Universidade de São Paulo

Escola de Engenharia de São Carlos

Departamento de Hidráulica e Saneamento

Remoção de DQO e de Nitrogênio, e Estudo dos Consórcios Microbianos em Sistema com Três Reatores Sobrepostos, em Série, Alimentado com Esgoto Sanitário

Pedro Ivo de Almeida Santos

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título de Doutor em Engenharia Civil, área de Hidráulica e Saneamento

Orientador: Prof. Tit. José Roberto Campos

São Carlos, SP

Dezembro, 2004

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

Santos, Pedro Ivo de Almeida
S237r Remoção de DQO e de nitrogênio, e estudo dos consórcios microbianos em sistema com três reatores sobrepostos, em série, alimentado com esgoto sanitário
Pedro Ivo de Almeida Santos. -- São Carlos, 2004.

Tese (Doutorado) -- Escola de Engenharia de São Carlos-Universidade de São Paulo, 2004.
Área: Hidráulica e Saneamento.
Orientador: Prof. Tit. José Roberto Campos.

1. Tratamento de esgoto sanitário. 2. Reatores UASB. 3. Reatores de leito móvel e filme fixo. 4. Consórcios de microrganismos. 5. Remoção de DQO. 6. Remoção de nitrogênio. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **PEDRO IVO DE ALMEIDA SANTOS**

Tese defendida e julgada em 17-12-2004 perante a Comissão Julgadora:

APROVADO

Prof. Titular **JOSÉ ROBERTO CAMPOS (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADO

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

Aprovado

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

APROVADO

Prof. Dr. **EDSON APARECIDO ABDUL NOUR**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP)

APROVADO

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

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

Agradecimentos

Ao Prof. José Roberto Campos pela valiosa e segura orientação, pelo incentivo e pela oportunidade de realizar este trabalho.

Aos meus pais, irmãos e familiares pelo apoio e incentivo constantes.

À Lia pelo amor, carinho, companheirismo e auxílio em todos os momentos.

A todos os meus amigos.

Ao Prof. Marcelo Zaiat pelo valioso auxílio na realização deste trabalho

À Dra. Eloísa Pozzi Gianotti pela disposição e interesse em colaborar com o bom desenvolvimento desta pesquisa.

Aos professores do Departamento de Hidráulica e Saneamento.

Aos amigos que desenvolviam suas pesquisas junto à ETE USP-São Carlos.

A todo o pessoal do Laboratório de Processos Biológicos, especialmente à Profa. Beth, à Janja, e à Profa. Bernadete.

À Ana Paula e ao Wagner do Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso das Águas.

Ao Júlio, à Cidinha, à Juliana, e ao Paulo do Laboratório de Saneamento.

Às secretárias do Departamento Márcia, Cecília, Valderez, Sá e Pavi.

A todos os funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento, em especial à Rose.

Ao Elvis da Cavibrás, Sr. Adolfo e Sr. Penazzi da Oficina da EESC-USP, Sr. Joel da Mundial Metais, Sr. Palombo, e ao pessoal da T&S.

Agradeço à FAPESP – Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo, pela bolsa de estudos concedida através do processo FAPESP nº 01/12640-7; e pelo financiamento da pesquisa através do processo FAPESP nº 00/04035-3.

Sumário

Lista de Tabelas ..... *i*

Lista de Figuras ..... *iii*

Lista de Fórmulas, Abreviaturas e Símbolos ..... *vi*

Resumo ..... *ix*

Abstract ..... *x*

1. Introdução 1

2. Objetivos 5

3. Levantamento Bibliográfico

3.1. Generalidades 7

3.2. Remoção de Matéria Carbonácea 8

3.3. Remoção de Nitrogênio 11

3.4. Reatores UASB 19

3.5. Reatores de Leito Móvel e Filme Fixo 23

3.6. Consórcios de Microrganismos 31

3.7. Modelos Matemáticos 42

3.8. Transferência de Massa e Cinética de Reações 45

3.9. Hidrodinâmica e Velocidade Ascensional em Reatores de Leito Móvel e Filme Fixo 60

3.10. Análise Crítica dos Trabalhos Consultados 65

4. Materiais e Métodos

4.1. Descrição do Sistema Experimental 69

4.2. Funcionamento da Instalação Experimental 77

4.3. Procedimentos Realizados durante a Partida do Sistema 82

4.3.1. Descrição dos procedimentos de partida do sistema 82

4.3.2. Caracterização do Lodo de Inóculo 83

4.4. Procedimentos Experimentais de Rotina na Instalação Piloto e nos Laboratórios 85

4.4.1. Descrição dos procedimentos de rotina realizados na ETE 85

4.4.2. Procedimentos de coleta de amostras 86

4.4.3. Métodos utilizados nas determinações das variáveis de controle 87

4.4.3. Método utilizado para as determinações realizadas com a sonda multiparâmetros 91

4.5. Método Utilizado no Estudo dos Consórcios Microbianos 92
4.5.1. Caracterização visual simplificada dos grânulos e biofilmes e determinação dos sólidos totais aderidos (STA) ao material suporte 92
4.5.2. Ensaios de Atividade Metanogênica Específica (AME) 92
4.5.3. Ensaios para identificação da presença ou ausência de microrganismos responsáveis pela transformação do nitrogênio 94
4.5.4. Ensaios para determinação do Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes e desnitrificantes 96
4.5.5. Microscopia óptica de contraste de fases e fluorescência 97
4.5.6. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) 98
4.6. Procedimentos Experimentais para os Estudos Complementares 98
4.6.1. Método utilizado na determinação do tipo de material suporte a ser utilizado na pesquisa 99
4.6.2. Método utilizado para realização do estudo hidrodinâmico 106
4.6.3. Método aplicado para a caracterização qualitativa e quantificação dos gases 109
4.6.4. Método para realização do ensaio piezométrico 110
4.6.5. Automação do sistema de reatores 110

5. Resultados e Discussão

5.1. Características da Água Residuária 113
5.2. Resultados da Operação do Sistema de Reatores 114
5.2.1 Discussão sobre a operação e os contratempos enfrentados 114
5.2.2 Resultados obtidos na Fase de Partida do sistema de reatores 118
5.2.2.1 Resultados das determinações das variáveis físico-químicas do lodo de inóculo 118
5.2.2.2 Resultados da operação de rotina durante a Fase de Partida do sistema 118
5.2.3. Resultados obtidos na Fase 1 de operação 121
5.2.3.1. Resultados das variáveis físico-químicas de controle 121
5.2.4. Resultados obtidos na Fase 2 de operação 140
5.2.4.1. Resultados das variáveis físico-químicas de controle 140
5.2.4.2. Resultados dos perfis realizados com a sonda multiparâmetros 152
5.2.5. Resultados obtidos na Fase 3 de operação 160
5.2.5.1. Resultados das variáveis físico-químicas de controle 160
5.2.5.2. Resultados dos perfis realizados com a sonda multiparâmetros 164
5.2.5.3. Verificação da remoção de coliformes no sistema 172
5.2.6. Comentários sobre o desempenho do sistema nas fases experimentais 173

5.3. Resultados dos estudos dos consórcios microbianos 177

5.3.1. Caracterização visual simplificada dos grânulos e biofilmes e determinação dos sólidos totais aderidos (STA) ao material suporte 177

5.3.1.1. Fase de partida do sistema 177

5.3.1.2. Fase 1 de operação do sistema 178

5.3.1.3. Fases 2 e 3 de operação do sistema 180

5.3.2. Ensaios de Atividade Metanogênica Específica (AME) 185

5.3.3. Ensaios para identificação da presença ou ausência de microrganismos responsáveis pelas vias de transformação do nitrogênio 189

5.3.4. Ensaios para determinação do Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes e desnitrificantes. 190

5.3.4.1 Ensaio de NMP ao final da Fase 1 de estudo 190

5.3.4.2. Ensaio de NMP ao final da Fase 3 de estudo 192

5.3.5. Ensaios de Microscopia Óptica de Contraste de Fases e de Fluorescência 195

5.3.5.1. Microscopia óptica da amostra do lodo de inóculo 196

5.3.5.2. Microscopia óptica ao final da Fase 1 de operação 197

5.3.5.3. Microscopia óptica ao final da Fase 3 de operação 204

5.3.6. Ensaios de Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV) 214

5.3.6.1. MEV ao final da Fase 1 de operação 215

5.3.6.2. MEV ao final da Fase 3 de operação 231

5.4.7. Discussão sobre as observações em microscopia óptica e MEV 241

5.4. Resultados dos Estudos Complementares 246

5.4.1 Resultados da determinação do tipo de material suporte a ser utilizado na pesquisa 246

5.4.2. Resultados do estudo hidrodinâmico 266

5.4.3. Resultados do estudo dos gases gerados no sistema 280

5.4.3.1. Análises dos gases gerados na Fase 1 de estudo 280

5.4.3.2. Análises dos gases gerados nas Fases 2 e 3 de estudo 287

5.4.4. Resultados do estudo piezométrico do sistema 289

5.4.5. Resultados da automação do sistema experimental 291

5.4.6. Proposta de Modelo Matemático do Sistema de Reatores 294

6. Conclusões e Recomendações

6.1. Conclusões 345

6.2. Recomendações 354

7. Referências Bibliográficas 355

Lista de Tabelas

Tabela 3.1 –	Algumas características típicas de reatores UASB, e de configurações derivadas dos reatores UASB.	21
Tabela 3.2 –	Aplicação dos Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente no tratamento de esgotos.	22
Tabela 3.3 –	Algumas características típicas de reatores anaeróbios de Leito Móvel e Filme Fixo.	26
Tabela 3.4 –	Algumas características típicas de reatores aeróbios de Leito Móvel e Filme Fixo.	29
Tabela 3.5 –	Coeficientes de transferência de massa gás/liquido (k_La) – revisão da literatura.	49
Tabela 3.6 –	Coeficientes de transferência de massa liquido/sólido – revisão da literatura.	52
Tabela 3.7 –	Difusividade efetiva de substrato no interior da biopartícula (D_e) – revisão da literatura.	54
Tabela 3.8 –	Equações cinéticas e parâmetros cinéticos intrínsecos dessas equações – revisão da literatura.	57
Tabela 3.9 –	Taxa de carregamento orgânico, velocidades ascensionais de líquido e gás, e tipos de material suporte, utilizados em reatores de leito móvel e filme fixo – revisão da literatura.	62
Tabela 4.1 –	Programa das fases de operação (duração: 430 dias a partir do encerramento da fase de testes iniciais do sistema com água).	76
Tabela 4.2 –	Freqüência e número de análises das variáveis de controle realizadas no local da instalação, no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso das Águas, e no Laboratório de Saneamento, do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC – USP.	88
Tabela 4.3 –	Freqüência e número de ensaios, exames, e análises realizados no Laboratório de Processos Biológicos (LPB) e no Centro de Análises Químicas Instrumentais (CAQI) do Instituto de Química da USP – São Carlos	89
Tabela 4.4 –	Freqüência e número de ensaios, exames, e análises realizados no local da instalação experimental.	90
Tabela 4.5 –	Planejamento dos ensaios de fluidificação das cavilhas.	105
Tabela 4.6 –	Planejamento dos ensaios hidrodinâmicos do sistema com "água de torneira".	107
Tabela 4.7 –	Planejamento do ensaio hidrodinâmico do sistema com esgoto sanitário.	108
Tabela 5.1 –	Resumo estatístico das principais variáveis de controle apresentadas pela água residuária utilizada na pesquisa após o tratamento preliminar.	113
Tabela 5.2 –	Resultados obtidos na determinação das variáveis físico-químicas durante a caracterização do lodo de inóculo.	118
Tabela 5.3 –	Valores das variáveis de controle utilizados para verificar o desempenho do sistema de reatores durante a Fase de Partida.	119
Tabela 5.4 –	Eficiência de remoção de DQO e turbidez, e taxas de carregamento orgânico (TCO) aplicadas durante a Fase de Partida do sistema.	120
Tabela 5.5 –	Valores dos parâmetros de controle obtidos em perfis realizados ao longo da altura do sistema – Fase 1.	123
Tabela 5.6 –	Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amon), fósforo e taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio aplicadas ao sistema durante a operação de rotina na Fase 1.	126
Tabela 5.7 –	Resultados das determinações da série de sólidos durante a Fase 1 de operação, e eficiência de remoção dos sólidos no sistema.	127
Tabela 5.8 –	Valores das variáveis de controle, afluentes e efluentes ao sistema, obtidas no perfil realizado ao longo das horas do dia (Fase 1).	134

Tabela 5.9 –	Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (NTK e N-amoniacal) e taxas de carregamento de DQO e nitrogênio (NTK) aplicadas ao sistema durante o perfil horário de encerramento da Fase 1.	135
Tabela 5.10 –	Características de operação do sistema em regime de equilíbrio dinâmico aparente quando o mesmo apresentou os melhores resultados de remoção de DQO e nitrogênio na Fase 1 de estudo.	139
Tabela 5.11 –	Valores dos parâmetros de controle obtidos em perfis realizados ao longo da altura do sistema – Fase 2.	141
Tabela 5.12 –	Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amon), fósforo e taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio aplicadas ao sistema durante a operação de rotina na Fase 2.	145
Tabela 5.13 –	Resultados das determinações da série de sólidos durante a Fase 2 de operação, e eficiência de remoção dos sólidos no sistema.	147
Tabela 5.14 –	Valores dos parâmetros de controle, afluentes e efluentes ao sistema, obtidos no perfil realizado ao longo das horas do dia (Fase 2).	148
Tabela 5.15 –	Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (NTK e N-amoniacal) e taxas de carregamento de DQO e nitrogênio (NTK) aplicadas ao sistema durante o perfil horário de encerramento da Fase 2.	149
Tabela 5.16 –	Características de operação do sistema em regime de equilíbrio dinâmico aparente ao final da Fase 2 de estudo.	152
Tabela 5.17 –	Valores das variáveis de controle determinadas com a sonda multiparâmetros durante perfil de monitoramento de 24 horas de duração	153
Tabela 5.18 –	Valores das variáveis de controle determinadas pela sonda em perfil ao longo da altura do sistema de reatores.	155
Tabela 5.19 –	Valores das variáveis de controle obtidos em perfis realizados ao longo da altura do sistema – Fase 3.	161
Tabela 5.20 –	Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amon), fósforo e taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio aplicadas ao sistema durante a operação de rotina na Fase 3.	161
Tabela 5.21 –	Resultados da determinação da série de sólidos durante a Fase 3 de operação, e eficiência de remoção dos sólidos no sistema.	161
Tabela 5.22 –	Características de operação do sistema em regime de equilíbrio dinâmico aparente durante a Fase 3 de estudo.	164
Tabela 5.23 –	Valores das variáveis de controle determinadas pela sonda em perfil ao longo da altura do sistema de reatores	165
Tabela 5.24 –	Resumo estatístico da variação na qualidade do efluente em 24 horas.	169
Tabela 5.25 –	Eficiência de remoção de coliformes totais e fecais no sistema estudado.	172
Tabela 5.26 –	Resultados do ensaio de determinação dos sólidos totais aderidos (STA) ao material suporte.	182
Tabela 5.27 –	Resultados da verificação da presença ou ausência de colônias de microrganismos nos tubos de ensaio após 14 e 21 dias de incubação – Fase 1.	191
Tabela 5.28 –	NMP de bactérias por grama de Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) – Fase 1.	191
Tabela 5.29 –	Resultados da verificação da presença ou ausência de colônias de microrganismos nos tubos de ensaio após 14 e 21 dias de incubação – Fase 3	192
Tabela 5.30 –	NMP de bactérias por grama de Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) – Fase 3.	192
Tabela 5.31 –	Resumo dos resultados obtidos nos ensaios de porosimetria.	247
Tabela 5.32 –	Determinações de parâmetros físico-químicos das amostras de material das cavilhas solubilizado em água destilada.	248

Tabela 5.33 –	Determinação do peso e porcentagens de massa das cavilhas perdidos no ensaio estático.	249
Tabela 5.34 –	Densidade média das cavilhas de eucalipto e pinus – secas e molhadas.	252
Tabela 5.35 –	Observações feitas pelo autor durante os ensaios de fluidificação do leito.	260
Tabela 5.36 –	Perda de carga na coluna de ensaio durante os experimentos de fluidificação das cavilhas.	263
Tabela 5.37 –	Resultados do ensaio realizado com as cavilhas leves, e observações acerca da expansão do leito.	264
Tabela 5.38 –	Resultados da determinação da vazão horária de gases nos reatores do sistema.	264
Tabela 5.39 –	Gases detectados e respectivas concentrações – Fase 1.	287
Tabela 5.40 –	Gases detectados e respectivas concentrações – Fase 3.	288
Tabela 5.41 –	Valores das leituras dos piezômetros.	289

Lista de Figuras

Figura 3.1 –	Seqüência de etapas da colonização de microrganismos na interface sólido/líquido.	37
Figura 4.1 –	Corte da unidade experimental com reatores sobrepostos – projeto "as built".	72
Figura 4.2 –	Esquema geral da instalação experimental em escala piloto controlada por microcomputador – alimentação com esgoto sanitário após tratamento preliminar.	73
Figura 4.3 –	Fotografia do sistema experimental de reatores sobrepostos.	74
Figura 4.4 –	Fotografias do sistema experimental (detalhes).	75
Figura 4.5 –	Frasco com solução de substrato e lodo granulado durante ensaio de AME.	93
Figura 4.6 –	Tipos de cavilhas pesquisadas	100
Figura 4.7 –	Fluxograma do controle da instalação experimental através do microcomputador.	112
Figura 5.1 –	Alguns dos problemas enfrentados durante a operação da ETE – USP São Carlos e do sistema piloto instalado junto à mesma.	114
Figura 5.2 –	Detalhes dos problemas enfrentados durante a operação da ETE – USP São Carlos e do sistema piloto instalado junto à mesma.	115
Figura 5.3 –	Ilustração da acumulação de esgoto concentrado na tubulação de entrada do sistema.	117
Figura 5.4 –	Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 1 de estudo (média dos últimos três perfis) – pH; DQO; turbidez; e alcalinidade.	128
Figura 5.5 –	Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 1 de estudo (média dos últimos três perfis) – ácidos voláteis; nitrogênio (total, amoniacal e orgânico); sólidos; e nitrato/nitrito.	129
Figura 5.6 –	Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo: eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada) e nitrogênio (N-NTK e N-amon); valores das variáveis de controle afluente e efluente: DQO, pH; e Turbidez – encerramento da Fase 1.	136
Figura 5.7 –	Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo - valores das variáveis de controle no afluente e no efluente: alcalinidade; série de nitrogênio; ácidos voláteis; nitrato/nitrito) – encerramento da Fase 1.	137
Figura 5.8 –	Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 2 de estudo (média dos quatro perfis mostrados na Tabela 5.11) – pH; DQO; turbidez; e alcalinidade.	142
Figura 5.9 –	Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 2 de estudo (média dos quatro perfis mostrados na Tabela 5.11) – ácidos voláteis; nitrogênio (total, amoniacal e orgânico); sólidos; e nitrato/nitrito.	143

Figura 5.10 –	Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo: eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada) e nitrogênio (N-NTK e N-amon); valores das variáveis de controle afluente e efluente: DQO, pH; e Turbidez – encerramento da Fase 2.	150
Figura 5.11 –	Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo - valores das variáveis de controle no afluente e no efluente: alcalinidade; série de nitrogênio; ácidos voláteis; nitrato/nitrito) – encerramento da Fase 2	151
Figura 5.12 –	Gráficos das concentrações das variáveis no tempo, determinadas através dos sensores da sonda multiparâmetros ao longo de 24 horas de ensaio.	154
Figura 5.13 –	Perfil de valores das variáveis de controle dos reatores ao longo da altura do sistema – 189º dia de operação na Fase 2.	156
Figura 5.14 –	Perfil de valores das variáveis de controle dos reatores ao longo da altura do sistema – 199º dia de operação na Fase 2.	157
Figura 5.15 –	Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 3 de estudo – pH; DQO; turbidez; e alcalinidade	162
Figura 5.16 –	Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 3 de estudo – ácidos voláteis; nitrogênio (total, amoniacal e orgânico); sólidos; e nitrato/nitrito.	163
Figura 5.17 –	Perfil de valores das variáveis de controle do sistema ao longo da altura do mesmo – 15º dia de operação na Fase 3.	166
Figura 5.18 –	Perfil de monitoramento contínuo do efluente do sistema de reatores – 24 horas com dados coletados a cada 10 segundos. Encerramento da Fase 3 de estudo – Temperatura; OD; pH; e ORP.	170
Figura 5.19 –	Perfil de monitoramento contínuo do efluente do sistema de reatores – 24 horas com dados coletados a cada 10 segundos. Encerramento da Fase 3 de estudo – N-amon; Nitrato; TSD; e Cloretos.	171
Figura 5.20 –	Grânulos de com tamanhos variados observados no lodo de inóculo.	177
Figura 5.21 –	Cavilhas utilizadas como material suporte, aparentemente cobertas com biofilme.	180
Figura 5.22 –	Perfil visual do sistema – fotografias das amostras coletadas ao longo da altura do sistema de reatores.	184
Figura 5.23 –	Curva de produção acumulada de metano ao longo do tempo de experimento – Fase de Partida.	185
Figura 5.24 –	Curva de produção acumulada de metano ao longo do tempo de experimento – Fase 1.	186
Figura 5.25 –	Curva de produção acumulada de metano ao longo do tempo de experimento – Fase 3.	187
Figuras 5.26 – a 5.50	Imagens dos microrganismos presentes nos grânulos e biofilmes obtidas nos ensaios de microscopia óptica de contraste de fases e fluorescência. Para o lodo de inóculo na Fase de Partida e para os três reatores nas Fases 1 e 3 de operação.	196 a 213
Figura 5.51 –	Ilustração dos planos de observação considerados na MEV do material suporte.	214
Figuras 5.52 – a 5.88	Imagens da estrutura das cavilhas sem biofilme e imagens dos microrganismos presentes nos grânulos e biofilmes obtidas nos ensaios de microscopia eletrônica de varredura (MEV). Para o lodo de inóculo na Fase de Partida e para os três reatores nas Fases 1 e 3 de operação.	215 a 240
Figura 5.89 –	Gráfico da variação do pH nos Dias de Experimento para as amostras de pinus.	249
Figura 5.90 –	Gráfico da variação do pH nos Dias de Experimento para as amostras de eucalipto.	249
Figura 5.91 –	COT dissolvido em água destilada ao longo dos dias em que as amostras permaneceram submersas.	250
Figura 5.92 –	Dimensões utilizadas na determinação do diâmetro equivalente das cavilhas	250
Figura 5.93 –	Velocidade de sedimentação e distância percorrida e para cavilhas de eucalipto – aceleração nula após 30 cm.	255

Figura 5.94 –	Velocidade de sedimentação e distância percorrida e para cavilhas de pinus – aceleração nula após 30 cm.	256
Figura 5.95 –	Fotografias da coluna de ensaio de fluidificação e dos experimentos realizados com cavilhas de eucalipto 10 mm x 10 mm.	261
Figura 5.96 –	Fotografias da coluna de ensaio de fluidificação e dos experimentos realizados com as cavilhas de pinus 8 mm x 8 mm.	262
Figura 5.97 –	Tabela e gráficos de resultados para os ensaios de expansão dos leitos compostos pelos diferentes tipos de cavilhas.	264
Figura 5.98 –	Cavilha ranhurada de pinus 8 mm x 8 mm - escolhida para composição do leito suporte para crescimento de biofilme nos reatores de leito móvel e filme fixo do sistema estudado.	265
Figura 5.99 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 1 - Vazão Mínima.	267
Figura 5.100 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 2 - Vazão Média.	268
Figura 5.101 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 3 - Vazão Máxima.	269
Figura 5.102 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 4 – Vazão Média + Recirculação.	270
Figura 5.103 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 5 – Vazão Média + Recirculação + Agitação.	271
Figura 5.104 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 6 - Vazão Média + Recirculação + Agitação + Oxigênio.	272
Figura 5.105 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 7- Vazão Média + Material Suporte.	273
Figura 5.106 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Nº 8 - Vazão Média + Recirculação + Agitação + Oxigênio + Mat. Sup.	274
Figura 5.107 –	Gráficos do comportamento do traçador ($mgCl^-/l$) ao longo do tempo de ensaio – comparação de resultados da fase inicial do estudo hidrodinâmico.	275
Figura 5.108 –	Planilha descritiva do ensaio hidrodinâmico Final - Vazão do melhor resultado obtido durante a operação + Recirculação (QR2) + Oxigênio + Mat. Sup.	276
Figura 5.109 –	Gráfico da produção de biogás no reator UASB (R1) ao longo de 74 horas de ensaio – Fase 1.	281
Figura 5.110 –	Gráfico da produção de gases no reator LMFF Aeróbio (R2) ao longo de 18 horas de ensaio – Fase1.	282
Figura 5.111 –	Gráfico da produção de gases no reator LMFF Anóxico (R3) ao longo de 45 horas de ensaio – Fase1.	283
Figura 5.112 –	Representação da resposta do equipamento referente a 1 minuto de produção de gás no reator R1 (74º hora do gráfico da Figura 5.109) – Fase 1.	285
Figura 5.113 –	Representação da resposta do equipamento referente a 1 minuto de produção de gás no reator R2 (15º hora do gráfico da Figura 5.110) – Fase 1.	285
Figura 5.114 –	Representação da resposta do equipamento referente a 1 minuto de produção de gás no reator R3 (12º hora do gráfico da Figura 5.111) – Fase 1.	286
Figura 5.115 –	Níveis d'água nos piezômetros instalados no sistema durante o ensaio piezométrico.	290
Figura 5.116 –	Fotografia do computador "rodando" o software responsável pelo controle dos equipamentos componentes do sistema estudado.	292
Figura 5.117 –	Esquema dos volumes de controle definidos para o sistema de reatores utilizado para realização do balanço material e demais formulações do modelo.	296

Lista de Fórmulas, Abreviaturas e Símbolos,

Fórmulas Químicas

ATP	adenosina trifosfato
CH_4	gás metano
Cl^-	ion cloreto
CO	monóxido de carbono
CO_2	dióxido de carbono
Fe	ferro
FeS	sulfato ferroso
H_2	gás hidrogênio
H_2S	gás sulfídrico
NH_3	gás amoníaco
NH_4^+	íon amônio
NO	óxido nitroso
N_2O	óxido nítrico
NO_2^-	íons nitrito
NO_3^-	íon nitrato
O_2	oxigênio

Abreviaturas

AME	Atividade Metanogênica Específica
B	frasco controle no ensaio de AME (branco)
Bba1	bomba de alimentação do sistema experimental
BR1	bomba de recirculação interna no reator R1 do sistema experimental
BR2	bomba de recirculação desde a saída do reator R3 até a entrada do reator R2 no sistema experimental
BDes	bomba de fornecimento de parte do afluente para a desnitrificação em R3 do sistema experimental
CAG	Carvão Ativado Granular
CDC	Compartimento de Decantação e Coleta do efluente tratado no sistema
COT	Carbono Orgânico Dissolvido
DBO_5	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO_{bruta}	Demanda Química de Oxigênio bruta (DQO_b)
$DQO_{filtrada}$	Demanda Química de Oxigênio filtrada (considera apenas a matéria orgânica solúvel) (DQO_f)
EESC	Escola de Engenharia de São Carlos
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
FIA	"Flow Injection Analysis" – análise por injeção de fluxo
F1	Frasco 1 para realização do ensaio de AME
F2	Frasco 2 – réplica de F1
LATAR	Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso das Águas
LMFFAe	Leito Móvel e Filme Fixo Aeróbio
LMFFAn	Leito Móvel e Filme Fixo Anóxico
LPB	Laboratório de Processos Biológicos
MEV	Microscopia Eletrônica de Varredura
MS	Material Suporte
N-amon	nitrogênio amoniacal ($NH_3 + NH_4^+$)
NMP	Número Mais Provável (de microganismos)
$N\text{-}NO_2^-$	nitrogênio representado como íon nitrito

$N\text{-}NO_3^-$	nitrogênio representado como íon nitrato
N-org	nitrogênio orgânico
N-NTK	nitrogênio total representado pela determinação pelo método Nitrogênio Total Kjeldal
OD	oxigênio dissolvido
OSBG	"Optimized Support for Biofilm Growth" (tipo de material suporte patenteado)
P1	ponto de coleta na saída do reator UASB (R1)
P2	ponto de coleta na saída do reator aeróbio (R2)
P3	ponto de coleta na saída do reator anóxico (R3)
PA	ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto
PE	Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado.
pi(n)	pontos intermediários de coleta no sistema (n = 1 a 7)
PG1	ponto de coleta de gases no reator R1
PG2	ponto de coleta de gases no reator R1
PG3	ponto de coleta de gases no reator R1
POR	Potencial de Oxi-Redução
R1	reator que compõe a base do sistema experimental (do tipo UASB)
R2	reator intermediário no sistema de reatores sobrepostos (do tipo LMFF aeróbio)
R3	reator superior no sistema de reatores sobrepostos (do tipo LMFF com ambiente anóxico)
RLMFF	reator de leito móvel e filme fixo
SD	sólidos dissolvidos
SDF	sólidos dissolvidos fixos
SDT	sólidos dissolvidos
SDV	sólidos dissolvidos voláteis
SHS	Departamento de Hidráulica e Saneamento
SS	sólidos suspensos
SSF	sólidos suspensos fixos
SSV	sólidos suspensos voláteis
SST	sólidos suspensos totais
ST	sólidos totais
STF	sólidos totais fixos
STV	sólidos totais voláteis
TCO	Taxa de Carregamento Orgânico
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
TDH_{total}	Tempo de Detenção Hidráulica total do sistema incluindo o compartimento de decantação
TRL	Tempo de Retenção do Lodo
UASB	"Upflow Anaerobic Sludge Bed" – reator anaeróbio de manta de lodo
USP	Universidade de São Paulo

Símbolos

a	área interfacial para transferência de massa $[L^2]$
A	comprimento de uma cavilha [L]
C_{Eosina}	concentração do corante Eosina injetada na forma de pulso no ensaio hidrodinamico $[M*L^{-3}]$
C_{NaCl}	concentração de NaCl injetada na forma de pulso no ensaio hidrodinamico $[M*L^{-3}]$
Cs	concentração do substrato $[M*L^{-3}]$
D_e	difusividade efetiva de substrato na biopartícula $[L^2*T^{-1}]$
D_{eq}	diâmetro equivalente de uma cavilha (material suporte) [L]
D_1	diâmetro considerado em um plano qualquer da seção transversal da cavilha [L]
D_2	diâmetro no plano perpendicular ao plano estipulado para D_1 [L]
Ga:	número de Galileu $[M^2*T*L^{-2}*N^{-1}]$
Ho	perda de carga inicial do leito (sistema parado) no ensaio de fluidificação das cavilhas [L]

H_{leito}	espessura do leito de cavilhas no ensaio de fluidificação do leito [L]
I	inchamento do leito leito suporte após 30 dias de imersão em água [%]
I_m	inchamento médio de uma cavilha após 30 dias de imersão em água [%]
K_o	parâmetro cinético intrínseco de ordem zero $[M*L^{-3}*T^{-1}]$
K_1	parâmetro cinético intrínseco de 1º ordem $[L^3*M^{-1}*T^{-1}]$
k_d	constante de decaimento e morte de microrganismos $[T^{-1}]$
k_La	coeficiente de transferência de massa gás/líquido [T-1]
k_s	coeficiente de transferência de massa na fase líquida $[L*T^{-1}]$
Ks	constante de saturação do substrato $[M*L^{-3}]$
L_I	espessura do leito de material suporte seco (ensaio de determinação do inchamento do leito) [L]
L_F	espessura do leito de material suporte após 30 dias de imersão em água [L]
Ne	velocidade de transferência de massa na fase líquida $[M*T^{-1}]$
N_i	velocidade de transferência de massa intraparticular $[M*T^{-1}]$
P	peso [M]
Q_A	vazão de alimentação do sistema com esgoto sanitário $[L^3*T^{-1}]$
Q_{Amax}	vazão de alimentação máxima imposta ao sistema $[L^3*T^{-1}]$
Q_{Amed}	vazão de alimentação média imposta ao sistema $[L^3*T^{-1}]$
Q_{Amin}	vazão de alimentação mínima imposta ao sistema $[L^3*T^{-1}]$
Q_{ar}	vazão de ar utilizada nos ensaios de fluidificação $[L^3*T^{-1}]$
$Q_{água}$	vazão de água utilizada nos ensaios de fluidificação $[L^3*T^{-1}]$
Q_{O2}	vazão de oxigênio puro imposta ao sistema $[L^3*T^{-1}]$
QR1	vazão de recirculação interna no reator R1 $[L^3*T^{-1}]$
QR2	vazão de recirculação desde a saída do reator R3 até a entrada do reator R2 $[L^3*T^{-1}]$
r_x	velocidade de crescimento celular $[T^{-1}]$
S	concentração de substrato em uma dada posição y $[M*L^{-3}]$
S_b	concentração do substrato na fase líquida $[M*L^{-3}]$
S_i	concentração do substrato na interface líquido/sólido $[M*L^{-3}]$
t	tempo [T]
T_{ar}	temperatura do ar (ºC)
T_{EB}	temperatura do esgoto bruto (ºC)
$T_{liquido}$	temperatura do líquido no interio do sistema (ºC)
V	volume $[L^3]$
v_G	velocidade ascensional do gás $[L*T^{-1}]$
v_L	velocidade ascensional do líquido $[L*T^{-1}]$
V_{mf}	velocidade mínima de fluidificação $[L*T^{-1}]$
X	concentração de biomassa no interior do reator $[M*L^{-3}]$
$Y_{X/S}$	coeficiente de rendimento celular (adm)

ϕ	diâmetro
λ	comprimento de onda
μ	viscosidade absoluta da água $(N*m/s^2)$
μ_{max}	velocidade máxima de crescimento celular $[T^{-1}]$
ρ_a	massa específica da água (kg/m^3)
ρ_s	massa específica dos sólidos (kg/m^3)
$\rho_{s\ 10\ molh}$	densidade das média das cavilhas de eucalipto 10mm x10mm
$\rho_{s\ 8\ molh}$	densidade das média das cavilhas de eucalipto 10mm x10mm

Nota: A simbologia específica utilizada no desenvolvimento do modelo matemático será descrita durante a apresentação do equacionamento do modelo.

Resumo

SANTOS, P. I. A. (2004). *Remoção de DQO e de Nitrogênio, e Estudo dos consórcios Microbianos em Sistema com Três Reatores Sobrepostos,em Série, Alimentado com Esgoto Sanitário*. Tese (Doutorado), Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 367 p. São Carlos, SP.

Esta pesquisa enfoca a avaliação do desempenho de nova configuração de unidade para tratamento biológico de esgoto sanitário por processo combinado, visando à remoção de nutrientes, especialmente nitrogênio. O sistema construído em escala piloto tem volume útil igual a 71,48 litros. Nesta nova configuração de reatores para tratamento terciário de esgoto sanitário, utilizaram-se três reatores sobrepostos, sendo: um reator UASB - "Upflow Anaerobic Sludge Blanket"; um reator de leito móvel e filme fixo aeróbio (com aplicação de oxigênio puro); e, um reator de leito móvel e filme fixo com ambiente anóxico. O material suporte utilizado nos reatores de leito móvel e filme fixo constituiu alternativa inédita no tratamento de efluentes líquidos. Foram utilizadas cavilhas "ranhuradas" de madeira, de dimensões aproximadas de 8,0 mm de diâmetro por 8,0 mm de comprimento. O desempenho geral do sistema quanto à remoção de matéria carbonácea e compostos nitrogenados, e as associações microbianas formadas nos três reatores são objetos principais de estudo deste trabalho. Foram obtidos resultados de remoção de DQO e de nitrogênio bastante satisfatórios, sobretudo quando o tempo de detenção hidráulica total esteve próximo a 20 horas, incluindo o compartimento de decantação (94,6 % para DQO; e 96,7 % para N-NTK, com formação de nitrato em concentrações inferiores a 10,0 mgN-NO_3^-/l). O TDH estudado variou entre 5 e 24 horas para os sistema completo. O estudo dos consórcios de microrganismos forneceu excelentes resultados quanto à quantidade, diversidade, e atividade das populações desenvolvidas nos diferentes ambientes, confirmando o bom desempenho do sistema e o fornecimento de ambiente adequado para o desenvolvimento das diferentes populações nos três reatores. A idealização desta configuração tem como finalidade realização de tratamento de esgoto sanitário até nível terciário em planta compacta, podendo ser utilizada por pequenas e grandes comunidades, devido à possibilidade de se construir diversos módulos do sistema proposto.

Palavras-chave: tratamento de esgoto sanitário, reatores UASB, reatores de leito móvel e filme fixo, consórcios de microrganismos, remoção de DQO, remoção de nitrogênio.

Abstract

SANTOS, P. I. A. (2004). *COD and Nitrogen Removal, and Microbial Associations Study on a Three Superposed, in Series, Reactors System, Fed with Domestic Wastewater*. PhD Thesis. Hydraulics and Sanitation Department, School of Engineering of São Carlos, University of São Paulo. 367 p. São Carlos, SP, Brazil.

This research is focused on the performance evaluation of a new system configuration of combined biological reactors, treating domestic wastewater till tertiary level. The pilot scale proposed system had a total useful volume of 71,48 liters. This new configuration involves three types of superposed reactors: an Upflow Anaerobic Sludge Blanket reactor; an aerobic fixed film mobile bed reactor (fed with pure oxygen); and a fixed film mobile bed reactor at anoxic environment. The support material used inside the fixed film mobile bed reactors was wood made grooved dowels. The main purposes of this work are to evaluate the systems general performance regarding COD and nitrogen removal, and the microbial associations inside the reactors. It reached quite satisfactory results regarding COD and nitrogen removal when the total hydraulic retention time (HRT) was around 20 hours, including the clarification zone volume (94,6 % for the COD; and 96,7 % for the TKN-N, whit nitrate formation below 10,0 mgN-NO_3^-/l). HRTs from 5 to 20 hours were studied. The microbial associations were present in large number, with a great diversity and high specific activities at the different environments, confirming the good results obtained and the suitable environment provided for the growth of the different populations inside the three reactors. The idealization of this treatment system has the goal to treat domestic wastewater from small to large communities till tertiary level, in compact treatment plants, due to the possibility of constructing several modules of the system.

Keywords: domestic wastewater treatment, UASB reactors, fixed film mobile bed reactors, microbial associations, COD removal, nitrogen removal.

1. Introdução

A partir do início da década de 80, com base em configuração de reator anaeróbio preconizada por Lettinga e colaboradores (Lettinga *et al.,* 1980), houve evolução impressionante do interesse de pesquisadores no desenvolvimento de trabalhos enfocando esse tipo de unidade para tratamento de águas residuárias.

O reator denominado de UASB – "Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor" – ou reator anaeróbio de manta de lodo, tem aspectos físicos muito simples, que resultam em unidade de fácil execução, resultando em custos de construção e operação relativamente baixos.

Em meados da década de oitenta, várias estações de tratamento de esgoto sanitário passaram a fundamentar-se em reatores UASB, sendo que o Brasil foi um dos países pioneiros no uso dessa solução.

Essa experiência tem demonstrado que a eficiência média desse reator, tratando esgoto sanitário, tem alcançado, preponderantemente, a faixa de 65% a 75%, em termos de remoção de DBO. No entanto, a eficiência de Remoção de DBO_5^{20} para sistemas de tratamento de esgoto deve ser de, no mínimo, 80% segundo a legislação brasileira (CONAMA, 1986).

Aparentemente, a concepção original dificilmente levará a eficiência significativamente maior, quando se refere ao tratamento de esgoto sanitário. Um fator que demonstra essa afirmação refere-se à velocidade ascensional do meio líquido, a qual é limitada pela natureza dos grânulos ou flocos que constituem a "manta de lodo", pois, aumento excessivo de velocidade pode provocar o "arraste" destes grânulos no efluente.

Considerando-se esse fator, dificilmente poder-se-á reduzir o tempo de detenção hidráulica, de forma considerável, nesse tipo de configuração. O aprimoramento desse tipo de reator é etapa importante na evolução da sua aplicabilidade, já sobejamente comprovada pelas unidades que se encontram em operação.

Uma das alternativas desenvolvidas para suprir esta limitação dos reatores UASB é o reator EGSB – "Expanded Granular Sludge Bed" (Lettinga *et al*, 1997) – o qual apresenta funcionamento semelhante aos reatores de leito móvel e filme fixo, porém sem a utilização de material suporte para desenvolvimento das biopartículas. Neste caso, exploram-se melhor as propriedades dos grânulos, os quais devem estar muito bem formados.

A constatação da limitação desses reatores anaeróbios em promover tratamento de esgoto sanitário com eficiência elevada tem exigido que, para se atender aos limites mais restritivos com relação à qualidade do efluente, seja previsto tratamento complementar do efluente desses reatores, sobretudo no que diz respeito à remoção de nutrientes.

Algumas maneiras de se promover esse tratamento complementar, por via biológica, consistem na utilização de reatores anaeróbios combinados com reatores aeróbios, reatores anaeróbios em série, lagoas, disposição controlada no solo, entre outros, os quais já foram amplamente estudados, podendo-se encontrar alguns desses sistemas em operação, com sucesso.

Outras alternativas complementares aos reatores biológicos anaeróbios podem ser sistemas com membranas e processos físico-químicos (floculação e flotação por ar dissolvido, por exemplo), que também produzem excelente qualidade do efluente de estações de tratamento de esgoto (ETEs). No entanto, ainda não existe consenso sobre qual é o sistema mais vantajoso em termos de custo-benefício e condições operacionais e ambientais.

Nesta pesquisa, propõe-se a introdução – em uma única unidade – de reator aeróbio e reator com ambiente anóxico sobrepostos ao reator de manta de lodo (anaeróbio), com o intuito de complementar a configuração original dos reatores UASB, e promover o tratamento terciário.

A fim de desenvolver um sistema combinado que pudesse reunir tanto boa relação custo-benefício, quanto boas condições operacionais e, também, eficiência de tratamento satisfatória na remoção de matéria carbonácea e de nitrogênio, introduziu-se um reator de leito móvel e filme fixo aeróbio sobre o reator UASB, e, sobre o reator aeróbio, um reator de leito móvel e filme fixo com ambiente anóxico.

Essa configuração, inédita para o tratamento de esgoto sanitário, justifica-se conceitualmente pelo seguinte: o reator UASB, remove fração considerável da matéria carbonácea e também promove a amonificação parcial dos compostos orgânicos nitrogenados; em seguida, o reator aeróbio remove parcela significativa da matéria carbonácea restante, além de promover a nitrificação dos compostos amonificados; e, por último, o reator no qual o ambiente é anóxico permite a desnitrificação e realiza o polimento final do efluente.

Neste sistema, o reator UASB também pode funcionar como um decanto-digestor dos sólidos orgânicos grosseiros do afluente e também do lodo gerado no sistema, o qual é sedimentado em um compartimento de decantação do líquido e coleta do efluente final, posicionado sobre o reator com ambiente anóxico.

Os reatores de leito móvel e filme fixo, que apresentam vantagens como a elevada eficiência de transferência de massa do substrato para o biofilme, alta retenção de biomassa e possibilidade de aplicação de altas taxas de carregamento, têm tais benefícios aproveitados nos reatores subseqüentes.

Quanto à remoção de patógenos, seria necessária a inclusão de sistema posterior destinado à desinfecção do efluente.

O estudo dos consórcios formados, e das melhores condições para o desenvolvimento de diferentes tipos de colônias constituiu processo complicado e demorado, porém fundamental para o bom funcionamento dos processos biológicos decorridos nesses reatores.

Com esta pesquisa, procurou-se desenvolver um sistema de tratamento de esgoto sanitário confiável e eficiente, baseado nos princípios do tratamento de efluentes por via biológica, com sistemas combinados, em estações compactas.

2. Objetivos

☒ Objetivos Principais

- Estudo da remoção de matéria carbonácea, da nitrificação e da desnitrificação em um sistema de fluxo ascendente, com reatores sobrepostos em série, alimentado com esgoto sanitário. Tal sistema foi constituído por um reator anaeróbio de crescimento suspenso (UASB); um reator de leito móvel e filme fixo aeróbio no qual foi aplicado oxigênio puro (nitrificação); e um reator de leito móvel e filme fixo com ambiente anóxico (desnitrificação).
- Avaliação dos processos biológicos envolvidos, da morfologia dos microrganismos encontrados, da estrutura, e das características físico-químicas dos grânulos e dos biofilmes formados no sistema.

☒ Objetivos Complementares

- Estudo do desempenho geral da unidade submetida a diferentes taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio;
- Avaliação de tipo inédito de material suporte proposto para ser utilizado em reatores de leito móvel e filme fixo (cavilhas de madeira);
- Estudo das características hidrodinâmicas do sistema;
- Proposta de modelo matemático conceitual para descrever a cinética das vias de degradação de DQO e nitrogênio, e formação de biomassa no sistema;
- Estudo dos gases gerados nos reatores do sistema;
- Estudo das perdas de carga ocorridas no sistema;
- Automação do sistema.

3. Levantamento Bibliográfico

3.1. Generalidades

Pesquisas envolvendo tratamento de esgoto por processo biológico têm buscado utilizar tecnologias inovadoras para atingir eficiência elevada de remoção de poluentes. Dentre os reatores não convencionais com potencialidade para uso no tratamento de esgoto sanitário e de efluentes industriais, pode-se citar: digestor anaeróbio de contato, filtro anaeróbio ou aeróbio, reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e reatores de leito expandido e fluidificado (anaeróbios, aeróbios e anóxicos).

A compreensão da importância do tempo de retenção celular dos microrganismos conduziu ao desenvolvimento de reatores biológicos (anaeróbios, aeróbios e anóxicos) capazes de reter os microrganismos participantes da degradação de substâncias orgânicas e inorgânicas, sem envolver diretamente o tempo de detenção hidráulica (Speece, 1996).

Em ambiente anaeróbio, a degradação da matéria carbonácea ocorre devido à ação de bactérias fermentativas, produtoras de hidrogênio, homoacetogênicas, arqueas metanogênicas e bactérias redutoras de sulfato. Esse processo é bastante diferente do processo aeróbio devido à grande complexidade e à interdependência dos microrganismos que participam dos diferentes estágios da digestão anaeróbia.

As características metabólicas apresentadas pelos organismos anaeróbios acarretam baixa produção de biomassa (lodo); baixo requisito de nutrientes; além de não demandar introdução de energia ao sistema, devido ao fato de no processo não haver requisição de oxigênio.

No entanto, o efluente produzido por reatores anaeróbios contém compostos reduzidos (amônia e sulfetos), matéria orgânica residual e microrganismos fecais em concentrações normalmente maiores do que aquelas admitidas para lançamento nos corpos d'água. Portanto, o pós-tratamento do efluente de processos anaeróbios é indispensável na maioria das situações.

3.2. Remoção de Matéria Carbonácea

Uma maneira de caracterizar a quantidade de oxigênio necessária para oxidar quimicamente compostos orgânicos carbonáceos e nitrogenados, transformando-os principalmente em CO_2 e água, é através da utilização da variável denominada DQO, a qual, em grande parte, pode ser removida através de processos biológicos aeróbios, anaeróbios e anóxicos, no caso do esgoto sanitário.

Em ambiente aeróbio são encontrados diversos gêneros de bactérias, além de microrganismos filamentosos, bactérias nitrificantes, protozoários e outros microrganismos com participação indireta no processo de degradação, o qual ocorre pela interação de três processos básicos: a oxidação, a síntese e a auto-oxidação (endogenia).

Resumidamente, a oxidação pode ser entendida como a transformação da matéria carbonácea em compostos estabilizados, visando obtenção de energia por parte dos microrganismos para manutenção de suas funções biológicas. Este tipo de metabolismo é denominado catabolismo.

Na síntese, a transformação da matéria fornece energia para a formação de novas células pelos microrganismos, e o processo metabólico é denominado anabolismo.

Auto-oxidação, ou endogenia, é a denominação dada ao processo através do qual os microrganismos obtém energia através da decomposição do próprio material celular, quando este já se encontra inativo.

A eficiência de conversão de matéria orgânica em sistemas aeróbios é bastante alta, sendo que estes sistemas têm sido utilizados com sucesso em diversas ETEs no mundo inteiro. O processo de oxidação de compostos por vias aeróbias já foi amplamente estudado e, portanto, é bastante conhecido, bem como o alto custo associado ao consumo de energia e equipamentos necessários para seu bom desempenho.

No tratamento de esgoto por via anaeróbia verifica-se a degradação da matéria orgânica na ausência de oxigênio, através da interação entre diversos microrganismos que, por processos enzimáticos, transformam essa matéria em gases, principalmente o metano (CH_4) e o gás carbônico (CO_2).

O processo de degradação é constituído de quatro etapas fundamentais, sendo elas (Hulshoff Pol, 1996).

- Hidrólise, na qual, através da ação de exo-enzimas das bactérias hidrolíticas fermentativas, as proteínas, os lipídios e os carboidratos são convertidos em substâncias menos complexas, que podem então, passar através da parede celular e membranas das bactérias responsáveis pela próxima etapa;
- Acidogênese, que é promovida por cerca de 90% da população total de microrganismos em digestores, em que as bactérias fermentativas acidogênicas são responsáveis pela produção de ácidos orgânicos de cadeia maior que ácido acético, e de hidrogênio;
- Acetogênese, em que os produtos do metabolismo das bactérias fermentativas acidogênicas são convertidos a ácido acético, hidrogênio e dióxido de carbono através da ação das bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio e das bactérias homoacetogênicas, ocorrendo também formação de material celular, e;
- Metanogênese, que é caracterizada pela ação de arqueas metanogênicas acetoclásticas formando metano e material celular a partir do ácido acético, e arqueas metanogênicas hidrogenotróficas, que transformam H_2 e CO_2 em metano.

Essas reações geram energia, que fica disponível no substrato, acumulada nas ligações químicas. Como grande parte dessa energia é transformada em metano – que é liberado para a fase gasosa – os microrganismos não podem mais se utilizar dela, e conseqüentemente, o crescimento dos organismos anaeróbios fica prejudicado, caracterizando então um processo lento, quando comparado com o dos organismos aeróbios; o que é desejável, pois influi diretamente na produção de lodo.

Participam também desse processo, entre outras, as bactérias redutoras de sulfato que produzem acetato, H_2 e sulfetos, além de poderem estar associadas ao processo de desnitrificação.

Alguns pesquisadores defendem a separação das fases ácida e metanogênica, o que, em princípio, pode proporcionar maior estabilidade e conseqüentemente maior controle do processo de degradação da biomassa em esgotos concentrados.

Para isso, diversos autores defendem que, em certos casos pode-se utilizar um reator de hidrólise (fase ácida), à montante de um reator metanogênico, o qual seria responsável pelo "amortecimento" de súbitas mudanças no carregamento orgânico e monitoramento da entrada de substâncias tóxicas que poderiam ameaçar o reator seguinte (fase metanogênica).

Porém, a operação desses sistemas com separação de fases geralmente apresenta maior dificuldade, pois necessita da adição de produtos químicos para controle do processo, já que a fase ácida apresenta condições de pH (pH baixo) que poderiam inibir a fase metanogênica, caso esse pH não fosse corrigido para próximo do neutro (condição ótima dessa variável para o desenvolvimento de culturas de arqueas metanogênicas).

Para Lettinga (1995), organismos com taxa de decaimento e morte relativamente altas, como as bactérias acidogênicas, constituirão fração minoritária do lodo, apesar de apresentarem velocidade de crescimento elevada, e, portanto, para que seja cultivado lodo com elevada atividade metanogênica específica em esgoto pouco ou não-acidificado, não existe necessidade da separação de fases. O autor afirma ainda, que a separação de fases deveria ser abandonada devido ao efeito negativo do crescimento disperso de organismos acidogênicos na formação, crecimento e sedimentabilidade do lodo granular.

Shink (2002), afirma que o processo de degradação anaeróbia enfrenta limitações no que diz respeito ao ganho energético e à cinética das reações. Para o autor, a pequena porção de energia disponível na degradação de compostos orgânicos complexos através da metanogênese, permite, na maioria dos casos, a conservação de quantidade mínima de energia na faixa mais baixa que poderia ser utilizada nas reações bioquímicas para síntese de adenosina tri-fosfato (ATP), e, em ambiente de anaerobiose, as reações cinéticas são prejudicadas pela presença de materiais inertes durante o processo de degradação.

No entanto, as "desvantagens" dos microrganismos anaeróbios face aos aeróbios (crescimento mais lento e necessidade de longos TDH) foram superadas por conceitos de reatores mais avançados, como reatores de leito fixo, leito fluidificado e os reatores UASB (Shink, 2002).

3.3. Remoção de Nitrogênio

Para Takizawa *et al.* (1996), é conveniente modificar os sistemas existentes de forma que seja possível atingir a remoção satisfatória de nutrientes, se possível, sem expansão de volume. A remoção avançada de nutrientes é realizada biologicamente pelos processos de nitrificação e desnitrificação. Estes processos são passos de fundamental importância, pois a remoção satisfatória de nitrogênio é pré-requisito para a remoção de fósforo do efluente por via biológica (van Haandel & Marais, 1999).

Com o desenvolvimento de consórcios microbianos auto-imobilizados ou aderidos a um material suporte em processos óxicos–anóxicos, todo o tratamento é acelerado, uma vez que esses consórcios trabalham combinando as vantagens tanto dos reatores de lodo ativado, quanto dos de biomassa aderida, resultando em sistema compacto.

A remoção da matéria orgânica em diversos sistemas anaeróbios apresenta eficiência próxima à satisfatória, porém, a remoção de nutrientes por processo anaeróbio é pouco eficiente.

Nas águas residuárias, os compostos nitrogenados mais encontrados são geralmente: nitrogênio orgânico (N-Orgânico), nitrogênio amoniacal (íon amônio: NH_4^+ + gás amoníaco: NH_3), nitrito ($N\text{-}NO_2^-$) e nitrato ($N\text{-}NO_3^-$).

A presença de amônia em um ambiente de degradação anaeróbia pode ser benéfica até certos limites, pois as arqueas metanogênicas utilizam o íon amônio (NH_4^+) como fonte de nitrogênio, e o nitrogênio amoniacal é essencial para as bactérias anaeróbias. Porém, quando em concentrações elevadas, o gás amoníaco (NH_3) e o NH_4^+ (em menor escala) podem ser tóxicos à metanogênese (Campos, 1989).

Para que ocorra a remoção do nitrogênio do meio líquido por via biológica, deve-se promover a nitrificação dos compostos nitrogenados amonificados, através de processo aeróbio e, posteriormente, a desnitrificação, que ocorre em ambiente livre de oxigênio dissolvido (anóxico) através de um processo enzimático, resultando em produtos gasosos que são liberados da fase líquida.

A fase de desnitrificação é rápida, quando comparada à nitrificação em reator aeróbio, com remoção combinada de matéria orgânica, e por este motivo, exige reator menor para desenvolvimento do processo, do que o reator responsável pela nitrificação.

a) Amonificação:

Para que o N-orgânico seja transformado em N-NO_3^-, é necessário que ele seja antes transformado em N-amoniacal (NH_4^+ + NH_3), a partir de substâncias protéicas, açúcares aminados, fosfatídeos, etc., ou através da endogenia de microrganismos, envolvendo reações enzimáticas. Esse processo é denominado amonificação devido à liberação de amônia da matéria orgânica.

Muitas vezes, este processo enzimático de transformação do N-org em N-amon pode ocorrer nas próprias redes coletoras de esgoto, em sistemas com tratamento primário, ou em reatores anaeróbios, nos quais a grande maioria dos compostos nitrogenados presentes no esgoto é convertida a NH_3 e NH_4^+.

O processo de amonificação, depende da conta a 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).

O N-amoniacal produzido poderá ser metabolizado por microrganismos heterótrofos, oxidado por autótrofos, ou ainda, estar participando de compostos intermediários.

Outra forma de produção de amônia é através da decomposição de matéria orgânica por meio de ação extracelular em animais e plantas mortos, pela respiração endógena de bactérias vivas, e através da lise de células Metcalf & Eddy (1991).

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.

b) Nitrificação:

Após amonificado, o nitrogênio passa por duas etapas aeróbias envolvendo processos enzimáticos: a nitritação, na qual o N-Amoniacal é levado a Nitrito (NO_2^-) pela ação das bactérias aeróbias *Nitrosomonas*, e, posteriormente, a nitratação, em que o Nitrito é oxidado a Nitrato (NO_3^-) pelas bactérias aeróbias *Nitrobacter.*

Estas bactérias aeróbias são autotróficas e utilizam o carbono inorgânico como oxidante. Em reatores aeróbios a fonte de carbono inorgânico utilizada pelas bactérias nitrificantes é o CO_2, produzido durante a degradação aeróbia da matéria carbonácea.

Este processo requer grandes quantidades de oxigênio, pois o oxigênio é utilizado concomitantemente pelos organismos heterótrofos responsáveis pela remoção da matéria carbonácea em ambientes aeróbios, e pelos organismos autótrofos nitrificantes.

Quando se utiliza processo combinado anaeróbio/aeróbio, a nitrificação é facilitada devido à pouca quantidade de matéria orgânica presente no reator aeróbio após ter sido oxidada pelo processo anaeróbio precedente. Com isso, o consumo de oxigênio para a remoção de matéria orgânica é reduzido, bem como o tempo de detenção necessário para completar o processo de nitrificação, pois, para os autótrofos (nitrificantes), há maior disponibilidade de oxigênio, que é na maioria das vezes o composto limitante na nitrificação.

Outro limitante para a nitrificação é o consumo alcalinidade do meio neste processo. A alcalinidade pode ser fornecida por fontes externas, ou ser retirada da combinação da nitrificação com outros processos biológicos, como a amonificação e a desnitrificação, os quais fornecem alcalinidade ao meio.

O processo de nitrificação é beneficiado em sistemas biológicos de crescimento aderido a material suporte, pois a velocidade de crescimento das populações autotróficas é lenta quando comparada à velocidade de crescimento das heterótrofas que habitam o mesmo sistema.

Com a imobilização da biomassa nitrificante no interior do reator, promove-se maior possibilidade de contato por tempo suficiente entre as nitrificantes e o N-amon, especialmente em sistemas combinados anaeróbio/aeróbio, em que os compostos nitrogenados já se encontram praticamente completamente amonificados na entrada do reator aeróbio.

c) Desnitrificação:

Quando o oxigênio torna-se limitante para a respiração aeróbia, e há presença de NO_x no meio, diz-se que o ambiente tornou-se anóxico. É então neste ambiente anóxico que é promovida a desnitrificação, pois o nitrato é o primeiro composto a ser utilizado como receptor de elétrons após a depleção do O_2 (Vazoller, 2000).

A desnitrificação segue a seqüência de reações mostrada a seguir (Equação 3.1), na qual em cada etapa participa uma enzima redutase específica para cada transformação.

$$NO_3^- \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO\ (gás) \rightarrow N_2O\ (gás) \rightarrow N_2\ (gás) \qquad (\text{Eq } 3.1)$$

De acordo com Brock & Madigan (1988), "O processo de desnitrificação é a principal maneira através da qual o N_2 é formado biologicamente".

A desnitrificação é realizada por bactérias facultativas que utilizam prontamente fontes de carbono disponíveis no esgoto sanitário, ou podem utilizar compostos inorgânicos reduzidos como sulfeto e hidrogênio.

Os microrganismos desnitrificantes são heterótrofos, de crescimento mais rápido que os nitrificantes, e são encontrados em abundância em esgoto sanitário. As bactérias desnitrificantes mais comumente encontradas nesse tipo de sistema de tratamento são as bactérias fermentativas do gênero *Pseudomonas*.

O ultimo passo para a remoção do nitrogênio por vias biológicas, é a desnitrificação e, portanto, em sistemas combinados, esse processo pode ser prejudicado pela ausência de fonte de carbono para as bactérias desnitrificantes, pois a quase totalidade do carbono afluente ao sistema é removida nas etapas anteriores à desnitrificação.

Nestes sistemas combinados para tratamento terciário, pode se fazer necessária a introdução de fonte externa de carbono para a desnitrificação. Existem diversas fontes externas de carbono que podem ser utilizadas para a desnitrificação (como descrito nos estudos de SANTOS, 2003), no entanto, deve-se dar preferência a fontes de baixo, ou nenhum custo, como o próprio esgoto, ou o gás metano produzido nos reatores anaeróbios.

Como as bactérias responsáveis pela desnitrificação biológica sob condições anóxicas são heterotróficas, elas necessitam de fonte satisfatória de carbono orgânico para obtenção de energia ou como doador de elétrons. Na prática do tratamento de águas residuárias, duas fontes principais de carbono orgânico são levadas em consideração: a fração orgânica da água residuária, rapidamente assimilável pelas bactérias heterotróficas; ou uma fonte externa, como o metanol, etanol, acetato e outros (Chudoba *et al*, 1998).

Etchebehere *et al*. (2002) comentam que apesar do processo de desnitrificação biológica ser bastante utilizado para redução da concentração de nitrato a níveis aceitáveis, as informações sobre a microbiologia e o comportamento dos reatores responsáveis pela desnitrificação ainda são escassas.

No entanto, diversos autores afirmam que a remoção de N pode ser efetivada mesmo em temperaturas baixas. A pesquisa de Taniguchi *et al.* (1987* apud Takizawa *et al.,* 1996) constatou que é possível remover nitrogênio em 70%, a 13°C, com tempo de detenção hidráulica de 16 horas.

Para Canler *et al*. (2003), o maior problema enfrentado por ETEs localizadas em regiões de clima frio está associado à baixa capacidade de nitrificação dos microrganismos quando ocorrem grandes variações das concentrações de N-amon durante as épocas de menor temperatura. Para atenuar os efeitos adversos da baixa temperatura, os autores sugerem que se alimente o sistema com concentrações mais altas de N-amon no meio por determinados períodos antes da chegada dos picos de concentração.

Tanaka *et al*. (1991** apud Takizawa *et al.,* 1996) demonstraram, em seus estudos, que a nitrificação pode ser acelerada pela adição de materiais suporte em bioreatores. Com esta modificação, foi possível reduzir o tempo médio de detenção de 16 para 6 a 8 horas.

Quando materiais suportes ocos foram colocados em um tanque óxico ocupando 12% do volume do reator, foi atingida remoção do nitrogênio acima de 70%, a 14°C, com TDH de 6 horas (Takizawa *et al*., 1994*** apud Takizawa *et al.,* 1996).

---

* TANIGUCHI, N., KOIKE,S., MURAKAMI,T. and NAKAYAMA, S. (1989) *High Efficiency Nitrogen Removal using Multi-Stage Air-Lift Recirculation for Nitrogen and Denitrification Process*. Proc. Of the 61st WPCF Dallas.

**TANAKA, K., KIMADA,T., HARADA, S., FUJII, Y., MIZUGUCHI, T. MORI, N. AND EMORI, H. (1991) *Development of New Nitrogen Removal System Using Nitrifying Bacteria Immobilized in Synthetic Resin Pellets*. Wat. Sci. Tech., 23 (4-6). 681-690.

***TAKIZAWA, S., TAKAHASHI, M., HATANO,S., and HARATA, Y., (1994) *Application of Immobilizing Pellets to Denitrification Process With Nitrifying Liquor Recycling*. Proc. of Environ. Eng. Research, 31 275-283, (in Japanese).

Stevens *et al*. (1999), demonstraram as vantagens de adequar a quantidade de carbono nos sistemas de remoção de nutrientes, tanto para remoção de nitrogênio como de fósforo, especialmente quando o carbono pode ser o composto limitante.

A separação das fontes de carbono e sua aplicação em zonas anaeróbias/anóxicas separadamente permite uso efetivo das fontes de carbono disponíveis e melhora a remoção de nitrogênio e fósforo (Stevens *et al.,* 1999).

Nos processos de remoção de nutrientes, também se pode encontrar condições transientes (não-permanentes), nas quais a biomassa experimenta ambientes alternando entre anaeróbio, anóxico e aeróbio; e um estresse metabólico é gerado. Sob tais condições transientes, o crescimento ocorre de forma desbalanceada e o armazenamento do substrato, como polímeros internos, torna-se mecanismo importante de resposta às condições transientes.

Majone *et al.* (1998) relatam que, quando ocorrem mudanças repentinas das condições externas (condições transientes que afetam o crescimento da biomassa), dois tipos de adaptações fisiológicas são constatadas dependendo da natureza da biomassa, natureza e concentração do substrato e das condições de operação: a biomassa pode se adaptar às novas condições aumentando a taxa de crescimento, em relação à fase anterior (resposta de crescimento); e/ou pelo rápido armazenamento do substrato disponível (resposta de armazenamento).

Mesmo que a taxa de consumo de substrato seja aumentada e novos sólidos sejam formados, em ambos os casos, a composição dos sólidos e os coeficientes de produção observados serão diferentes (Majone *et al.,* 1998).

No mesmo sentido, van Loosdrecht & Heijnem (2002) afirmam que presença de substrato no meio exterior ao biofilme, os microrganismos têm a escolha de utilizar este substrato para o crescimento, ou para armazenamento, e que, pouca atenção tem sido dada ao tipo de metabolismo microbiano denominado armazenamento sob condições anóxicas, apesar da importância deste fenômeno em muitos processos diferentes.

O armazenamento sob condições anóxicas pode, similarmente aos seletores aeróbios, ser fator chave na competição microbiana pelo substrato nos seletores anóxicos, em que limitações metabólicas e cinéticas podem estar presentes (van Loosdrecht *et al.,* 1996).

Situação similar acontece nos processos de remoção de nitrogênio, quando fonte externa de DQO prontamente biodegradável deve ser adicionada para aumentar a taxa de desnitrificação (Isaacs e Henz, 1995*; Isaacs *et al*., 1994** apud Majone *et al.,* 1998). Além do armazenamento sob condições anóxicas, a desnitrificação nos produtos armazenados pode também ser importante para aumentar a taxa de desnitrificação "endógena", entendida como a desnitrificação promovida através da utilização de material celular como fonte de carbono para o metabolismo bacteriano.

Majone *et al.,* (1998), verificaram que a taxa de armazenamento foi muito mais baixa sob condições anóxicas que sob condições aeróbias, nas quais o armazenamento foi praticamente o único componente significativo do metabolismo ocorrido. Os resultados apresentados sugeriram fortemente que o fenômeno de armazenamento pode ter um papel relevante no projeto e controle de processos para a remoção de carbono e 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.

d) Hipóteses recentes sobre nitrificação e desnitrificação

A evolução das metodologias de identificação de microrganismos e do tipo de metabolismo desenvolvido por populações específicas revelou a existência de rotas alternativas para a transformação de nitrogênio amoniacal em nitrogênio gasoso em sistemas biológicos.

Nesses sistemas, pode-se encontrar além da nitrificação autótrofa e a desnitrificação heterótrofa, processos como, oxidação anaeróbia da amônia, nitrificação heterótrofa, desnitrificação aeróbia, e desnitrificação por bactérias nitrificantes (van Loosdrecht & Jetten, 1998).

A oxidação de amônia por via anaeróbia pode ocorrer caso este composto seja utilizado como doador de elétrons na desnitrificação, e pode explicar, conjuntamente com a assimilação e o armazenamento, a remoção da amônia em reatores anaeróbios.

---

* ISAAC, S. H., and HENZE, M. (1995) *Controlled Carbon Source Addiction to an Alternating Nitrification-Denitrification Treatment Process Including Biological P Removal*. Wat. Res. 29(1) 77-89.

** ISAACS, S. H., HENZE, M., SOEBERG, H. and KÜMMEL, M. (1994*) External Carbon Source Addiction as a Means to Control an Activated Sludge Nutrient Removal Process*. Wat. Res. 28(3) 511-520.

O processo de nitrificação desenvolvido por bactérias heterotróficas requer fonte de carbono externa para obtenção de energia, o que pode aumentar a velocidade de crescimento dos microrganismos devido à utilização simultânea do oxigênio e do nitrato como receptores de elétrons. A identificação desse fenômeno, no entanto, é difícil, pois pode estar associado ao processo de desnitrificação aeróbia, o qual reduz os produtos da oxidação (nitrito e nitrato) quando a concentração de oxigênio dissolvido no reator aeróbio (ou em região interna ao biofilme) chega a valores próximos a zero (van Loosdrecht & Jetten, 1998).

As transformações de amônia a nitrato por microrganismos heterótrofos e a desnitrificação aeróbia não são significativamente identificadas em sistemas de tratamento de esgoto, quando se observa no meio relação DQO/N acima de 10.

Já a desnitrificação realizada por bactérias nitrificantes autótrofas constitui processo bem mais lento e mais raro do que pelos processos "convencionais", em sistemas de tratamento de águas residuárias, e por esse motivo, também é considerada pouco significativa (van Loosdrecht & Jetten, 1998).

Apesar de relativamente pouco estudados, os processos citados podem influenciar a conversão dos compostos nitrogenados em reatores biológicos, sobretudo na possibilidade de se realizar esta conversão em apenas um reator (processo de nitrificação/desnitrificação simultânea).

Algumas alternativas que promovem a remoção de nitrogênio em um único compartimento são reatores com aeração intermitente (Marchetto, 2001), ou o processo ANAMMOX – "Anaerobic Ammonium Oxidation" – no qual ocorre oxidação de amônia, utilizando-se do nitrito como receptor de elétrons em ambiente anaeróbio, com liberação de nitrogênio gasoso (Jetten *et al*., 1997; Fux *et al*., 2002)

Outra alternativa é a utilização de reatores com crescimento de biomassa aderida a algum tipo de meio suporte, nos quais, devido à estratificação do biofilme formado (ver Item 3.6), e à diferença de concentração de substrato no interior do biofilme (especialmente de oxigênio), pode-se encontrar diferentes rotas metabólicas em um mesmo ecossistema.

3.4. Reatores UASB

O sucesso da concepção do reator UASB está fundamentado no estabelecimento de uma densa manta de lodo no fundo do reator, na qual todos os processos biológicos anaeróbios acontecem. Esta manta de lodo é formada basicamente pela acumulação dos sólidos suspensos e crescimento dos microrganismos. Nos sistemas anaeróbios de fluxo ascendente, sob certas condições, também se constatou que os microrganismos podem naturalmente agregar-se em flocos e grânulos (Hulshoff Pol *et al*., 1983[*], Hulshoff Pol, 1989[**] apud Seghezzo *et al*., 1998).

Esses agregados têm boas propriedades de sedimentação e não são susceptíveis ao carreamento para fora do sistema sob condições práticas de operação do reator. O tempo de retenção do lodo ativo, tanto granular como floculento, dentro de um reator UASB, permite boa performance de tratamento a elevadas taxas de carregamento orgânico, e a turbulência natural causada pelo fluxo afluente e a produção de biogás possibilitam o bom contato entre a biomassa e o meio líquido nessas unidades (Heertjes & van der Meer, 1978[***] apud Seghezzo *et al*., 1998).

Em sistemas UASB, taxas mais altas de carregamento orgânico podem ser aplicadas, do que em processos aeróbios. Por essa razão, necessita-se de volume menor para os reatores anaeróbios, e, ao mesmo tempo, alto grau de energia pode ser produzido como biogás nestes sistemas. (Seghezzo *et al*., 1998).

O reator UASB pode substituir o sedimentador primário, o adensador e o digestor anaeróbio de lodo. Pesquisadores como Coelho *et al*. (2003) obtiveram bons resultados utilizando reator UASB para substituir o tanque séptico em unidade destinada ao tratamento descentralizado dos despejos de apenas uma família.

No entanto, o efluente dos reatores UASB geralmente necessita tratamento complementar para que seja possível a remoção da matéria orgânica remanescente dessas unidades, e a remoção de nutrientes e patógenos.

---

* HULSHOFF POL, L., EULER, H., EITNER, A., and GROHGANZ, D., (1997) GTZ sectorial Project *"Promotion of Anaerobic Technology for the Treatment of Municipal and Industrial Sewage and Wastes". Deutsche Gesellshaftfür Technische Zusammenarbeit GmbH (GTZ)*. Internal report.

** HULSHOFF POL, L., W. (1989) *The Phenomenon of Granulation of Anaerobic Sludge*. PhD thesis, Wageningen Agricultural University, Wageningen, The Nederlands.

*** HEERTJES, P. M., and VAN der MEER, R. R. (1978*) Dynamics of Liquid Flow in an Upflow Reactor Used for Anaerobic Treatment of Wastewater*. Biotechnology and Bioengineering. 20, 1577 –1594.

O sucesso dos reatores UASB depende principalmente do tempo de retenção do lodo (TRL) (Chen & Hashimoto, 1980* apud Seghezzo *et al*., 1998), o qual é fator chave para a determinação do resultado de quantidade de hidrólise e metanogênese em um sistema UASB. O TRL deve ser longo o bastante para possibilitar atividade metanogênica suficiente nas condições prevalecentes.

Para o tratamento de esgoto sanitário, a busca constante em aperfeiçoar esses sistemas de tratamento biológico anaeróbio é justificada devido às vantagens por eles apresentadas em relação aos sistemas aeróbios; das quais podemos citar:

- Sistema compacto, com baixa demanda de área;
- Baixo custo de implantação e de operação;
- Baixa produção de lodo;
- Baixo consumo de energia (apenas para a elevatória de chegada, quando for o caso);
- Satisfatória eficiência na remoção de DBO e DQO, da ordem de 65% a 75%;
- Possibilidade de rápido reinicio, mesmo após longas paralisações;
- Elevada concentração de lodo com boas características de sedimentação;
- Boa desidratabilidade do lodo.

Todavia, existem algumas limitações na utilização de reatores UASB no tratamento de esgoto sanitário; entre elas tem-se:

- Possibilidade de emanação de maus odores;
- Baixa capacidade do sistema de tolerar cargas tóxicas;
- Elevado intervalo de tempo necessário para a partida do sistema;
- Necessidade de etapa de pós-tratamento para se alcançar eficiência global média do sistema superior a 80% de remoção de DBO.

A Tabela 3.1 apresenta informações sobre a granulação, desempenho (eficiência) e alguns parâmetros de projeto de reatores UASB; e a Tabela 3.2 mostra um levantamento feito por Seghezzo *et al*. (1998), sobre a aplicação dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente no tratamento de esgotos no mundo todo.

* CHEN, Y. R., and HASHIMOTO, A. G. (1980) *Substrate Utilization Kinetic Model for Biological Treatment Processes.* Biotechnology and Bioengineering. 22, 2081 –2095.

Tabela 3.1 – Algumas características típicas de reatores UASB, e de configurações derivadas dos reatores UASB.

Tipo De Reator	Água Residuária	Carga Orgânica Volumétrica (kgDQO/m^3.d)	Características dos Grânulos	Eficiência	TDH (H)	Temperatura Média (ºC)	Autores
UASB (10,5 L)	Esgoto Sintético	2,2	—	68% (DQO)	6	21	Torres, 1992
UASB (4,0 L)	Esgoto Sintético	2,5	—	82% (DQO)	4	30	Sousa & Foresti, 1996
UASB (18 m^3)	Esgoto Sanitário	2,7	ϕ 3,5 mm de forma arredondada e morfologia de *Methanosaeta*	71 a 83% (DQO) 26% (NTK)	8	27	Oliva, 1997
REATOR DE LEITO GRANULAR EXPANDIDO* (101,7 L)	Esgoto Sintético	2,2 a 8,4	Granular	54% (DQO)	6	40	Petruy *et al*, 1999
UASB (120 L)	Esgoto Sanitário	3,3	*Methanosaeta*	69% (DQO)	6	> 20	Leitão, 2004**

* Expanded Granular Sludge Bed Reactor (EGSB).
** Apesar da configuração do reator proposto não ser fiel à do reator UASB desenvolvido por Lettinga (1980), o autor denomina o reator estudado de UASB.
TDH: Tempo de Detenção Hidráulica.
COV: Carga Orgânica Volumétrica.

Tabela 3.2 - Aplicação dos Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente no tratamento de esgotos. Quando não indicado após o autor, os experimentos foram realizados em reatores UASB.

Local	Vol. (m^3)	Temp (°C)	Concentração do afluente ($mg.l^{-1}$) DQO	DBO (DQOsol)	SST	inóculo	TDH (h)	Eficiência de remoção no reator % DQO	DBO (DQOsol)	SST	Partida (meses)	Período (meses)	Autores
África do Sul	0,008	20	500	(148)	NF	lodo ativo	24	90	(49)	60-65	1	1	Pretorius, 1970
Países Baixos	0,030	21	520-590	(73-75)	NF	lodo de esgoto digerido	9	57-79	(50-60)	30-70	NF	1	Lettinga *et al*., 1983b
Países Baixos	0,120	12-18	420-920	(55-95)	NF	lodo de esgoto digerido	32-40	48-70	(30-45)	90	NF	3	Lettinga *et al*., 1983b
Países Baixos	0,120	18-20	248-581	(163-376)	NF	lodo granulado	12	72	(62)	NF	NF	17	Lettinga *et al*., 1983b
Países Baixos	0,120	7-18	100-900	53-474	10-700*	lodo granulado	4-14	72	(38-59)	50-89	NF	12	De Man *et al*., 1986
Países Baixos	6	10-18	100-900	53-474	10-700*	lodo granulado	9-16	46-60	(42-48)	5-75	NF	12	De Man *et al*., 1986
Países Baixos	20	11-19	100-90 150-5500	53-474 43-157	10-700* 50-400*	lodo granulado	6,2-18	31-49	(23-46)	NF	NF	12	De Man *et al*., 1986
Colômbia	64	25	267	95	NF	esterco de gado digerido	6-8	75-82	75-93	NF	6	9	Louwe Kooijmaans & van Velsen,1986; LETTINGA *et al*., 1987
Países Baixos	0,120	12-20	190-1180	(80-300)	NF	lodo granulado	7-8	30-75	(20-60)	NF	NF	NF	De Man., 1988
Países Baixos	0,116	12-2-	150-600	(70-250)	NF	lodo granulado	2-3	NF	(20-60)	NF	NF	NF	De Man *et al*., 1988 (reator EGSB)
México	0,110	12-18	465	NF	154	lodo aeróbio adaptado	12-18	65	NF	73	NF	>12	Monroy *et al*., 1988
Brasil	0,120	19-28	627	357	376	nada	4	74	78	772	4	9	Barbosa & Sant´Ana, 1989
Itália	336	7-27	205-326	55-153	100-250	nada	12-42	31-56	40-70♆	55-80♆	NF	12	Collavignarelli *et al*., 1991: Maaskant *et al*., 1991
Índia	1200	20-30	563	214	418	nada	6	74	75	75	2,5	12	Draaijer *et al*., 1992
Países Baixos	120	>13	391	(291)	-	lodo granulado	2-7	16-34	(20-51)	nada	NF	35	van der Last & ; Lettinga, 1992
Países Baixos	205	16-19	391	(291)	-	areia	1,5-5,8	≈30	(≈40)	nada	NF	33	van der Last & ; Lettinga, 1992 (reator EGSB)
Colômbia	35	NF	NF	NF	NF	NF	5-19	66-72	79-80	69-70	NF	48	Schellinkhout & Collazos, 1992
Países Baixos	1,2	13,8	976	454	641*	esterco de gado digerido	44,3	33	50	47,0*	NF	28	Bogte *et al*., 1993 (Tanque séptico UASB)
Países Baixos	1,2	12,9	821	467	468*	esterco de gado digerido	57,2	3.8	14,5	5,8*	NF	24	Bogte *et al*., 1993 (Tanque séptico UASB)
Países Baixos	1,2	11,7	1716	640	1201*	lodo granulado	202,5	60	50	77,1*	NF	13	Bogte *et al*., 1993 (Tanque séptico UASB)
Indonésia	0,86	NF	NF	NF	NF	NF	360	90-93	92-95	93-97	NF	60	Lettinga *et al*., 1993 (Tanque séptico UASB, água negra)
Indonésia	0,86	NF	NF	NF	NF	NF	34	67-77	até 82	74-81	NF	60	Lettinga *et al*., 1993 (Tanque séptico UASB, água negra + cinza)
Tailândia	0,030	30	450-750	NF	NF	lodos diferentes	3-12	90	NF	NF	>2	4	Gnanadipathy & Polprasert, 1993
Brasil	120	18-28	188-459	104-255	67-236	lodo granulado	5-15	60	70	70	>2	24	Vieira & Garcia, 1992
Colômbia	2260	24	380	160	240	nada	5,0	45-60	64-78	≈60	>6	>36	Schellinkhout & Osorio, 1994
Brasil	67,5	16-23[a]	402	515	379	lodo digerido	7,0	74	80	87	NF	14	Vieira *et al*., 1994
Países Baixos	0,200	15,8	650	346	217	lodo digerido	3,0	37-38	26,6	83	nada	5	Wang, 1994 (reator HUSB)
Países Baixos	0,120	15,8	397	254	33	lodo granulado	2,0	27-48	(32-58)	NF	nada	3	Wang, 1994 (reator EGSB)
Porto Rico	0,059	≈20	782	352	393	lodo digerido	6-24	57,8	NF	76,9	≈ 4	16	Tang *et al*., 1995
Índia	12000	18-32	1183	484	1000	NF	8	51-63	53-69	46-64	5	13	Haskoning, 1996a; Tare *et al*., 1997
Índia	6000	18-32	404	205	362	NF	8	62-72	65-71	70-78	5	11	Haskoning, 1996a; Tare *et al*., 1997
Brasil	477	NF	600	NF	303	lodo não adaptado	13	68	NF	76	2	>7	Chernicharo & Borges, 1997

NF: não fornecida; [a]: temperatura do ar; * expresso como DQO; ♆ obtido a temperaturas de 15-20°C, TDH de 12h e V_{asc} de 0,58 $m.h^{-1}$

Fonte: Adaptado de Seghezzo *et al*. (1998).

3.5. Reatores de Leito Móvel e Filme Fixo

Neste trabalho, utilizou-se a terminologia reatores de leito móvel e filme fixo para descrever os reatores que apresentam crescimento de biomassa aderido a um tipo de material suporte de movimentação livre, inserido no reator. Considera-se, nesses reatores, que o material suporte pode se movimentar, de acordo, por exemplo, com a velocidade ascensional imposta ao líquido; o biofilme no entanto, permanece aderido a esse material suporte. Algumas das denominações mais comuns desses reatores observadas na literatura são: Reatores de Leito Expandido e Reatores de Leito Fluidificado. Porém, nessa pesquisa utilizou-se o termo Leito Móvel e Filme Fixo, pois, em muitos casos (inclusive o dos reatores utilizados nesta pesquisa) não se tem certeza sobre a expansão do leito, muito menos, sua fluidificação.

Com a intenção de "otimizar" o processo de tratamento de esgoto em ambiente anaeróbio, Jewel *et al.* (1981[*] apud Campos, 1999) desenvolveram o reator de leito fluidificado aplicado ao tratamento de águas residuárias, visando reter maior quantidade de biomassa e ao mesmo tempo eliminar problemas de colmatação do leito ocasionados pelo acúmulo de materiais sólidos nos interstícios do material suporte.

Em um reator de leito móvel e filme fixo, o líquido escoa ascendentemente através de um leito de biopartículas (material suporte + biofilme), a uma velocidade alta o bastante para expandir ou fluidificar o meio. Os microrganismos crescem aderidos a materiais suporte como carvão ativado, areia e materiais poliméricos, que podem apresentar diâmetros variando de mícrons até dezenas de milímetros, nos quais os microrganismos se fixam formando o biofilme.

Do ponto de vista biológico, os reatores de filme fixo mais satisfatórios e eficientes são os de leito fluidificado/expandido, pois têm alta concentração de biomassa no seu interior, e podem apresentar alta taxa de desnitrificação (Cooper & Wheelldon, 1981[**] apud Chudoba *et al*, 1998).

Devido a essa configuração, esses reatores podem ser submetidos a altas taxas de carregamento, e as altas velocidades impostas ao meio líquido favorecem as condições de transferência de massa entre o substrato e o biofilme. No mesmo sentido, o contato entre o substrato e o biofilme também é beneficiado pela turbulência gerada pelas altas velocidades

* JEWEL, J.W. *et al.* (1981) *Anaerobic Attached Film Expanded Bed Process. A Collection of Papers*, New York. College of Agriculture and Life Sciences.

** COOPER, P. F. and WHEELLDON, D. H. V. (1981) *Complete Treatment of Sewage in a Two Fluidized Bed System.* In : Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, P. F. Cooper and B. Atkinson (eds). WRC, Ellis Horwood Ltd., Chichester , England, pp. 121-144.

ascensionais, as quais geralmente são proporcionadas por bombas instaladas em linhas de recirculação.

O estudo e aprimoramento dos reatores de leito móvel e filme fixo levou-os a apresentar diversos aspectos positivos, tais como (Campos, 1999):

- a alta concentração de biomassa ativa aderida permite significativa retenção de microrganismos e grande eficiência na conversão de substratos orgânicos biodegradáveis;
- o custo de implantação é reduzido em função da pequena área necessária e dos volumes menores, em relação aos outros reatores, para tratar a mesma vazão de água residuária;
- a pequena espessura do biofilme formado na partícula facilita a difusão do substrato;
- a livre movimentação do leito suporte evita problemas de colmatação;
- a grande área específica da biopartícula ocasiona boas condições de transferência de massa, quando associada a velocidades ascensionais adequadas;
- facilidade para introduzir material novo ao leito e para remoção de sólidos gerados (lodo).

A grande maioria dos autores enumera como aspectos negativos desse sistema (Campos, 1999):

- o pequeno número de reatores operando em escala real que possam servir de base para novos projetos;
- consumo de energia elétrica maior do que de outros tipos mais simples de reatores anaeróbios.

Marín *et al.* (1999), citam como vantagens da tecnologia dos reatores de leito fluidificado/expandido:

- altas concentrações de biomassa em suportes porosos, são facilmente retidas dentro do reator;
- grandes áreas de transferência de massa são geradas nas partículas suporte fluidificáveis pequenas;
- altas velocidades de escoamento do meio líquido as quais permitem o tratamento de águas residuárias muito diluídas ou altas taxas de recirculação, que criam condições adequadas de alcalinidade e resistência a sobrecargas orgânicas esporádicas.

De acordo com Sutton & Mishra (1990*, 1991** apud Chudoba *et al*, 1998), quatro problemas principais são encontrados nas instalações de leito fluidificado/expandido de larga escala:

- dificuldade para separação do meio e controle do biofilme;
- deficiência no controle apropriado da altura de leito;
- alta sensibilidade do sistema de distribuição ao entupimento;
- incerteza relativa no controle da estabilidade da fluidificação (requer-se velocidade de fluidificação alta e constante).

Em reatores de leito móvel e filme fixo, os nutrientes para o crescimento microbiano são transportados primeiramente da fase líquida para a superfície do biofilme, e então são transportados para as regiões interiores do biofilme via difusão e advecção. As taxas de transporte de massa limitantes controlam a performance desse tipo de reator (Beyenal & Tanyolaç, 1997).

Outra variante importante dessa configuração de reatores, que tem grande influência em sua performance, é o tipo de material suporte utilizado. O tipo de mais comum de material suporte utilizado para reatores de leito móvel e filme fixo é a areia. No entanto, materiais poliméricos, como o polipropileno (Sokól & Halfani, 1999), poliestireno (van Benthum *et al*., 2000) e poliuretano (Kim *et al*. 2002), vêm ganhando espaço atualmente por oferecerem vantagens como padronização das dimensões e facilidade de obtenção, no entanto ainda constituem alternativas de custo elevado.

Rusten *et al.* (1992*** apud Sokól & Halfani, 1999) utilizaram suporte de biomassa confeccionado em etileno em bioreator utilizado para tratamento de efluentes de uma fábrica de laticínio e uma indústria alimentícia.

Com esse suporte, verificaram melhora considerável na eficiência do sistema, em comparação com a eficiência obtida em um bioreator utilizando areia como suporte. A carga aplicada à biomassa foi relativamente baixa e praticamente constante.

O entupimento e os caminhos preferenciais da manta foram eliminados através da intensiva movimentação das partículas, sendo que as colisões partícula-partícula e partícula-parede permitiram a retirada do excesso de biomassa.

As Tabelas 3.3 e 3.4 apresentam informações sobre as características do biofilme e do material suporte, o desempenho (eficiência), e alguns parâmetros de projeto para reatores de leito móvel e filme fixo.

---

*SUTTON, P. M., and MISHRA, P. N. (1990) *Fluidized Bed Biological Water Treatment: Effects of Scale-up on System Performance*. Wat. Sci. Tech., 22(1/2) 419 -430.

**SUTTON, P. M., and MISHRA, P. N. (1991) *Biological Fluidized Beds for Water and Wastewater Treatment. A State-of-the Art Review*. Wat. Environ. Tech., August 52-56.

***RUSTEN, B., ODEGAARD, H., LUNDAR , A., (1992) Wat. Sci. Tech., 26(3-4) 703.

Tabela 3.3 – Algumas características típicas de reatores anaeróbios de Leito Móvel e Filme Fixo.

TIPO DE REATOR	ÁGUA RESIDUÁRIA	COV (kgDQO/m^3.d)	CARACTERÍSTICAS DO SUPORTE E BIOFILMES	EFICIÊNCIA	TDH (h)	TEMPERATURA MÉDIA (ºC)	AUTORES
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO /EXPANDIDO (9 L)	ESGOTO SANITÁRIO (decantado)	2,4	PARTÍCULAS DE PVC ϕ 0,5 mm	95% (DQO)	5	22	Jewel *et al*., 1981*
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO ESCALA PILOTO	VARIOS TIPOS DE ESGOTO	3 a 24	—	90% (DQO)	7,2 a 67	35	Hickey & Owens, 1981**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO ESCALA DE LABORATÓRIO	ESGOTO SINTÉTICO	0,8 a 4,8	—	80% (DQO)	0,33 a 6	10 a 30	Switzenbaun & Danskin, 1981**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO ESCALA DE LABORATÓRIO	ESGOTO DE INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS	5 a 38	—	70 – 90% (DQO)	2,4 a 15,1	15 a 35	Boenig & Larsen, 1982**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO	ESGOTO SINTÉTICO (base de extrato de carne)	0,96 a 6,25	—	70 % (DQO)	—	20 a 37	Bull *et al*., 1982**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO /EXPANDIDO (4 L)	ESGOTO SINTÉTICO (base de extrato de carne)	4,6	SÍLICA ϕ 0,22 mm	90% (DQO)	12	37	Bull *et al*., 1983*
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO	ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO	200 a 2000 mg/l COT	areia	90% (COT)	0,5 a 8	15 a 35	Elmaleh *et al*, 1984
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO EXPANDIDO EM ESCALA PILOTO	DESPEJOS LÍQUIDOS DE INDÚSTRIA DE TECIDOS	1,2 a 24,2	—	70 a 90% (DQO)	4,8 a 48		Rockey & Forester, 1985**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO /EXPANDIDO (1,5 L)	ESGOTO SINTÉTICO (base de glicose)	5,8 - 108	CAG ϕ 0,6 mm	75 -98% (DQO)	4,5 a 8	35	Shieh *et al*., 1985*
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO	ESGOTO SANITÁRIO	2,9	—	95 % (DQO)	—	—	Forester *et al*., 1986**

continua

Tabela 3.3 (continuação) – Algumas características típicas de reatores anaeróbios de Leito Móvel e Filme Fixo.

TIPO DE REATOR	ÁGUA RESIDUÁRIA	COV (kgDQO/m^3.d)	CARACTERÍSTICAS DO SUPORTE E BIOFILMES	EFICIÊNCIA	TDH (h)	TEMPERATURA MÉDIA (ºC)	AUTORES
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO EXPANDIDO (4 L)	ESGOTO SINTÉTICO (base de extrato de carne)	4,5	Areia ϕ 0,22 mm	90% (DQO)	13	37	Stronach *et al*., 1986*
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO PARA DESNITRIFICAÇÃO	EFLUENTE CLARIFICADO DE SISTEMA DE AERAÇÃO PROLONGADA	10,1 a 22,3 kgN-NO_3/ m^3.d	—	70 a 96 % (N-NO_3)	0,05 a 0,10	—	Mulcany & Shieh, 1987
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO	ESGOTO SINTÉTICO (base de leite em pó)	40 a 45	Areia ϕ 0,3 a 0,5 mm	70 % (DQO)	6	—	Denac & Dunn, 1988**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO (10,9 L)	ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO	13,6	Areia ϕ 0,42 a 0,149 mm *Methanosaeta sp* *Methanospirillun sp* *Methanosarcina sp*	75% (DQO) 25% (NTK)	1,6	23	Campos, 1989
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO /EXPANDIDO (1,4 L)	ESGOTO SANITÁRIO	8,3	Arlita® ϕ 0,21 – 0,5 mm	76% (DQO)	2,2	15	Sanz & Polanco, 1990*
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO/ EXPANDIDO (0,54 L)	ESGOTO SANITÁRIO	10,4	TIJOLO MOÍDO ϕ 0,14 – 0,28 mm	72% (DQO)	1,3	10	Sanz & Polanco, 1990*
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO	ESGOTO DE VINHAÇA	9 a 36	Sepiolita	71 a 82 (DQO)	12 a 48	—	Balaguer *et al*., 1992**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO	ESGOTO SINTÉTICO (base de acido acético)	30 kg COT / m^3 .dia	Esferas de Celite R 633 Methanosaeta sp	97 %	—	—	Hsu & Shieh, 1993**
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO	ESGOTO SINTÉTICO (base de glicose)	5,5 a 40	—	74 %	1,4 a 5,2	—	Therezo, 1993

continua

Tabela 3.3 (continuação) – Algumas características típicas de reatores anaeróbios de Leito Móvel e Filme Fixo.

TIPO DE REATOR	ÁGUA RESIDUÁRIA	COV (kgDQO/m^3.d)	CARACTERÍSTICAS DO SUPORTE E BIOFILMES	EFICIÊNCIA	TDH (h)	TEMPERATURA MÉDIA (ºC)	AUTORES
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO EXPANDIDO (8,5 L)	ESGOTO SINTÉTICO	20,0	Carvão Ativado Granular (CAG) ϕ 14 a 20 mesh *Methanosaeta sp*	80% (DQO)	8	37	Fang & Chui, 1994
REATOR BIOLÓGICO DE LEITO MÓVEL E FILME FIXO (3,8 m^3)	ESGOTO PRÉ-NITRIFICADO	0,6	—	80% (NOx-N)	—	13 - 20	Chudoba *et al.*,1998
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO EXPANDIDO (2,83 L)	ESGOTO SINTÉTICO	—	"Biolite" ϕ 0,3 mm *Methanosaeta sp*	—	—	—	Hidalgo *et al*, 1999
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO EXPANDIDO* (32 m^3)	ESGOTO SANITÁRIO	5,96	Carvão Ativado Granular (CAG) ϕ 2,09 mm *Methanosaeta sp*	71% (DQO) 57% (NTK)	3,2	26	Mendonça, 1999
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO (10,0 L)	—	2-35	Sepiolita ϕ 0,46mm		5-18	31	Diez e*t al.,* 1999
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO (58,5 L)	VÁRIOS TIPOS DE ESGOTO	3,4	Areia de praia ϕ 0,3 – 0,4 mm	85% (DQO)	4,8 a 12	37	Marín *et al*., 1999

* Dados adaptados de THEREZO, 1993 ** Dados adaptados de SILVA, 1995

TDH: tempo de detenção hidráulica.

COV: carga orgânica volumétrica.

Tabela 3.4 – Algumas características típicas de reatores aeróbios de Leito Móvel e Filme Fixo.

TIPO DE REATOR	ÁGUA RESIDUÁRIA	COV ($kgDQO/m^3.d$)	CARACTERÍSTICAS DO SUPORTE E BIOFILMES	EFICIÊNCIA	TDH (h)	TEMPERATURA MÉDIA (°C)	AUTORES
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO EM ESCALA PILOTO	ESGOTO MUNICIPAL	vazão 150 A 300 m^3/d	—	90% (DQO) 90% (NTK)	—	—	Jeris *et al.,* 1977*
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO EM ESCALA PILOTO	ÁGUA RESIDUÁRIA SINTÉTICA	10	Partículas de tijolo moído	7 a 30%(DQO)	Independen-te do TDH	—	Grasmick *et al.*, 1981**
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO PARA NITRIFICAÇÃO	EFLUENTE AMONIFICADO	5 kg $N/m^3/d$	Areia *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*	70% ($N\text{-}NH_4$)	1,9	—	Deboosere *et al.*, 1984**
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO PARA NITRIFICAÇÃO	EFLUENTE DE FILTRO ANAERÓBIO	0,35kgDQO/SSV.dia 0,15 $kgN\text{-}NH_4/SS.dia$	—	95% (DQO) 97% (NTK)	—	—	Lu *et al.*, 1984**
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO	EFLUENTE DE INDÚSTRIA DE PRODUÇ. AÇO	—	Areia ϕ 0,48 mm	90% (NTK)	16	—	Nutt *et al.*, 1984*
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO EM ESCALA PILOTO	ESGOTO SINTÉTICO (base de glicose)	10 kg COT / m^3 .dia	Areia	90% (COT)	1	—	Ryhiner *et al.*, 1988**
REATOR AERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO (9,5 L)	ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO	0,6 a 4,2	Areia ϕ 0,59 a 0,42 mm Protozoários, Microrganismos filamentosos, Rotíferos	91,7 a 98% (DQO) 61 a 78,3% (NTK)	1,3 a 4,5	23	Campos, 1989
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO EM ESCALA DE BANCADA	ESGOTO SINTÉTICO (base de amido de milho)	1,05 a 18,6	Areia	90% (DQO) 90% (NTK)	2 a 10	—	Shieh & Li, 1989**

continua

Tabela 3.4 (continuação) – Algumas características típicas de reatores aeróbios de Leito Móvel e Filme Fixo.

TIPO DE REATOR	ÁGUA RESIDUÁRIA	COV (kgDQO/m^3.d)	CARACTERÍSTICAS DO SUPORTE E BIOFILMES	EFICIÊNCIA	TDH (h)	TEMPERATURA MÉDIA (ºC)	AUTORES
REATOR AERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO (9,5 L)	ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO	0,33 a 0,47 kg NTK/m^3.d	Areia ϕ 0,59 a 0,42 mm Protozoários, Microrganismos filamentosos, Rotíferos	20 a 75% (NTK)	1,4 a 1,9	16 – 29,5	Barros, 1989
REATOR AERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO (16 m^3)	ESGOTO SANITÁRIO	—	Antracito granulado ϕ = 0,8 mm	56 – 73% 85 – 95 %	7,4	~25	Hosaka *et al*, 1991
REATOR DE LEITO FLUIDIFICADO EM ESCALA PILOTO (8,3 L)	ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO	6,8 a 24,5	OSBG - 2,7 mm (Optimized Support for Biological Growth)	55 a 83 %	0,17 a 0,5	—	Tavares e Sant'anna Jr, 1992**
REATOR ANAERÓBIO/AERÓBIO DE LEITO FLUIDIFICADO (5,3 m^3)	ESGOTO SANITÁRIO	1,2 (DQO) 0,2 (NTK)	Pedra pomis pulverizada ϕ = 0,35 – 0,43 mm	80% (DQO) 80% (NTK) 95% (Namon)	18	—	Fdez-Polanco *et al*., 1994
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO E TANQUE DE AERAÇÃO (15,7 L)	ESGOTO SINTÉTICO	3,43	—	95% (DQO) 75% (NTK)	4***	8 a 16	Shimizu *et al*., 1994
BIOREATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO (1,269 L)	ESGOTO SINTÉTICO	4 a 12,4	Poliestireno ϕ 2,38 mm	54 – 70% (DQO)	1	6	Toledo *et al.*, 1997

* Dados adaptados de BARROS, 1989;
** Dados adaptados de SILVA, 1995;
*** Tempo de detenção hidráulica total do sistema.

3.6. Consórcios de Microrganismos

A maioria dos sistemas aeróbios e anaeróbios de tratamento de águas residuárias, tais como: UASB; reator de leito fluidificado; e de recirculação interna; utilizam partículas em suspensão. Estes sistemas podem apresentar tanto partículas de crescimento auto-imobilizadas, suspensas no meio líquido, como em grânulos; ou aderidas a um material suporte.

A capacidade de conversão destes reatores é determinada pela quantidade de biomassa ativa imobilizada e pela área interfacial entre o biofilme e o meio líquido (Gjaltema *et al.*, 1997).

Como citado anteriormente, diversos autores consideram como biofilmes, tanto as associações microbianas de crescimento suspenso (auto-imobilizadas), como as que se desenvolvem aderidas a algum tipo de superfície (por exemplo, material suporte).

No presente trabalho, considerou-se biofilmes, apenas os consórcios microbianos de crescimento aderido (aeróbios, anaeróbios e anóxicos); denominando, grânulos e flocos, as associações microbianas com crescimento suspenso no meio, ou seja, sem estarem aderidas a qualquer material suporte adicionado ao sistema para este fim.

a) Grânulos:

Nos sistemas de tratamento de águas residuárias, os consórcios de microrganismos desempenham papel fundamental. Esses consórcios podem ocorrer na forma de grânulos, nos reatores do tipo USB, nos quais os microrganismos são auto-imobilizados para formar colônias em que a interação entre eles é fundamental, sendo que os subprodutos do metabolismo dos organismos das camadas mais externas são metabolizados pelos organismos das camadas subseqüentes, no sentido do interior do grânulo.

O processo de granulação nos reatores UASB ainda é tema muito discutido pelos pesquisadores. Lettinga (1996) acredita que a granulação seja um processo natural, que pode ocorrer em sistemas nos quais existam substratos solúveis em reatores operados com fluxo ascendente. Segundo esse autor, para se compreender o processo de granulação deve-se considerar:

- materiais suportes inertes orgânicos e inorgânicos assim como agregados de bactérias devem estar presentes no lodo;
- matéria finamente dispersa, incluindo matéria bacteriana viável, será carreada do sistema quando as velocidades ascensionais do líquido e do gás aumentarem. Dessa forma a formação de filme ou agregados será incentivada;
- o tamanho dos agregados ou a espessura do biofilme é limitado, dependendo das forças intrínsecas e externas, como atrito;
- os grânulos gradualmente vão amadurecendo, e como resultado desse amadurecimento, irão desaparecendo os grânulos de característica filamentosa, tipicamente predominantes nos estágios iniciais do processo de granulação, dando lugar aos grânulos de forma mais arredondada (Lettinga, 1996).

Segundo Lettinga (1996), lodo granulado com excelente compacidade pode ser obtido de organismos metanogênicos e acetogênicos de crescimento lento, constituindo processo de granulação lento, porém eficiente; enquanto que organismos acidogênicos, de crescimento mais rápido, produzem lodos com características mais floculentas.

Estudos de Verstraete (1991) reportam que os grânulos podem ser formados por associações microbianas, utilizando-se de uma variedade de substratos como glicose, acetato, etanol, e propionato; e que os consórcios granulares provavelmente são favorecidos pelo aumento de suprimento de substrato, pois se o reator permanecer estático (sem receber substrato), o crescimento granular, passa gradativamente a ser um crescimento disperso. Portanto, para que sejam obtidos grânulos com velocidade de produção celular suficiente para compensar suas perdas no efluente, e com resistência suficiente para resistir às forças de atrito, deve-se suplementar no reator, substratos com altos níveis energéticos.

Para Guiot e colaboradores (Giot *et al*., 1988), o aumento na atividade e a proliferação dos grânulos são provavelmente causados pelo aumento da atividade enzimática da célula e pela concentração de células viáveis por unidade de biomassa. Com base nos resultados obtidos em seus ensaios, os pesquisadores observaram que a suplementação de metais traço e a alimentação com etanol promoveram um aumento preferencial no crescimento das arqueas metanogênicas acetoclásticas, o que resultou em aumento no processo de granulação.

O processo de granulação ocorre muito bem com organismos de crescimento lento, tais como microrganismos redutores de sulfato, nitrificantes e oxidantes de sulfito, usando sistemas reatores tipo USB. Para organismos desnitrificantes de crescimento mais rápido, a granulação foi demonstrada no começo dos anos 80 (Lettinga *et al*., 1980[*] apud Lettinga *et al.,* 1997), mas os grânulos eram mais flocos do que grânulos.

O desenvolvimento e a velocidade do processo de granulação, bem como as características do lodo granular formado dependem das características básicas dos organismos envolvidos tais como a sua velocidade de crescimento, velocidade de decaimento e morte, sua morfologia, especificidade do substrato, hidrofobicidade, carga da superfície, e habilidade de produzir polímeros específicos.

Todos estes fatores são, de alguma maneira, importantes, mas isto se aplica especialmente ao efeito da taxa de crescimento e taxa de decaimento e morte dos organismos. O crescimento lento de organismos acetogênicos e metanogênicos proporciona lodo granular compacto e excelente, o que não ocorre para o crescimento relativamente rápido dos organismos acidogênicos, no entanto até mesmo a granulação pode ocorrer em associações contendo estes microrganismos. Entretanto, a chance do desenvolvimento de grânulos floculentos é alta em culturas meramente acidogênicas (Lettinga *et al.,* 1997).

O processo de granulação pode ser iniciado pela aderência das bactérias à matéria inerte ou precipitados inorgânicos (Dolfing, 1986[**]; Mahony *et al*., 1987[***] apud Banik *et al.,* 1997). A aglomeração das bactérias pode resultar também de interações físico-químicas entre elas (Characklis, 1981[****] apud Banik *et al.,* 1997).

Para Schügerl (1997), não é necessário material suporte para a formação do lodo granulado. Entretanto é difícil de controlar o tamanho dos grânulos de microrganismos anaeróbios, pois, devido à sua baixa estabilidade quando formados em ambientes com baixas tensões de cisalhamento eles podem ser facilmente destruídos.

---

*LETTINGA, G., VAN NELSEN, A. F., HOMBA, S. W., DE ZEEUW, W. and KLAPWIJK, A. (1980) *Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment*. Biotechnology and Bioengineering, 22, 699-734.

** DOLFING, J., (1986) *Granulation in UASB Reactors*. Wat. Sci. Tech. 18, 15-25.

*** MAHONY, E. M., VARANGY, L. K., CARIENS, N. K., and MURRAY, R. G. E., (1987*) The Effect of Calcium on Microbial Aggregation During UASB Start-up*. Wat. Sci. Tech. 19, 249-260.

****CHARACKLIS, W.G. (1981) *Fouling Biofilm Development: A Process Analysis. Biotech*. Bioeng. 23, 1923.

Por outro lado, grânulos grandes podem ser formados com suprimento de substrato insuficiente para as células, o que pode causar a lise das células e a formação de grânulos porosos.

Banik *et al.,* (1997), consideram que microrganismos filamentosos tenham importante papel na ligação dos componentes do grânulo ou na junção do núcleo. Caso os grânulos formados não sejam compactos e não apresentem boas propriedades de sedimentação, pode ocorrer o carreamento destes para fora do reator.

Kosaric *et al*.,(1990[*]) e Alphenaar *et al*. (1993[**]apud Yoda & Nishimura, 1997) acreditam que a flotação do lodo granular é causada pelas forças de empuxo devido ao fenômeno de que o biogás é aprisionado nos espaços ocos do núcleo dos grânulos. Acredita-se que esses espaços ocos sejam criados pelo decaimento e a lise dos microrganismos situados no núcleo devido à depleção do substrato. Flotação do lodo granular significa perda de biomassa ativa, e pode levar ao mau funcionamento em reatores UASB.

Para Yoda & Nishimura (1997), uma explicação mais plausível, é a de que os particulados orgânicos contidos nas águas residuárias ou nas células das bactérias acidificantes que são aprisionadas nos grânulos na fase inicial de formação do grânulo, sejam degradadas lentamente para criar uma cavidade.

É esperado que os grânulos fiquem menos resistentes à tensão de cisalhamento quando eles ficam maiores devido aos espaços ocos, e com isso tenham tendência a quebrar ou desintegrar em pedaços pequenos.

No entanto, Pereboom (1994[***] apud Yoda & Nishimura, 1997) reportou que os grânulos não são quebrados ou desintegrados por forças de cisalhamento externas elevadas, ou produção interna de gás. Ele observou que, em situações de atrito elevado, somente partículas finas foram geradas.

Para Campos (1989), a tendência de flotação dos grânulos aumenta com o aumento de seu tamanho. A flotação é causada pelas forças de empuxo derivadas das bolhas de gás aprisionadas em espaços vazios criados no núcleo ou entre camadas dos biofilmes.

---

* KOSARIC, N., BLASCZYK, R., ORPHAN, L., and VALLADARES, J., (1990) *The Characteristics of Granules From Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors*. Wat. Res. 24, 1473-1477.

** ALPHENAAR, P. A., Perez, M. C., and LETTINGA, G., (1993) *The Influence of Substrate Transport Limitation on Porosity and Methanogenic Activity of Anaerobic Sludge Granules*. Appl. Microbiol. Biotechnol., 39, 270-280.

*** PEREBOOM, J. H. F. (1994) *Size Distribution Model for Methanogenic Sludge Granules from Full Scale UASB and IC Reactors*. Wat. Sci. Tech. 30(12), 211-221.

Yoda & Nishimura, (1997) constataram que tendência de flotação dos grânulos decresceu quando se adicionou Fe aos reatores devido à acumulação de FeS nos grânulos. Considerou-se que o FeS tem efeitos positivos no fortalecimento das forças de ligação entre as camadas do biofilme, prevenindo então a flotação. No entanto o grau de acumulação de FeS é influenciado pelo tipo de substrato.

b) Biofilmes

Nos consórcios denominados de biofilmes, o crescimento das colônias se dá através da fixação dos microrganismos em materiais suporte inertes colocados nos reatores tanto aeróbios quanto anaeróbios e anóxicos, ocorrendo um processo de degradação dos compostos semelhante ao ocorrido nos grânulos, porém, com eficiência maior, pois a espessura das camadas formadas é menor, facilitando a transferência de massa do substrato para os microrganismos.

Biofilmes são ambientes muito complexos, que apresentam dificuldade para ser caracterizados pelas técnicas analíticas tradicionais utilizadas na microbiologia (Ward *et al.,* 1992* apud Bishop, 1997).

Nos reatores de leito móvel e filme fixo, os consórcios de microrganismos ocorrem através da formação de biofilmes sobre a superfície porosa do material suporte utilizado. As características do biofilme dependem não só das propriedades específicas dos organismos envolvidos, mas também das propriedades do material suporte ao qual os organismos se fixam (Schügerl, 1997).

Em leitos fluidificados, a concentração de sólidos é geralmente alta. As células são demasiadamente pequenas e têm baixa densidade (próxima à da água), para manterem-se no interior do reator. Portanto apenas os agregados celulares ou células imobilizadas podem estar suspensos no líquido sem serem carreados com o efluente.

As formas mais comuns de formação de biofilmes em materiais suporte são apresentadas abaixo (Schügerl, 1997):

- fixação de microrganismos na superfície de um material suporte, por exemplo, areia (processos aeróbios e anaeróbios);
- colonização de materiais suporte porosos pelos microrganismos, por exemplo, carvão ativado e polímeros;

* WARD, D. M., BATESON, M. M., WELLER, R., and RUFF-ROBERTS, A. L. (1992*) Ribossomal RNA Analysis of Microorganisms as They Occur in Nature*. Adv. in Microb. Ecol., 12, 219-286.

A fixação na superfície de um material suporte é fácil, porém não é possível quando se tem altas tensões de cisalhamento. Sob baixas condições de tensões de cisalhamento a espessura do biofilme aumenta e o desprendimento do biofilme ocorre com os microrganismos aeróbios assim que as células fixadas diretamente na superfície do material suporte morrem pela falta do suprimento de oxigênio. Com microrganismos anaeróbios o crescimento descontrolado do biofilme pode causar o entupimento do escoamento e a redução da qualidade de expansão do meio.

A colonização de materiais suporte porosos permite imobilizações estáveis. No entanto a colonização excessiva desses materiais porosos causa aumento na resistência de transferência de massa para dentro dos poros e formação de biofilme espesso na superfície do material, o que novamente prejudica a viabilidade das células e a qualidade da fluidificação (Schügerl, 1997).

A forma como se dá a colonização e a duração da fase de aderência dos microrganismos, são fatores importantes que irão determinar as características do biofilme.

Para Tijhuis *et al.* (1994[*] apud Apilánez *et al.,* 1998) a colonização inicial da superfície ocorre nas cavidades do material suporte as quais devem apresentar superfície áspera, favorável para este desenvolvimento. Essa colonização ocorre muito mais rapidamente que o tempo total necessário para a formação do biofilme.

Fox *et al.* (1990[**] apud Mendonça, 1999) acreditam que o crescimento do biofilme inicia-se nas camadas "profundas" junto ao material suporte, nas quais os microrganismos estão protegidos das forças cisalhantes, passando então a ocupar as camadas mais externas, sujeitas a forças cisalhantes maiores, e juntando-se com as camadas vizinhas até que toda a superfície do material suporte esteja coberta pelo biofilme.

Esta fase de crescimento pode ser dividida em duas etapas, a primeira delas com um crescimento logarítmico, e outra com uma taxa de acumulação do biofilme constante, a qual continua até seu desprendimento parcial, e até que seja atingido regime de equilíbrio dinâmico aparente da espessura do filme (Apilánez *et al.,* 1998).

A duração da fase de aderência depende de fatores como natureza do suporte e sua superfície de carga, e natureza e concentração do substrato.

TIJHUIS, L. VAN LOOSDRECHT, M. C. M., and HEIJNEN, J. J. (1994) Formation and Growth of Heterotrophic Aerobic Biofilms on Small Suspended Particles in Airlift Reactors*. Bioltechnol. Bioeng. 44, 595-608.

** FOX, P., MAKRAM, T. S. E BANDY, T. J. (1990) *A Comparison of Media Types in Acetate Fed Expanded-bed Anaerobic Reactors.* Water Research. Vol. 24, N.7, 827-835p.

De acordo com van Loosdrecht *et al*, (1990*apud Mendonça, 1999), a fixação dos microrganismos ocorre em 4 etapas, as quais estão esquematizadas na Figura 3.1.

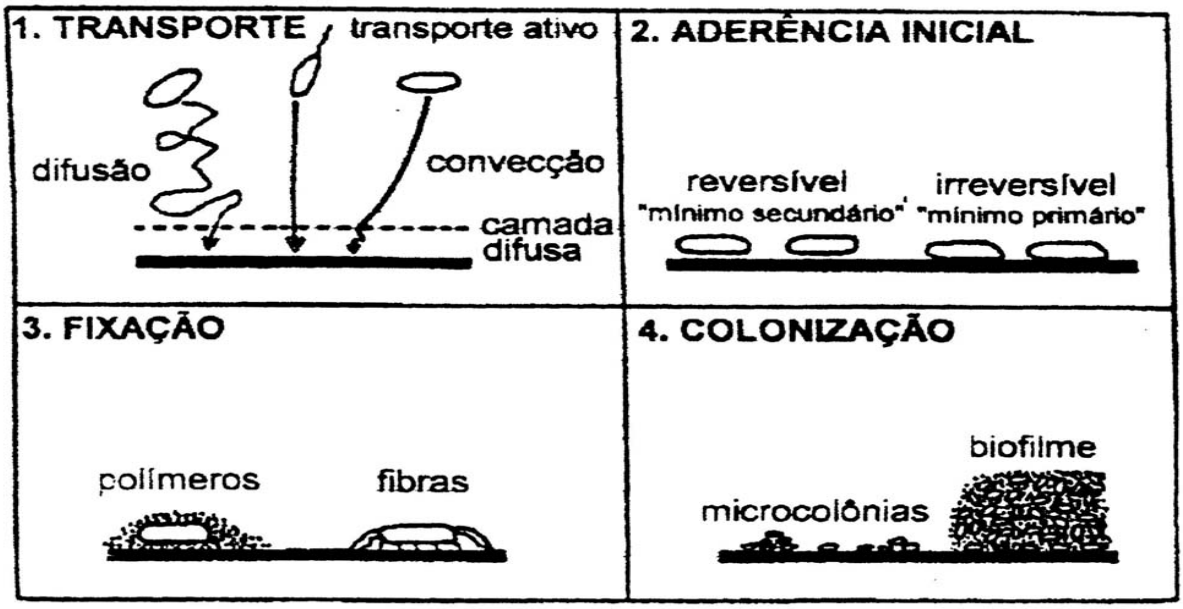


Figura 3.1 - Seqüência de etapas da colonização de microrganismos na interface sólido/líquido.
Fonte: van Loosdrecht *et al*, 1990* apud Mendonça, 1999.

Araki e Harada (1994) observaram que com o decréscimo da velocidade ascensional imposta, houve aumento da densidade do biofilme.

A taxa de carregamento do substrato na superfície do biofilme, as condições hidrodinâmicas do reator e os tipos de organismos envolvidos na degradação da matéria orgânica influenciam no processo de formação do biofilme, por isso, é de fundamental importância a avaliação da atividade e da população microbiológica dos biofilmes (van Loosdrecht *et al*, 1995).

Após atingir a espessura desejada, os biofilmes devem apresentar condições favoráveis à transferência de massa do substrato presente no meio líquido para o interior do biofilme, que está relacionada diretamente com essa espessura.

*VAN LOOSDRECHT, M. C. M., LYKLEMA, J., NOREDE, W., ZEHNDER, A. J. B. (1990) *Influence of Interfaces on Microbial Activity.* Microbiological Reviews. Vol. 54, N.1, 75-87p.

Para Characklis & Marshall (1990*apud Bishop, 1997), é extensamente reconhecido que a difusão no biofilme é influenciada pela densidade do filme, idade, espessura, porosidade, presença de microrganismos filamentosos, especialização microbiana e interações eletrostáticas.

A maioria dos autores que efetuam pesquisas com biofilmes aeróbios considera que estes crescem formando camadas, e que as camadas mais externas geralmente são compostas de organismos aeróbios heterotróficos de crescimento rápido, que são responsáveis pela degradação da matéria orgânica, e em uma camada mais interna residem os microrganismos de crescimento mais lento, responsáveis pela nitrificação, utilizando-se do CO_2 produzido no metabolismo dos organismos da primeira camada.

Alguns autores ainda consideram uma camada mais profunda, na qual o oxigênio não chega, e, portanto, desenvolvem-se microrganismos anaeróbios, o que raramente acontece em reatores de Leito Móvel e Filme Fixo, pois a espessura do biofilme é relativamente pequena, facilitando a transferência de massa e de oxigênio para seu interior.

Bishop (1997) afirma que, em biofilmes aeróbios, as populações nitrificantes encontram-se geralmente nas camadas mais profundas, nas quais o oxigênio ainda está presente para a nitrificação, porém onde elas não têm que competir por espaço com heterótrofos de crescimento mais rápido, os quais estão presentes em número maior, próximos à superfície do biofilme.

De acordo com Bishop (1997), dentro do biofilme existe uma gama de população que muda com a profundidade da camada de biofilme. Na interface meio-líquido/biofilme, existe multiplicação ativa de células devido à alta concentração de substrato presente. Na superfície de fixação, o substrato pode tornar-se limitante, resultando no decaimento endógeno. Quando isso ocorre, massa de biofilme pode ser "perdida" pela erosão da superfície do biofilme devido ao cisalhamento provocado pelo escoamento do líquido, ou pelo desprendimento do biofilme da superfície fixada, devido à raspagem.

Sistemas de biofilmes têm diversas vantagens sobre sistemas de lodos ativados convencionais, incluindo: a habilidade de sustentar uma variedade de populações microbianas em vários locais no interior do biofilme, os quais podem degradar diferentes substratos orgânicos; e a habilidade seqüestrante da substância polimérica produzida pelas células denominada *glycocalyx* que envolve os microrganismos e os protege das substâncias tóxicas.

* CHARACKLIS, W., and MARSHALL, K. (1990*) Biofilms*. John Wiley & Sons, Inc., New York.

Este conceito de nichos biológicos no biofilme foi mostrado ser verdadeiro para microrganismos nitrificantes. (Zhang & Bishop, 1994; Zhang *et al.* 1994** apud Bishop, 1997).

Entender a complexa operação dos biofilmes é essencial para a otimização racional do projeto e operação de reatores de biofilmes. Isso inclui compreensão da estrutura de um biofilme, da cinética de biodegradação ocorrida dentro do biofilme e do impacto da estrutura do biofilme na cinética da degradação (Bishop, 1997).

Realizando amplo levantamento bibliográfico, Bishop (1997) observou que pesquisas recentes têm mostrado que a penetração do oxigênio é altamente variável, dependendo de fatores como a concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido, a taxa de carregamento orgânico, os tipos de microrganismos presentes, a presença de compostos tóxicos e a estrutura física do biofilme.

Yu & Bishop (1998) confirmaram que a zona aeróbia ocorre somente na camada superficial próxima da superfície do biofilme. Abaixo da zona aeróbia foi detectado sulfeto total dissolvido usando-se microeletrodo de sulfeto, sendo que qualquer forma de sulfeto total dissolvido a este pH (neutro) é produto da redução biológica do sulfato, que ocorre por via anaeróbia.

Os resultados deste estudo experimental evidenciaram a estratificação e puderam ser associados às mudanças de potencial redox em biofilmes através das seguintes observações: (1) Neste biofilme aeróbio, a oxidação aeróbia se deu somente em uma camada superficial de aproximadamente 550μm próximo da superfície, e as seções mais profundas do biofilme eram de fato anaeróbias. A redução do sulfato ocorreu em zona anaeróbia, mesmo com baixa concentração de sulfato no volume da solução. (2) O potencial redox decresceu rapidamente de valor positivo para negativo, numa banda estreita de 50 μm próxima da interface entre a zona aeróbia e a zona de redução do sulfato. O decréscimo do pH também foi observado (Yu & Bishop, 1998).

Medidas com microeletrodos de perfis de amônia e nitrato associadas com a quantificação das populações nitrificantes em micro-seções do biofilme mostraram que a maior parcela da nitrificação ocorrida no biofilme se deu a aproximadamente 100μm abaixo da interface biofilme/meio liquido (Bishop, 1997).

---

* ZHANG, T. (1994) *Influence of Biofilm Structure on Transport and Transformation Processes in Biofilm*. PhD. Dissertation, University of Cincinnati.

A estrutura interna dos biofilmes formados em reatores biológicos de tratamento de águas residuárias ainda é pouco conhecida. Existem muitas evidências indicando que biofilmes "maduros" podem ser considerados como se estivessem em crescimento contínuo, entretanto heterogeneamente estratificados com a profundidade. Existem também evidências recentes indicando que pelo menos alguns biofilmes crescem em formato muito mais heterogêneo, com uma estrutura apresentando diversos canais. As implicações do arranjo estrutural desenvolvido pelo biofilme no transporte de massa do substrato e dos nutrientes para o interior do biofilme, e o impacto concomitante na cinética de biodegradação são significantes.

É necessário esforço de pesquisa intensivo para determinar qual estrutura de crescimento é correta, e qual o impacto prático que tem o crescimento agrupado na modelação cinética (Bishop, 1997).

Nos biofilmes anaeróbios, acredita-se também que haja estratificação em sua estrutura, havendo diversas evidências em diferentes pesquisas de que as camadas formadas apresentam diferentes colônias de microrganismos, sendo que os heterótrofos de crescimento rápido, como as bactérias acidogênicas se instalam na camada mais externa do biofilme, enquanto que as acetogênicas e as arqueas metanogênicas são encontradas em camadas mais profundas do biofilme, semelhante ao processo de estratificação verificado nos grânulos.

O desenvolvimento do biofilme é determinado pelo balanço entre crescimento e desprendimento. Se o balanço entre o crescimento e o desprendimento pudesse ser alterado, a acumulação de biomassa poderia ser consideravelmente acelerada (Gjaltema *et al.*, 1997).

Vários fatores podem ser apontados como causadores do desprendimento da biomassa das partículas suspensas, como colisões de partículas com as paredes do reator e entre si, tensões cisalhantes provocadas pelos "eddies", e pelas bolhas de gás ascendentes. Nos sistemas anaeróbios, a produção de gás dentro dos grânulos também pode ser causa do desprendimento da biomassa (Gjaltema *et al.*, 1997).

Van Loodsdrecht *et al.* (1995* apud Gjaltema *et al.*, 1997) apresentaram hipótese de que a razão entre a carga aplicada na superfície do biofilme e a tensão de abrasão, determina a estrutura do biofilme.

* VAN LOODSDRECHT, M. C. M., EIKELBOOM, D., GJALTEMA, A., MULDER, A., TIJHUIS, L. and HEIJNEN, J. J. (1995) *Biofilm Structures*. Water Sci Technol. 32(8), 35-43.

No caso de um balanço correto, são obtidos biofilmes densos e com superfície regular. A baixas tensões de abrasão e/ou altas taxas de carregamento aplicadas na superfície, o filme torna-se fofo, com poros e filamentos. Estes têm baixa velocidade de sedimentação e são facilmente carreados para fora do reator. Tentativas de acelerar a partida do reator reduzindo-se a quantidade de material suporte "descoberto" podem levar ao pobre funcionamento do reator, já que somente biofilmes fofos, fracos e floculentos são formados (Gjaltema *et al.*, 1997).

Uma estratégia melhor pode ser a aplicação de alta concentração de material suporte, porém adicionando-se esse material suporte ao reator em diversos lotes, e, em intervalos de tempo suficientes para proporcionar a formação do biofilme sobre a parcela de materiais suportes adicionados anteriormente.

Como a tensão de abrasão de um material suporte que é coberto por uma fina camada de biofilme é muito menor que para um material suporte sem partículas aderidas, mesmo que o tamanho e a massa das partículas sejam praticamente idênticos, a abrasão durante a partida é mantida relativamente baixa; e alta concentração de biomassa pode ser obtida em um pequeno intervalo de tempo.

A alta concentração de partículas pode então proporcionar tensões de abrasão suficientemente grandes, as quais, combinadas com uma grande área superficial de biofilme (e assim baixa taxa de carregamento na superfície), propiciam a formação de camadas densas e compactas. Com isso, um reator funcionando bem e com alta concentração de biomassa ativa pode ser obtido (Gjaltema *et al.*, 1997).

Van Loodsdrecht *et al*., (1995 apud Gjaltema *et al.*, 1997) afirmam que a taxa de carregamento orgânico na superfície não somente influencia a morfologia e a densidade do biofilme, mas também afeta a resistência do biofilme

Os biofilmes de crescimento muito rápido parecem ser mais fracos, porque a taxa de arraste cresce com o aumento da taxa de crescimento (Speitel & Digiano, 1987[*]; Tijhuis *et al*., 1995[**] apud Gjaltema *et al.,* 1997).

---

*SPEITEL, G. E., and DIGIANO, F. A. (1987) *Biofilm Shearing Under Dynamic Conditions*. J. Environ. Eng. ASCE, 113, 464-475.

**TIJHUIS, L. VAN LOOSDRECHT, M. C. M., and HEIJNEN, J. J. (1995) *Dynamics of Biofilm Detachment in Biofilm Airlift Suspension Reactors*. Bioltechnol. Bioeng. 45, 481-487.

A resistência do biofilme é relacionada com a produção de polímeros extracelulares (PE), necessários para a consolidação do biofilme. A produção de polímeros extracelulares pode ser estimulada pelo envelhecimento do biofilme, e por baixas velocidades de crescimento dos microrganismos que o formam (Ferroni & Boadi, 1990* apud Gjaltema *et al.*, 1997).

Assim, biofilmes de crescimento lento podem ser mais resistentes; conseqüentemente, durante a partida do reator a taxa de desprendimento não é simplesmente uma função linear do número de partículas suporte "limpas", e cobertas por biofilmes.

Quanto mais partículas de material suporte tornam-se cobertas por biofilmes, menor torna-se a taxa de carregamento na superfície, e com ela, a taxa de crescimento do biofilme. O resultado pode ser uma relação exponencial entre a taxa de desprendimento e o número de partículas de material suporte "limpas", como foi observado por Tijhuis *et al*. (1994** apud Gjaltema *et al.*, 1997) durante a formação de biofilmes heterotróficos.

Zhang *et al*. (1994) observaram diferentes espessuras do biofilme formado para diferentes colônias de microrganismos. Para biofilme heterótrofo, a espessura observada foi de 1420 μm, enquanto que para biofilme autotrófico (composto por microrganismos nitrificantes) a espessura observada foi de 350 μm, e para biofilme heterotrófico-autotrófico, os autores observaram espessura de 560 μm.

3.7. Modelos Matemáticos

Satyro *et al*. (1986) conceituam modelo como sendo qualquer artifício que permita reproduzir a realidade física de determinado sistema, no qual a dimensão e a complexidade do sistema e o grau de detalhe com o qual se deseja realizar o estudo podem ir desde um simples trocador de calor até todas as inter-relações existentes num sistema complexo de um processo de degradação biológica, por exemplo.

Anderson *et al*. (2000), citando vários autores, afirmam que um modelo de boa qualidade, não apenas compreende bom entendimento dos complicados processos biológicos fundamentais, mas é essencial também para projeto, partida, previsão sobre a dinâmica e a performance, controle, e otimização do processo.

*FERRONI, G. D. and BOADI, K. N. (1990) *Stimulation of Exopolymer Production in Psychotrophic Bacterium by Cell-free Extracts of Bacterium.* Short communication. J. Gen. Appl. Microbiol. 36, 345-350.

**TIJHUIS, L. VAN LOOSDRECHT, M. C. M., and HEIJNEN, J. J. (1994*) Formation and Growth of Heterotrophic Aerobic Biofilms on Small Suspended Particles in Airlift Reactors*. Bioltechnol. Bioeng. 44, 595-608.

Para se obter sucesso em todos os quesitos apresentados anteriormente, deve-se dispor de modelos matemáticos complexos, e difíceis de trabalhar. Neste sentido, é comum aos autores que tentam modelar os processos ocorridos em seus sistemas, admitirem simplificações afim de que as dificuldades em monitorar o sistema, e programar os equipamentos que atuarão no controle dos processos sejam minimizadas.

Faz-se necessário, então, definir as simplificações possíveis de serem feitas preocupando-se sempre com a fidelidade conseguida pelo modelo desenvolvido em descrever corretamente o comportamento do sistema.

Os modelos matemáticos podem ser usados para descrever tanto um processo de degradação completo, como apenas partes do processo, como o modelo desenvolvido por Horn & Hempel (1998), o qual descreveu a transferência de massa e a utilização do substrato nas camadas mais externas de sistemas de biofilmes.

Algumas aplicações não requerem validação "universal" do modelo (p.ex. confiabilidade sobre todas as possibilidades de operação), e nestes casos, pode ser vantajoso implementar um modelo simples o qual descreva melhor uma região de operação mais limitada (Anderson *et al*., 2000).

Outra aplicação importante da modelagem matemática é a utilização do modelo desenvolvido para um sistema em escala piloto, como ferramenta para o aumento de escala. Schwarz *et al.* (1996), desenvolveram modelo para auxiliar o aumento de escala de um reator anaeróbio de leito fluidificado para tratamento de águas residuárias.

Shahalam *et al.* (1996) apresentaram modelo para reator de leito fluidificado aeróbio, relacionando biomassa suspensa e aderida, aos níveis de substrato na fase líquida, e à espessura do biofilme.

Imai & Kusuda (1996) modelaram os processos anaeróbios ocorridos em biofilme de reator de leito fluidificado, considerando nas equações que descrevem a cinética do processo, coeficientes relacionados à raspagem do biofilme, devido ao arraste provocado pela velocidade superficial do líquido, à presença de microrganismos “dormentes”, e à produção de exopolímeros pelos microrganismos ativos.

Outros modelos relacionados a processos biológicos para tratamento de águas residuárias foram propostos por Bagley & Brodkorb (1999), Anderson *et al.* (2000), e Morgenroth (2002); o primeiro descrevendo a cinética microbiana em reator anaeróbio de batelada seqüencial, o segundo, utilizado para o controle de sistema de lodos ativados operando com alternância do meio entre aeróbio e anaeróbio para promover a desnitrificação; e o último, utilizado para descrever as etapas da hidrólise da matéria orgânica particulada em reatores anaeróbios tratando esgoto.

Quando os processos respondem sensivelmente a mudanças em curto prazo da qualidade do afluente, o controle em tempo real pode ser estratégia valiosa na minimização dos efeitos adversos provocados por flutuações.

O sucesso do controle em tempo real pede que modelos realísticos das respostas transientes da performance do processo estejam disponíveis e sejam integrados às estratégias de operação da unidade (Rittmann, 1989).

Nos casos cujos processos necessitam deste controle em tempo real (casos ideais para o monitoramento de ETEs), pode-se desenvolver modelos que descrevam o processo não apenas durante o regime de equilíbrio dinâmico aparente, mas também, em regime transiente.

Rittmann (1989) relata o processo de construção de modelos básicos para descrição dos processos decorridos em biofilmes no estado transiente, a fim de conseguir, a partir destes modelos, maior controle destes processos, podendo monitorar em tempo real as variações na corrente de alimentação e fazer as correções necessárias otimizando, dessa maneira, a operação do processo.

Atualmente, existem sondas multiparamétricas capazes de monitorar diversos parâmetros relacionados ao controle do processo, as quais podem ser acopladas a microcomputadores programados com rotinas de cálculo baseadas na modelagem matemática. O microcomputador processa os dados e manda respostas aos dispositivos de controle montados no local da instalação, cujas funções podem ser: abrir ou fechar uma válvula, adicionar algum produto químico, ou ligar um aquecedor, entre outras.

O uso destes recursos auxilia e facilita o aprofundamento do conhecimento para enriquecimento de informações, com a finalidade de desenvolver a estruturação de modelos.

Algumas estratégias e necessidades para aplicação de modelos transientes como parte do controle de processos em tempo real são fornecidas por Rittmann (1989). Os principais avanços necessários segundo o autor são: melhor entendimento quantitativo dos fenômenos fundamentais; desenvolvimento de equipamentos e técnicas melhoradas de monitoramento *on-line*; e desenvolvimento de sistemas confiáveis para implementar o controle.

3.8. Transferência de Massa e Cinética de Reações

A importância da compreensão dos fenômenos de transferência de massa em processos de degradação envolvendo microrganismos é justificada pela dependência entre a velocidade de transferência de massa e a velocidade com que o processo de degradação ocorre como um todo.

As velocidades com que o substrato penetra no biofilme, e com que os subprodutos são eliminados, são determinadas por uma série de fatores, os quais serão explicados adiante.

As equações utilizadas na engenharia química descrevem a transferência de massa em sistemas biológicos de maneira incerta. A superfície do biofilme não é fixa e estática, nem a estrutura do biofilme está em regime de equilíbrio dinâmico aparente, portanto, mesmo quando a transferência de massa em alguns reatores pode ser modelada com as equações conhecidas, a questão de como descrever a transferência de massa de sistemas de biofilmes em geral permanece (Horn & Hempel, 1998).

Os processos de transferência de massa externos ocorridos em sistemas de degradação de compostos podem ser subdivididos em transferência de massa da fase gasosa para a fase líquida, a qual é considerada nos casos em que os microrganismos se utilizam do gás, no caso o oxigênio, para efetuar o processo de degradação (processo aeróbio), denominada transferência de massa gás/líquido; e a transferência de massa da fase líquida para o interior do biofilme, a qual considera tanto o caso do gás solubilizado (oxigênio), quanto os substratos solubilizados ou compostos ionizados (p. ex. ácidos orgânicos, amônia, nitrato), que devem ser incorporados pelos microrganismos componentes do biofilme.

Atuam ainda no processo de degradação biológica, fenômenos de transferência de massa ocorridos no interior do biofilme, denominados de transferência intraparticular.

No equacionamento dos fenômenos de transferência de massa, é comum aos autores fazerem suposições acerca das condições encontradas no meio visando simplificar a descrição do processo.

Para implementar um modelo matemático em reator aerado de biofilme, assumindo que a fase gasosa e a fase sólida (partículas do biofilme) estão dispersas em fase líquida, e que o oxigênio é transferido das bolhas de gás para o biofilme, onde as reações acontecem Nicolella *et al*. (1998), apresentaram as seguintes considerações:

- transferência da fase gasosa para a fase líquida através da interface gás/líquido, assumindo ausência de resistência à transferência de massa do lado gasoso;
- transferência da fase líquida para a fase sólida através da interface líquido/sólido, com resistência à transferência de massa do lado líquido;
- reação e difusão no biofilme

As taxas de transferência de massa gás-líquido e líquido-sólido foram assumidas como sendo proporcionais à diferença na concentração de oxigênio entre as interfaces gás/líquido e líquido/sólido, e os fatores de proporcionalidade foram os coeficientes de transferência de massa. Outras simplificações assumidas por NICOLELLA *et al*. (1998) foram:

- as fases gasosa e líquida estavam uniformemente distribuídas no reator;
- as fases líquida e gasosa eram idealmente misturadas;
- as partículas sólidas eram esféricas e de tamanho uniforme;
- o volume de gás contido na fase líquida era constante.
- a difusividade do O_2 no biofilme foi assumida como 80% da difusividade na água

Alguns conceitos de velocidade de transferência de massa gás/líquido, líquido/sólido e transferência intraparticular são apresentados a seguir:

a) transferência de massa gás/líquido:

Este fenômeno ocorre no processo aeróbio de degradação, no qual o oxigênio deve ser provido ao meio líquido em quantidade suficiente para atender à demanda dos microrganismos responsáveis pelo processo, presentes no biofilme.

Geralmente, o oxigênio é introduzido no meio líquido na forma de pequenas bolhas de ar ou oxigênio puro, as quais promoverão a dissolução do oxigênio na fase líquida.

Os modelos usuais para transferência de oxigênio consideram que a eficiência de dissolução do oxigênio seja independente da atividade biológica em reatores com aspersão das bolhas de gás no meio, porém, a velocidade de utilização do oxigênio pelas bactérias depende da velocidade de utilização do substrato, que é função da concentração de substrato no meio líquido (Campos, 1989).

A velocidade de dissolução do oxigênio no meio dependerá, portanto dos fatores apresentados e das relações que consideram a solubilidade de gases em meio líquido, como a Lei de Henri, com sua constante adaptada às condições encontradas no meio em estudo.

Para Silva & Moraes (1997), a taxa de transferência de massa através da interface gás/líquido pode ser descrita como resultante da influência de três termos:

- coeficiente convectivo de transferência de massa para a fase líquida (k_L);
- a área interfacial das bolhas de ar por unidade de volume de líquido (a); e,
- a diferença de concentração.

Nos reatores de leito fluidificado trifásicos, o coeficiente de convecção para a fase líquida e a área interfacial estão diretamente relacionados à hidrodinâmica, pois o coeficiente k_L depende do escoamento que envolve as bolhas de gás ascendentes, enquanto a área interfacial está relacionada ao comportamento do sistema de bolhas, que é função das velocidades das fases gasosa e líquida e do tamanho e densidade das partículas.

Sendo assim, dada a complexidade dos processos envolvidos, o coeficiente convectivo para a fase líquida, e a área interfacial são combinados no coeficiente volumétrico k_La, para facilitar a análise da transferência de massa gás/líquido.

Os resultados dos estudos de Beyenal & Tanyolaç (1997) mostraram que o coeficiente de transferência de massa k_La aumentou com a espessura do biofilme, e com valores decrescentes da densidade do biofilme; contrastando com as predições das correlações desenvolvidas na literatura para partículas suporte "limpas", rígidas e não porosas. Este aumento pode ser atribuído ao aumento da porosidade e aspereza da superfície do biofilme com o aumento da espessura do mesmo.

Os resultados obtidos por Riedel & Gimenes (1995), mostraram que a quantidade de gás retida no leito aumenta com a vazão de gás e diminui com a velocidade do líquido, e que k_La não variou muito com a vazão de gás e aumentou com a velocidade do líquido. Outra observação importante dos autores foi a de que a transferência de oxigênio não é prejudicada pela presença das partículas, visto que os valores de k_La numa coluna de borbulhamento são bastante próximos e muitas vezes menores que os encontrados para reatores de leito móvel e filme fixo.

O carregamento orgânico em reatores de leito móvel e filme fixo pode ser bastante elevado, o que, no caso de reatores aeróbios provoca demanda de oxigênio grande, fato que justifica a necessidade da aplicação de oxigênio puro nesses reatores, sobretudo quando se deseja promover a nitrificação conjuntamente com a remoção de matéria carbonácea.

Outro fator importante que influencia na transferência de massa gás-líquido é a geometria do distribuidor ou difusor de oxigênio no interior do reator. Malta *et al.* (1996), observaram diminuição da pressão estática do gás e da potência dissipada no reator com a diminuição da área livre dos distribuidores (ϕ), e ainda notaram que o aumento da velocidade ascensional do gás é acentuado para valores baixos de ϕ.

Malta *et al.* (1996) também notaram que o coeficiente de transferência de massa gás-líquido (k_La) é reduzido a níveis baixos com o aumento do diâmetro dos orifícios, aparecendo, conseqüentemente, bolhas grandes e promovendo fenômenos de coalescência e possível mudança no regime de borbulhamento.

Dos distribuidores estudados por Malta *et al.* (1996), os que apresentaram melhores resultados em relação ao valor de k_{La}, e ao consumo de energia, tinham diâmetro de orifício próximos a 1 mm. Este diâmetro de orifício é igual ao adotado na concepção do difusor de oxigênio do reator aeróbio de leito móvel e filme fixo componente do sistema estudado na presente pesquisa.

Os experimentos realizados por Reiber & Stensel (1985* apud Campos, 1989) mostraram aumento na taxa de utilização total de oxigênio à medida em que a espessura do biofilme aumentou, até estabilização desta taxa quando a espessura do biofilme atingiu 90 μm, decrescendo acentuadamente após este valor.

Outra observação feita por esses autores, foi a de que a transferência interfacial de oxigênio cresceu levemente quando as velocidades ascensionais estiveram entre 5,9 e 11,8 m/h, e diminuiu acentuadamente quando foram testadas velocidades maiores. À velocidade de 35,5 m/h, foi observada rápida erosão do biofilme aderido ao material suporte.

A Tabela 3.5 apresenta alguns valores do coeficiente de transferência de massa gás/líquido (k_{La}) obtidos da literatura.

Tabela 3.5 – Coeficientes de transferência de massa gás/liquido (k_{La}) – revisão da literatura.

Tipo de sistema	Valor de k_{La} (h^{-1})	Autores
Reator de leito fluidificado processo "Biolift".	13,1 –48,1	Badot *et al*. (1994)
Reator de leito fluidificado trifásico.	6,0 – 30,0	Riedel & Gimenes (1995)
Coluna de borbulhamento gás/líquido	0 – 430,0	Malta *et al*. (1996)
Reator de leito fluidificado trifásico.	20,1 – 140,8	Silva & Moraes (1997)
Reator "Airlift" com biofilme em suspensão	36,0 – 180,0	Nicolella *et al*. (1998)*
Reator "Airlift" com biofilme em suspensão	0 – 151,2	Nicolella *et al*. (1998)
Sistema de lodos ativados com aeração intermitente.	0 – 225,0	Anderson *et al*. (2000)
Reator de leito expandido com zonas anaeróbia e aeróbia	78,0 – 108,0	Mendonça (2004)

* Dados adaptados de Nicolella *et al*. (1999).

* REIBER, S. and STENSEL, D. (1985). *Biologically Enhanced Oxygen Transfer in a Fixed Film System.* Journal Water Pollution Control Federation. 57 (2): 135-142.

b) transferência de massa líquido/sólido:

A intenção dos estudos dedicados ao entendimento dos fenômenos de transferência de massa é compreender esses processos para se tentar realizar sua otimização nos reatores componentes do sistema estudado.

A diminuição do tempo necessário para a transferência de massa dos substratos até a fase final de degradação é uma forma de se chegar a essa "otimização". O tempo de transferência de massa está diretamente ligado às velocidades de transferência de massa.

A velocidade de transferência de massa da fase líquida (N_e), para a camada líquida estagnada pode ser calculada de acordo com a Equação 3.2 (Bird *et al*., 1960* apud Zaiat, 1996):

$$N_e = k_s.a.(S_b - S_i) \qquad \text{(Eq. 3.2)}$$

em que: k_s : coeficiente de transferência de massa na fase líquida $[L*T^{-1}]$
a : área interfacial para transferência de massa $[L^2]$
S_b : concentração do substrato na fase líquida $[M*L^{-3}]$
S_i : concentração do substrato na interface líquido/sólido $[M*L^{-3}]$

A velocidade superficial do líquido (v_s) exerce importante papel na transferência de massa líquido/sólido, pois, o aumento na velocidade superficial acarreta diminuição da película líquida estagnada ao redor do biofilme, e, conseqüentemente, diminui a resistência à transferência de massa externa (aumento de k_s), aumentando, finalmente, a velocidade de transferência de massa na fase líquida (N_e).

Nicolella *et al*. (1998) observaram dependência entre o coeficiente de transferência de massa líquido/sólido (k_s) e alguns parâmetros como a velocidade ascendente do gás, concentração de partículas sólidas e o tamanho das partículas. No entanto, a única variação significativa notada pelos autores supracitados foi em relação à vazão de gás, cujo aumento causou diminuição do coeficiente de transferência de massa líquido-sólido.

Para Zaiat (1996), o coeficiente de transferência de massa na fase líquida (k_s) é função das propriedades físicas do líquido, das características geométricas do biofilme e de v_s, e pode ser obtido empiricamente ou através de considerações teóricas.

*BIRD, R. B., STEWART, W. E. and LIGHTFOOT, E. N. (1960). *Transport Phenomena.* John Wiley & Sons, New York

Essas considerações teóricas fazem uso de adimensionais como o número de Schmidt (Sc), número de Sherwood (Sh), número de Reynolds (Re) e o fator de Colburn (J_D), que relacionam-se entre si e com parâmetros como: difusividade do substrato na fase líquida (D_L), densidade do líquido (ρ_L), velocidade superficial do líquido considerando a área líquida da seção do reator (v_s), e o próprio k_s, entre outros.

As relações entre os adimensionais e os parâmetros supracitados, bem como relações desenvolvidas por diversos autores considerando faixas de valores previamente determinadas para os adimensionais, resultando em formulações simplificadas são encontradas em Zaiat (1996).

Horn & Hempel (1998) chegaram à conclusão de que a transferência de massa não é só função das condições do substrato e hidrodinâmicas, mas também do tempo de vida do biofilme. Os autores afirmam que a história do biofilme deve ser levada em conta quando se está modelando transferência de massa na interface líquido/biofilme, ou seja, quanto mais velho é o biofilme, mais heterogênia torna-se sua superfície, e, por isso, a transferência de massa sofre alterações.

Freqüentemente o processo de degradação aeróbia é limitado pela transferência de massa líquido/sólido (difusão de oxigênio através do biofilme). Para obter capacidade de degradação alta e estável em processos estritamente aeróbios é essencial manter o biofilme com espessura relativamente pequena (Khlebnikov *et al.,* 1998).

Dados da literatura ressaltam que o coeficiente de difusão decresce com o crescimento da densidade do biofilme. Diversos autores reportaram que a densidade média de biofilmes mostra pequena variação para biofilmes grossos, mas uma significativa mudança para os muito finos. Geralmente, o perfil de densidade do biofilme passa por um máximo em torno de 200μm de espessura (Khlebnikov *et al.,* 1998).

Alguns exemplos de autores que determinaram o coeficiente de transferência de massa líquido sólido, bem como os valores obtidos por estes pesquisadores são apresentados na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 – Coeficientes de transferência de massa liquido/sólido (k_s)– revisão da literatura.

Tipo de sistema	Valor de k_s (m/s)	Autores
Sistema de leito fluidificado com baixo número de Reynolds	$1,4 - 1,55 * 10^{-4}$	Koloini *et al*. (1977)*
Reator de leito de biofilme fluidificado	$6,58 - 7,4 * 10^{-4}$	Shieh &Keenan (1986)*
Reator anaeróbio horizontal com lodo imobilizado	$9,44 * 10^{-6}$	Zaiat. (1996)
Reator de leito de biofilme fluidificado aeróbio	$1,80 * 10^{-5}$	Shahalam *et al*. (1996)
Reator de leito de biofilme fluidificado diferencial	$0,176 - 7,43 * 10^{-4}$	Beynal & Tanyolaç. (1998)
Reator "Airlift" com biofilme em suspensão	$0,5 - 1,5 * 10^{-4}$	Nicolella *et al*. (1998)
Reator anaeróbio horizontal com lodo imobilizado	$6,19 * 10^{-6}$	Zaiat *et al*. (2000)

* Dados adaptados de Beyenal & Tanyolaç (1998).

c) transferência de massa intraparticular:

O transporte de massa para o interior do biofilme é determinado pela difusividade efetiva de substrato em partícula sólida (D_e). Expressão análoga à Lei de Fick é usada para descrever a velocidade de transferência de massa intraparticular (N_i) - Equação 3.3 (BIRD *et al*., 1960 apud Zaiat, 1996),

$$N_i = -D_e \frac{dS}{dy} \qquad \text{(Eq. 3.3)}$$

em que: D_e : difusividade efetiva de substrato na biopartícula $[L^2 * T^{-1}]$

S : concentração de substrato em uma dada posição y $[M * L^{-3}]$

Segundo Smith (1981[*] apud Zaiat, 1996), raramente pode-se determinar a velocidade de difusão pela simples correlação entre a difusividade do meio líquido e a redução na área seccional devido à fase sólida, pois a influencia de fatores como a tortuosidade, distribuição ao acaso, e arranjo interconectado das regiões porosas, tornam difícil a determinação do comprimento de difusão.

Outros fatores que podem influenciar a difusividade são a influência das paredes dos poros na difusão do material sólido, e a possibilidade de transporte das substâncias para o interior do sólido por adsorção ou desorção dentro do poro, ou por migração de um sítio adjacente.

A avaliação da velocidade global da reação depende ainda de um parâmetro importante denominado fator de efetividade (η); que é definido como a razão entre a velocidade de consumo de substrato observada e a velocidade obtida se não houvesse resistência à transferência de massa.

Quando os processos de transferência de massa são muito rápidos em reação às reações bioquímicas, η é igual a 1; quando os processos de transferência influem na velocidade da reação, η é menor que 1; e quando a velocidade de reação é muito rápida em relação aos processos de transferência de massa, η tende a 0, e pode-se dizer que a reação ocorre apenas na superfície do biofilme (Silverston, 1986[**] apud Zaiat, 1996).

Existem várias hipóteses acerca dos fenômenos de transporte e transferência de massa ocorridos no interior de biofilme. Efetuando amplo levantamento bibliográfico, Bishop (1997) constatou que os biofilmes são constituídos de uma complexa estrutura de agregados de células microbianas e vazios intersticiais.

Os vazios facilitam o transporte de oxigênio do meio líquido para o biofilme. Portanto, a velocidade de transporte de massa para o interior do biofilme é influenciada por sua estrutura. O autor concluiu também que o transporte advectivo deve ser seriamente considerado nos estudos de transporte e degradação de compostos em biofilmes.

Em sistema convencional de biofilme, existe fluxo de componentes particulados finos e dissolvidos do meio líquido através da fronteira líquido/sólido, e para interior do biofilme devido à difusão e a advecção.

---

* SMITH, L. E. (1981). *Chemical Engineering Kinetics.* 3rd edition. McGraw-Hill, New York.

** SILVERSTON, P. L. (1986). *Effective Diffusivity and Structure of Porous Catalysis.* In: Multi Phase chemical Reactors: Theory, Design, Scale Up. (Edited by A. Gianetto and P. L. Silverston), p. 228-256, Hemisphere Publishing Co., Washington.

Materiais dissolvidos podem continuar a difundirem-se no interior do biofilme devido a gradientes de concentração, e ainda, materiais dissolvidos e particulados aprisionados na superfície do biofilme podem se mover para as camadas mais profundas do biofilme através de poros, se as forças advectivas continuarem a agir no interior do biofilme.

Transformações microbianas desses materiais induzidos no biofilme levam ao crescimento celular e à expansão vertical do biofilme. Simultaneamente a estes processos de transporte e transformação, pode haver perda contínua de sólidos da superfície do biofilme devido ao desprendimento erosivo ou arraste do biofilme.

Os sólidos também podem mover-se do interior do biofilme para sua superfície devido a advecção, assim como subprodutos microbianos solúveis também se movem por difusão e advecção do interior do biofilme para sua superfície e, eventualmente para o meio líquido (Bishop, 1997).

Seguindo a mesma linha proposta por Bishop (1997), Horn & Hempel (1998), também ressaltam que quando o meio líquido se movimenta, a espessura da camada interfacial decresce, e na fase líquida o transporte convectivo domina.

Somente em pequena área externa à superfície, e dentro do biofilme, se tem a difusão como mecanismo de transporte principal. O transporte convectivo dentro do biofilme pode ser observado com técnicas especiais e necessita de maiores investigações.

A tabela 3.7 apresenta alguns valores da difusividade efetiva (D_e) de substrato na biopartícula

Tabela 3.7 – Difusividade efetiva de substrato no interior da biopartícula (D_e) – revisão da literatura.

Tipo de sistema	**Valor de D_e (m^2/s)**	**Autores**
Reator metanogênico de leito fluidificado.	$1{,}0 * 10^{-9}$	Imai e Kusuda (1994)
Reator biológico de leito fluidificado	$1{,}85 * 10^{-10}$	He & Ping (1994)
Reator de leito de biofilme fluidificado aeróbio	$8{,}15 * 10^{-10}$	Shahalam *et al*. (1996)
Sistema de biofilme	$2{,}0 – 2{,}5 * 10^{-9}$	De Beer *et al*. (1998)*

* Dados adaptados de Nicolella *et al*. (1999).

d) cinética de reações microbianas

Após a difusão dos substratos no interior do biofilme, os mesmos são transformados pelos microrganismos de acordo com a afinidade dos mesmos com o substrato, levando em consideração as condições ambientais, as concentrações dos substratos e a presença ou não de compostos tóxicos ou inibidores do metabolismo de cada população específica.

Essas reações enzimáticas de consumo de substrato e produção celular podem ser descritas matematicamente por meio de equações cinéticas, as quais podem considerar diversas propriedades intrínsecas dos microrganismos. Quanto maior o número de variáveis que representem essas propriedades for considerado nas equações, maior a complexidade apresentada pelo modelo resultante do equacionamento.

A modelação de um sistema de tratamento de efluentes requer conhecimentos sobre a cinética das reações microbianas, bem como da melhor forma de obtenção dos parâmetros cinéticos intrínsecos aos microrganismos que participam do processo de degradação da matéria. Diversos pesquisadores desenvolveram equações cinéticas ao longo de anos de pesquisa para processos industriais e tratamento de efluentes, partindo de equações cinéticas aplicadas a processos enzimáticos.

A mais utilizada dentre estas equações foi desenvolvida por Monod, a qual expressa a velocidade de crescimento dos microrganismos em função da concentração de substrato presente no meio – Equação 3.4:

$$r_x = \mu_{\max} \frac{Cs}{Ks + Cs} \qquad \text{(Eq. 3.4)}$$

em que: r_x : velocidade de crescimento celular $[T^{-1}]$
μ_{max} : velocidade máxima de crescimento celular $[T^{-1}]$
Cs : concentração do substrato $[M_{*}L^{-3}]$
Ks : constante de saturação do substrato $[M_{*}L^{-3}]$

Na área de tratamento de águas residuárias, diversos autores descrevem a cinética do crescimento microbiano e do consumo de substrato através de modelos simplificados, entre os quais, pode-se citar os modelos cinéticos de ordem zero e primeira ordem.

Alguns exemplos de autores que partiram do modelo de Monod para realizar a modelação matemática de seus sistemas de tratamento podem ser vistos na Tabela 3.8.

A utilização do modelo proposto por Monod e suas variantes necessitam de equacionamento matemático avançado, e do uso de técnicas computacionais, quando se deseja realizar a simulação do modelo, por exemplo, para se obter os dados cinéticos associados ao processo de tratamento.

Visando simplificar a modelação, diversos autores utilizaram a equação de ordem zero para descrever o consumo de matéria orgânica em reatores biológicos (vide Tabela 3.8). Tal equação fornece a mais simplificada aproximação da cinética de consumo de substrato da forma, como apresentada na Equação 3.5.

$$\frac{d[Cs]}{dt} = -X * K_o \qquad \text{(Eq. 3.5)}$$

em que: Cs : concentração do substrato [$M*L^{-3}$]
K_o : parâmetro cinético intrínseco de ordem zero [$M*L^{-3}*T^{-1}$]
X : concentração de biomassa no interior do reator [$M*L^{-3}$]

Em esgoto sanitário, devido à relativamente baixa concentração de substrato comumente observada, alguns autores descrevem a cinética de degradação na modelagem de reatores, ainda de forma simples, com equação de velocidade de consumo de substrato de 1º ordem (Equação 3.6).

$$\frac{d[Cs]}{dt} = -X * K_1 * t \qquad \text{(Eq. 3.6)}$$

em que: Cs : concentração do substrato [$M*L^{-3}$]
K_1 : parâmetro cinético intrínseco de 1º ordem [$L^3*M^{-1}*T^{-1}$]
X : concentração de biomassa no interior do reator [$M*L^{-3}$]
t : tempo [T]

Essa equação foi utilizada nos modelos de diversos autores como He & Ping (1994), Diez *et al.* (1999) e Zaiat *et al.* (2000) (vide Tabela 3.8), os quais conseguiram bons resultados ajustando o modelo de primeira ordem para descrever os processos ocorridos em reatores aeróbios e anaeróbios alimentados com baixas concentrações de substrato no afluente, como é o caso do esgoto sanitário.

Tabela 3.8 – Equações cinéticas e parâmetros cinéticos intrínsecos dessas equações – revisão da literatura.

Tipo de sistema	Equação Cinética	Parâmetros Cinéticos Intrínsecos				Autores
		K_o ou K_1 (g/l·h) (l/g·h)	Ks (g/m³)	μ_{max} (d^{-1})	k_d (d^{-1})	
Reator de leito fluidificado	1º ordem	K_1 = 1,26	-	-	-	He & Ping (1994)
Reator anaeróbio de leito fluidificado	ordem Zero	ρk_o= 16,9	-	-	-	La Motta *et al*. (1996)
Reator metanogênico de leito fluidificado.	Monod	-	K_{HAc} = 20 K_{HPr} = 20 K_{HBu} = 90	0,26 $_{HAc}$ 0,19 $_{HPr}$ 0,60 $_{HBu}$	0,04	Imai & Kusuda (1996)
Reator anaeróbio horizontal com lodo imobilizado	1º ordem	$k_1 \cdot X$ = 1,04 (h^{-1})	-	-	-	Vieira (1996)*
Reator de leito fluidificado aeróbio	Monod	-	60,0	-	0,04	Shahalam *et al*. (1996)
Reator anaeróbio horizontal com lodo imobilizado	1º ordem	$k_1 \cdot X$ = 0,98 (h^{-1})	-	-	-	Vieira *et al*. (1996)*
Reator "Airlift" com biofilme em suspensão	ordem Zero	Ko = 2,05 – 6,44	-	-	-	Nicolella *et al*. (1998)
Sistema de lodos ativados com biofilme	Monod	-	87,0	-	0,08	Gebara (1998)
Reator de leito de biofilme fluidificado diferencial	Monod	-	18,54	0,57	-	Beyenal & Tanyolaç (1998)
Reator anaeróbio de leito fluidificado	ordem Zero	Ko = 1,18 – 1,38	-	-	-	Diez *et al*. (1999)
Reator de leito fluidificado trifásico	Monod	-	17,41	-	-	Hirata *et al*. (2000)
Sistema de lodos ativados com aeração intermitente	Monod	-	heterótrofos: K_{O_2} = 0,16 Ks = 0,10 K_{NH_4} = 0,20 K_{NO_3} = 0,20 K_X = 0,15 autótrofos: K_{O_2} = 1,00	Modelo ASM1 0,67 het. 0,24 aut. modelo linearizado 0,4 het. 0,24 aut.	-	Anderson *et al* (2000)
Processo "Biodenitro"	Monod	-	heterótrofos: K_{O_2} = 0,20 Ks = 15,0 K_{NH_4} = 0,05 K_{NO_3} = 0,50 autótrofos: K_{O_2} = 0,50 K_{NH_4} = 0,25	3,00 het. 1,30 aut.		Manga *et al*. (2003)

*Dados adaptados de Zaiat *et al* (2000).

Beynal e Tanyolaç (1998) utilizaram o modelo de Monod, porém, para valores da constante de saturação do substrato (Ks) menores do que a concentração do substrato no meio, os autores realizaram, com sucesso, aproximação para o modelo de 1º ordem.

Outros autores, como Imai *et al*.(1994) e Imai & Kusuda (1996), propuseram modelos complexos, partindo da equação de Monod para descrever as reações no biofilme em reatores de leito móvel e filme fixo, as quais consideraram a presença de microrganismos "dormentes" no biofilme, coeficientes relacionados ao arrasto da biomassa e coeficientes de produção de polímeros extracelulares pelos microrganismos.

Hirata *et al*. (2000) conseguiram modelar biofilme de reator de leito móvel e filme fixo aeróbio, admitindo que as reações microbianas seguissem a equação cinética proposta por Monod, porém o equacionamento apresentou-se extenso e bastante complexo.

Para realizar a modelagem matemática, com a finalidade de se obter equações cinéticas fáceis de se trabalhar, e que representem os processos ocorridos na degradação de forma confiável, pode-se fazer algumas suposições e simplificações.

As principais suposições a serem feitas para ajustar modelos cinéticos são descritas como (Hirata *et al*., 2000; Imai *et al*., 1994; Imai & Kusuda, 1996; e He & Ping, 1994):

- o reator é operado em regime de equilíbrio dinâmico aparente;
- a densidade do biofilme, a variedade dos microrganismos, e difusividade da matéria orgânica são uniformes dentro do biofilme;
- a espessura do biofilme e a distribuição da biomassa são uniformemente distribuídas no interior do reator;
- as partículas suporte apresentam dimensões uniformes;
- a biomassa é tratada como sendo contínua;
- as propriedades do biofilme mudam apenas na direção perpendicular à interface filme/suporte;
- o crescimento microbiano é expresso por uma equação cinética, e o crescimento é associado com o consumo de substrato;

- a biomassa ativa estimada por método cinético serve como indicativo da biomassa aderida;
- polímeros extracelulares são produzidos por toda a biomassa ativa, e sua taxa de produção é proporcional ao crescimento da biomassa ativa;
- a biomassa que não está aderida pode ser desprezada;
- o Carbono Orgânico Total, o qual é convertido a DBO_5 é o único substrato limitante, todos os outros substratos estão presentes em excesso;
- as reações ocorrem em volume constante.

Na construção de modelo para descrever os processos ocorridos nos bioreatores, outro fator importante para se obter sucesso na aplicação de equações que descrevem a cinética de transformação biológica é o método utilizado para calcular os parâmetros cinéticos da equação. Zaiat (1996) cita diversos autores, os quais desenvolveram métodos para obtenção dos parâmetros cinéticos da equação de Monod quando aplicadas a microrganismos anaeróbios aderidos a material suporte.

Além da possibilidade de se calcular os valores dessas variáveis, pode-se remeter à literatura para a obtenção dos parâmetros, desde que haja compatibilidade entre o experimento realizado pelo autor consultado e o do que está consultando.

3.9. Hidrodinâmica e Velocidade Ascensional em Reatores de Leito Móvel e Filme Fixo

A presente pesquisa apresenta a introdução de uma nova configuração de sistema de tratamento de efluentes, na qual estão inseridos três tipos de reatores nos quais prevalecem condições de escoamento diferentes, dificultando, conseqüentemente, a determinação das condições hidrodinâmicas reais nas quais o sistema estará inserido, se tivermos em mente os reatores relatados na literatura.

Verifica-se, portanto, a necessidade de se fazer estudo hidrodinâmico do sistema como um todo. Porém, não se pode descartar a proximidade do sistema em desenvolvimento com os reatores de leito móvel e filme fixo no que diz respeito às condições operacionais de cada reator em separado, excetuando-se o primeiro reator componente do sistema (UASB), do qual as condições hidrodinâmicas já foram amplamente estudadas por diversos autores.

O principal objetivo do estudo hidrodinâmico é a determinação da distribuição do tempo de residência do líquido, a partir do qual pode-se obter o grau de mistura e a fração do volume morto no interior do reator. Essas condições de mistura em reatores quaisquer em operação encontram-se entre os modelos "plug-flow" e de mistura completa ideais.

De acordo com Mulcahy & La Motta (1978*apud La Motta *et al.* 1996), um modelo "plug flow" simples pode ser usado para descrever o transporte do substrato dissolvido na direção axial em um reator de leito móvel e filme fixo. Este modelo é aplicado especialmente em casos de colunas de pequeno diâmetro.

A maneira mais comum de se proceder ao estudo hidrodinâmico é através de testes com traçadores, que podem ser compostos químicos radioativos, fluorescentes, ionizáveis e corantes, entre outros. Estes traçadores são utilizados em ensaios de estímulo-resposta, os quais fornecem curvas cuja análise nos permite verificar de qual tipo de modelo de escoamento, o sistema estudado mais se aproxima.

Existem diversos fatores que influenciam no comportamento do escoamento do líquido em reatores de leito móvel e filme fixo para tratamento de efluentes, entre os quais, os principais, são a velocidade de escoamento do líquido no interior do reator, velocidade ascendente das bolhas de gás (ar/oxigênio ou biogás), e as características do leito de biofilme.

A velocidade ascendente do líquido é o principal fator considerado para o controle da operação de reatores de leito móvel e filme fixo no que diz respeito à expansão do leito, além de ser fundamental nos processos de transferência de massa.

García–Morales *et al*. (2003), concluíram de seus estudos, que existe grande influência das velocidades ascensionais e da porcentagem de expansão do leito na diminuição das limitações da difusão para microbiotas estritamente anaeróbias (como as populações metanogênicas), e que este fenômeno impulsiona o crescimento e aumenta a atividade específica destes microrganismos, estendendo-se para toda a zona ativa do reator.

Com o aumento da velocidade do líquido, o leito se expande de forma quase linear em baixas velocidades, tornando-se essa expansão, mais acentuada.

A velocidade superficial do gás é uma variável operacional importante para o controle da densidade do biofilme e a acumulação da biomassa em reator fluidificado trifásico. Essa velocidade pode ser entendida como uma taxa de aplicação superficial de gás (ar ou outro gás – fornecido ou gerado – no reator), e representa a vazão de gás introduzida ao sistema dividida pela área da seção transversal do reator.

A velocidade de colonização do suporte e a formação do biofilme são severamente afetadas pelas tensões de cisalhamento provocadas pelo fluido e pela fricção entre as partículas, que, por sua vez são fortemente afetadas pela velocidade superficial do ar.

A velocidade ascendente média das bolhas de gás em sistemas trifásicos é difícil de se prever devido aos processos contínuos e complexos de criação, expansão, dispersão e coalescência das bolhas.

As características do meio, altura do reator, e velocidade superficial do gás também influenciam na velocidade ascendente e no tamanho das bolhas (VAN BENTHUN, 2000).

Os valores encontrados na bibliografia para a expansão do leito variaram entre 15 e 50%, para diversos tipos de material suporte, e as velocidades ascensionais de líquido e gás variaram entre 0,06 e 216,0 m/h; e 0,06 e 900,0 m/h respectivamente, como mostra a Tabela 3.9, elaborada pelo autor.

---

* MULCAHY, L. T. and LA MOTTA, E. J. (1978). *Mathematical Model of the Anaerobic Fluidized Bed Biofilm Reactor.* Proc., 51st Annu.Conf., Water Pollution Control Federation, Anahein. Calif. USA.

Tabela 3.9 – Taxa de carregamento orgânico, velocidades ascensionais de líquido e gás, e tipos de material suporte, utilizados em reatores de leito móvel e filme fixo – revisão da literatura.

Taxa de Carregamento Orgânico (kgDQO/m^3·d)	**Velocidade Ascensional**		**Tipo de Material Suporte**	**Autores**
	Líquido (m/h)	**Gás (m/h)**		
13,3 – 29,9	0,06 - 0,14	-	Vidro sinterizado de poros abertos SIRAN®	Garcia-Morales *et al.* (2003)
2,0 – 35,0	0,1 – 0,4	-	Sepiolita (ϕ = 0,046 mm)	Diez *et al.* (1999)
11,9 – 48,5	0,89 –1,06	-	Areia sílica (ϕ = 0,075 mm)	La Motta & Cascante (1996)
1,77 – 27,5	0,15 – 1,40	-	Polietileno de alta densidade (ϕ = 11,5 mm)	Orantes *et al* (2003)
3,4	2,0 – 6,0	-	"pellets" de lodo (ϕ = 3 – 4 mm)	Shimizu *et al*. (1994)
0,5 – 5,0	4,0 – 25,0	-	CAG (ϕ = 0,48)	Araki & Harada (1994)
2,0 – 35,0	9,0 – 11,5	0,06 – 0,61	Sepiolita (ϕ = 0,425 – 0,5 mm)	Diez Blanco *et al*. (1995)
-	13,75	30,0	Grãos de antracito (ϕ = 0,8 mm)	Hosaka *et al*. (1991)
0,30 – 1,47	16,5	0,84	Cavilhas de madeira (ϕ = 8,0 mm)	Santos e Campos (2004)
1,2	7,53	161,6	Pedra pomis pulverizada (ϕ = 0,35 – 0,43 mm)	Fdez-Polanco *et al*. (1994)
0 – 90,0	5,0 – 10,0	-	Biolite (ϕ < 0,5 mm)	Holst *et al*. (1997)
-	5,9 – 35,6	5,9 – 35,6	-	Reiber & Stensel (1985 apud Campos, 1989)
-	11,5 – 55,1	-	Carvão ativado	Sprouse & Rittmann (1990)*
10,0	12,6 – 31,7	12,6 – 38,2	Tijolo moido	Grasmick *et al*. (1981)*
1 -15	21,6 – 29,9	-	Areia (ϕ = 0,5 mm)	Ozturk *et al.* (1994)
-	20,9 – 60,2	-	-	Shahalam *et al*. (1996) (simulação comput.)
-	32,2 – 54,0	-	areia	Deboosere *et al.* (1984)*
-	50,0	-	polipropileno	Khlebnikov *et al*. (1998)

continua

Tabela 3.9 (continuação) – Taxa de carregamento orgânico, velocidades ascensionais de líquido e gás, e tipos de material suporte, utilizados em reatores de leito móvel e filme fixo – revisão da literatura.

1,0 – 4,0	45,0	-	Areia de praia (ϕ = 0,425 – 0,5 mm)	Marin *et al*. (1999)
-	47,0	21,6 – 86,0	Poliestireno (ϕ = 2,2 mm) Nylon (ϕ = 2,70 mm)	Silva & Moraes (1997)
-	76,0	15,0	< 1mm	Chang & Rittmann (1994) (simulação comput.)
25,5 – 35,4	50,8 – 101,9	-	Areia (ϕ = 2,4 mm) Esferas de vidro (ϕ = 2,0 mm)	Ruggeri *et al.* (1994)
-	36,0 – 216,0	-	Varios (ϕ = 0,25 – 0,5 mm)	Schügerl (1997)
-	36,0 – 216,0	13,6	PVC (ϕ = 3,9 mm - cúbicas) (ϕ = 2,9 mm - cilíndricas)	Riedel & Gimenes (1995)
-	90,0 – 194,0	-	areia	Narjari *et al*. (1984)*
-	180,0	-	-	Horn & Hempel (1998)
6,8 – 24,5	-	0 – 29 ,0	Quitina (ϕ = 0,27 mm) Poliestireno (ϕ = 2,0 mm) OSBG (ϕ = 2,7 mm)	Tavares & Sant'Anna Jr (1992)*
8,1	98,6	3,0 – 20,0	Polimeros OSBG (ϕ = 2,7 mm)	Tavares *et al*. (1995)
-	2,3 – 45,8	36,0 – 54,0	Polipropileno KMT® (ϕ = 11 mm)	Sokól & Halfani (1999)
-	-	7,2 – 97,2	(ϕ = 0,29 – 0,64 mm)	Nicolella *et al*. (1998) (processo "airlift")
10,0	-	86,4 – 147,6	areia	Ryhiner *et al*. (1988)*
-	144,0 – 216,0	144,0	Poliestireno (ϕ = 1,2 mm) Areia prateada v(ϕ = 0,29 mm)	van Benthun *et al*. (2000) (processo "airlift")
23,0	-	900,0	Pedra pomis (ϕ = 0,2 – 0,5 mm)	Schwarz *et al*. (1996)

* Dados adaptados de Silva (1995)

A velocidade superficial do líquido também tem efeito marcante na formação do biofilme. Araki & Harada (1994) concluíram que o caminho de formação do biofilme em um reator de leito móvel e filme fixo durante o período de partida pôde ser caracterizado em três tipos, de acordo com a velocidade ascendente: a altas velocidades ascendentes (aproximadamente 25 m/h), ocorreu formação instantânea de biofilme devido à adesão direta; a velocidades ascendentes médias (7 a 14 m/h), formou-se primeiramente biofilme fino, o qual gradualmente foi amadurecendo; a velocidades baixas (aproximadamente 4 m/h), formaram-se grânulos ao invés de biofilmes.

Outra constatação desses autores foi a de que a atividade metanogênica das arqueas utilizadoras de acetato aumentou notadamente com a velocidade, e que com o decréscimo da velocidade ascensional imposta, houve aumento da densidade do biofilme.

O crescimento do biofilme também produz efeitos no comportamento hidrodinâmico dos reatores de leito móvel e filme fixo, dos quais podemos citar (Blanco *et al.*, 1995):

- A velocidade ascendente necessária para manter a expansão desejada decresce, devido à diminuição na densidade e na velocidade de sedimentação da partícula;
- A estratificação do leito aumenta devido à não uniformidade no crescimento do biofilme.

A influência do crescimento do biofilme na expansão do leito foi considerada fator importante, e, portanto, fez-se necessário reduzir a taxa de recirculação para manter a expansão previamente determinada, tendo em vista que a concentração de sólidos voláteis aderidos aumenta. Blanco *et al.* (1995) verificaram que a velocidade necessária para manter expansão do leito em 20% caiu de 11,5 m/h para partículas limpas, a 9,0 m/h para concentração de sólidos aderidos igual a 20 g/l.

O crescimento do biofilme também foi acompanhado pelo aumento da segregação do leito. Na região mais alta do reator, a concentração de sólidos voláteis aderidos foi sempre maior do que na região mais baixa do reator (Blanco *et al.*, 1995).

Schügerl (1997) relata que nos reatores de leito móvel e filme fixo altos tanto aeróbios como anaeróbios, existe considerável diferença entre a taxa de dissipação de energia local nas partes altas e baixas, devido à segregação do leito.

Segundo Riedel & Gimenes (1995), a queda de pressão do leito aumenta com a altura estática do leito linearmente, devido à maior resistência ao escoamento causada por um maior número de partículas ao longo do leito.

A escolha da porcentagem de expansão do leito, bem como do material suporte que o constitui também têm grande importância no comportamento hidrodinâmico do reator, sendo grandemente influenciada pelo tipo de material suporte e pela velocidade ascensional imposta.

A utilização de partículas suporte com massa específica próxima à do biofilme faz com que a hidrodinâmica da fluidificação não seja modificada pela presença do biofilme. Isto permite que estudos acerca da hidrodinâmica e transferência de oxigênio sejam bastante representativos no caso de existência de biofilmes aderidos sobre as partículas (Riedel & Gimenes, 1995).

3.10. Análise Crítica dos Trabalhos Consultados

Diversos autores têm utilizado combinações de reator UASB seguido de reator aeróbio obtendo resultados altamente satisfatórios quanto à remoção combinada de matéria carbonácea e de nitrogênio. Como exemplos, pode-se citar Villaverde *et al.* (2001) e Nuñes & Martínez (2001), os quais utilizaram reatores UASB seguidos de reatores de lodos ativados operados com aeração de ciclo reduzido, e Lacalle *et al.* (2001), que associaram filtro biológico aerado de fluxo ascendente ao reator UASB.

A principal função do reator UASB nas configurações apresentadas pelos autores, é remover parcela significativa da matéria orgânica do afluente, para que o processo de nitrificação possa ocorrer no reator aeróbio com melhor eficiência e menor dispêndio de energia. Além das configurações citadas, existem diversas outras possibilidades de combinação dos reatores UASB com processos aeróbios visando remoção de nutrientes. Entre essas possibilidades, a utilização desse reator seguido de reatores de leito móvel e filme fixo, a qual foi utilizada nesta pesquisa apresenta diversos aspectos positivos.

Os resultado obtidos pelos autores consultados, quanto à remoção de matéria orgânica, ou mesmo a remoção combinada de DQO e nitrogênio, utilizando-se desses sistemas de leito móvel e filme fixo são bastante encorajadores, para que se utilize mais dessa tecnologia em sistemas de tratamento, sobretudo em regiões nas quais há pouca disponibilidade de espaço para a construção da ETE.

É possível notar na Tabela 3.3, que os pesquisadores utilizando-se de reatores anaeróbios de leio móvel e file fixo obtiveram eficiência global de remoção de DQO entre 70 e 98 %, confirmando o desempenho elevado dessa configuração de reator.

Na Tabela 3.4 é possível notar que os resultados de eficiência de remoção de DQO obtidos para os sistemas aeróbios de leito móvel e filme fixo estiveram na mesma faixa apresentada para os anaeróbios (entre 70 e 98 %), porém, a grande maioria dos valores esteve próxima a 90%, e ainda foram observados valores elevados de eficiência de remoção de N-NTK, entre 60 e 97 %.

Quando se utiliza a combinação de sistemas, os resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica e compostos nitrogenados podem apresentar-se igualmente (ou mais) eficientes, porém com dispêndio de energia reduzido.

Fdez-Polanco *et al*. (1994) operando reator de leito fluidificado anaeróbio/aeróbio, com tempo de detenção hidráulica total de 18 horas obtiveram 80% de remoção de DQO; 80% de remoção N-NTK; e 95% de remoção N-amon. Park *et al.* (2003) utilizaram sistema anaeróbio-anóxico-aeróbio para tratamento de esgoto sanitário obtendo remoção de N-NTK superior a 70 %.

Logicamente, quando se utiliza apenas um tipo de reator de leito móvel e filme fixo, para que se obtenha eficiência elevada de remoção de poluentes no processo de tratamento em reatores, deve-se fornecer maior energia, do que em outras configurações de reatores. Grande parte dessa energia (praticamente toda ela em reatores estritamente anaeróbios) é destinada à recirculacão interma do líquido nos reatores para que se promova a expansão/fluidificação do leito suporte.

Como pôde ser visto na Tabela 3.9, utilizando-se dessa recirculação, promove-se elevadas velocidades ascensionais nesses reatores (grande maioria dos valores na faixa de 6

a 50 m/h.), tornando-os capazes de tratar efluentes de composição variada aplicando-se taxas de carregamento orgânico desde 0,6 até 45,0 kgDQO/m^{3}·dia.

Porém, em alguns casos, a promoção de velocidade ascensional elevada pode requerer altas taxas de recirculação interna nesses sistemas. Shimizu *et al*. (1994) utilizaram taxa de recirculação de 300 % da vazão afluente em estudo com reator anaeróbio de leito fluidificado para remoção conjunta de substâncias orgânicas, nitrogenadas e fósforo. Hosaka *et al*. (1991) utilizaram taxa de recirculação de 190% em ETE de leito fluidificado em escala real (16 m^{3}) para remoção combinada de DQO e nitrogênio.

Ryhiner *et al*. (1994) afirmam que taxas de recirculação entre 100 e 300 % podem ser aplicadas com consumo moderado de energia para combinar remoção de DBO e desnitrificação parcial do efluente de modo econômico. No entanto, em alguns casos, como no trabalho de Fdez-Polanco *et al*. (1994), os quais utilizaram vazão de recirculação da ordem de 23 vezes a vazão afluente ao reator de leito fluidificado anaeróbio/aeróbio, para obter velocidade ascensional próxima a 7,5 m/h, o consumo de energia pode-ser bastante significativo.

A maioria dos trabalhos sobre o biofilme nesses reatores descreve o crescimento do filme de microrganismos como sendo estratificado, e alguns autores afirmam que as camadas interiores ao biofilme, podem apresentar combinações de diferentes processos metabólicos como: oxidação aeróbia, nitrificação, desnitrificação, redução de sulfatos, e metanogênese. A espessura observada na literatura para biofilmes em reatores de leito móvel e filme fixo variou entre 50 e 1460 μm.

A bibliografia consultada forneceu base para que a parte experimental da pesquisa pudesse ser realizada, tendo sido utilizados muitos dos conceitos já estabelecidos no projeto e na realização dos experimentos e, principalmente, no entendimento do dos fenômenos ocorridos durante a operação no sistema.

A experiência transmitida por outros pesquisadores permitiu que se desenvolvesse conhecimento mais aprofundado dos processos de tratamento, podendo-se utilizar dessa experiência para inferir se o comportamento do sistema vinha ocorrendo de forma adequada, e quais as medidas necessárias para correção de eventuais problemas.

4. Materiais e Métodos

4.1. Descrição do Sistema Experimental

O sistema experimental apresentava três reatores sobrepostos que tinham a finalidade de, tratando esgoto sanitário à temperatura ambiente (T_{ar} de 5 a 39 ºC; $T_{liquido}$ de 17 a 31 ºC), em um único sistema, promover a remoção de matéria carbonácea (medida em termos de DQO), e a remoção dos compostos nitrogenados presentes no afluente.

Essa configuração de sistema combinado para tratamento terciário de esgoto sanitário apresentou detalhes de projeto peculiares, que permitiam controle dos processos ocorridos em cada reator.

Para melhor entendimento da configuração estudada, as Figuras 4.1 e 4.2 apresentam esquemas do sistema de reatores utilizado na pesquisa, e as Figuras 4.3 e 4.4 mostram fotografias do sistema em operação.

Os reatores foram construídos com tubo de PVC de diâmetro interno de 0,135 m (6”), com altura total do sistema igual a 4,725 m, e volume total igual a 88,30 l. Esses reatores foram separados entre si por telas confeccionadas em aço Inox 316 com aberturas de 8 mm de diâmetro.

Nas figuras, R_1, R_2 e R_3 correspondem aos reatores UASB, Leito Móvel e Filme Fixo Aeróbio (LMFFAe), e Leito Móvel e Filme Fixo Anóxico (LMFFAn), respectivamente, e, CDC é a representação dada ao Compartimento de Decantação e Coleta do efluente tratado.

A terminologia Leito Móvel e Filme Fixo foi aqui adotada, pois em reatores semelhantes aos reatores utilizados nesta pesquisa, descritos na bibliografia, o material suporte ao qual está aderido o biofilme não fluidifica totalmente para que o reator seja denominado Leito Fluidificado, e, muitas vezes, não ocorre sequer a expansão do leito suporte, para que o reator seja denominado de Leito Expandido. Porém, o leito não está fixo no interior do reator, e pode se movimentar caso sejam aplicadas velocidades altas do líquido ou do gás, ao passo em que o biofilme permanece fixo na superfície do material suporte.

No caso dos reatores UASB (como é o caso do reator R1), o leito de microrganismos está auto-imobilizado em forma de grânulos e flocos, não tendo sido adicionado material suporte ao reator, empregando-se então a terminologia reator de manta de lodo.

A tubulação de alimentação do sistema piloto (saída do reservatório da ETE) chagava na base do reator inferior (R1), o qual constituía um reator de crescimento suspenso operando em regime anaeróbio (com microrganismos auto-imobilizados – do tipo UASB).

No segundo reator (R2 - LMFFAe), posicionado sobre R1, o crescimento dos microrganismos ocorreu na forma de biofilme aderido ao material suporte introduzido no reator. Na entrada deste reator havia aplicação de oxigênio puro.

O terceiro reator (R3 - LMFFAn), posicionado sobre R2, e, ao qual também fora introduzido material suporte para crescimento dos microrganismos em forma de biofilme, foi operado em ambiente com concentrações de oxigênio dissolvido próximas a zero, denominado ambiente anóxico.

Abaixo da tela que separava o reator R3 do R2, foi instalado coletor do gás aplicado (oxigênio), e também dos gases gerados no reator gerados no reator R2, o mesmo acontecendo com o reator R1, que apresentava coletor do biogás gerado no processo de degradação anaeróbia.

Tanto o reator R2 como o reator R3, eram providos de leito móvel constituído por material suporte cilíndrico (cavilhas de madeira - Pinus) com 8 mm de diâmetro e 8 mm de comprimento, e com densidade de aproximadamente 1,1 g/cm^3.

Após a adição do material suporte aos reatores R2 e R3 (60% do volume útil de cada reator), o volume útil nestes reatores ficou igual a 13,90 e 9,88 litros, respectivamente, considerando-se a porosidade (índice de vazios) do leito suporte igual a 40% (ver Item 4.5.1 h). Portanto, para o cálculo do Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) aplicado ao sistema e aos reatores separadamente, os volumes considerados foram iguais a 19,75; 13,90; e 9,88 l para os reatores R1, R2 e R3, respectivamente.

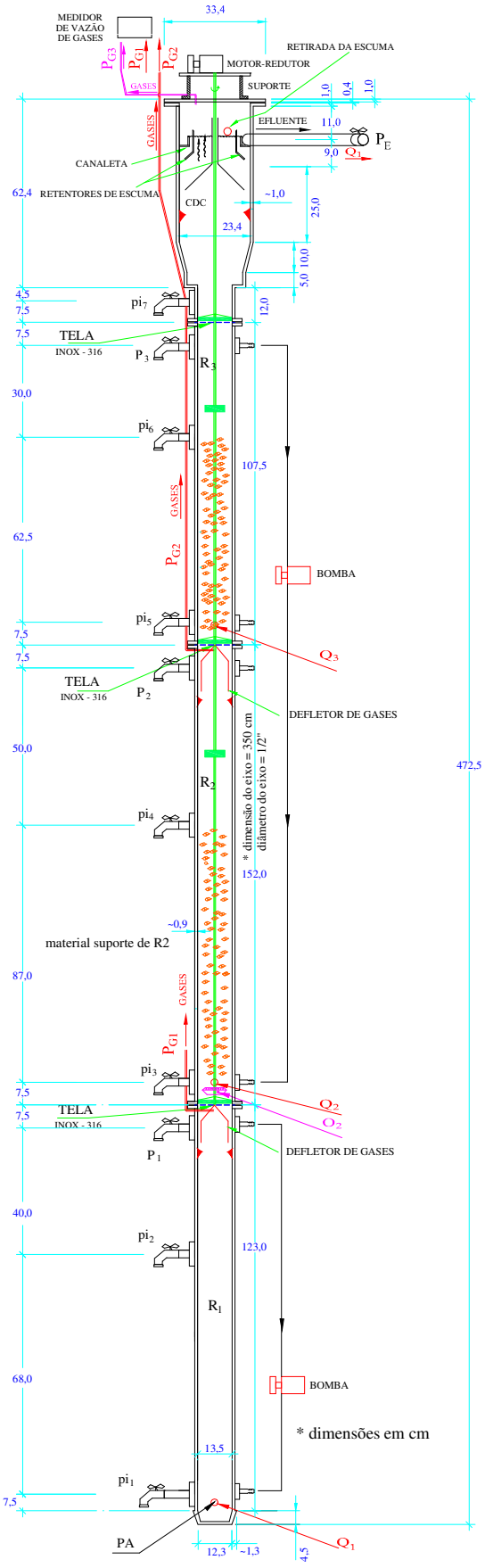
Na parte superior do sistema, construiu-se uma região com maior seção, em planta, para funcionar como separador trifásico. Neste compartimento, a decantação do efluente ocorria devido à menor velocidade ascensional do líquido (cerca de 3,0 vezes menor do que a observada nos reatores operados sem recirculação – proporcional à seção transversal), além de proporcionar maior facilidade de instalação dos dispositivos para coleta do efluente tratado, e dos gases gerados no reator R3.

Essa região foi denominada Compartimento de Decantação e Coleta (CDC) do efluente e apresentava volume total igual a 31,40 litros, no entanto, a canalização de saída estava localizada a 14,0 cm do topo desse compartimento, tornando seu volume utilizado durante a operação igual 27,95 litros. O volume útil total do sistema somando-se os volumes úteis de cada reator, e o volume útil do CDC, era igual a 71,48 l.

Nos reatores, existiam linhas de recirculação, as quais tinham como finalidade a viabilização de se variar a velocidade ascensional do líquido visando melhorar as condições de transferência de massa, ou seja, utilizando-se dessa recirculação, poder-se-ia ajustar a "melhor" velocidade a ser aplicada em cada reator para que o desempenho total do sistema fosse "otimizado".

Na entrada do reator R3, poderia ser efetuada introdução de parte do esgoto "bruto" (vazão QD) para o fornecimento, caso necessário, de carbono para o processo de desnitrificação. Na entrada do reator R2 também existia possibilidade de se promover introdução de parte do esgoto bruto.

Sobre o sistema instalou-se um conjunto motor-redutor com eixo vertical, junto ao qual fixaram-se placas transversais ("batedores" - vide Figura 4.1), com objetivo de promover agitação adicional (se necessário) do material suporte dos reatores R2 e R3, e para ser usado nas ocasiões em que se desejasse "remover" parte do biofilme formado sobre o material suporte (aumentando-se a turbulência no reator).



Volumes úteis dos compartimentos

Compartimento de : **27,95 l**
Decantação e Coleta

Reator R_3 : **9,88 l**

Reator R_2 : **13,90 l**

Reator R_1 : **19,75 l**

Útil do sistema : **71,48 l**
completo

Total do sistema : **84,85 l**

Figura 4.1 – Corte da unidade experimental com reatores sobrepostos – projeto “as built”.

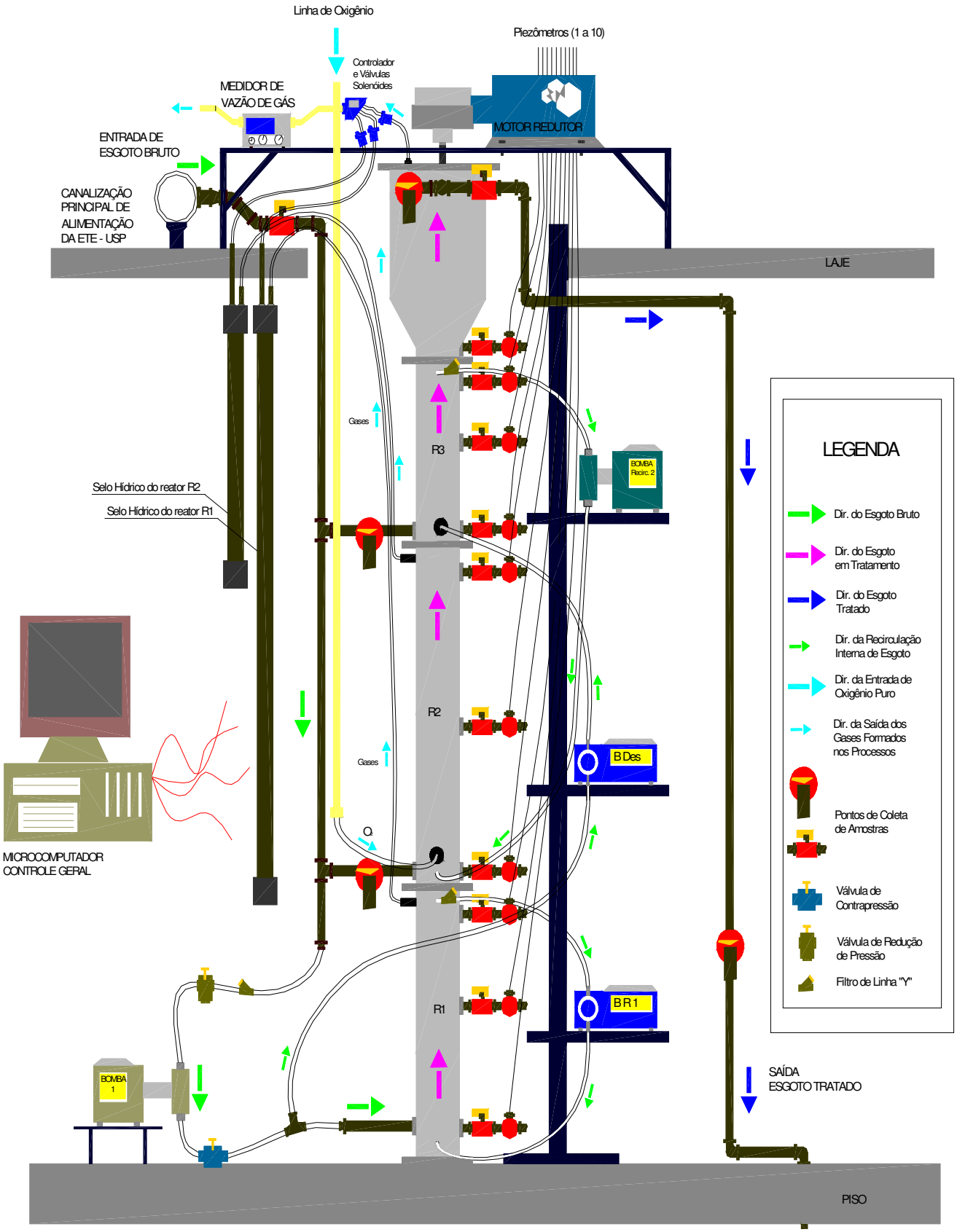


Figura 4.2 – Esquema geral da instalação experimental em escala piloto controlada por microcomputador – alimentação com esgoto sanitário após tratamento preliminar.

Figura 4.3 – Fotografia do sistema experimental de reatores sobrepostos.

a) Fotografia da parte superior sistema de reatores: separador trifásico – CDC.

b) Fotografia destacando o Compartimento de Decantação e Coleta, o sistema de coleta de gases e o conjunto moto-redutor.

Figura 4.4 – Fotografias do sistema experimental (detalhes).

A pesquisa deste sistema envolveu fases distintas de operação com o intuito de verificar o potencial da utilização desta configuração em ETEs de pequena a larga escalas, especialmente em países de clima quente, e carentes de recursos destinados ao saneamento.

As fases de operação enfocaram quatro situações diferentes de características de carregamento e funcionamento do sistema, conforme mostrado na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Programa das fases de operação (duração: 430 dias a partir do encerramento da fase de testes iniciais do sistema com água).

Fase de operação	Duração da fase (dias)	Vazão de alimentação Q_A (l/h)	Tempo de Detenção Hidráulica TDH (h)			Características de operação
			R1	R2	R3	
Fase de Partida	50	variável	variável	variável	variável	sem oxigênio
Fase 1	154	3,5	5,6	6,2	4,4	oxigênio puro em R2 recirc. interna em R1 (QR1) recirc. de R3 para R2 (QR2)
Fase 2	202	9,0	2,2	1,6	1,1	oxigênio puro em R2 recirc. de R3 para R2 (QR2) variações nas características básicas de operação
Fase 3	24	5,0	3,9	2,8	2,0	oxigênio puro em R2 recirculação do CDC para R1 características semelhantes às do melhor resultado dentre as Fases 1 e 2

Das fases de operação apresentadas na Tabela 4.1, a fase de partida destinou-se a preparar o sistema para as fases seguintes. Nesta fase, os reatores estavam em operação apenas com a vazão de alimentação; a partir da metade do período de partida, foram introduzidas as recirculações: interna em R1; e de R3 para R2. Durante toda a Fase de Partida, o sistema funcionou sem adição de oxigênio em R2. Quando se constatou remoção global de DQO superior a 70% por período de 15 dias com vazão próxima à utilizada na Fase 1, considerou-se finalizada a Fase de Partida.

Na Fase 1, objetivou-se a operação do sistema com aplicação de taxa de carregamento orgânico entre 0,75 e 1,0 kgDQO/m^3.dia, mantendo o TDH relativamente baixo para sistemas de tratamento de esgoto sanitário até o nível terciário. Nesta fase, foram mantidas as recirculações nos reatores, e foi introduzido oxigênio puro no reator R2. A

observação de valores de remoção de DQO e nitrogênio superiores a 90% durante período superior a 15 dias, pôs fim a essa fase de operação.

Durante esta fase, a taxa de carregamento de nitrogênio esteve entre 0,040 e 0,120 kgN-NTK/m^3.dia.

Na Fase 2, o sistema funcionou sem a recirculação interna em R1. Nesta fase submeteram-se os reatores do sistema a situações adversas, como: elevada taxa de carregamento orgânico, diminuindo-se significativamente o TDH no sistema; fornecimento 30 % menor de O_2 no reator R2, interrupção da linha de recirculação de R3 para R2.

A carga orgânica aplicada ao sistema variou entre 0,92 e 2,40 kgDQO/m^3.dia, e a taxa de carregamento de nitrogênio esteve entre 0,11 e 0,30 kgN-NTK/m^3.dia.

A última fase de operação (Fase 3) visou verificar a possibilidade de digerir o lodo gerado no sistema, no interior do primeiro reator. Para isso, existia linha de recirculação que "retirava" os sólidos sedimentados no topo do sistema, bombeando o líquido até a entrada do reator UASB. Nesta fase, as características de operação foram adotadas tendo-se como base, as características de operação da fase que apresentou melhores resultados, porém a recirculação interna de R1 não foi utilizada, pois a recirculação do lodo já promovia aumento da velocidade ascensional em R1. A vazão de alimentação e a vazão de recirculação de R3 para R2 foram mantidas constantes.

A taxa média de carregamento orgânico imposta ao sistema nesta fase foi de 1,33 kgDQO/m^3.dia, e a taxa média de carregamento de nitrogênio foi de 0,096 kgN-NTK/m^3.dia.

4.2. Funcionamento da Instalação Experimental

O sistema foi instalado junto à ETE que recebe os efluentes gerados no Campus da Universidade de São Paulo – São Carlos, aproveitando-se as instalações de tratamento preliminar concebidas para a referida ETE.

A alimentação do sistema foi realizada com esgoto sanitário, após gradeamento com grade de barras paralelas, de aberturas iguais a 8 mm, e unidade para remoção de areia e sólidos grosseiros.

Durante a operação com esgoto sanitário, devido, principalmente, às precárias condições em que a unidade de tratamento preliminar da ETE – USP São Carlos vinha sendo operada, ocorreram muitos problemas envolvendo as bombas e canalizações do sistema piloto. As bombas dosadoras da entrada do sistema, da recirculação em R1, e da recirculação de R3 para R2 (conforme descrito a seguir) tiveram que ser consertadas, adaptadas, remanejadas, e até trocadas, como no caso da bomba BR2.

Nenhuma das bombas inicialmente instaladas no sistema manteve-se em operação durante toda a fase experimental. As bombas de alimentação e de recirculação no reator R1, tiveram que ser trocadas, e foram cedidas de outros projetos de pesquisa do Depto. de Hidráulica e Saneamento (SHS – EESC – USP) e adaptadas ao sistema piloto.

Nova bomba de recirculação de R3 para R2 teve que ser adquirida após tentativa mal sucedida de adaptação de outra bomba cedida por pesquisadores do SHS.

A partir da segunda metade da Fase 1 de operação, as bombas utilizadas foram:

- bomba de alimentação (Bba1) instalada na entrada do sistema - Bomba Dosadora Diafragma da marca Prominente, modelo CONB-0223, 23,0 l/h para pressão até 1,5 bar;
- bomba de recirculação (BR1) no reator R1 - uma Bomba Dosadora Diafragma da marca Prominente, modelo CONB 0308, 8,4 l/h para pressão até 3 bar;
- bomba de recirculação nos reatores R2 e R3 (BR2) - Bomba Auto-aspirante da marca Thebe modelo TA-13, 280,0 l/h. É importante que seja dito que esta bomba foi a bomba de rotor aberto com menor vazão nominal encontrada no mercado. Necessitava-se de bomba de rotor aberto pois as bombas dosadoras utlizadas entupiam com muita facilidade, mesmo após a instalação do filtro "Y" com reservatório na saída da linha de recirculação de R3 para R2. Devido às características desta bomba, a menor vazão possível de ser utilizada através do controle da perda de carga em registro de esfera à montante do reator R2 (entrada da vazão de recirculação) foi próxima a 200 l/h, não sendo possível a realização de testes no sistema com recirculação com vazão reduzida.
- bomba utilizada para fornecer fonte de carbono ao reator R3 (BDes) foi uma Bomba Dosadora Diafragma da marca Doseouro, modelo DL-LIS/E 10 l/h para pressão até 1 bar.

As bombas BR1, BR2 e BDes eram controladas por microcomputador, porém devido às modificações realizadas no sistema, apenas a BDes pôde ser controlada pelo computador, pois nenhuma das bombas adaptadas possuía entrada para sinal de corrente de 4 a 20 mA.

No reator R1 (UASB), o qual exige velocidades ascensionais mais baixas do que os de leito móvel e filme fixo, a linha de recirculação independente, com a bomba BR1 (Q_{max} = 8,4 l/h), permitiu variações na velocidade ascensional no interior deste reator entre 0 e 0,6 m/h, que deveria ser somada à velocidade ascensional imposta pela vazão de alimentação (entre 0,25 e 0,65 m/h dependendo da fase de operação – Tabela 4.1) para determinação da velocidade ascensional no interior de R1.

Nos reatores R2 e R3, os quais deveriam trabalhar como reatores de leito móvel e filme fixo, a velocidade ascensional deve ser maior, e, portanto, foi instalada linha de recirculação para estes dois reatores com maior capacidade do que a primeira. Foi instalada uma linha de recirculação comum para estes dois reatores, pois ambos possuíam o mesmo tipo de material suporte, além de se utilizar uma bomba a menos (menores gastos com energia).

Ainda como vantagem de se recircular o efluente do reator R3 (anóxico – desnitrificante) para a entrada do reator R2 (aeróbio – nitrificante), pôde-se observar o fornecimento da alcalinidade gerada pelo processo de desnitrificação em R3, necessária ao processo de nitrificação decorrido em R2.

Com a utilização dessa recirculação promovida pela bomba BR2, pôde-se variar a velocidade ascensional no interior dos reatores R2 e R3 de 0 a 19,6 m/h, somadas à velocidade ascensional imposta pela vazão de alimentação.

Nota-se que esta velocidade foi calculada para o caso no qual não havia material suporte no sistema, pois com o material suporte, podem-se ter velocidades intersticiais muito maiores que ainda devem ser somadas à velocidade ascensional imposta pela vazão de alimentação. Durante a operação procurou-se manter as velocidades ascensionais entre 12 e 18 m/h devido aos resultados obtidos nos ensaios de fluidificação realizados (ver Item 4.5.1 - i).

Um tipo inédito de material suporte para crescimento de biomassa para tratamento de efluentes foi testado nesta pesquisa. Após diversos testes, com diversas formas do

material e diferentes tipos de madeira, chegou-se à conclusão de que, dentre os tipos estudados, o melhor material para constituição do leito suporte seria: cavilhas cilíndricas de pinus com dimensões de 8 mm de diâmetro por 8mm de comprimento (ver Item 4.5.1).

As cavilhas são pequenos cilindros de madeira utilizados para fixação de móveis e assentamento de assoalhos, e constituem material de baixo custo, com bastante possibilidade de serem utilizadas como material suporte para crescimento de biomassa em reatores de leito móvel e filme fixo.

Ao longo da altura do reator foram instalados três pontos principais de coleta P1, P2 e P3 (na saída de cada um dos reatores R1, R2 e R3, respectivamente); 5 pontos intermediários de coleta (pi(n); n = 1 a 7); além dos pontos para coleta do afluente e do efluente do sistema (PA e PE). Estes pontos são apresentados na Figura 4.1. Os pontos pi4 e pi6 foram instalados logo acima do leito suporte em repouso (60% da altura dos reatores R2 e R3). Em todos os pontos de coleta, foram instalados piezômetros, como mostrado na Figura 4.2.

Os pontos P1 e pi7 foram executados de forma a permitir, no final da pesquisa (Fase 3 de operação), que se efetuasse recirculação do efluente tratado desde o ponto pi7 (sobre o reator R3, abaixo da zona da decantação) até o ponto P1 (entrada do reator R1), para promover a digestão do lodo gerado no reator UASB, e verificar o efeito dessa medida no desempenho geral do processo.

O sistema também apresenta detalhes nos dispositivos destinados aos gases (tanto fornecidos ao sistema, quanto gerados nos diferentes processos). Na entrada do Reator R2, adicionou-se oxigênio puro para remoção da matéria orgânica remanescente do reator UASB (R1) por via aeróbia e também para promoção da nitrificação dos compostos nitrogenados presentes no meio.

O oxigênio puro foi aplicado ao reator R2, à vazão de 12 l/h (taxa de aplicação de O_2 igual a 20,2 $m^3/m^2 \cdot d$), podendo-se ajustar a vazão, caso fosse notado desperdício de oxigênio durante o processo, sem prejudicar a nitrificação.

Utilizou-se um anel de PVC com furos de 1,0 mm de diâmetro espaçados de 10,0 em 10,0 mm. Foram feitos furos em várias direções no anel para se obter maior eficiência na distribuição do oxigênio.

O O_2 introduzido e os gases gerados no reator R2 eram coletados no ponto PG2, para impedir que o oxigênio que ainda não tivesse sido dissolvido na fase líquida passasse para o reator anóxico (R3), prejudicando os processos ocorridos no ultimo reator. O coletor de gás instalado em R2 também viabilizou o acompanhamento da composição e a quantificação dos gases gerados neste reator. Note-se nas Figuras 4.1 e 4.2, que esses gases não são misturados com os gases gerados no reator R1, os quais eram coletados no ponto PG1 por dispositivo semelhante, e que também foram quantitativamente e qualitativamente examinados.

Os gases exalados na parte superior do sistema (reator R3 e zona de decantação) foram coletados no ponto PG3 (Figuras 4.1 e 4.2), para quantificação e determinação de sua composição.

Na linha de entrada de oxigênio existia um rotâmetro para que se pudesse conhecer a vazão de entrada de O_2 no sistema e compará-la à vazão de gás na saída do reator R2.

Os gases eram coletados em cada reator do sistema separadamente, sendo que nos reatores R1 e R2, foram instalados selos hídricos para manter a pressão desejada na campânula de coleta no interior dos reatores.

Estes gases coletados passavam por um sistema de válvulas solenóides controladas por computador, que alternava a coleta dos gases antes de seguirem pelo medidor de vazão de gases. O aparelho para medição da vazão de gases, instalado no sistema pôde ser lido via microcomputador para que se pudesse efetuar o armazenamento dos dados e os cálculos da vazão acumulada dos gases de cada reator, em separado.

A composição dos gases também foi verificada com equipamentos específicos e ensaios em laboratório.

O conjunto motor-redutor instalado sobre o sistema estava ligado a um inversor de freqüência que poderia variar as rotações impostas ao eixo entre 0 e 20 rpm. O inversor de freqüência era controlado pelo microcomputador de controle geral.

Foi utilizada também uma sonda multiparamétrica para determinação de algumas das variáveis de controle para auxiliar no monitoramento do desempenho do sistema (pH, temperatura, condutividade, oxigênio dissolvido, potencial de oxi-redução, amônia, e nitratos). As leituras efetuadas para essas variáveis puderam ser registradas no microcomputador conectado diretamente à sonda.

4.3. Procedimentos Realizados durante a Partida do Sistema

4.3.1. Descrição dos procedimentos de partida do sistema

A partida do sistema de reatores foi inicialmente enfocada no reator UASB. Pretendia-se realizar a partida deste reator sem a adição de inóculo, no entanto, devido ao atraso decorrido nas obras da ETE – USP São Carlos, optou-se por inocular o reator com lodo proveniente de reator anaeróbio de ETE de abatedouro de aves.

O procedimento de inoculação seguido foi adaptado de Chernicharo (1997), e a quantidade de lodo adicionada ao reator correspondeu a aproximadamente 30% do volume do reator R1 (UASB). Este volume de lodo foi, posteriormente, considerado pequeno, para que se obtivesse resultados satisfatórios durante a operação do reator UASB, face à qualidade do afluente, e às condições de operação. Antes de se promover a inoculação, realizaram-se exames e análises das variáveis físico-químicas e das características biológicas do lodo de inóculo como descritos no Item 4.3.2.

Apesar de o sistema, anteriormente à sua inoculação, ter sido operado bastante tempo com água na fase de testes iniciais, quando se iniciou a operação com esgoto sanitário provindo do reservatório da ETE, o controle da bomba de alimentação apresentou-se muito complicado devido à pressão variável exercida pela altura nível de esgoto no interior do referido reservatório.

O desnível máximo entre o nível do esgoto no reservatório e a entrada do sistema experimental pode atingir 18 metros, constituindo pressão considerável na bomba de alimentação. Este fator levou à instalação de uma válvula de redução de pressão anterior à bomba de alimentação, e uma válvula de contrapressão na saída da bomba de alimentação.

O controle de tal válvula era bastante sensível, e não foi completamente dominado até o final da fase experimental do trabalho. O acúmulo periódico de sujeira nesta válvula, aliado à constante variação da pressão hidráulica, dificultou bastante o controle da vazão afluente ao sistema de reatores.

Pelos motivos supracitados, a vazão variou bastante, estando em alguns momentos muito acima das vazões propostas para o estudo. Mesmo com todos estes empecilhos, a partida do sistema mostrou-se relativamente rápida, apresentando remoção de DQO superior a 70% após pouco mais de 15 dias de operação.

Esse valor de eficiência, porém, diz respeito ao efluente final do sistema, o qual vinha operando com TDH total próximo a 24 horas, em média. Mesmo assim, assumiu-se que o reator UASB vinha funcionando satisfatoriamente quando o efluente final do sistema apresentou remoção de DQO_{bruta} superior a 70% por duas semanas consecutivas.

Outro fato curioso observado durante a partida diz respeito aos altos valores de DQO afluente ao sistema, os quais eram ocasionados pelo acúmulo de matéria na tubulação de alimentação, melhor explicado no Item 5.2.1.

Após 50 dias, a fase de partida do sistema foi considerada finalizada, deu-se, então início à Fase 1 de operação, sem a introdução de oxigênio no reator R2 por mais 15 dias, e a partir do 65º dia de operação do sistema, iniciou-se a introdução de O_2.

4.3.2. Caracterização do Lodo de Inóculo

Para que a operação do sistema pudesse ser controlada a fim de verificar seu desempenho desde o início, foi realizada caracterização completa do lodo de inoculo. Os parâmetros controlados são descritos mais adiante, nas Tabelas 4.2 e 4.3.

A caracterização do lodo é difícil de ser realizada pelos métodos comumente usados para caracterizar o esgoto. Na maioria das determinações, teve-se que diluir a amostra de lodo concentrada para que fosse possível trabalhar com a vidraria e os equipamentos.

Foram realizadas a caracterização dos parâmetros físico-químicos e o estudo simplificado da microbiologia do lodo de inóculo. A metodologia utilizada no estudo dos consórcios microbianos é apresentada no Item 4.5.

Os procedimentos utilizados para a realização a caracterização das variáveis físico-químicas do lodo de inóculo são descritos de forma simplificada a seguir.

a) Determinação das concentrações da série de sólidos:

Para determinação da concentração de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV), o procedimento de preparação das amostras seguiu o procedimento descrito por APHA (1998). Para a determinação dos sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV), e sólidos dissolvidos (SD), fixos (SDF) e voláteis (SDV), tomou-se amostra do lodo diluída na relação 1:200.

As concentrações de sólidos foram representadas em [mg/L].

Essas determinações foram realizadas no LATAR – SHS – EESC – USP.

b) Determinação das concentrações de DQO_{bruta} e DBO_5:

A DQO_{bruta} e a DBO_5 foram determinadas pelos procedimentos descritos por APHA (1998). As amostras utilizadas foram diluídas na relação 1:200.

A unidade utilizada para representar a concentração de DQO e DBO_5 foi [mgO_2/L].

A determinação da DQO_{bruta} foi realizada no LATAR – SHS – EESC – USP, e determinação da DBO_5 foi realizada no Laboratório de Saneamento do SHS – EESC – USP.

c) Determinação da alcalinidade:

Foram determinadas a alcalinidade parcial, e a alcalinidade total das amostras diluídas com água destilada na relação 1:5 seguindo a metodologia de APHA (1998). Os valores obtidos foram expressos em [$mgCaCO_3$/L]. A diluição foi realizada para facilitar a trabalhabilidade do lodo com a vidraria. Acredita-se porém, que houve influência na alcalinidade real da amostra devido à sua diluição.

Determinações realizadas no LATAR – SHS – EESC – USP.

d) Determinação das concentrações dos ácidos voláteis:

Determinou-se a concentração de ácidos voláteis com amostra diluída 1:5 de acordo com a metodologia de APHA (1998). Os resultados foram expressos em [mgHAc/L].

Determinações realizadas no LATAR – SHS – EESC – USP.

e) Determinação das concentrações da série de nitrogênio:

As concentrações de nitrito e nitrato foram determinadas com amostra de lodo concentrada (diluição 1:5) centrifugada por 15 minutos a 5000 rpm, da qual retirou-se a porção líquida e filtrou-se em membrana de fibra de vidro GMF-3, e posteriormente em membrana ϕ 0,45μm, para que fosse possível ler a amostra por absorbância com comprimento de onda (λ) de 535nm. O método de determinação de nitrito e nitrato utilizado é conhecido como FIA, e está descrito em APHA (1998).

A concentração de nitrito foi expressa em [mgN-NO_2^-/L] e a concentração de nitrato em [mgN-NO_3^-/L]. Essas determinações foram realizadas no LATAR – SHS – EESC – USP.

Para determinação do Nitrogênio Total Kjeldahl (N-NTK), tomou-se amostra de 25 ml de lodo "batido" em liquidificador por 1 minuto, diluída 1:40, e seguiu-se a metodologia apresentada em APHA (1998).

O nitrogênio amoniacal foi determinado com 100 ml de amostras preparadas da mesma forma que as de NTK, seguindo-se a metodologia de APHA (1998).

O Nitrogênio Orgânico foi determinado pela diferença entre a concentração de N-NTK e a de nitrogênio amoniacal.

As concentrações de N-NTK, N-amoniacal, e N-orgânico foram determinadas no Laboratório de Saneamento do SHS – EESC – USP. A unidade utilizada para representar essas concentrações foi [mgN-NH_3/L].

f) Determinação das concentrações de fósforo:

As amostras foram preparadas da mesma forma como realizado para o nitrito e nitrato, e, a seguir, foram digeridas para que pudessem se determinadas pelo método de leitura conhecido como FIA (APHA, 1998).

A concentração de fósforo no lodo de inóculo foi expressa em [mgP-PO_4^{-3}/L]. A determinação da concentração de fósforo foi realizada no LATAR – SHS – EESC – USP.

4.4. Procedimentos Experimentais de Rotina na Instalação Piloto e nos Laboratórios

4.4.1. Descrição dos procedimentos de rotina realizados na ETE

No local da instalação experimental, a rotina de operação era constituída pela manutenção da estação elevatória da ETE – USP São Carlos, a qual era divida entre os pesquisadores que desenvolviam suas atividades no local, e a operação do sistema de tratamento em escala piloto estudado.

Entre as atividades de manutenção, encontrava-se a limpeza da grade e das caixas de areia, do poço da elevatória das bombas, e das adjacências aos reatores e instalações encontrados no local.

A manutenção das bombas da elevatória e da estação elevatória de esgoto, responsável pelo abastecimento de esgoto bruto no reservatório de acumulação de esgoto sanitário da ETE, também faziam parte da rotina de operação.

Para o sistema utilizado na presente pesquisa, a rotina de operação incluía a descarga diária da parcela de esgoto concentrado que acumulava na canalização de esgoto proveniente da linha de alimentação do reator principal de ETE até a bomba de alimentação do sistema piloto. A limpeza das bombas de alimentação (mensal) e recirculação (bimestral).

4.4.2. Procedimentos de coleta de amostras

Os pontos utilizados para a coleta de amostras para os exames e análises de rotina foram os pontos PA (após filtro "Y" com grade, na entrada do sistema), P1 (saída do reator UASB – R1), P2 (saída do reator LMFFAe – R2), P3 (saída do reator LMFFAn – R3) e PE, na saída do sistema de reatores, após o Compartimento de Decantação e Coleta (vide Figura 4.1).

Estes pontos representavam os efluentes dos diferentes estágios de tratamento a que afluente era submetido durante sua passagem pelo sistema.

O procedimento de coleta de amostras iniciava-se pelo ponto PE, e depois se realizavam coletas nos pontos P3, P2 e P1, tomando-se cuidado para não ocasionar perturbações muito grandes no regime do sistema, sobretudo no reator UASB. A vazão na qual se coleta as amostras não deveria ser muito superior àquela de alimentação do sistema.

Antes de se coletar as amostras para determinação dos parâmetros físico-químicos, fazia-se descarga do líquido presente na tubulação de coleta. Por ultimo, realizava-se a coleta da amostra de esgoto bruto na tubulação de entrada do sistema. O volume coletado para proceder aos exames e análises de laboratório em cada ponto era de aproximadamente 500 ml.

Durante a coleta das amostras, fazia-se a medida da temperatura das mesmas e da temperatura ambiente. Nas coletas das amostras do efluente tratado, determinava-se a vazão utilizando um cronômetro simples.

4.4.3. Métodos utilizados nas determinações das variáveis de controle

As determinações das variáveis físico-químicas de controle foram realizadas no Laboratório de Saneamento e no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso das Águas (LATAR), ambos ligados ao SHS-EESC-USP. Foi realizado também, o acompanhamento dos consórcios mircrobianos formados no interior dos três reatores, bem como sua evolução ao longo dos meses de operação (exames e análises realizados no Laboratório de Processos Biológicos – LPB-SHS-EESC-USP) .

As Tabelas 4.2, 4.3 e 4.4 apresentam os parâmetros de controle analisados, bem como a freqüência de análise e o local onde foram feitos os exames e análises determinados como avaliações de rotina, e complementares, durante as fases de operação.

Dentre as variáveis adotadas para promover o controle do sistema, a vazão, a temperatura, o pH, o Potencial Redox, e o Oxigênio Dissolvido eram determinados diretamente por equipamentos específicos (sensores), nos quais a leitura dos valores era imediata.

Os parâmetros DQO_{bruta}, $DQO_{filtrada}$ (expressa os compostos orgânicos solúveis), DBO_5, Alcalinidade, Ácidos Voláteis, e Série de Sólidos foram determinados segundo metodologia descrita por APHA (1998), sem alterações.

Para a determinação do N-NTK, e do N-amoniacal, também se seguiu metodologia descrita em APHA (1998), porém a maioria das determinações foi realizada por aparelho automatizado da marca Büchi. O N-org foi determinado pela diferença entre N-NTK e N-amon. Nitrito e Nitrato foram determinados seguindo o método de leitura da absorbância (descrita por APHA, 1998) em aparelho DR4000 da marca Hach. Utilizou-se comprimentos de onda de 543nm para o Nitrito, e 220 e 275nm para o Nitrato.

As determinações das concentrações de Fósforo nas amostras foram realizada pelo método *Flow Injection Analysis* (FIA) descrito por APHA (1998).

Tabela 4.2 - Freqüência e número de análises das variáveis de controle realizadas no local da instalação, no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso das Águas, e no Laboratório de Saneamento, do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC – USP.

Parâmetro	Nº de pontos	Freqüência de determinação	Método	Local
Vazão	1	Semanal	Cronometragem	Determinações no local da instalação
Temperatura	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 2550 B, Termômetro padrão	Determinações no local da instalação
pH	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 4500-H^+ B, Método eletrométrico	Determinações no LATAR
Potencial de Oxi-redução	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 2580 B, Método do eletrodo imerso em água limpa	Determinações no Lab. Saneamento
Oxigênio Dissolvido	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 4500-O G, Método do eletrodo de membrana	Determinações no Lab. Saneamento
Turbidez	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 2130 B, Método nefelométrico	Determinações no Lab. Saneamento
$DQO_{bruta\ e\ filtrada}$	2	Semanal	APHA, 1998 – Nº 5220 D, Método colorimétrico de refluxo fechado	Determinações no LATAR
DBO_5	5	Ao final de cada subfase	APHA, 1998 – Nº 5210 B - Método da DBO 5-dias	Determinações no Lab. Saneamento (amostra bruta e filtrada)
Nitrogênio	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 4500-NO_2^- B, Método colorimétrico Nº 4500-NO_3^- B, Método da projeção de spectrofotometria ultravioleta	Determinações no LATAR (Nitrito, Nitrato)
Nitrogênio	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 4500-NH_4^+ B, passo da destilação preliminar, e; C, método titulométrico Nº 4500-Norg B, método macro Kjeldal (N-NTK e Norg)	Determinações no Lab. Saneamento (NTK, N-orgânico e N-amoniacal);
Sólidos	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 2540 B - método da secagem de sólidos totais a 103-105ºC Nº 2540 B - método da combustão de sólidos a 550ºC	Determinações no LATAR (ST, STF e STV)
Fósforo	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 4500-P G, Método da Análise de Injeção de Fluxo (FIA) para ortofosfato	Determinações no LATAR
Alcalinidade	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 2320 B, Método titulométrico	Determinações no LATAR (total e parcial)
Ácidos Voláteis	5	Semanal	APHA, 1998 – Nº 2310 B, Método titulométrico	Determinações no LATAR
Coliformes	2	Ao final da parte experimental	APHA, 1998 – Nº 9222 B, método do filtro de membrana (coliformes totais) Nº 9222 D, método do filtro de membrana (coliformes fecais)	Determinações no Lab. Saneamento

Tabela 4.3 - Freqüência e número de ensaios, exames, e análises realizados no Laboratório de Processos Biológicos (LPB) e no Centro de Análises Químicas Instrumentais (CAQI) do Instituto de Química da USP – São Carlos

Descrição			Nº de pontos	Freqüência de determinação	Metodologia	Local
Acompanhamento dos Consórcios Microbianos (grânulos e biofilmes)	Verificação da composição microbiológica básica dos grânulos e biofilmes (variedade de espécies e morfologias)	Observação em microscopia eletrônica de varredura (MEV)	3	Ao final das Fases 1 e 3 de operação	Metodologia descrita em Araújo (1995)	Determinações no Centro de Análises Químicas Instrumentais (CAQI) do Instituto de Química da USP – São Carlos
		Observação em microscopia óptica de contraste de fases e fluorescência	3	Na Fase de Partida e ao final das Fases 1 e 3 de operação	Metodologia descrita em Araújo (1995)	Determinações no LPB
Ensaios de atividade microbiana e quantificação de populações específicas	Ensaio de Atividade Metanogênica Específica (AME - Reator R1)		1	Na Fase de Partida e ao final das Fases 1 e 3 de operação	Metodologia descrita em Araújo (1995)	Determinações no LPB
	Ensaio de determinação do número mais provável (NMP) de microrganismos nitrificantes e desnitrificantes (reatores R2 e R3)		2	Ao final das Fases 1 e 3 de operação	Metodologia descrita em Mendonça (2002)	Determinações no LPB

Tabela 4.4 - Freqüência e número de ensaios, exames, e análises realizados no local da instalação experimental.

Descrição	Nº de pontos	Freqüência de determinação	Metodologia
Acompanhamento da composição dos gases gerados no sistema	3	Ao final das Fases 1 e 3 de operação	Determinações no local da instalação com o equipamento *TEXTO 350 – Flue Gás Analyser* Determinações de cromatografia gasosa realizadas no LPB
Determinações de variáveis físico-químicas de controle com a utilização de sonda multiparâmetros	12	Ao Final das fases 2 e 3 de operação	Determinações utilizando sonda YSI - 6820
Estudo da pressão hidráulica ao longo do sistema	10	Ao final da Fase 3 de estudo do sistema	Determinações realizadas utilizando-se os piezômetros instalados ao longo da altura do sistema
Estudo hidrodinâmico	–	Antes da partida do sistema, e ao final da Fase 3 de estudo do sistema	Determinações antes da partida do reator com o reator operando com "água de torneira" e utilizando cloreto de sódio como traçador; e após o término da parte experimental, com a mesma configuração de operação da fase que apresentou melhores resultados, utilizando o corante Eosina como traçador.

4.4.3. Método utilizado para as determinações realizadas com a sonda multiparâmetros

Ao final da Fase 2 de estudo, e durante a Fase 3, além dos procedimentos de rotina descritos anteriormente, foram realizadas determinações de alguns parâmetros físico-químicos com a utilização de uma sonda multiparamétrica de monitoramento ambiental YSI – 6820. Esta sonda possuía capacidade para medir, em tempo real, as seguintes variáveis: temperatura; condutividade específica; sólidos totais dissolvidos (STD - função da condutividade específica); pH, potencial de oxi-redução (POR); concentração de oxigênio dissolvido (OD); concentração de gás amoníaco ($N\text{-}NH_3$) e concentração de íon amônio ($N\text{-}NH_4^+$); concentração de nitrato ($N\text{-}NO_3^-$); e concentração de cloretos (Cl^-), em eletrodos e sondas específicos para cada variável.

Com a utilização desta sonda, foi possível realizar perfis contínuos de monitoramento do desempenho do sistema. Anteriormente à leitura das variáveis, procedia-se a calibração das sondas através de padrões preparados em laboratório, e, depois de registradas as leituras, os valores eram transferidos para o programa Excel, no qual foram analisados os dados e preparados os gráficos apresentados nos Itens 5.2.4.2 e 5.2.5.2.

Como a sonda permanecia imersa em cada amostra por período médio de 5 minutos armazenando os valores das leituras a cada 10 segundos, os valores apresentados nos gráficos dos Itens 5.2.4.2 e 5.2.5.2, são médias simples de 10 leituras consecutivas, da faixa mais representativa do gráfico de resposta da sonda, após a estabilização destes valores durante o período em que a sonda permaneceu imersa na amostra.

Para realização do perfil de monitoramento contínuo do efluente (Item 5.2.5.2), a sonda permaneceu imersa por período superior a 24 horas.

4.5. Método Utilizado no Estudo dos Consórcios Microbianos

4.5.1. Caracterização visual simplificada dos grânulos e biofilmes e determinação dos sólidos totais aderidos (STA) ao material suporte

Na realização da caracterização visual dos consórcios microbianos atuantes no interior dos reatores, foram realizados apenas testes simples e descrições sobre o que foi observado, referente ao comportamento do sistema quanto ao aparecimento de biofilme aderido ao material suporte dos reatores; sedimentabilidade, tamanho e forma dos grânulos, e aparecimento de sólidos voláteis no efluente final do sistema.

Estas determinações e observações foram realizadas ao longo de todo o tempo de experimento, especialmente para o lodo de inóculo; o final da Fase 1; e o final da Fase 3 de operação.

Após o termino do período de operação do sistema de reatores, foram retiradas amostras das cavilhas do interior de R2 e de R3 e levadas à estufa por 72 horas juntamente com amostras de cavilhas ”limpas” que haviam permanecido imersas em água por mais de 30 dias. As amostras foram então pesadas para verificação da massa de sólidos totais aderidos (STA) ao material suporte.

4.5.2. Ensaios de Atividade Metanogênica Específica (AME)

O ensaio de Atividade Metanogênica Específica é indicado para caracterização de lodo que servirá de inóculo de reatores anaeróbios, pois permite saber se o lodo em questão está “ativo”, e qual a carga orgânica que deve ser aplicada ao reator para que sua partida seja realizada eficientemente.

Outra aplicação deste ensaio, diz respeito ao controle da evolução do lodo de inóculo ao longo do tempo de operação de um reator anaeróbio, e de como ocorre a adaptação deste lodo para o novo tipo substrato a que é submetido.

Os ensaios de AME foram realizados no Laboratório de Processos Biológicos do SHS – EESC – USP, com amostras, inicialmente do lodo de inóculo, e, posteriormente, do lodo retirado do interior do reator R1 (UASB), utilizando acetato de sódio como substrato para metanogênese.

Para cada ensaio, foram preparados três frascos; F1, F2 (réplica de F1) e B (branco). Foi adicionada solução contendo macronutrientes e micronutrientes aos frascos com amostras de lodo e água destilada. Adicionou-se então a solução de acetato de sódio aos frascos F1 e F2, deixando-se o frasco B sem substrato para metanogênese. Assim que o acetato de sódio foi adicionado, tomou-se o tempo (T_o) de início de experimento.

A Figura 4.5 mostra um frasco com a solução de substrato e o lodo durante o ensaio de AME.

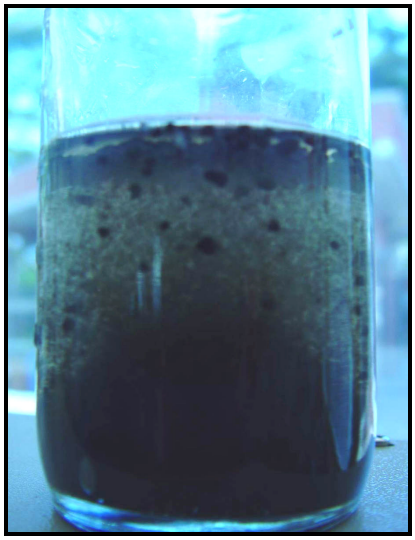


Figura 4.5 – Frasco com solução de substrato e lodo granulado durante ensaio de AME.

Os frascos permaneciam em um "shaker" com temperatura controlada de 30 ºC e agitação ininterrupta até as medições, sendo retornados para o "shaker" após essas medições.

Em intervalos de tempo tomava-se os frascos para determinação da quantidade de biogás formado com a utilização de um cromatógrafo gasoso de condutividade térmica capaz de identificar e quantificar a composição nitrogênio+oxigênio, o gás metano e o gás carbônico.

Através destas medições, se pôde observar a formação de Metano no frasco, evidenciando a degradação do acetato pelas arqueas metanogênicas, até que a produção de biogás começa a diminuir, e a composição do mesmo (em porcentagens) começa a estabilizar, evidenciando o final do experimento. Assume-se, nesse momento, que o substrato chegou ao fim e os microrganismos entram na fase de endogenia. A metodologia completa está descrita em Santos (2001).

Apesar de o método utilizado para realização do ensaio de AME ser bastante aceito e praticamente padronizado entre os pesquisadores que desenvolvem seus trabalhos junto ao Laboratório de Processos Biológicos do SHS-EESC-USP, os cálculos associados a este ensaio para determinar a atividade metanogênica específica em gDQO-CH4/gSSV.dia ainda não estão padronizados.

Os cálculos da AME a partir dos valores de área de metano lida pelo cromatógrafo gasoso no tempo, utilizados para esta pesquisa, são descritos em Mendonça (2002).

Os ensaios de AME foram realizados para o lodo de inóculo, antes da inoculação do reator UASB e o início da operação do sistema piloto com esgoto sanitário; para o lodo retirado do reator UASB (R1) ao final da Fase 1 de operação; e para o lodo retirado do reator UASB (R1) ao final da Fase 3 de operação.

4.5.3. Ensaios para identificação da presença ou ausência de microrganismos responsáveis pela transformação do nitrogênio

Os ensaios de presença ou ausência de microrganismos responsáveis pelas vias de degradação de compostos nitrogenados no interior do biofilme foram realizados quando se desejou verificar se o mau desempenho do sistema quanto à remoção de nitrogênio estava associado à ausência desses microrganismos no interior dos reatores R2 (nitrificantes) e R3 (desnitrificantes).

O método utilizado para realização destes ensaios é descrito a seguir:

a) ensaio para detecção de microrganismos nitrificantes:

Para a verificação da existência de bactérias nitrificantes no interior de R2, foram preparados 2 meios de cultura; um para as bactérias oxidadoras de amônia – nitritação; e um para as bactérias oxidadoras de nitrito – nitratação.

A preparação dos meios de cultura foi realizada conjuntamente com a Dra Eloísa Pozzi Gianotti no Laboratório de Processos Biológicos do SHS-EESC-USP, conforme metodologia descrita em Mendonça (2002), a qual adaptou metodologia de Schmidt & Belser (1984* apud Mendonça, 2002), para detecção da existência de microrganismos nitrificantes no solo.

* SCHMIDT E. L. & BELSER L.W. (1984). *Nitrifying Bacteria*. In: "Methods of Soil Analysis – Chemical and Microbiological Properties", Nº 9, Part 2, 2nd Edition, p.1027-1042. Wisconsin, USA.

Foram separados seis tubos de ensaio esterilizados com meio de cultura, e foi adicionada a cada um desses tubos determinada concentração de amostra. Como o ensaio era apenas qualitativo, ou seja, para detectar a presença ou ausência dos microrganismos no meio, não foi dada demasiada importância às concentrações de amostras adicionadas, tendo estas, sido medidas em gotas. Portanto foram adicionadas 4 gotas no primeiro tubo, 2 no segundo, e 1 gota no terceiro. Também foram preparadas réplicas de cada um desses tubos.

Para detecção da presença de bactérias oxidadoras de amônia, após a inoculação nos meios de cultura, os tubos foram levados para uma estufa a 30ºC e foi feito acompanhamento periódico do crescimento das bactérias. O crescimento desses microrganismos pôde ser acompanhado pela presença, no meio de cultura, de um indicador que acusava a presença de nitrito no meio (quanto maior a concentração de nitrito produzida pelas bactérias, mais forte tornava-se a coloração rosa do meio).

O procedimento de preparo de amostras e incubação foi repetido para a verificação da existência de bactérias responsáveis pela oxidação do nitrito, apenas alterando-se a forma de ler o indicador. Neste caso a indicação de crescimento de microrganismos seria a ausência de coloração, já que o meio preparado com o indicador apresentava coloração rosada, e a ausência de coloração indicava que o nitrito tinha sido oxidado a nitrato.

Os ensaios tiveram duração de 21 dias cada.

b) ensaio para detecção de microrganismos desnitrificantes:

Para as bactérias desnitrificantes, foi preparado meio de cultura descrito por Tiedje (1984* apud Mendonça, 2002). O procedimento de inoculação e incubação das amostras deste ensaio realizado foi repetido da mesma maneira como para o das bactérias nitrificantes. Para este ensaio, o indicador do aparecimento de nitrogênio no meio era a mudança da coloração azulada do meio de cultura, para incolor (indicando redução do nitrato a nitrogênio gasoso).

O ensaio teve duração de 21 dias.

* TIEDJE, J. (1984). *Denitrification*. In: "Methods of Soil Analysis – Chemical and Microbiological Properties", Nº 9, Part 2, 2nd Edition, p.1011-1026. Wisconsin, USA.

4.5.4. Ensaios para determinação do Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes e desnitrificantes.

A realização destes ensaios seguiu aproximadamente a mesma metodologia apresentada no item anterior para detecção da presença ou ausência de bactérias específicas no meio líquido. As maiores diferenças na metodologia foram o cuidado que se teve que tomar para que as amostras não fossem contaminadas, e com as quantidades de meio nutriente e de inóculo, as quais, neste caso, deveriam ser muito mais precisas.

Da mesma forma como citado no item anterior, o método de ensaio e preparação das amostras utilizadas na determinação do NMP de bactérias nitritantes e nitratantes (retiradas do reator R2), está descrita em Mendonça (2002), a qual adaptou metodologia de Schmidt & Belser (1984), para detecção da existência de microrganismos nitrificantes no solo.

O método de ensaio e preparação das amostras para a determinação do NMP de bactérias desnitrificantes (retiradas de R3), está descrito em Mendonça (2002), a qual adaptou metodologia desenvolvida por Tiedje (1984).

A partir dos resultados de presença ou ausência de microrganismos quando da leitura das amostras através da adição de corantes indicadores, e de tabela de cálculo do NMP desenvolvida por Cochran (1950* apud Alexander, 1984), obteve-se o número mais provável de bactérias.

É interessante dizer que o teste de NMP foi realizado com amostras do meio líquido retirado dos reatores R2 e R3, o qual continha apenas microrganismos suspensos no meio. O ideal seria que se tivesse realizado este teste com o biofilme aderido à superfície do leito suporte, porém devido às características do material suporte, não existe possibilidade de se retirar o biofilme de forma a se obter resultados representativos do NMP aderido em sua superfície.

Estes ensaios foram realizados ao final da Fase 1 de estudo, e repetidos para posterior comparação de resultados ao final do período de operação do sistema (final da Fase 3).

---

* COCHRAN, W.G. (1950). *Estimation of Bacterial Densities by Means of the "Most Probable Number"*. Biometrics 6; p.105 – 116.

4.5.5. Microscopia óptica de contraste de fases e fluorescência

O acompanhamento dos grânulos e biofilmes foi realizado com a utilização de microscópio óptico eletrônico, e microscopia eletrônica de varredura.

A observação em microscopia óptica foi efetuada com microscópio Olympus BX60-FLA acoplado a uma Câmara Ophonics com software Image Pro Plus. A preparação das amostras está descrita em Araújo (1995).

Os ensaios de microscopia óptica foram realizados no Laboratório de Processos Biológicos (LPB) do SHS – EESC – USP, com a colaboração da Dra. Eloisa Pozzi Gianotti.

As observações em microscopia óptica foram realizadas para amostras do lodo de inóculo, do lodo batido retirado de R1 ao final das Fases 1 e 3, e para amostra de grânulos macerados ao final da Fase 3.

Para as amostras retiradas dos reatores de leito móvel e filme fixo (reatores R2 e R3), a preparação das amostras foi realizada da seguinte forma:

a) amostras do biofilme aderido

- Retiraram-se algumas cavilhas do interior dos reatores, juntamente com o líquido componente do meio;
- Separaram-se algumas cavilhas e raspou-se com a ponta de uma agulha, o biofilme aderido nos sulcos e no "topo" destas cavilhas.
- Diluiu-se com água destilada o material raspado e, então, se prosseguiu a preparação da forma descrita por Araújo (1995).

b) amostras do meio líquido

- Retiraram-se algumas gotas do meio líquido com biomassa dispersa, e então, prosseguiu-se a preparação das amostras da forma descrita por Araújo (1995).

Os ensaios de microscopia das amostras retiradas dos reatores R2 e R3 foram realizados ao final das Fases 1 e 3 de operação.

Com estas observações em microscópio óptico eletrônico de contraste de fases e fluorescência, pretendeu-se verificar os tipos de microrganismos encontrados nos três reatores do sistema, as espécies mais freqüentes, e o aparecimento de espécies que indicassem o tipo de ambiente encontrado em cada reator.

4.5.6. Microscopia eletrônica de varredura (MEV)

Os ensaios de microscopia eletrônica de varredura foram efetuados com Microscópio Eletrônico de Varredura modelo DSM no Centro de Análises Químicas Instrumentais (CAQI) do Instituto de Química de São Carlos (IQSC) – USP, com a colaboração da Dra. Eloísa Pozzi Gianotti e do técnico Carlos Bento.

A preparação das amostras para MEV foi realizada no LPB, e a metodologia utilizada está descrita em Araújo (1995).

Os ensaios de MEV foram realizados para os grânulos retirados do interior do reator R1, e para amostras de material suporte (cavilhas inteiras) cobertas por biofilme, retiradas do interir dos reatores R2 e R3, ao final das Fases 1 e 3 de operação do sistema.

Ao final da Fase 1 também foi realizada a MEV de amostras das cavilhas "limpas", as quais haviam permanecido imersas em água por período superior a 30 dias.

A partir da verificação da estrutura da madeira sem a colonização de microrganismos foi possível identificar as mudanças sofridas pelo material suporte após os períodos de duração das Fases 1 e 3, nos quais as cavilhas permaneceram imersas em esgoto sanitário sob tratamento.

4.6. Procedimentos Experimentais para os Estudos Complementares

Foram denominados estudos complementares os estudos realizados durante a parte experimental da pesquisa que não faziam parte da operação de rotina para avaliação do desempenho do sistema quanto à remoção de DQO e de nitrogênio.

Dentre os estudos complementares realizados neste trabalho encontram-se a determinação do material suporte a ser utilizado; estudos hidrodinâmicos do sistema; estudo da composição e quantificação dos gases gerados no sistema; estudo da pressão hidráulica no interior do sistema; e, a modelação matemática dos processos de degradação de matéria carbonácea e compostos nitrogenados ocorridos no sistema.

4.6.1. Método utilizado na determinação do tipo de material suporte a ser utilizado na pesquisa

A intenção de buscar novas alternativas de material suporte para reatores de leito móvel e filme fixo a fim de reduzir os custos de implantação e operação desse sistema, levou a presente pesquisa a optar por estudar a utilização de um tipo de material comumente encontrado no nosso dia a dia. Acredita-se que este material pode de fato reduzir os custos acima mencionados.

Esse material deveria apresentar boa resistência mecânica, resistência à corrosão, porosidade alta e, para esta pesquisa em particular, dimensões bem definidas (questões relacionadas à separação dos reatores e à modelagem matemática do sistema).

O material escolhido para ser pesquisado como alternativa de material suporte para reatores de leito móvel e filme fixo para tratamento de esgoto sanitário foi madeira cortada em forma de cavilhas.

As cavilhas são pequenas peças de madeira cilíndricas utilizadas para o assentamento de assoalhos (cavilhas lisas) e para união e fixação de partes componentes de móveis de madeira (cavilhas ranhuradas).

Após a definição do tipo de material a ser pesquisado como nova alternativa, elaborou-se uma série de exames para escolher qual entre os vários tipos de madeira seria o mais indicado para tal finalidade.

Os tipos de madeira estudados foram: marfim, peroba, ypê, jatobá, eucalipto, e pinus. A Figura 4.6 mostra fotografia dos tipos de cavilhas pesquisados.

A forma e as dimensões do material suporte foram inicialmente determinadas como sendo cilíndricas entre 0,8 e 1,0 cm de diâmetro, por 0,8 a 1,0 cm de comprimento.

Primeiramente, estudaram-se cavilhas de marfim, peroba, ypê e jatobá, por serem mais comumente comercializadas em todo o país, porém, constatou-se que além de serem madeiras nobres (portanto com restrições de caráter ético e preço elevado), são madeiras que recebem tratamento com produtos antimicrobianos, o que, certamente, atrapalha o desenvolvimento do biofilme em sua superfície em seus poros.

Devido a esse fato, procurou-se fabricantes que fizessem cavilhas não utilizadas comercialmente, confeccionadas em madeiras menos nobres, e ditas ecológicas, por serem

reflorestadas, principalmente, por indústrias de papel e celulose. Também era importante que a madeira não tivesse recebido tratamento antimicrobiano algum.

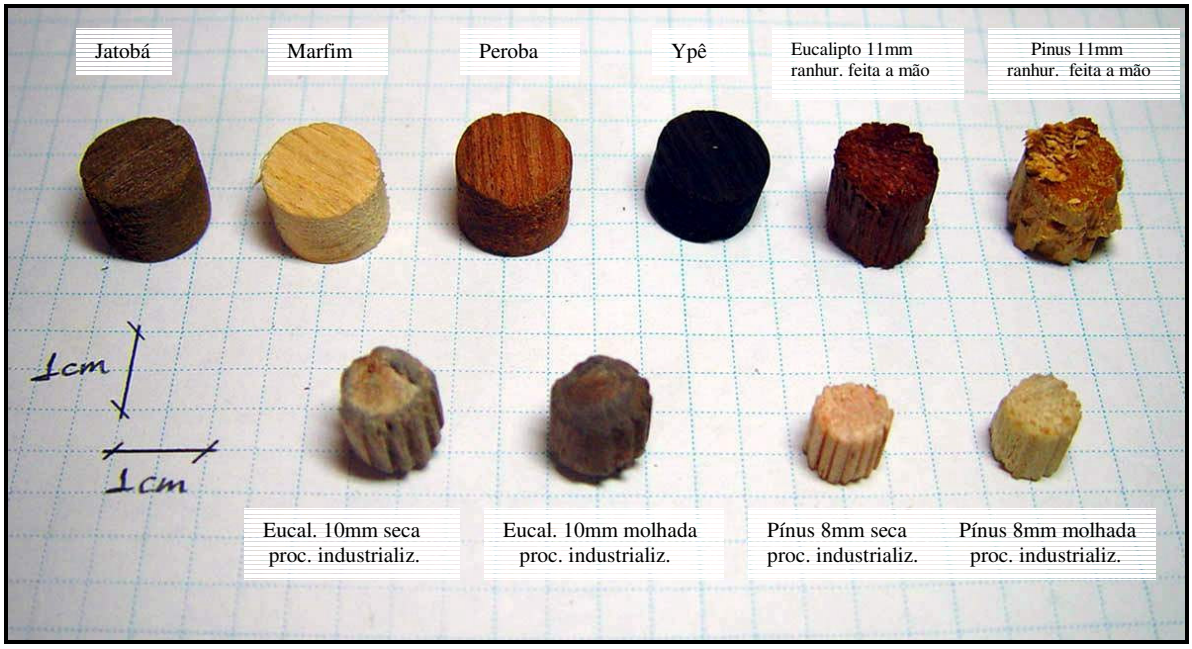


Figura 4.6 – Tipos de cavilhas pesquisadas

Para que se pudesse escolher entre os diferentes tipos de madeira, principalmente eucalipto e pinus, realizaram-se alguns testes e exames, como descritos a seguir.

a) testes de aderência de microrganismos:

Para a realização deste teste, foram separadas duas amostras com 10 cavilhas cada para cada tipo de madeira, as quais foram pesadas e depois deixadas por 24 horas na estufa a 105ºC. As amostras secas foram pesadas e então submergidas em dois tipos reatores: um com ambiente aeróbio; e outro com ambiente anaeróbio, ambos partes integrantes de instalações experimentais de pesquisas do SHS-EESC-USP.

Após uma média de 30 dias, retiraram-se estas amostras para que se observasse visualmente (a olho nu) se tinha havido ou não aparecimento de biofilme na superfície das mesmas.

Não coube, nestes testes, análises de microscopia das amostras por se ter optado pela realização de testes simples, apenas para diferenciar as amostras entre si e para observar discrepâncias muito grandes entre os comportamentos das diferentes amostras

As análises de microscopia foram realizadas posteriormente para o tipo de madeira escolhido, para verificação do desenvolvimento de biofilme.

Também foi realizada análise de microscopia eletrônica de varredura nas cavilhas escolhidas, sem biofilme aderido, para verificar estrutura superficial da madeira e dos poros, e para comparação entre as cavilhas que estavam funcionando como material suporte para microrganismos, e as cavilhas "limpas".

b) exames e análises das propriedades físico-químicas das amostras de material suporte

Para que fosse possível conhecer as amostras quanto à porosidade, densidade aparente, e diâmetro médio dos poros, foi solicitado ao laboratório do Instituto de Física da USP – São Carlos, que realizasse ensaios de porosimetria das cavilhas de madeira.

Foram também determinadas as características físicas das amostras, como densidade aparente, área total de poros, diâmetro médio dos poros, e a porosidade das amostras em porcentagem. Além das determinações das características físicas intrínsecas de cada tipo de madeira estudado, foram realizados exames físico-químicos das amostras.

c) Avaliação do desprendimento de material e solubilização de compostos da estrutura da madeira na água

Realizaram-se junto ao Laboratório de Saneamento do SHS-EESC-USP, análises de solubilização de compostos presentes na madeira, em água destilada da seguinte maneira:

Separaram-se quantidades aleatórias de amostras de pinus e eucalipto e pesaram-se essas amostras. Essas amostras foram levadas à estufa por 24 horas e então pesadas novamente.

As avaliações do desprendimento e solubilização de compostos presentes nos poros e na estrutura da madeira foram feitos utilizando-se relação de diluição igual a 20 mililitros de água destilada para cada 1 grama de amostra.

As amostras ficaram submersas na água destilada em ensaio estático durante 38 dias, entretanto, a água de diluição, com material desprendido, foi trocada por nova quantidade de água destilada no 4º; 10º; e 18º dias. No final, foram obtidas quatro amostras de água de diluição com material solubilizado de pinus e quatro de eucalipto. Foi feito acompanhamento do pH das 8 amostras por 38 dias.

Os parâmetros determinados após o término do ensaio foram: pH; Alcalinidade; Cor; Turbidez; e Carbono Orgânico Total. Foi verificada também a quantidade de massa perdida em forma de "farpas" de madeira.

d) caracterização física das cavilhas utilizadas nos ensaios de sedimentação e fluidificação:

Antes de se aplicar a formulação para determinar a velocidade mínima de fluidificação das cavilhas foi feita caracterização física das cavilhas para determinar o diâmetro equivalente das mesmas.

Fez-se também comparação entre as cavilhas secas e molhadas (após tempo superior a 30 dias imersas em água), para constatar as alterações sofridas após a absorção completa de água pela madeira.

Após o dimensionamento das cavilhas nas duas situações (secas e molhadas), foi possível calcular o inchamento médio de cada cavilha após 30 dias imersas na água.

e) verificação e quantificação do inchamento do leito suporte:

Notou-se que após a submersão de grande quantidade de cavilhas na água, houve "inchamento" do meio composto pelas partículas. Este inchamento foi determinado da seguinte forma:

Colocou-se em recipiente cilíndrico, certo volume de cavilhas secas.

Mediu-se a espessura do leito de material suporte seco (L_I), e posteriormente, encheu-se de água o balde. Deixou-se descansar por 30 dias.

Passado o tempo de 30 dias, retirou-se a água mantendo o material suporte úmido no balde e mediu-se novamente a espessura da camada de cavilhas (L_F). A partir desses valores medidos, calculou-se o inchamento do leito (I).

f) ensaios de sedimentação das cavilhas:

O ensaio para determinação das velocidades de sedimentação das cavilhas foi realizado com a utilização de uma coluna de acrílico de 1,2 m de altura com marcas a cada 15 cm e um cronômetro para tomada do tempo entre as marcas.

Antes de começar os testes para verificar a velocidade de sedimentação determinou-se algumas características físicas das cavilhas como o diâmetro equivalente e a densidade das cavilhas determinada em ensaios de laboratório.

Durante os ensaios, observou-se comportamento bastante discrepante entre as cavilhas que estiveram imersas em água há mais de 30 dias, e cavilhas secas. Devido a este fato, realizou-se testes com ambos os tipos, denominando-os cavilhas *secas* e *molhadas.* Os termos referem-se às cavilhas antes de entrarem em contato com a água, e após 30 dias submersas em água respectivamente. Apenas as cavilhas *molhadas* foram utilizadas no ensaio de sedimentação.

A velocidade média de sedimentação foi considerada descontando-se os 15 cm iniciais que constituem a fase de aceleração das cavilhas até atingir velocidade de sedimentação constante no tempo.

g) determinação da velocidade mínima de fluidificação teórica do leito de cavilhas:

De acordo com Cleasby & Fan (1981*, *apud* Di Bernardo 2002), a velocidade mínima de fluidificação pode ser calculada a partir da seguinte expressão para materiais granulares praticamente uniformes:

$$V_{mf} = \frac{\mu}{\rho_a * D_{eq}} * \left(\sqrt{(33{,}7)^2 + 0{,}0408 * Ga} - 33{,}7 \right) \qquad \text{(Eq. 4.1)}$$

em que: V_{mf} : velocidade mínima de fluidificação (m/s)

μ : viscosidade absoluta da água ($N*m/s^2$)

ρ_a : massa específica da água (kg/m^3)

D_{eq} : diâmetro equivalente do material suporte (m)

$Ga = \frac{D_{eq}^{\ 3} * g * \rho_a * (\rho_s - \rho_a)}{\mu^2}$: número de Galileu (Eq. 4.2)

ρ_s : massa específica dos sólidos (kg/m^3)

* CLEASBY, J. L. & FAN, K. S. (1981). *Predicting Fluidization and Expansion of Filter Media.* JEED -ASCE, v. 107, n. 455, Jun 1981, USA.

A massa específica das cavilhas havia sido previamente determinada no Instituto de Física da USP – São Carlos. O valor obtido, no entanto, não pode ser utilizado para o cálculo em questão, pois a densidade do material suporte no meio é modificada pela perda de material das cavilhas de madeira para a água e pela absorção de água pelos poros da cavilha.

A densidade real do material suporte, após longo tempo de imersão em água, para que ocorresse toda a solubilização e lixiviação dos compostos presentes nos poros da madeira, e absorção de água pelos mesmos, foi determinada em laboratório:

h) determinação da porosidade do leito suporte constituído de cavilhas de madeira

A porosidade do leito estático foi obtida com a utilização de tabela comparativa entre o coeficiente de esfericidade da partícula e a porosidade organizada por FAIR *et al.* (1971[*] apud Di Bernardo 2002). O coeficiente de esfericidade foi obtido a partir de tabela comparativa elaborada por Suguio (1973[**] apud Di Bernardo 2002).

i) ensaios de fluidificação do leito de cavilhas com água e ar:

Depois de determinada a velocidade mínima de fluidificação, iniciaram-se os testes de fluidificação do leito suporte em uma coluna de fluidificação utilizada por outros projetos de pesquisa do SHS-EESC-USP.

Esta coluna possuía diâmetro igual a 0,094 m e altura de 1,30 m, uma pedra porosa funcionando como difusor de ar, e piezômetros instalados ao longo da altura da coluna. A descrição detalhada desta coluna pode ser encontrada em Mendonça (1999).

Na Tabela 4.5 apresenta-se o planejamento dos ensaios realizados, variando-se as velocidades ascensionais aplicadas, a taxa de aplicação de ar na coluna, e a altura do leito suporte para dois tipos de cavilhas de diferentes madeiras e diferentes tamanhos.

*FAIR, M.G., GEYER, J.C., OKUN, D.A. (1986). Water and Wastewater Engineering. John Wiley and Sons Inc. Vol. 2, USA.

**SUGIO, K (1973). Introdução à Sedimentologia. Edgard Blücher, São Paulo, Brasil.

Tabela 4.5 – Planejamento dos ensaios de fluidificação das cavilhas.

Tipo de cavilha	Experimento	$Q_{água}$ (l/h)	Q_{ar} (l/h)	velocidade do líquido v_L (m/h)	velocidade do gás v_G (m/h)	$H_{leito\ de\ cav}$ (cm)
Cavilhas de Eucalipto 10 x 10	1	30	0	4,32	0	6
	2	30	20	4,32	2,88	6
	3	300	200	43,2	28,8	6
	4	600	0	86,5	0	6
	5	60	0	8,65	0	50
	6	30	20	4,32	2,88	50
	7	300	200	43,2	28,8	50
	8	600	0	86,5	0	50
	9	600	500	86,5	72,01	50
Cavilhas de Pinus 8 x 8 mm	10	30	0	4,32	0	6
	11	30	20	4,32	2,88	6
	12	300	200	43,2	28,8	6
	13	600	0	86,5	0	6
	14	300	200	43,2	28,8	50
	15	600	0	86,5	0	50
	16	600	30	86,5	4,32	50
	17	600	300	86,5	43,2	50
	18*	500	0	72,5	0	40
	19*	600	0	86,5	0	40

* Leito composto por Cavilhas Leves 8mm

Os termos Cavilhas 10 mm e Cavilhas 8 mm referem-se às cavilhas ranhuradas de eucalipto 10 mm de diâmetro e 10 mm de altura, e cavilhas ranhuradas de pinus 8 mm de diâmetro e 8 mm de altura, respectivamente; as quais permaneceram por mais de 30 dias imersas em água, e, portanto se encontravam completamente saturadas.

O termo Cavilhas Leves 8 mm refere-se às cavilhas ranhuradas de pinus 8 mm de diâmetro e 8 mm de altura que permaneceram imersas em água por tempo inferior a 15 dias, e que, no entanto, já haviam ido ao fundo do recipiente cheio de água.

Também foram determinadas as perdas de carga ocorridas na coluna de ensaio durante os experimentos. Os valores das leituras foram obtidos dos piezômetros instalados ao longo da coluna de ensaio.

4.6.2. Método utilizado para realização do estudo hidrodinâmico

O estudo hidrodinâmico do sistema foi dividido em duas fases distintas; inicialmente, o estudo hidrodinâmico foi concluído utilizando-se Cloreto de Sódio como traçador, com o reator sendo alimentado com "água de torneira" em ensaios de estímulo-resposta.

Posteriormente, ao final da parte experimental desta pesquisa, realizou-se ensaio hidrodinâmico com o sistema alimentado com esgoto sanitário, utilizando-se corante como traçador.

O objetivo desses ensaios foi conhecer o regime hidrodinâmico do sistema, e determinar de qual dos tipos de regime hidrodinâmico ideais (mistura completa ou "plug flow"), o sistema completo se aproximava mais, nas diferentes possibilidades de funcionamento no que diz respeito à vazão, agitação, vazões de recirculação, introdução de oxigênio, e presença ou não de material suporte.

Os ensaios também puderam servir para comparação da influência de cada variante no comportamento hidrodinâmico de sistemas complexos, como foi o caso deste sistema de tratamento combinando diferentes tipos de reatores.

Nessa fase (antes de se iniciar a operação do sistema com esgoto sanitário), os ensaios hidrodinâmicos foram realizados com "água de torneira", adicionando-se "pulsos" de 10 ml de solução de cloreto de sódio, com concentração de 1500 mg/l, na entrada do sistema.

A concentração de cloretos na saída do sistema de reatores era detectada por sensor de condutividade acoplado a uma calculadora TEXAS TI-89, a qual armazenava os dados para posterior análise da condutividade detectada ao longo do tempo de ensaio. A partir de uma curva de calibração preparada para a água, os valores de condutividade lidos eram convertidos em valores de concentração de cloretos presente na amostra. Detalhes desta metodologia podem ser encontrados em Mendonça (2004).

O tempo de ensaio fora determinado a partir do cálculo do triplo do valor do tempo de detenção hidráulica teórico (TDH - vazão aplicada/volume teórico do sistema). Para os ensaios descritos na Tabela 4.6, o tempo decorrido entre cada tomada de amostra por parte da calculadora variou entre de 12,5 e 20 minutos.

O planejamento dos ensaios hidrodinâmicos no sistema com água seguiu a seqüência de ensaios apresentada na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 – Planejamento dos ensaios hidrodinâmicos do sistema com "água de torneira".

Ensaio	**Descrição**
1	Vazão Mínima a ser utilizada (Fase 1*) – igual para todos os reatores
2	Vazão Média a ser utilizada (Fase 3*) – igual para todos os reatores
3	Vazão Máxima a ser utilizada (Fase 2*) – igual para todos os reatores
4	Vazão Média + Recirculação (máxima para ambas as bombas)
5	Vazão Média + Recirculação + Agitação dos batedores – 18 rpm (Fig 4.1)
6	Vazão Média + Recirculação + Agitação + Oxigênio (Q_{O2med} = 12,0 l/h)
7	Vazão Média + Material Suporte
8	Vazão Média + Agitação média + Recirculação + Oxigênio + Material Suporte

* vide cronograma de operação – Item 4.1

Após o término dos ensaios, os valores obtidos foram transferidos para o programa Excel®, foram traçadas curvas de concentração de cloreto no tempo de ensaio, e foram realizados os cálculos para obtenção de alguns parâmetros úteis, para auxiliar no entendimento das condições de escoamento observadas para o sistema nas diferentes condições de operação estudadas.

Os principais parâmetros calculados foram: tempo médio de residência; índice de dispersão; e número de reatores de mistura completa em série. Tais variáveis foram determinadas seguindo seqüência de cálculo descrita em WEF (1994).

Após o termino da parte operação do sistema para verificação de seu desempenho quanto à remoção de DQO e de nitrogênio, foi realizado novo estudo hidrodinâmico utilizando-se o composto Eosina (corante avermelhado) como traçador. A vazão utilizada e as condições de operação do sistema neste ensaio foram determinadas pelas condições na qual fora obtido o melhor resultado de remoção de DQO e nitrogênio durante o período de operação com esgoto sanitário.

Este ensaio foi realizado com esgoto sanitário submetido às mesmas condições de tratamento apresentadas na Tabela 5.10, excetuando-se a recirculação no reator UASB (vide Tabela 4.7). Escolheu-se o composto Eosina como traçador neste ensaio, pois este composto não reage com o esgoto sanitário, e é facilmente detectado por leitura de absorbância em espectrofotômetro de absorção atômica.

O ensaio foi realizado aplicando-se "pulso" de 10 ml de Eosina com concentração igual a 2 ppm, e coletando-se amostras do efluente ao sistema a cada 30 minutos para leitura do valor de absorbância da amostra. Foi preparada curva de calibração para transformação dos valores lidos em absorbância para valores de concentração de Eosina presente nas amostras. O ensaio teve duração de 72 horas e a seqüência de cálculo seguiu a mesma metodologia apresentada para os ensaios realizados com "água de torneira", depois de traçadas as curvas de concentração de Eosina no tempo de ensaio.

Tabela 4.7 – Planejamento do ensaio hidrodinâmico do sistema com esgoto sanitário.

Ensaio	**Descrição**
Final	Vazão do melhor resultado* + Recirculação (QR2) + Oxigênio + Material Suporte

*vide resultados obtidos na Tabela 5.10.

A partir dos resultados obtidos foi possível inferir como pode ocorrer a dispersão de substratos, o comportamento do escoamento ocorrido no sistema, a ocorrência de "zonas mortas" no sistema, e se o mesmo se aproxima mais de reator do tipo "plug flow" ou reator de mistura completa.

Para interpretar os resultados e verificar os problemas ocorridos, remeteu-se aos textos de WEF (1994), De Nardi (1997), Povinelli (1999) e Levenspiel (2000).

4.6.3. Método aplicado para a caracterização qualitativa e quantificação dos gases

A caracterização dos gases gerados em R1, R2 e R3 foi realizada assim que se considerou finalizada as Fase 1 e 3 de estudo.

O sistema de coleta de gases no interior do reator foi, constantemente, ponto delicado durante todo o período de operação do sistema.

a) análise quantitativa dos gases gerados

As medidas da vazão dos gases gerados foram realizadas a partir do sistema de medição de vazão mássica de gases da marca Matheson com sensibilidade de medida entre 0 e 12,0 l/h, montado para esta pesquisa (vide Figura 4.2).

O sistema de coleta de gases estava conectado ao medidor de vazão mássica de gases, o qual, por sua vez estava conectado ao microcomputador que promovia a aquisição dos dados medidos em tempo real. Estes dados foram então trabalhados no programa Excel para fornecer gráficos da vazão de gás no tempo de ensaio, e determinação da vazão média de gás produzido em cada reator em separado.

b) análise qualitativa dos gases gerados

Para que se pudesse identificar os gases gerados, e quantificá-los, foram realizados ensaios de cromatografia gasosa, e foi utilizado equipamento com sensor que identifica a concentração de alguns tipos de gases, em tempo real.

A determinação da composição dos gases foi realizada utilizando-se cromatógrafo gasoso de condutividade térmica da marca Gow Mac, para detecção da presença e quantificação da concentração de gás carbônico (CO_2), metano (CH_4), e da mistura nitrogênio+oxigênio (N_2+O_2); e aparelho TEXTO 350 XL - Flue Gás Analyser para medida "on line" das concentrações de hidrogênio (H_2), monóxido de carbono (CO), gás sulfídrico (H_2S), e oxigênio (O_2).

As determinações realizadas com o aparelho de medição em tempo real foram feitas apenas posicionando-se o sensor no interior das linhas de medição de vazão dos gases. Notou-se no decorrer dessas determinações que as medidas variavam sensivelmente, e, também que sofriam influência do meio externo.

Para os ensaios de cromatografia foram retiradas amostras do interior das linhas de coleta dos gases, porém, na Fase 1, essa coleta foi realizada depois da passagem desses gases pelo selo hídrico, o que pode ter influenciado os resultados obtidos, pois existia comunicação livre entre o meio externo e os pontos de onde foram retirados os gases. Apesar dos cuidados tomados para que essa influência fosse minimizada, estima-se que ela tenha ocorrido.

4.6.4. Método para realização do ensaio piezométrico

Ao final da Fase 3 de estudo, foi determinada a perda de carga ao longo da altura dos reatores componentes do sistema piloto fazendo-se a leitura dos níveis dos piezômetros instalados junto aos pontos de coleta de amostras.

4.6.5. Automação do sistema de reatores

O desenvolvimento da automação do sistema experimental, teve como objetivo o controle do sistema ajustando-se o controle das bombas de alimentação e recirculação, sem que fosse necessária a intervenção do operador, a partir das respostas obtidas, através das leituras de uma sonda multiparâmetros, para a qualidade do efluente.

Através da utilização de equipamentos que possibilitavam a instalação de interface de controle, foi possível automatizar de algumas funções e componentes do sistema experimental.

A automação do sistema foi realizada utilizando-se equipamentos adquiridos com sinal de entrada (ou saída) de corrente de 4 a 20 mA, interfaces de transformação tensão/corrente, inversor de freqüência, microcomputador e softwares específicos para esta finalidade.

Para que isso fosse possível, foi necessário o desenvolvimento de "software" específico para o controle dos equipamentos que haviam sido adquiridos. Esse "software" (desenvolvido pela empresa T&S equipamentos) mandava informações para um conversor de tensão para corrente e alterava as configurações do equipamento controlado conforme o comando dado.

O software foi desenvolvido basicamente para desempenhar quatro funções no sistema automatizado, a saber:

- controle das vazões impostas às bombas de alimentação – Bomba 1; bomba de recirculação interna do reator UASB (R1) – Bomba BR1; bomba de recirculação desde a saída do reator anóxico (R3) até a entrada do reator aeróbio (R2) – Bomba BR2; e da bomba responsável pela introdução de fonte de carbono externa no reator anóxico (R3) para promoção da desnitrificação.
- controle do inversor de freqüência conectado ao conjunto moto-redutor para promover a variação das rotações impostas ao eixo no qual estavam fixados os "batedores" para agitação do meio em R2 e R3;
- controle da ordem de abertura das válvulas solenóides instaladas nas linhas de coleta dos gases, bem como do tempo em que essas válvulas permaneciam abertas, e o tempo em que deveriam permanecer fechadas;
- leitura e armazenamento dos dados lidos pelo medidor de vazão mássica de gases.

Para se obter confiabilidade do controle e das leituras através da interface computacional, foi necessário levantar curvas de calibração das bombas, do medidor de vazão de gás e das rotações produzidas pelo moto-redutor.

Além do software desenvolvido para esta pesquisa, foi utilizado software específico para controle das funções e aquisição dos dados da sonda multiparâmtros, fornecido juntamente com o equipamento.

A Figura 4.7 apresenta um fluxograma do sistema automatizado, bem como os equipamentos que foram controlados.

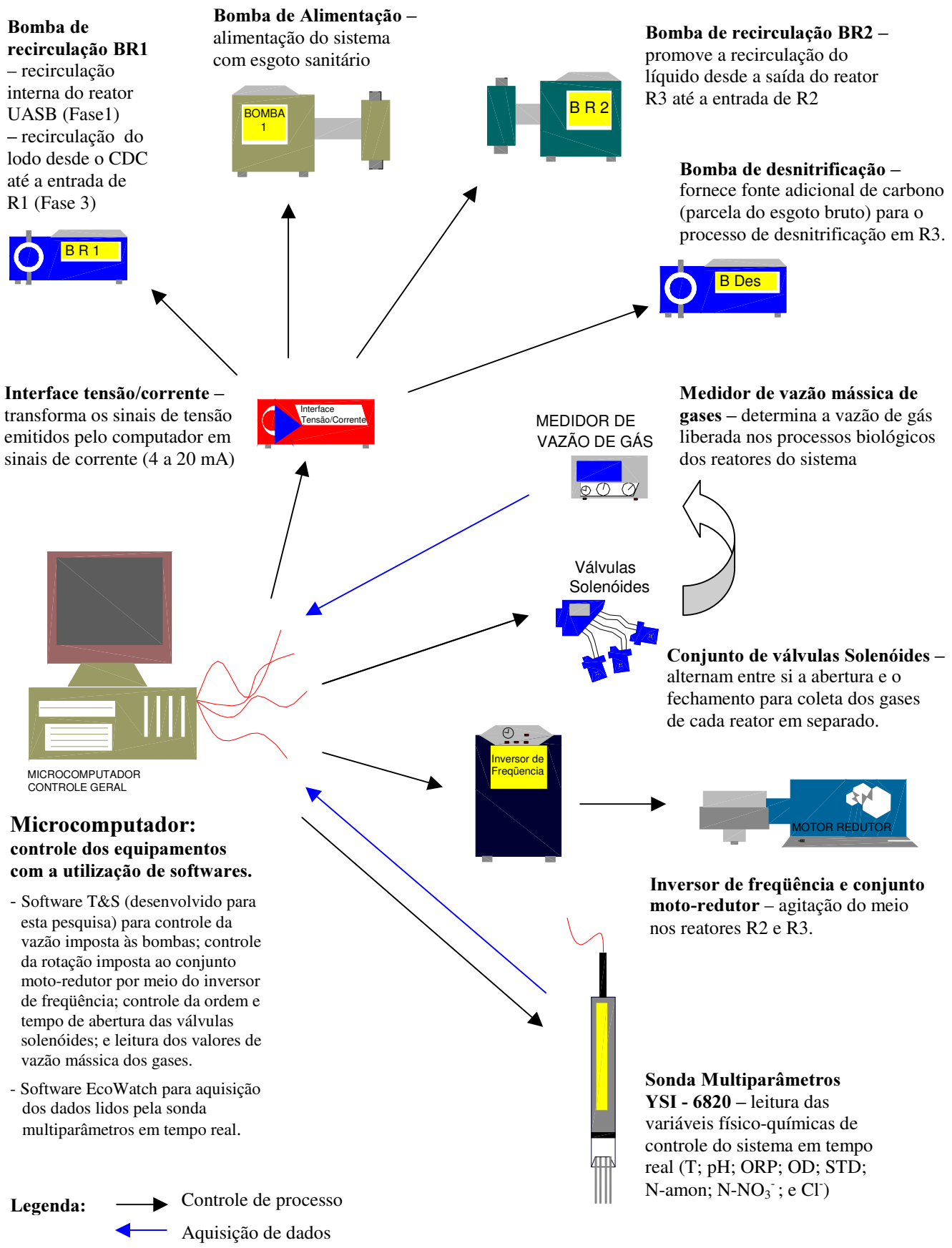


Figura 4.7 – Fluxograma do controle da instalação experimental através do microcomputador.

5. Resultados e Discussão

5.1. Características da Água Residuária

A água residuária utilizada para o desenvolvimento da presente pesquisa foi o esgoto sanitário do Campus da USP em São Carlos, SP coletado junto à estação de tratamento de esgoto (ETE) do Campus da USP. As principais características apresentadas por esse efluente após o tratamento preliminar são descritas na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Resumo estatístico das principais variáveis de controle apresentadas pela água residuária utilizada na pesquisa após o tratamento preliminar.

Resumo Estatístico	T_{ar}	T_{EB}	pH	POR	OD	Condutividade	Alcal. Total	Alcal. Parcial
	(^{0}C)	(^{0}C)		(mV)	(mgO_2/l)	(mS/cm)	($mgCaCO_3/l$)	($mgCaCO_3/l$)
n	13	13	13	13	13	13	13	13
máx	16	22	7,98	143	4	1981	224	180
med	13	21	–	-86	3	914	154	115
mín	8	19	6,98	-141	1	606	104	80
DP	3	1	–	69	1	374	31	23
CV(%)	20	4	–	80	26	41	20	20

Resumo Estatístico	Ácidos Voláteis	DQO_b	DQO_f	N-NTK	N-amon	N-org	Nitrito	Nitrato
	(mgHAc/l)	(mgO_2/l)	(mgO_2/l)	($mgN\text{-}NH_3/l$)	($mgN\text{-}NH_3/l$)	($mgN\text{-}NH_3/l$)	($mgN\text{-}NO_2^-/l$)	($mgN\text{-}NO_3^-/l$)
n	13	13	13	13	13	13	0	0
máx	59	1118	529	71	51	25	0	0
med	37	471	208	45	32	13	–	–
mín	22	171	47	25	18	4	0	0
DP	10	288	142	12	9	7	–	–
CV(%)	28	61	69	26	27	55	–	–

Resumo Estatístico	Fósforo	ST	STV	STF	SST	SSV	SSF	SD
	($mgP\text{-}PO_4^{3-}/l$)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(ml/l)
n	13	13	13	13	13	13	13	13
máx	19	1778	829	975	544	539	38	6
med	14	785	363	422	216	209	7	3
mín	6	416	153	135	99	82	2	0,1
DP	4	362	196	271	112	114	9	2
CV(%)	27	46	54	64	52	55	129	60

Legenda: n: número de determinações
máx: maior valor determinado
med: média dos valores determinados
min: menor valor determinado
DP: desvio padrão
CV: coeficiente de variação

Fonte: Mendonça (2004).

5.2. Resultados da Operação do Sistema de Reatores

5.2.1 Discussão sobre a operação e os contratempos enfrentados

Apesar dos problemas operacionais enfrentados no decorrer das fases experimentais do sistema, foi possível obter resultados expressivos que demonstraram o potencial do sistema para tratar esgoto sanitário com elevada eficiência de remoção de DQO e de nitrogênio.

A parte experimental da pesquisa foi prejudicada por problemas decorrentes da operação do tratamento preliminar da ETE – USP São Carlos, e de sua estação elevatória até o reservatório de onde era coletado o esgoto tratado na instalação piloto.

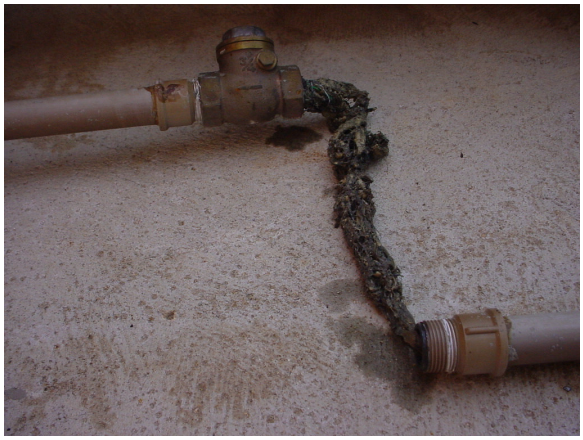
Devido à falta de equipamentos adequados, o tratamento preliminar não funcionou corretamente durante toda a parte experimental desta pesquisa, permitindo que sólidos grosseiros como estopas, grãos de arroz e pedaços de plástico, entre outros, passassem pelo tratamento preliminar, o que prejudicava a estação elevatória e, conseqüentemente o sistema piloto.

Quando esses sólidos passavam pela estação elevatória, a canalização de entrada do sistema (com ϕ igual a ¾”), era facilmente entupida. A Figura 5.1*a*, ilustra a quantidade de sólidos que chega diariamente na grade da unidade de tratamento preliminar (operada pelos pesquisadores do SHS – EESC – USP), e as Figuras 5.1*b*, 5.2*a*, e 5.2*b*, mostram o entupimento mais grave ocorrido na canalização de alimentação do sistema piloto.

a) quantidade de sólidos grosseiros que chegava à grade da ETE - USP São Carlos diariamente.

b) canalização principal de alimentação da ETE e derivação que alimentava o sistema piloto experimental – no detalhe, o entupimento.

Figura 5.1 – Alguns dos problemas enfrentados durante a operação da ETE – USP São Carlos e do sistema piloto instalado junto à mesma.



a) ampliação do detalhe apontado na Figura 5.1b.

b) detalhe dos sólidos que entupiram a canalização de alimentação.

Figura 5.2 – Detalhes dos problemas enfrentados durante a operação da ETE – USP São Carlos e do sistema piloto instalado junto à mesma.

Devido a esses problemas de entupimento na canalização de entrada do sistema (proveniente do reservatório de alimentação da ETE), a bomba de alimentação "queimou" duas vezes tendo que ser substituída por outra que funcionou desde então.

Diversas medidas para corrigir o problema foram adotadas sendo que após algum tempo, aparentemente, o sistema entrou em equilíbrio de operação, sobretudo após divisão das tarefas de limpeza e operação da unidade de tratamento preliminar da ETE entre os pesquisadores que trabalhavam junto à ETE.

Adicionalmente, a dificuldade de operação do sistema piloto era agravada pela demora – por parte dos fornecedores – para que fossem realizadas manutenções nas bombas da estação elevatória da ETE, ou quando havia algum problema nas canalizações desde a unidade de tratamento preliminar até o reservatório da ETE.

Quando eram observados esses contratempos o sistema piloto podia ficar sem alimentação por dias e até semanas, sendo que permaneciam ligadas apenas as bombas das linhas de recirculação interna do sistema. Após a regularização da alimentação do sistema, era necessário algum tempo para que o equilíbrio do mesmo fosse retomado, e a eficiência de remoção se estabilizasse em valores satisfatórios.

Outro problema resultante da operação do sistema era o entupimento da bomba de recirculação BR2, a qual, apesar de ser de "rotor aberto", entupia devido à presença de "farpas" desprendidas das cavilhas. Essas farpas eram provenientes do atrito entre as

próprias cavilhas, e seu aparecimento foi intensificado quando o conjunto moto-redutor com os batedores (vide Figura 4.1) foi acionado. No sistema piloto, a utilização destes agitadores acabou por prejudicar o processo de tratamento por diminuir o intervalo entre as limpezas da bomba de recirculação BR2.

Quando se utilizaram os batedores, além de se notar entupimento mais freqüente da bomba, a vazão da mesma, diminuía com o acúmulo de material no rotor. Tal processo é significativamente atenuado quando os batedores não são utilizados, porém devido ao acúmulo de material no rotor da bomba, a mesma devia ser retirada de operação para limpeza a cada 2 meses aproximadamente.

Inicialmente, os batedores tinham a função de promover agitação no meio líquido, e a raspagem das grades que separavam os reatores. No entanto, notou-se que quando o conjunto moto-redutor estava desligado, não ocorria acúmulo suficiente de sólidos nas grades para impedir a passagem do líquido pelos furos da mesma.

Acredita-se que o problema decorrente do entupimento freqüente das bombas devido às farpas desprendidas das cavilhas não seja notado num sistema em escala real, no qual as bombas apresentarão dimensões muito maiores, dificultando seu entupimento. Visto isso, pode-se afirmar que o fato acima mencionado não constitui ponto negativo do uso das cavilhas em sistemas em escala real.

A tubulação de entrada no sistema também constituiu fator de apreensão durante a operação do sistema, pois devido ao mau funcionamento da unidade de tratamento preliminar, ocorriam acúmulos periódicos de sólidos na tubulação de entrada podendo elevar a DQO bruta a valores próximos de 1900 mgO_2/l . Na Figura 5.3, pode-se observar a diferença visual entre o esgoto acumulado na tubulação de entrada (no período de um dia) o esgoto sanitário "normal" que chegava à ETE (às 14h), e também o efluente final tratado pelo sistema durante a Fase 1 de estudo.

Devido à acidificação parcial do esgoto sanitário que vinha ocorrendo na caixa da areia ocasionada pelo acúmulo de material orgânico (a decomposição iniciava-se na própria caixa de areia), observava-se, freqüentemente, altos valores na concentração de ácidos voláteis no afluente ao sistema. Por este fato, notou-se algumas vezes que havia deficiência de alcalinidade no afluente para que o reator UASB tivesse eficiência satisfatória de remoção de DQO.

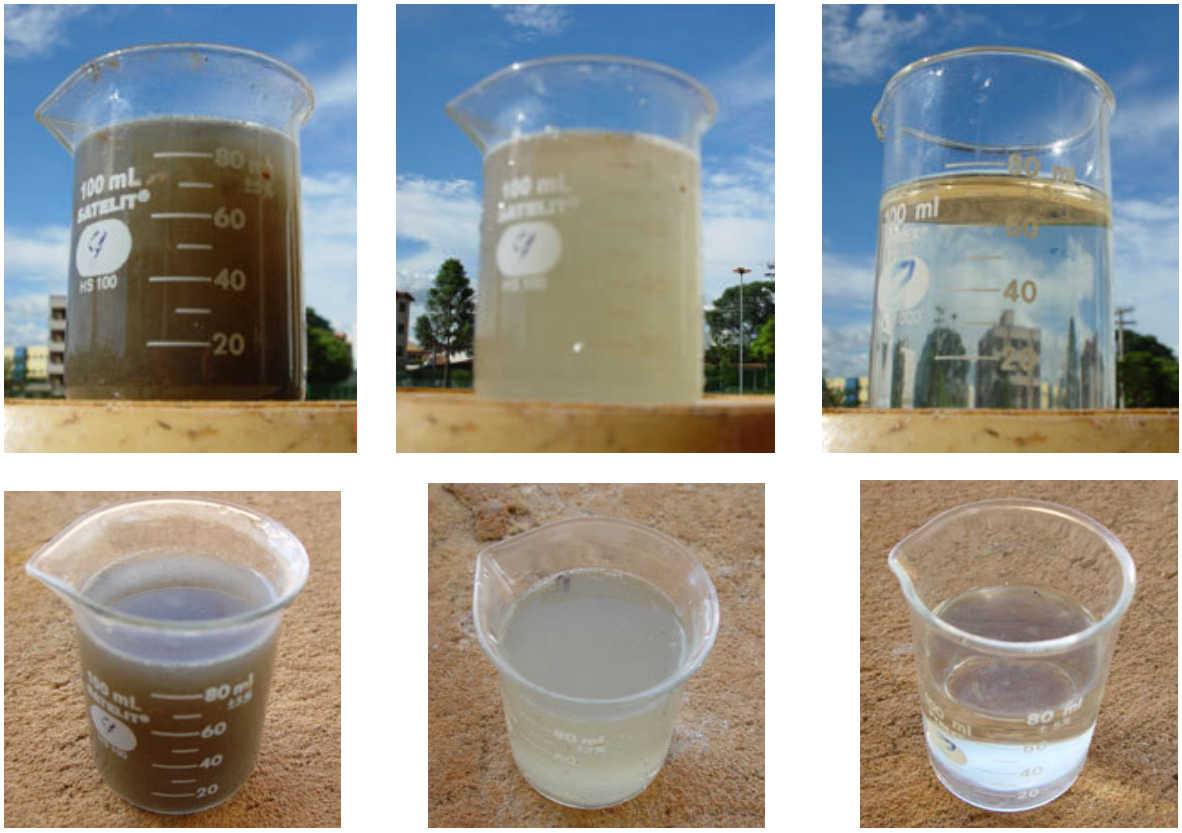


Figura 5.3 – Ilustração da acumulação de esgoto concentrado na tubulação de entrada do sistema. Da esquerda para a direita: esgoto acumulado na canalização de alimentação do sistema piloto; esgoto sanitário afluente à ETE (sem acúmulo na canalização às 14 horas); efluente tratado no sistema experimental (Fase 1)

Diversas dificuldades foram enfrentadas quando se iniciou a adição de oxigênio ao sistema; quando se instalaram os filtros "Y" com grades nas linhas de recirculação e na entrada do sistema; no funcionamento dos "selos hídricos" das linhas de coleta dos gases gerados em R1, e R2; e no decorrer dos exames e análises laboratoriais.

Contudo, esses detalhes de operação foram sendo melhorados a cada dia, permitindo que fossem obtidos excelentes resultados durante a operação do sistema quanto à remoção de DQO e de nitrogênio, e no que diz respeito aos consórcios microbianos formados no interior de cada um dos reatores componentes do sistema estudado.

5.2.2 Resultados obtidos na Fase de Partida do sistema de reatores

5.2.2.1 Resultados das determinações das variáveis físico-químicas do lodo de inóculo

A Tabela 5.2 apresenta os resultados obtidos na determinação das variáveis físico-químicas de controle do lodo utilizado como inóculo do reator UASB.

Tabela 5.2 - Resultados obtidos na determinação das variáveis físico-químicas durante a caracterização do lodo de inóculo.

pH	POR	Condutividade	Alcalinidade		Ácidos Voláteis	DQO_{bruta}	DBO_5
			Parcial	Total			
(-)	(mV)	(mS/cm)	($mgCaCO_3/L$)	($mgCaCO_3/L$)	(mgHAc/L)	(gO_2/L)	(gO_2/L)
7,40	273	2,21	738,5	898,2	66,2	109,6	75,6

Nitrogênio			Nitrito	Nitrato	Fósforo
N-NTK	N-amoniacal	N-orgânico			
($mgN\text{-}NH_3/L$)	($mgN\text{-}NH_3/L$)	($mgN\text{-}NH_3/L$)	($mgN\text{-}NO_2^-/L$)	($mgN\text{-}NO_3^-/L$)	($mgP\text{-}PO_4^{3-}/L$)
5216	416	4800	0	0	48,6

Série de Sólidos						
ST	STV	STF	SST	SSV	SSF	SD
(g/L)	(g/L)	(g/L)	(g/L)	(g/L)	(g/L)	(g/L)
33,55	27,82	5,73	14,18	10,23	3,93	8,13

5.2.2.2 Resultados da operação de rotina durante a Fase de Partida do sistema

Durante a Fase de Partida do sistema, iniciada no dia 12 de Agosto de 2003, o reator R1 (UASB) foi inoculado com o lodo descrito anteriormente, e não foi adicionado oxigênio ao reator R2, porém, o material suporte já havia sido adicionado ao interior dos reatores R2 e R3 componentes do sistema.

No início da Fase de Partida, a vazão de alimentação variou bastante, e conseqüentemente a carga orgânica volumétrica aplicada também como se pode notar na Tabela 5.3. Isto se deu, pois o ajuste da válvula de contrapressão necessária para manter a vazão fornecida pela bomba de alimentação foi complicado, e até o fim da parte experimental constituiu ponto delicado, pois mesmo com a válvula de contrapressão instalada, a vazão variou – com menor amplitude – de acordo com a pressão exercida pelo reservatório, quando este se encontrava cheio ou vazio.

Tabela 5.3 – Valores das variáveis de controle utilizados para verificar o desempenho do sistema de reatores durante a Fase de Partida.

Dias de operação	Ponto de coleta da amostra	Vazão (l/h)	pH	Alcalinidade parcial ($mgCaCO_3/l$)	Alcalinidade total ($mgCaCO_3/l$)	Ácidos Voláteis (mgHAc/l)	DQO amostra filtrada (mgO_2/l)	DQO amostra bruta (mgO_2/l)	Turbidez (NTU)
7	PA	_	6,42	81,8	145,7	63,6	_	1298	_
9	PA	20,0	6,58	83,8	139,7	69,6	_	1644	_
	PE		6,44	107,8	167,7	64,3	_	306,5	_
15	PA	32,1	6,41	87,8	175,6	92,4	_	788	_
	PE		7,09	105,8	177,6	75,0	_	395	_
20	PA	3,94	6,78	89,8	171,7	87,0	_	1858	_
	PE		7,12	113,8	159,7	40,2	_	382,5	_
22	PA	3,94		39,9	131,7	125,2	393	1644	_
	PE			133,7	183,6	34,8	133	337	_
31	PA	0,70	7,26	101,8	161,7	56,9	241	594	306
	PE		7,18	159,7	223,6	46,2	116	237	122
35	PA	4,80	7,17	73,9	133,7	73,1	344	830	395
	PE		7,56	163,7	223,6	55,6	119	171	51,7
49	PA	4,22	6,92	79,8	161,7	82,8	297	1431	>1000
	PE		7,92	129,7	175,6	29,4	71	96	18,3

Em que: PA : ponto de coleta do afluente bruto*;
PE : ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado*.
* Vide Figura 4.1

Apesar das elevadas taxas de carregamento orgânico impostas ao sistema no início da operação, o pH manteve-se dentro de níveis aceitáveis, chegando, no final da Fase de Partida, a valores bem próximos ao ideal para o desenvolvimento de microrganismos anaeróbios.

Desde a Fase de Partida, pôde-se notar valores elevados das concentrações de ácidos voláteis afluente ao sistema, porém, os valores de DQO_{bruta} observados realmente chamaram a atenção nesta fase. Desde esta fase, o sistema mostrou-se eficiente na equalização destes picos de carregamento, apresentando eficiência de remoção de DQO satisfatória (Tabela 5.4), porém, os valores da concentração obtidos para esta variável no efluente final ainda eram muito elevados no fim da Fase de Partida.

Na Tabela 5.4 são apresentados os resultados de eficiência de remoção de DQO e turbidez, e a taxa de carregamento orgânico aplicada ao sistema de reatores durante a Fase de Partida.

Os valores apresentados na Tabela 5.4 são referentes à entrada e à saída do sistema, sendo que não se pode desprezar a contribuição dos reatores R2 e R3 na eficiência global de remoção de DQO obtida. Porém considerou-se que quando o sistema de reatores apresentou eficiência razoável, o reator R1 estaria operando satisfatoriamente.

Tabela 5.4 – Eficiência de remoção de DQO e turbidez, e taxas de carregamento orgânico (TCO) aplicadas durante a Fase de Partida do sistema.

Dias de operação	**Taxa de Carregamento Orgânico (TCO)** ($kgDQO/m^3 \cdot dia$)	**Eficiência de Remoção**		
		DQO (%)		**Turbidez** (%)
		amostra filtrada	**amostra bruta**	
9	11,0	-	81,4	-
15	8,5	-	49,9	-
20	2,5	-	79,4	-
22	2,2	91,9	79,5	-
31	0,2	80,5	60,1	60,1
35	1,3	85,7	79,4	86,9
49	2,0	95,4	93,3	98,2

A Fase de Partida do sistema, sobretudo do reator UASB, foi considerada finalizada a partir do dia 1º de Outubro de 2003 (início da Fase 1). O sistema continuou sendo operado totalmente anaeróbio por mais 15 dias, quando foram realizados perfis ao longo dos pontos de coleta do sistema para que se pudesse comparar os efeitos da introdução de O_2 na eficiência global do sistema.

5.2.3. Resultados obtidos na Fase 1 de operação

5.2.3.1. Resultados das variáveis físico-químicas de controle

Apesar dos contratempos enfrentados no início e durante toda a Fase 1 de operação, desde os primeiros resultados após o final da Fase de Partida do sistema, nesta fase, atingiu-se constantemente eficiência elevada de remoção de DQO_{bruta}, porém, como a freqüência com que os problemas na ETE e na instalação piloto ocorriam, no inicio, o sistema não vinha obtendo bons resultados para a nitrificação, pois as populações de bactérias nitrificantes ainda não haviam encontrado ambiente favorável para se desenvolverem no interior do reator R2.

Este fator pode ser atribuído à baixa eficiência de remoção de DQO obtida para o reator UASB, comparada à eficiência esperada para este tipo de reator na remoção de DQO. Apesar do sistema inteiro ter apresentado alta eficiência de remoção quando se considera o efluente final, se for considerado apenas o afluente do sistema e o efluente do reator UASB, a eficiência máxima de remoção de DQO atingida durante a Fase 1 foi de apenas 61%, estando a eficiência média em torno de 50%.

Isto indica que o reator aeróbio (R2) estava sendo responsável pela remoção de grande parte da DQO, conseqüentemente deveriam estar presentes no interior de R2, grandes quantidades microrganismos aeróbios heterotróficos, os quais competem com os microrganismos nitrificantes (autotróficos) pelo oxigênio fornecido. Como os heterotróficos apresentam crescimento mais rápido do que os autotróficos, era necessário que se controlasse a população de heterotróficos fornecendo a eles pouca matéria carbonácea, permitindo-se assim que a população de autotróficos se desenvolvesse.

Para que o fornecimento de matéria carbonácea no reator R2 fosse diminuído, seria necessário que se elevasse a eficiência de remoção de DQO em R1. As medidas tomadas desde a constatação deste fato foram no sentido de aumentar a eficiência do reator UASB, melhorando a eficiência do tratamento preliminar, diminuindo o intervalo entre as limpezas na tubulação de entrada do sistema, e controlando-se a velocidade ascensional em R1.

Nos primeiros meses decorridos na Fase 1, evidentemente, a remoção de nitrogênio não pôde ser considerada significativa para este tipo de sistema combinado de reatores, porém foi possível obter valores expressivos de remoção de DQO e nitrogênio com algumas semanas de operação estabilizada aproximadamente dois meses depois de iniciada a introdução de oxigênio puro ao sistema.

A introdução de oxigênio ao reator R2 foi iniciada a partir do dia 16 de Outubro de 2003. Antes dessa data, porém, nota-se nos valores das variáveis de controle apresentadas nas Tabelas 5.5 e 5.6 que o sistema estava sendo operado com eficiência de remoção de DQO_{bruta} bastante alta para reatores anaeróbios (em torno de 88,0 %). Esse fato pode ser explicado pelo alto tempo de detenção hidráulica (TDH) empregado ao sistema como um todo no período em questão (em torno de 20h), e pela elevada concentração de DQO no afluente. Notou-se porém, valores de concentração de DQO bruta e filtrada ainda elevados no efluente final.

Após o início da introdução de oxigênio puro ao sistema com taxa de aplicação superficial desse gás igual a 20,2 $m^3/m^2.d$, houve sensível melhora no desempenho global do sistema, especialmente no que diz respeito à remoção de turbidez.

Após a introdução de oxigênio, a remoção global de turbidez em termos de eficiência não foi tão pronunciada quanto foi a diminuição dos valores determinados para essa variável no efluente final do sistema. A média da eficiência de remoção de turbidez no sistema que era de 90,8 % passou para 98,0 % após a introdução de O_2. No entanto, a média dos valores de turbidez no efluente final do sistema baixou de 30,1 NTU para 5,8 NTU após a introdução de O_2.

Da mesma forma como observado para a turbidez, no caso da DQO_{bruta}, a eficiência média antes da introdução de O_2 que era de 83,6 % passou para 93,0 %, e a média dos valores de DQO do efluente final baixou de 131,5 mgO_2/l para 50,3 mgO_2/l. Os valores de DQO determinados no efluente, sobretudo nas últimas determinações são considerados bastante baixos para efluentes de reatores biológicos tratando esgoto sanitário.

Pode-se notar na Tabela 5.5, que a introdução de oxigênio ao sistema melhorou substancialmente as características do efluente final, especialmente no que concerne à turbidez, que apresentou valores tão baixos quanto 2,53 NTU (valor observado para efluente de ETAs em algumas regiões do país).

Na Tabela 5.5 apresentam-se os valores das variáveis de controle obtidas em perfis realizados ao longo da altura do sistema. Nesta tabela, são apresentadas as vazões determinadas no momento da coleta das amostras. As condições gerais de funcionamento do sistema são apresentadas na Tabela 4.1; e as características detalhadas do funcionamento do sistema na Fase 1 de operação são apresentadas mais adiante, na Tabela 5.10.

Tabela 5.5 - Valores das variáveis de controle obtidas em perfis realizados ao longo da altura do sistema – Fase 1.

ponto	pH	DQO		Turbidez	Alcalinidade		Ácidos Voláteis	Nitrogênio			$N\text{-}NO_3^-$	$N\text{-}NO_2^-$	Fósforo
		Bruta	Filtrada		Parcial	Total		N-NTK	N-amon	N-org			
		(mgO_2/l)	(mgO_2/l)	(NTU)	($mgCaCO_3$/l)	($mgCaCO_3$/l)	(mgHAc/l)	($mgN\text{-}NH_3$/l)	($mgN\text{-}NH_3$/l)	($mgN\text{-}NH_3$/l)	($mgN\text{-}NO_3^-$/l)	($mgN\text{-}NO_3^-$/l)	($mgP\text{-}PO^4$/l)
55* dias (5º)**	**Q_A = 5,9 l/h**	**sem introdução de oxigênio**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**					
PA	6,82	770	268	329	113,8	157,7	27,4	56,0	32,8	23,2	2,05	0,01	4,39
pi1	6,65	300	93	112	113,8	159,9	25,4	40,9	38,3	2,6	0,72	0,01	3,12
P1	6,87	756	125	480	127,7	163,7	23,4	54,7	32,2	22,5	0,75	0,01	3,61
pi2	6,6	546	107	304	133,7	177,6	23,4	55,6	39,7	15,9	0,78	0,01	3,69
pi3	6,78	150	100	54	145,7	209,6	25,4	38,1	33,5	4,6	0,78	0,00	4,10
P2	6,78	210	80	83	123,8	169,7	23,4	41,5	31,8	9,7	0,73	0,00	4,21
pi4	6,87	239	104	86	129,7	167,7	24,8	43,0	34,0	9,0	0,81	0,01	4,26
pi5	6,67	125	96	32	127,7	169,7	22,1	35,5	32,6	2,9	0,73	0,00	4,19
P3	6,72	176	99	53	123,8	165,7	19,4	42,1	34,0	8,1	0,75	0,01	4,25
pi6	6,82	134	89	34	135,7	167,7	19,4	37,6	33,2	4,4	1,25	0,00	4,53
PE	8,01	91	71	13	129,7	165,7	19,4	35,5	33,5	2,0	0,91	0,36	4,17
63 dias (13º)	**Q_A = 6,8 l/h**	**sem introdução de oxigênio**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**					
PA	6,82	642	118	209	85,8	147,7	82,6	52,5	33,9	18,6	1,44	0,01	3,83
P1	6,6	1272	278	789	113,8	173,7	63,3	67,8	37,5	30,3	2,89	0,02	4,85
P2	6,72	642	193	334	123,8	177,6	53,1	57,6	38,9	18,7	1,26	0,02	3,76
P3	6,59	223	79	45,6	121,8	173,7	51,5	41,9	37,1	4,8	1,31	0,01	3,74
PE	6,91	169	69	37,3	121,8	171,7	62,2	40,9	37,5	3,4	1,13	0,01	3,15
76 dias (26º)	**Q_A = 3,0 l/h**	**introdução de oxigênio – Q_{O_2} = 12,0 l/h**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**					
PA	7,13	725	270	1000	85,8	143,7	47,8	36,7	25,3	11,4	2,42	0,02	3,76
P1	6,81	512	126	1000	97,8	147,7	47,5	41,2	28,2	13	1,13	0,01	3,46
P2	6,97	121	56	8,43	87,8	123,8	30,9	36,0	28,5	7,5	0,34	0,10	3,22
P3	6,78	71	51	6,22	87,8	133,7	26,4	28,3	31,6	0	0,31	0,20	3,07
PE	7,35	51	42	5,5	77,8	103,8	29,2	23,1	23,1	0	7,38	0,48	3,58
104 dias (54º)	**Q_A = 4,3 l/h**	**Q_{O_2} = 12,0 l/h**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**					
PA	6,39	602	380	1000	109,8	177,6	55,3	32,6	31,5	1,1	1,20	0,06	-
P1	6,74	538	218	1000	93,8	141,7	26,8	36,4	37,6	0	0,98	0,07	-
P2	6,68	208	113	1000	81,8	161,7	92,5	40,8	34,7	6,1	1,13	0,45	-
P3	6,79	119	80	1000	105,8	159,7	25,9	26,2	29,9	0	0,38	0,14	-
PE	7,4	68	65	9,56	93,8	123,8	15,1	20,5	24,4	0	1,04	0,44	-

* número de dias desde o início da parte experimental da pesquisa

** número de dias na Fase 1 de operação

continua

Tabela 5.5 (continuação) - Valores dos parâmetros de controle obtidos em perfis realizados ao longo da altura do sistema – Fase 1.

ponto	pH	DQO Bruta (mgO_2/l)	DQO Filtrada (mgO_2/l)	Turbidez (NTU)	Alcalinidade Parcial ($mgCaCO_3/l$)	Alcalinidade Total ($mgCaCO_3/l$)	Ácidos Voláteis (mgHAc/l)	Nitrogênio N-NTK ($mgN\text{-}NH_3/l$)	Nitrogênio N-amon ($mgN\text{-}NH_3/l$)	Nitrogênio N-org ($mgN\text{-}NH_3/l$)	$N\text{-}NO_3^-$ ($mgN\text{-}NO_3^-/l$)	$N\text{-}NO_2^-$ ($mgN\text{-}NO_3^-/l$)	Fósforo ($mgP\text{-}PO^4/l$)
111 dias (61º)	**Vazão de alimentação mínima - Q_{Amin} = 2,2 l/h**					**Q_{O2} = 12,0 l/h**		**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**		
PA	5,33	1040	890	126	-	201,6	428,4	52,0	42,8	9,2	1,26	0,01	-
P1	5,53	1040	751	253	-	223,6	336,0	53,2	44,1	9,1	1,04	0,03	-
P2	6,75	249	167	55	173,7	253,5	103,7	40,6	38,0	2,6	0,43	0,05	-
P3	6,79	85	76	48,8	193,6	257,5	39,4	42,4	40,4	2,01	0,27	0,05	-
PE	7,75	40	40	4,82	175,6	225,5	23,8	35,2	33,1	2,1	3,83	0,39	-
118 dias (68º)	**Q_A = 3,6 l/h**	**Q_{O2} = 12,0 l/ h**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**					
PA	6,60	410	255	181	69,9	143,7	103,9	38,0	32,5	5,5	0,01	0,25	-
P1	6,79	210	123,1	34	95,8	143,7	56,2	30,8	26,4	4,4	0,00	0,10	-
P2	6,53	110,7	53,5	43,8	127,7	151,7	19,6	29,4	30,4	0	0,06	0,25	-
P3	6,45	45,1	28,6	15,9	125,7	155,7	19,8	29,1	33,3	0	0,08	0,28	-
PE	7,97	27,5	19,8	6,37	127,7	153,7	20,4	29,7	30,7	0	0,44	1,72	-
181 dias (131º)	**Q_A = 5,5 l/h**	**Q_{O2} = 12,0 l/ h**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**					
PA	7,00	188	31	74,5	77,8	113,8	36,8	21,9	15,1	6,8	0,33	0,01	-
P1	6,91	203	100	88,3	67,9	95,8	30,8	18,3	12,5	5,8	0,98	0,27	-
P2	6,50	86	67	14,3	41,9	63,9	14,7	5,7	6,9	0	4,84	0,39	-
P3	6,30	49	48	12,2	39,9	57,9	14,1	3,9	4,7	0	1,79	0,38	-
PE	6,75	31	31	7	25,9	37,9	13,4	2,9	4,0	0	7,59	0,39	-
189 dias (139º)	**Q_A = 4,9 l/h**	**Q_{O2} = 12,0 l/ h**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**					
PA	6,75	362	261	183	91,8	179,6	99,7	42,69	29,8	12,9	0,31	0,01	-
P1	6,63	261	94	132	103,8	151,7	46,9	31,60	17,9	13,7	1,33	0,36	-
P2	6,16	65	53	10,9	31,9	51,9	26,1	12,20	3,6	8,6	7,78	0,38	-
P3	5,90	83	53	17,2	31,9	53,9	24,1	12,20	3,3	8,9	7,21	0,38	-
PE	7,65	83	83	7,8	29,9	47,9	28,1	10,53	3,6	6,9	8,27	0,38	-
203 dias (154º)	**Q_A = 3,5 l/h**	**Q_{O2} = 12,0 l/ h**			**com recirculação interna em R1**			**com recirculação de R3 para R2**			**(melhor resultado)**		
PA	6,54	619	460	154	81,8	183,6	114,5	55,8	41,7	14,1	0,61	0,05	3,62
P1	6,72	358	182	58,3	105,8	173,7	61,6	29,1	24,4	4,7	3,96	0,02	-
P2	5,93	124	50	22,6	14,0	25,9	16,7	7,0	3,9	3,1	9,48	0,29	-
p3	5,72	100	57	14,9	14,0	25,9	16,7	4,0	3,2	0,8	9,53	0,25	-
PE	7,05	35	35	4,51	4,0	12,0	17,4	4,0	0,8	3,2	9,54	0,29	2,97

Em que: PA – ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto; P1 – ponto de coleta na saída do reator UASB (R1);
PE – Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado. P2 – ponto de coleta na saída do reator aeróbio (R2); (Vide Figura 4.1)
pi(n) – são pontos intermediários de coleta no sistema P3 – ponto de coleta na saída do reator anóxico (R3);

Quanto à remoção de nitrogênio, pode-se dizer que no início, logo após a introdução de oxigênio, houve pouca melhora. Pôde-se notar a partir dos valores obtidos para nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico, que a amonificação vinha ocorrendo de maneira bastante satisfatória, porém, aparentemente com "atraso" face ao que se esperava para o funcionamento do sistema.

A amonificação dos compostos nitrogenados orgânicos teoricamente deveria estar se completando no interior do reator R1, no entanto, só estava acontecendo de fato no reator R2.

No início da Fase 1, a nitrificação também estava ocorrendo com "atraso" no interior do sistema (o nitrato era detectado apenas no efluente final após o CDC, ao invés de ser observado no interior de R2), além de nos primeiros meses, estar sendo observada com valores irrisórios de nitrato no interior do sistema, podendo-se atribuir a maior parte da remoção de nitrogênio total à utilização do nitrogênio para síntese celular.

No início da Fase 1, não se podia afirmar com certeza que estava ocorrendo desnitrificação no interior dos reatores, sendo que as maiores concentrações de nitrito e nitrato eram observadas apenas após a passagem do meio líquido pelo compartimento de decantação e coleta do efluente, indicando que estavam ocorrendo reações neste compartimento.

As variações no pH vinham sendo observadas com cautela, pois este parâmetro influencia diretamente o desempenho dos reatores biológicos, e vinha apresentando, seguidamente, valores altos para o pH – próximos a 8,0 – no efluente final. Esse aumento nos valores do pH pode ser indicativo de que a desnitrificação vinha ocorrendo no sistema.

A alcalinidade é outro parâmetro de controle importante que foi observado fora da faixa ótima para o ambiente de crescimento dos microrganismos. A causa mais provável para este fato é o funcionamento precário da unidade de tratamento preliminar, na qual freqüentemente se observava acidificação do meio líquido na caixa de areia. Este fenômeno estava consumindo a alcalinidade natural do esgoto sanitário e, na entrada do sistema piloto, obtinha-se valores de alcalinidade total e parcial, mais baixos do que os comumente observados para esse tipo de resíduo líquido.

Inicialmente, não havia sido notado consumo excessivo de alcalinidade no interior do reator aeróbio, assim como não se notou grande produção de alcalinidade nos reatores

anaeróbios. A variação da alcalinidade ao longo do sistema parecia tender para uma "constante" enquanto as populações de microrganismos nitrificantes não estavam plenamente desenvolvidas no interior de R2.

Desde o início da Fase1, o sistema se portou muito bem quanto à remoção dos ácidos voláteis. Mesmo nas situações em que o afluente encontrou-se altamente acidificado, notou-se efluente bastante satisfatório, podendo-se dizer que o sistema absorveu bem picos de concentração de ácidos voláteis.

Estima-se que os diversos contratempos enfrentados durante o início da operação do sistema prejudicaram o desenvolvimento das populações microbianas responsáveis pelas vias de degradação do nitrogênio, pois, assim que o sistema experimentou um período maior sem conturbações, a remoção de nitrogênio ocorreu de forma surpreendente.

Após a metade do mês de Janeiro de 2004 até o final da Fase 1 de estudo, no início de Março de 2004, o sistema operou em regime de equilíbrio aparente, e durante este período, pôde-se observar altos valores de eficiência de remoção de nitrogênio, associados à também elevada remoção de matéria carbonácea, como mostrado na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 – Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amon), fósforo e taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio aplicadas ao sistema durante a operação de rotina na Fase 1.

Dias de operação na Fase 1	**Taxa de Carregamento Orgânico**	**Taxa de Carregamento de N-NTK**	**Eficiência de Remoção**					
			DQO (%)		**Turbidez**	**Nitrogênio** (%)		**Fósforo**
	(kgDQO/m^3.dia)	(kgNTK/m^3.dia)	filtrada	bruta	(%)	N-NTK	N-amoniacal	(%)
5	1,16	0,11	90,7	88,2	96,1	36,6	0	5,07
13	1,47	0,12	89,3	73,7	82,2	22,1	0	17,8
26	0,73	0,04	94,2	93,0	99,5	37,1	8,7	4,93
54	0,87	0,05	89,2	88,7	99,0	37,1	22,5	-
61	0,75	0,04	96,2	96,2	98,5	32,3	22,7	-
68	0,30	0,05	95,2	93,3	96,5	21,8	5,54	-
131	0,35	0,04	83,5	83,5	90,6	86,8	73,5	-
139	0,60	0,07	77,1	77,1	95,7	75,3	87,9	-
154	0,73	0,07	94,4	94,4	97,1	92,8	98,1	17,8
média	0,78	0,07	90,0	87,6	95,0	49,1	35,4	11,4

Como se pode observar nas Tabelas 5.5 e 5.6, a remoção de nitrogênio total (N-NTK) chegou ao expressivo valor de 92,8 % de eficiência, apresentando no efluente final, valor de 4,0 mgN-NTK/l, considerado baixo para efluentes de ETEs promovendo tratamento de nível terciário.

No mesmo sentido, a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal chegou a 98,1%, apresentando, no efluente final do sistema, valor de 0,8 mgN-amon/l.

A eficiência de remoção de DQO_{bruta} manteve-se bastante elevada desde o início da Fase 1 de estudo, tendo sido atingida, freqüentemente, remoção próxima a 90% (chegando à eficiência de 96,2%), e apresentando, no efluente final, valor de concentração de DQO_{bruta} igual a 27,5 mgO_2/l.

Para a $DQO_{filtrada}$, a eficiência de remoção constatada também se mostrou alta, chegando também a 96,2%, e a concentração no efluente igual a 19,8 mgO_2/l.

A concentração de DBO_5 no efluente determinada ao final da Fase 1 foi igual a 19,3 mgO_2/l, tendo-se obtido eficiência de remoção dessa variável igual a 94,2%.

Na Fase 1 de operação, enfrentou-se alguns problemas nas determinações da série de sólidos, entretanto, alguns dos resultados obtidos são apresentados na Tabela 5.7.

Tabela 5.7 - Resultados das determinações da série de sólidos durante a Fase 1 de operação*, e eficiência de remoção dos sólidos no sistema.

Dias de operação	**5**			**13**			**26**			**54**		
ponto	**ST**	**STF**	**STV**	**ST**	**STF**	**STV**	**ST**	**STF**	**STV**	**ST**	**STF**	**STV**
PA	1806	208	1598	594	297	297	1263	7	1256	629	278	351
P1	1722	185	1,37	1064	379	685	1770	231	1539	1779	557	1222
P2	324	156	168	687	180	507	2445	142	2303	3478	612	2866
P3	288	165	123	445	164	281	214	146	68	485	225	260
PE	74	63	11	508	212	296	237	152	85	350	206	144
Eficiência de remoção (%)	95,9	69,7	99,3	14,5	28,6	0,34	81,2	-	93,2	44,4	25,9	59,0

* todos os valores estão em mg/l.

Durante o período de operação compreendido pela Fase 1, não se pode afirmar que houve remoção satisfatória de fósforo no sistema, tendo sido observada eficiência de remoção máxima dessa variável igual a apenas 17,8%.

Com o intuito de ilustrar melhor o desempenho do sistema piloto, foram elaborados gráficos das médias dos valores das variáveis de controle. Nestes gráficos, a média foi realizada apenas dos últimos três perfis ao longo da altura do sistema, pois se considerou este período como o mais representativo da operação do sistema em regime de equilíbrio dinâmico aparente. Os gráficos são apresentados nas Figuras 5.4 e 5.5.

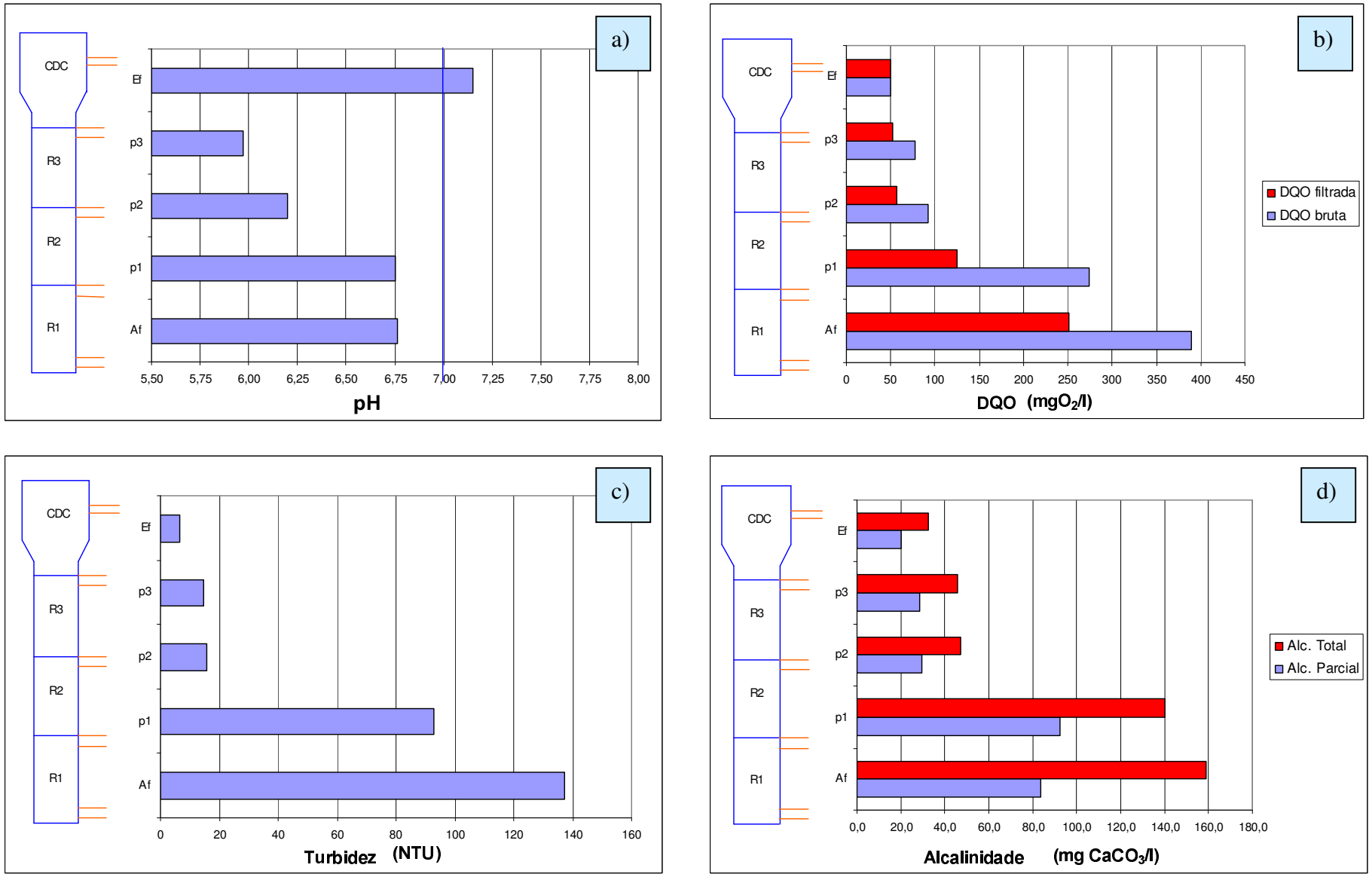


Figura 5.4 – Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 1 de estudo (média dos últimos três perfis)
a) pH; **b)** DQO; **c)** turbidez; e **d)** alcalinidade.

PA (Af), P1, P2, P3 e PE (Ef) são os pontos de coleta (vide Figura 4.1).

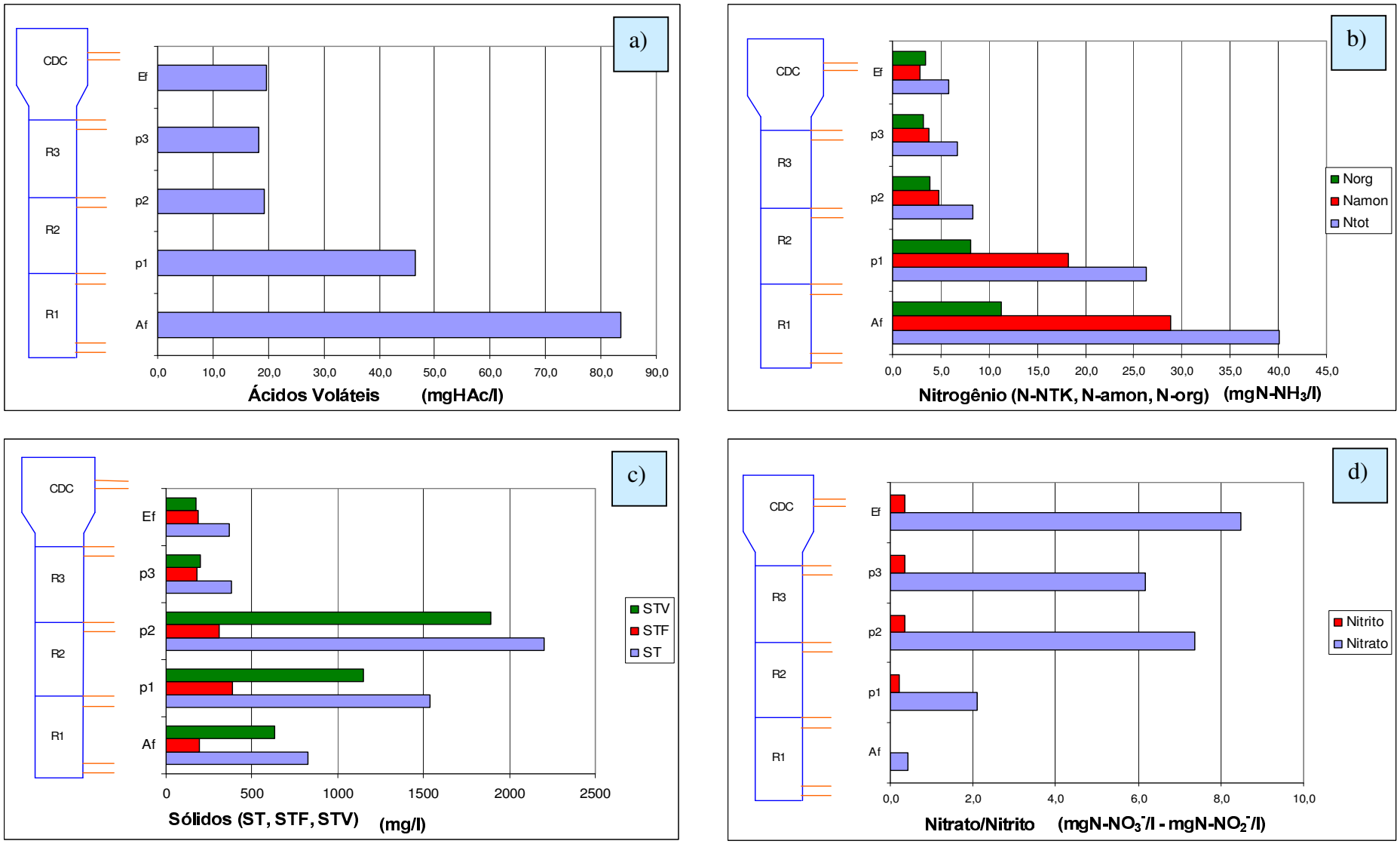


Figura 5.5 – Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 1 de estudo (média dos últimos três perfis)
a) ácidos voláteis; **b)** nitrogênio (total, amoniacal e orgânico); **c)** sólidos; e **d)** nitrato/nitrito.

PA (Af), P1, P2, P3 e PE (Ef) são os pontos de coleta (vide Figura 4.1).

Obs: O gráfico referente à série de sólidos foi elaborado com os valores apresentados na Tabela 5.14.

Nas Figuras 5.4 e 5.5, pôde-se observar a evolução das variáveis físico-químicas de controle do sistema ao longo da altura do mesmo.

Antes de se analisar os dados dos gráficos das Figuras 5.4 e 5.5, deve-se ter em mente que os resultados para os pontos P1, P2 e P3, foram obtidos a partir de amostras retiradas da saída dos reatores R1, R2 e R3, respectivamente. Depois de coletadas as amostras, deixava-se as mesmas decantando por período suficiente para que a porção de lodo presente nas amostras sedimentasse no fundo do frasco coletor (entre 20 e 30 minutos). Com isso, pretendia-se que a porção de microrganismos presente no lodo suspenso nestas amostras não influenciasse os resultados do perfil do líquido ao longo da altura do reator.

Logicamente, existiu grande influência tanto da presença dos microrganismos quanto em alguns casos na ausência dos mesmos. Ao se analisar os gráficos, nota-se que a ausência de material suspenso em algumas amostras pode levar a interpretações erradas dos processos ocorridos no interior do sistema.

Um exemplo de interpretação imprópria seria considerar-se remoção de N-amoniacal no reator UASB superior a 30% (Gráfico *b)* da Figura 5.5), a qual pode ser explicada pela metodologia utilizada ao se realizar a determinação desse parâmetro como descrito nos parágrafos anteriores, ou seja, a amostra de afluente bruto continha sólidos em suspensão e foi energicamente agitada antes de se fazer a determinação da série de nitrogênio (o mesmo para a amostra do efluente), enquanto que as amostras de R1, R2 e R3 foram decantadas antes dessas determinações.

Outra hipótese para a remoção observada pode residir nas formas alternativas de remoção de nitrogênio descritas por pesquisas recentes (vide Item 3.3-*d*). Uma dessas hipóteses é a de que o nitrogênio amoniacal pode ter sido oxidado por bactérias anaeróbias, e o N-amom seria utilizado como doador de elétrons para a desnitrificação. O metabolismo celular denominado armazenamento e a utilização da amônia para síntese celular também podem ter contribuído para a remoção dessa variável observada no reator anaeróbio.

Com base nos gráficos das Figuras 5.4 e 5.5, pode-se dizer ainda que:

a) Os valores das variáveis de controle para os reatores R2 e R3 estiveram muito próximos entre si, provavelmente, devido à linha de recirculação instalada desde a saída de R3 até a entrada de R2, que promoveu a mistura do meio líquido encontrado em ambos os

reatores. No caso da série de sólidos, este fator não é notado, pois o período representado no gráfico da Figura 5.5 é anterior à instalação da bomba de recirculação BR2.

b) O pH determinado no afluente e na saída do reator R1 manteve-se dentro da faixa desejada para o desenvolvimento de microrganismos anaeróbios, diferentemente dos valores de alcalinidade total e parcial, os quais apresentaram-se mais baixos do que o desejado, e não poderiam ser considerados satisfatórios para o bom funcionamento do processo anaeróbio. No entanto, mesmo apresentando eficiência modesta de remoção de DQO, o reator manteve-se em operação estável durante toda a parte experimental da pesquisa.

c) Nos reatores R2 e R3, o valor do pH ficou abaixo do desejado para que o ambiente estivesse favorável ao desenvolvimento de bactérias nitrificantes e desnitrificantes. Este fato pode ter sido acarretado pelo consumo da alcalinidade do meio, devido ao processo de nitrificação.

d) Outra hipótese para explicar os valores baixos de pH é o aumento na concentração de CO_2 nesses reatores, ocasionado pelas elevadas taxas de produção de CO_2 no metabolismo dos microrganismos heterótrofos quando se utiliza oxigênio puro como fonte de O2 para esses organismos. As elevadas concentrações de CO2 dissolvido alteram o equilíbrio CO_2/carbonato/bicarbonato e diminuem o pH no meio lóquido.

e) No efluente final, nota-se que o pH se elevou acentuadamente, podendo indicar que o processo de desnitrificação ocorreu, porém não se pôde notar produção de alcalinidade devido à desnitrificação. Nesse caso, a variação do pH pode ter sido influenciado pela liberação do CO_2 da fase líquida, alterando novamente o equilíbrio CO_2/carbonato/bicarbonato, e elevando o pH.

f) Durante toda a da Fase 1, e especialmente nos últimos meses desta fase, o sistema se comportou muito bem quanto à presença de altas concentrações de ácidos voláteis no afluente, tendo absorvido picos de até 400 mgHAc/l sem prejudicar seu desempenho geral. A presença de altos valores de concentração de ácidos voláteis também influenciou no consumo excessivo da alcalinidade notado na Figura 5.4.

g) As variáveis DQO e turbidez mantiveram-se próximas no que diz respeito ao comportamento ao longo do sistema, podendo-se considerar esse comportamento como

excelente, no geral. No entanto, nota-se que para o reator R1 (UASB), a eficiência de remoção destes parâmetros não pôde ser considerada satisfatória, atingindo muitas vezes eficiência menor do que 50% para os dois parâmetros. Vale lembrar que o TDH no interior de R1 (5,6 h) esteve abaixo do comumente utilizado para reatores UASB (8 h).

h) Outro fator a ser considerado é a espessura da manta de lodo em R1 (aproximadamente 40 cm), pequena quando comparada à dos reatores UASB descritos na literatura. Acreditava-se inicialmente que a manta de lodo se desenvolveria com o passar do tempo, porém observou-se que a aplicação de baixos valores do TDH nesse reator, associada à presença de OD no afluente a R1, pode ter prejudicado o desenvolvimento dos grânulos. Vale ressaltar que apesar de não ter sido observado aumento da espessura da manta de lodo, também não foi notada diminuição dessa espessura ao longo do tempo (ver Item 5.3.1).

i) Também deve ser ressaltado que a configuração da unidade de tratamento preliminar da ETE – USP São Carlos, apresentava-se como canal a céu aberto, e na qual freqüentemente observava-se que estava havendo aeração do afluente bruto, especialmente em sua passagem pela grade. Devido a estas características de escoamento turbulento na unidade de tratamento preliminar, geralmente observava-se concentração de oxigênio dissolvido superior a 2,0 mg/l no afluente do sistema.

j) Nos reatores subseqüentes ao reator UASB, houve remoção altamente eficiente de DQO e de turbidez, praticamente atingindo os menores valores possíveis quando se utiliza apenas o tratamento por vias biológicas, com baixos TDH.

k) O sistema idealizado para promover o tratamento terciário de esgoto sanitário, apresentou desempenho muito bom no que diz respeito às vias de degradação de nitrogênio, apresentando resultados altamente satisfatórios quanto à remoção de nitrogênio total (N-NTK) e nitrogênio amoniacal (N-amon), sobretudo no final da Fase 1 de estudo.

l) Os valores observados no efluente final são considerados de excelente qualidade para lançamento em corpos d'água, bem como os valores determinados para nitrito e nitrato, os quais mantiveram-se abaixo de 10 mgN-NO_3^-/l.

m) Diferentemente do ocorrido no início da Fase 1, após a estabilização da operação do sistema, a remoção de nitrogênio pode ser notada já no reator R2, bem como o aparecimento de nitrato no meio líquido, portanto, o "atraso" mencionado anteriormente foi corrigido pela própria adequação das populações no interior sistema às condições de operação.

n) O gráfico que representa a evolução da série de sólidos mostra resultados obtidos para o início da Fase 1 de operação. Os valores determinados para os sólidos no interior dos reatores (amostras coletadas nos pontos P1, P2 e P3), sofreram influência do lodo suspenso no líquido (estas amostras foram agitadas, e não decantadas), e devem ser observados com cautela. Neste gráfico, deve-se tomar como parâmetros de controle apenas os valores referentes ao afluente e ao efluente do sistema, os quais apresentaram-se muito satisfatórios, quanto à eficiência de remoção, exceto no que concerne aos sólidos fixos, os quais são muito difíceis de serem removidos em sistemas biológicos.

Para verificar o comportamento do sistema ao longo das horas de operação, enfrentando os picos de carregamento e variações nas características do afluente e da temperatura ao longo de um dia, foi realizado um perfil de acompanhamento das características do afluente e do efluente durante 24 horas.

Os resultados desse perfil são apresentados nas Tabelas 5.8 e 5.9, e nos gráficos das Figuras 5.6 e 5.7.

Nestes gráficos pode-se observar a elevada eficiência do sistema ao longo de 24 horas de operação, e como o mesmo é capaz de absorver picos de todos as variáveis de controle que podem ocorrer ao longo de um dia.

Nos gráficos pode-se notar também, que mesmo com grandes variações das características do afluente ao sistema, o efluente final variou muito pouco, e oscilou entre valores considerados muito satisfatórios para sistemas de tratamento terciário de esgoto sanitário.

Devido a esses excelentes resultados, e ao período em que os mesmos mantiveram-se dentro da faixa desejada, decidiu-se encerrar a Fase 1 de estudo, compreendida pelas condições de operação relatadas na Tabela 5.10.

Tabela 5.8 – Valores dos parâmetros de controle, afluentes e efluentes ao sistema, obtidos no perfil realizado ao longo das horas do dia (Fase 1).

PA – ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto; (Vide Figura 4.1)
PE – Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado.

2/mar/04		**Q_A = 3,53 l/h**	**Taxa de Carregamento Orgânico média = 0,51 kgDQO/m^3*dia**						**Taxa de Carregamento de NTK média = 0,037 kgNTK/m^3*dia**				
(154º dia)			**DQO**			**Alcalinidade**		**Ácidos**	**Nitrogênio**				
	ponto	**pH**	**Bruta** (mgO_2/l)	**Filtrada** (mgO_2/l)	**Turbidez** (NTU)	**Parcial** ($mgCaCO_3$/l)	**Total** ($mgCaCO_3$/l)	**Voláteis** (mgHAc/l)	**N-NTK** ($mgN\text{-}NH_3$/l)	**N-amoniacal** ($mgN\text{-}NH_3$/l)	**N-org** ($mgN\text{-}NH_3$/l)	**$N\text{-}NO_3^-$** ($mgN\text{-}NO_3^-$/l)	**$N\text{-}NO_2^-$** ($mgN\text{-}NO_3^-$/l)
06:00	PA	6,97	263	86	28,1	77,8	121,8	42,8	15,7	13,2	2,5	nd	0,01
	PE	6,77	32	32	5,9	10,0	24,0	16,7	1,0	nd	1,0	9,53	0,25
09:00	PA	7,00	256	167	43,7	121,8	169,7	46,9	24,1	17,6	6,5	0,11	0,02
	PE	7,16	40	40	4,96	10,0	18,0	16,7	1,4	nd	1,4	9,59	0,20
12:00	PA	6,88	548	344	85,7	93,8	185,6	95,7	42,2	34,7	7,5	0,34	0,03
	PE	7,13	43	38	5,05	10,0	18,0	16,7	1,4	0,8	0,6	9,53	0,24
15:00	PA	6,54	619	460	154	81,8	183,6	114,5	55,8	41,7	14,1	0,61	0,05
	PE	7,05	35	35	4,51	4,0	12,0	17,4	4,0	0,8	3,2	9,54	0,29
18:00	PA	7,51	660	294	151	137,7	203,6	65,6	40,0	37,2	2,8	1,21	0,04
	PE	7,00	50	50	4,36	4,0	10,0	17,4	2,2	1,3	0,9	9,59	0,28
21:00	PA	7,28	560	302	142	135,7	239,5	108,4	52,3	44,1	8,2	1,29	0,03
	PE	6,84	40	30	4,79	6,0	12,0	18,7	3,4	1,6	1,8	9,53	0,31
00:00	PA	6,93	406	292	93,8	111,8	193,6	99,1	41,5	31,3	10,2	0,38	0,02
	PE	6,87	40	41	7,36	12,0	22,0	22,1	1,8	1,6	0,2	9,56	0,33
03:00	PA	7,19	265	175	49,6	127,7	177,6	51,5	34,1	29,4	4,7	0,28	0,01
	PE	6,90	43	43	7,28	10,0	20,0	21,4	4,6	2,5	2,1	9,04	0,31
06:00	PA	6,97	263	86	28,1	77,8	121,8	42,8	15,7	13,2	2,5	nd	0,01
	PE	6,77	32	32	5,9	10,0	24,0	16,7	1,0	nd	1,0	9,53	0,25

nd – não detectado

Tabela 5.9 – Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amoniacal) e taxas de carregamento de DQO e nitrogênio (N-NTK) aplicadas ao sistema durante o perfil horário de encerramento da Fase 1.

2/mar/04	**Taxa de Carregamento Orgânico**	**Taxa de Carregamento de Nitrogênio**	**Eficiência de Remoção**				
			DQO (%)		**Turbidez**	**Nitrogênio** (%)	
Horário	(kgDQO/m^3·dia)	(kgNTK/m^3·dia)	filtrada	bruta	(%)	N-NTK	N-amoniacal
06:00	0,31	0,02	87,8	87,8	79,0	93,6	99,9
09:00	0,30	0,02	84,4	84,4	88,7	94,2	99,9
12:00	0,65	0,04	93,1	92,2	94,1	96,7	97,7
15:00	0,73	0,06	94,4	94,4	97,1	92,8	98,1
18:00	0,78	0,04	92,4	92,4	97,1	94,5	96,5
21:00	0,66	0,05	94,6	92,9	96,6	93,5	96,4
00:00	0,48	0,04	90,2	90,2	92,2	95,7	94,9
03:00	0,31	0,03	83,8	83,8	85,3	86,5	91,5
06:00	0,31	0,02	87,8	87,8	79,0	93,6	99,9
médias	**0,51**	**0,04**	**89,8**	**89,5**	**89,9**	**93,5**	**97,0**

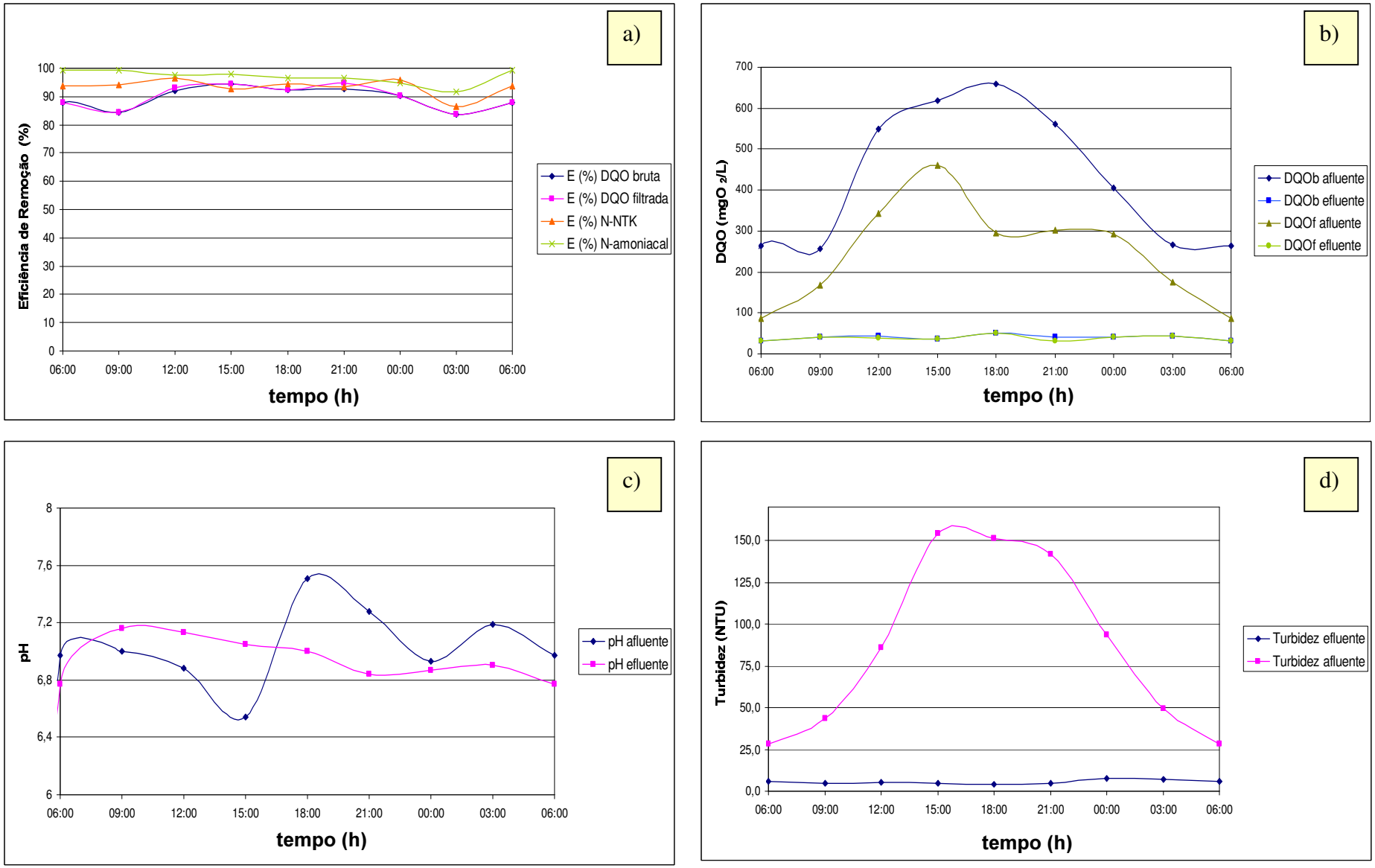


Figura 5.6 – Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo: **a)** eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada) e nitrogênio (N-NTK e N-amon); valores das variáveis de controle afluente e efluente: **b)** DQO, **c)** pH; e **d)**Turbidez – encerramento da Fase 1.

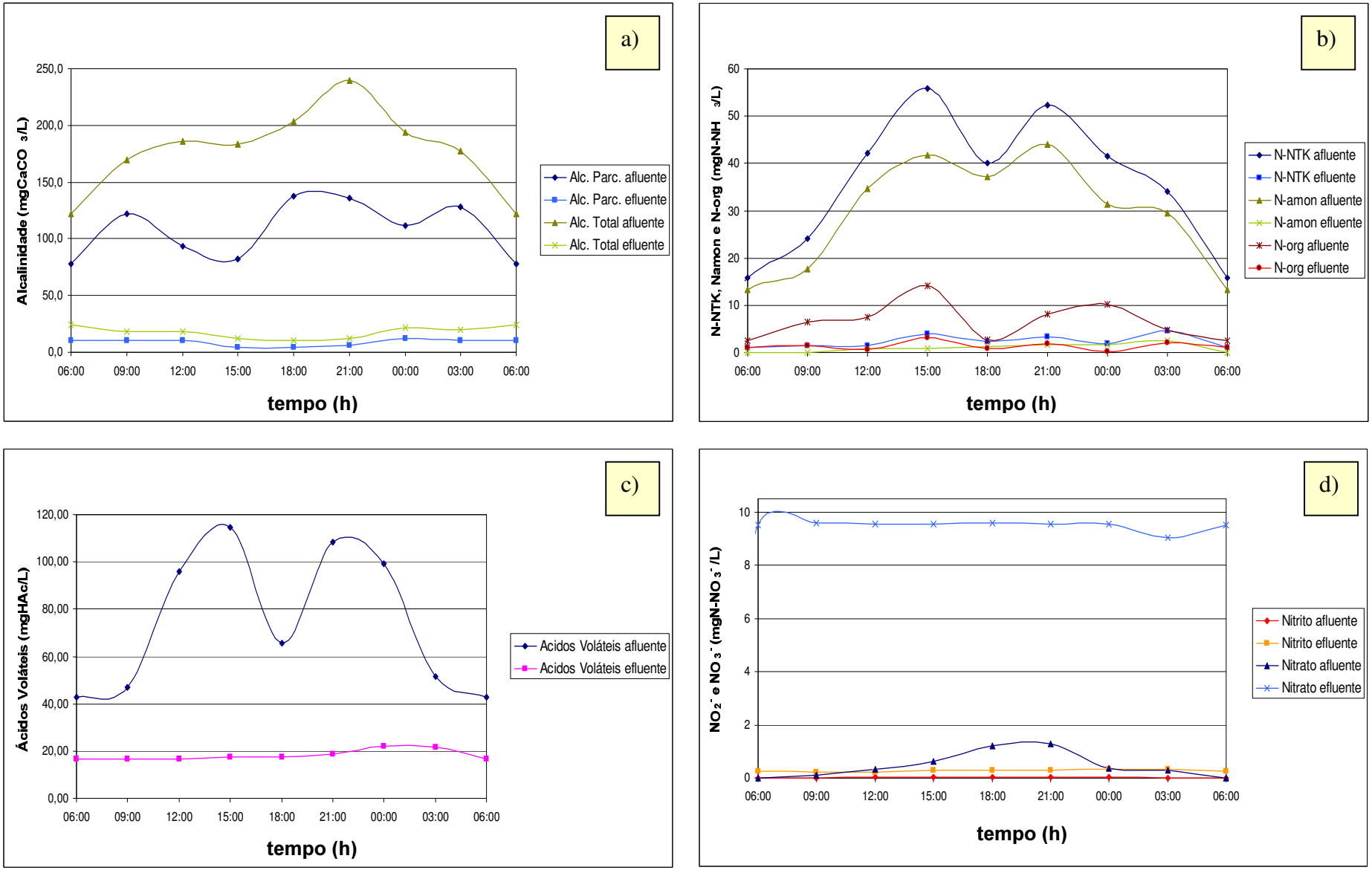


Figura 5.7 – Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo - valores das variáveis de controle no afluente e no efluente: **a)** alcalinidade; **b)** série de nitrogênio; **c)** ácidos voláteis; **d)** nitrato/nitrito) – encerramento da Fase 1.

Outro ponto importante a ser observado a partir dos resultados da Fase 1, diz respeito às relações entre as variáveis de controle utilizadas. Essas relações foram fornecidas pelo Prof. Dr. Eugênio Foresti – comunicação pessoal.

Entre essas relações observa-se que, no reator UASB, a relação Alcalinidade/DQO, em torno de 0,39 encontra-se bem abaixo do ideal para operação estável de reatores anaeróbios (aproximadamente 0,6), o que pode ter refletido na baixa eficiência observada em R1.

A relação Alcalinidade/N-amon ideal para o bom funcionamento do processo de nitrificação em reatores aeróbios deveria estar em torno de 11/1, sendo que essa relação na entrada de R2 estava em torno de 5/1, ou seja, bastante abaixo do ideal.

Devido a estas constatações, cogitou-se adicionar alcalinidade ao afluente do sistema visando melhorar seu desempenho, porém, com a estabilização da operação, notou-se que mesmo com deficiência de alcalinidade, o sistema como um todo se comportou muito bem, apresentando os ótimos resultados anteriormente descritos. Considerando esses resultados e o desejo de aproximar a pesquisa da realidade encontrada nas ETEs em escala real, nas quais a adição de alcalinidade constitui despesa elevada, optou-se por não prover alcalinidade ao sistema.

A relação DQO/N-amon observada na entrada do reator R2, da ordem de 8/1 indicou que a nitrificação poderia estar sendo prejudicada pelo excesso de matéria orgânica, o que favorece o desenvolvimento de colônias de microrganismos heterótrofos, inibindo, conseqüentemente os nitrificantes (autótrofos). Aparentemente, as respostas positivas do sistema quanto à nitrificação dos compostos amonificados se deveu à adição de oxigênio puro em excesso para ambos os processos (degradação da matéria orgânica e nitrificação) no reator R2. Durante a Fase 1, observou-se concentrações de oxigênio dissolvido elevadas em R2, atingindo valores próximos a 9,0 mgO_2/l.

No sentido de otimizar os processos nos reatores, atendendo às relações ótimas entre as variáveis, e evitar a adição de oxigênio puro além do necessário para os processos biológicos, na Fase 2 de estudo, os esforços foram concentrados para melhorar o desempenho do reator UASB.

Quando da obtenção dos melhores resultados obtidos na Fase 1, para a remoção de DQO e de nitrogênio, o sistema foi operado com as características apresentadas na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 – Características de operação do sistema em regime de equilíbrio dinâmico aparente quando o mesmo apresentou os melhores resultados de remoção de DQO e nitrogênio na Fase 1 de estudo (3/mar/04 - vide Tabelas 5.5 e 5.6).

Segmento do Sistema	**Vazão tratada** (l/h)	**Vazão recirculada** (l/h)	**Fator de recirculação**	**Velocidade ascensional do líquido** (m/h)	**Velocidade ascensional do gás** (m/h)	**Volume** (l)	**TDH** (h)
R1	3,53	12,2	3,45 vezes	1,10	-	19,75	5,60
R2	3,53	232,5	65,9 vezes	16,5	0,84	21,75	3,94
R3	3,53	232,5	65,9 vezes	16,5	-	15,40	2,80
Total Reatores	3,53	-	-	-	-	56,90	12,34
CDC	3,53	-	-	0,08	-	27,95	7,92
Total Sistema	3,53	-	-	-	-	84,85	20,26

As condições de operação apresentadas na Tabela 5.10 serviram de base para a definição das condições de operação na qual seria realizado o ensaio hidrodinâmico denominado ensaio hidrodinâmico Final, o qual é apresentado no Item 5.4.2.

Essas condições de operação também foram mantidas durante o perfil horário que marcou o final da Fase 1 de operação.

Na Tabela 5.10, os fatores de recirculação podem ser considerados demasiadamente altos para sistemas de tratamento de efluentes, no entanto, pode-se notar na Tabela 3.9 (Item 3.9), que diversos autores utilizam velocidades ascensionais mais elevadas que as utilizadas nesta pesquisa. Os autores, no entanto, não mencionam o fator de recirculação utilizado para promover as velocidades impostas. Na referida tabela, a maioria das velocidades ascensionais verificadas é maior do que 20 m/h (chegando a 216 m/h), portanto, considera-se que a velocidade ascensional utilizada na presente pesquisa (16,5 m/h) não está fora da realidade, apesar da elevada vazão de recirculação necessária para manter essa velocidade no interior dos reatores R2 e R3.

A velocidade ascensional calculada não leva em conta o recheio de partículas suporte, podendo ser entendida como uma taxa de aplicação superficial de líquido. Assim como para a velocidade ascensional determinada para o oxigênio aplicado.

Ao final da Fase 1 de estudo também foram realizados o estudo dos consórcios microbianos, e estudo dos gases gerados no sistema, apresentados nos Itens 5.3. e 5.4.

5.2.4. Resultados obtidos na Fase 2 de operação

5.2.4.1. Resultados das variáveis físico-químicas de controle

A operação na Fase 2 enfocou alimentação do sistema em situações adversas, aumentando-se a vazão e promovendo-se testes variando a quantidade de oxigênio introduzida, e variando a razão de recirculação em R2 e R3. Durante esta fase de operação, também foram enfrentados diversos dos problemas descritos anteriormente.

Nesta fase, a linha de recirculação interna de R1 foi desativada devido a observações de que esta medida poderia melhorar a eficiência de remoção de DQO neste reator.

A vazão aplicada ao sistema foi sendo gradativamente aumentada até valores da ordem de 14,4 l/h ($TDH_{total\ do\ sistema}$ = 5,0 h), para verificar o desempenho do sistema quando submetido a vazões extremamente elevadas (taxa de aplicação superficial do líquido = 24,1 $m^3/m^{2\cdot}d$).

Durante a operação do sistema na Fase 2 de estudo, não foi possível atingir a mesma eficiência de remoção de nitrogênio observada na Fase 1. O aumento das taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio, e, principalmente, os baixos TDH utilizados nesta fase foram determinantes para que não fosse possível atingir valores de remoção de nitrogênio maiores que 52,6%.

A eficiência de remoção de DQO, no entanto, pôde ser considerada bastante satisfatória, especialmente, quando são levados em conta os baixos valores de TDH nos reatores do sistema (vide Tabela 5.16).

Na Tabela 5.11, são apresentados os valores observados para as variáveis físico-químicas de controle do sistema determinadas em laboratório, nos períodos em que foram realizadas modificações nas condições "padrão" de operação do sistema determinadas para a Fase 2.

As Figuras 5.8 e 5.9 apresentam os gráficos das variáveis de controle determinadas durante a Fase 2 (médias das quatro determinações apresentadas na Tabela 5.11), da mesma forma como realizado para a Fase 1 de estudo.

Tabela 5.11 - Valores dos parâmetros de controle obtidos em perfis realizados ao longo da altura do sistema – Fase 2.

ponto	pH	DQO		Turbidez	Alcalinidade		Ácidos Voláteis	Nitrogênio			N-NO3	N-NO2	Fósforo
		Bruta	Filtrada		Parcial	Total		N-NTK	N-amon	N-org			
		(mgO_2/l)	(mgO_2/l)	(NTU)	($mgCaCO_3/l$)	($mgCaCO_3/l$)	(mgHAc/l)	($mgN\text{-}NH_3/l$)	($mgN\text{-}NH_3/l$)	($mgN\text{-}NH_3/l$)	($mgN\text{-}NO_3^-/l$)	($mgN\text{-}NO_3^-/l$)	($mgP\text{-}PO^4/l$)
245* dias (41º)**	**Q_A = 5,6 l/h**		**Q_{O2} = 8,4 l/h**		**sem recirculação em R1**		**com recirculação de R3 para R2**						
PA	6,40	647	439	232	85,8	181,6	119,0	63,8	39,2	24,5	0,88	0,04	4,44
P1	6,70	318	170	96,8	155,7	219,6	73,0	51,6	36,9	14,7	0,54	0,02	4,16
P2	6,70	123	62	22,5	147,7	171,7	22,6	38,3	28,6	9,7	0,03	nd	2,55
P3	6,62	91	85	28,7	149,7	175,6	22,6	38,3	28,6	9,7	0,05	nd	2,55
PE	6,82	90	64	7,85	147,7	173,7	22,6	35,5	28,1	7,3	0,40	0,08	2,16
287 dias (83º)	**Q_A = 5,0 l/h**		**Q_{O2} = 12,0 l/h**		**sem recirculação nos três reatores**								
PA	6,86	501	242	320	93,8	167,5	100,1	65,4	34,1	31,3	0,77	0,03	2,87
P1	6,78	380	68	294	93,8	169,7	95,6	53,8	30,6	23,1	0,46	0,01	2,43
P2	6,62	76	40	39,9	127,7	169,7	19,6	43,2	31,2	12,1	0,17	0,12	1,72
P3	6,66	39	19	8,92	135,7	173,7	19,6	36,0	31,2	4,9	0,14	0,16	1,71
PE	8,17	33	22	5,38	121,8	149,7	18,8	33,8	28,4	5,4	2,86	0,32	1,90
393 dias (189º)	**Vazão de alimentação máxima - Q_{Amax} = 14,4 l/h**				**Q_{O2} = 12,0 l/h**		**sem recirculação em R1**			**com recirculação de R3 para R2**			
PA	6,94	497	239	452	81,8	143,7	73,8	63,2	29,8	33,4	0,43	0,03	-
P1	6,68	317	128	285	107,8	169,7	68,5	60,4	26,6	33,8	1,10	0,01	-
P2	6,56	158	61	47,8	95,8	129,7	22,6	62,1	29,0	33,1	0,80	0,13	-
P3	6,54	98	46	32,1	107,8	155,7	24,8	54,3	32,4	21,9	0,01	0,16	-
PE	7,33	28	12	14,9	99,8	139,7	24,8	29,9	21,5	8,5	0,31	0,21	-
406 dias (202º)	**Q_A = 9,0 l/h**		**Q_{O2} = 12,0 l/h**		**sem recirculação em R1**		**com recirculação de R3 para R2**						
PA	6,54	554	285	204	93,8	169,7	101,7	54,3	30,2	24,1	0,82	0,02	-
P1	6,61	362	225	181	129,7	207,6	80,6	41,6	29,9	11,6	0,74	0,02	-
P2	6,61	155	123	47,4	151,7	197,6	46,7	36,6	29,4	7,2	0,74	0,11	-
P3	6,69	114	75	27,9	157,7	185,6	39,2	34,4	27,9	6,5	1,27	0,15	-
PE	7,40	62	41	13,6	133,7	173,7	33,9	29,9	27,4	2,5	1,81	0,17	-

* número de dias desde o início da parte experimental da pesquisa

** número de dias na Fase 2 de operação

Em que: PA – ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto;
P1 – ponto de coleta na saída do reator UASB (R1);
P2 – ponto de coleta na saída do reator aeróbio (R2);
P3 – ponto de coleta na saída do reator anóxico (R3);
PE – Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado.

pi(n) – são pontos intermediários de coleta no sistema.

(Vide Figura 4.1)

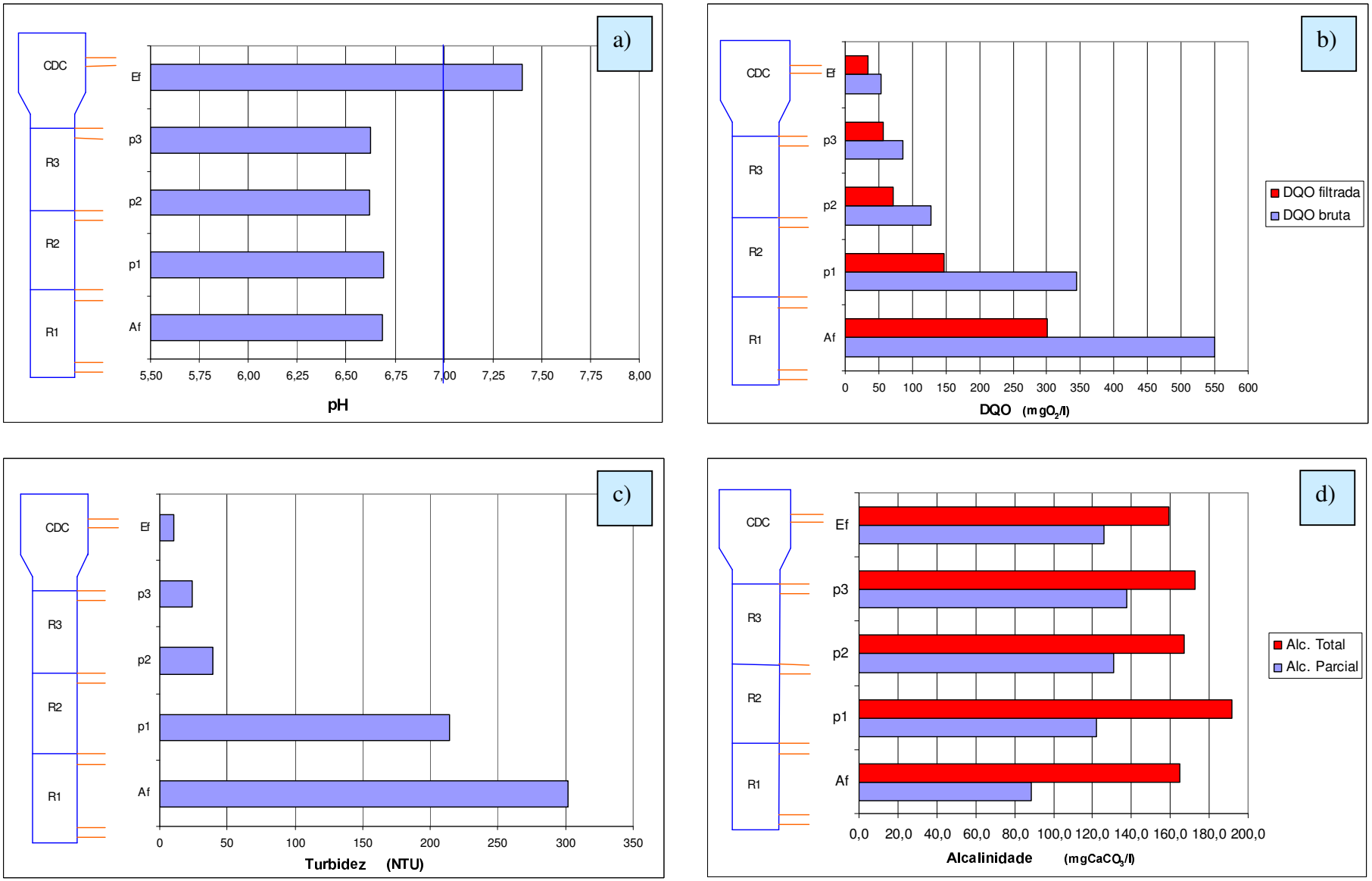


Figura 5.8 – Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 2 de estudo (média dos quatro perfis mostrados na Tabela 5.11) – **a)** pH; **b)** DQO; **c)** turbidez; e **d)** alcalinidade.

PA (Af), P1, P2, P3 e PE (Ef) são os pontos de coleta (vide Figura 4.1).

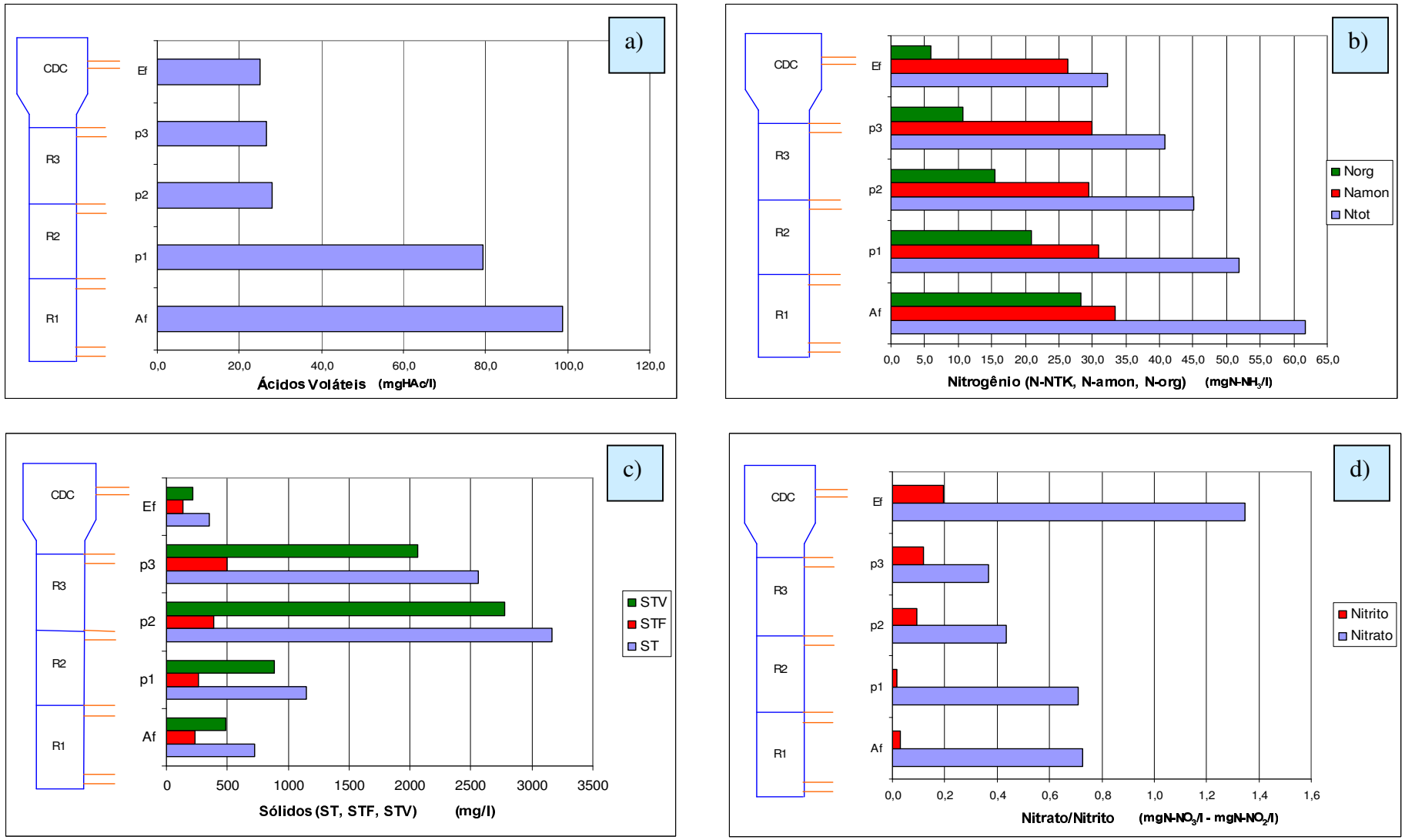


Figura 5.9 – Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 2 de estudo (média dos quatro perfis mostrados na Tabela 5.11) – **a)** ácidos voláteis; **b)** nitrogênio (total, amoniacal e orgânico); **c)** sólidos; e **d)** nitrato/nitrito. PA (Af), P1, P2, P3 e PE (Ef) são os pontos de coleta (vide Figura 4.1).

As modificações nas condições básicas de operação da Fase 2 (vide Tabela 5.16), quando da obtenção dos resultados apresentados na Tabela 5.11 foram:

- 41º dia – fornecimento de oxigênio 30% menor (taxa de aplicação de O_2 = 14,1 $m^3/m^{2}\cdot d$) por 20 dias – mesmas condições de operação (Tabela 5.16);
- 83º dia – operação do sistema sem recirculação em R2 e R3 por 20 dias;
- 189º dia – vazão máxima imposta ao sistema após período de aumento gradativo da vazão – mesmas condições de operação (Tabela 5.16);
- 202º dia – operação nas condições "padrão" determinadas para a Fase 2 de estudo.

Todas as variações nas condições de operação impostas durante a Fase 2 aparentemente prejudicaram os processos de nitrificação e desnitrificação. Acredita-se que o fator mais influente para o mau desempenho do sistema para a remoção de nitrogênio na Fase 2 tenha sido o baixo TDH imposto, pois nos ensaios de verificação do número mais provável (NMP) de microrganismos responsáveis pelas vias de degradação de nitrogênio (Item 5.3.4), verificou-se que havia grande presença dessas populações no interior dos reatores.

No início da Fase 2, quando se diminuiu a taxa de aplicação de O_2 no reator R2, também se acredita que a nitrificação tenha sido bastante prejudicada, pois, durante a Fase 1 de estudo, o sistema atingiu remoção de nitrogênio (N-NTK) superior a 80% com o mesmo TDH aplicado no período em questão (21º ao 41º dias de operação na Fase 2).

Neste período, a concentração de oxigênio dissolvido no reator R2 manteve-se próxima a 3,0 mgO_2/l.

Os resultados obtidos para as determinações realizadas ao 189º dia de operação na Fase 2 não podem ser considerados insatisfatórios face ao TDH aplicado, e às taxas de carregamento impostas devido ao aumento da vazão até o valor máximo utilizado nesta pesquisa. A Tabela 5.12 demonstra elevada eficiência de remoção de DQO, e remoção moderada de nitrogênio para este período.

Vale relatar que treze dias antes da realização das determinações no 189º dia de operação, foi realizada a única descarga de lodo do sistema em todas as fases de operação, pois se notou arraste de SSV grande no efluente final, da ordem de 500 mg/l, por período prolongado.

Durante pouco mais de um mês, desde que se constatou que com o aumento da vazão para valores acima de 10,0 l/h começou a ocorrer arraste de biomassa, foram experimentadas várias medidas para minimizar esse escape, inclusive a diminuição da vazão afluente, mo entanto, julgou-se necessário o descarte, para que o problema fosse solucionado.

O descarte de lodo foi realizado apenas para os sólidos em suspensão (lodo disperso) presentes em R2 e R3, esvaziando-se completamente esses reatores e o CDC, e mantendo-se as biopartículas (material suporte + biofilme) no interior dos reatores.

A concentração de sólidos suspensos voláteis no lodo descartado foi de 2,49 mgSSV/l (mistura do lodo do CDC + lodo de R3 + lodo de R2). Após o descarte do lodo, o sistema voltou a apresentar efluente clarificado, e obteve os resultados apresentados na Tabela 5.12 para o 189º dia, mesmo com a vazão bastante elevada.

Os resultados obtidos para a remoção de nitrogênio não podem ser considerados satisfatórios, porém, quanto à remoção de DQO, pode-se dizer que mesmo operando com TDH total do sistema de reatores, incluindo o CDC, igual a 5,0 horas, o desempenho foi muito bom neste período.

A Tabela 5.12 apresenta os valores de remoção de DQO e de nitrogênio obtidos durante a Fase 2 de estudo, e as taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio aplicadas.

Tabela 5.12 – Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amon), fósforo e taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio aplicadas ao sistema durante a operação de rotina na Fase 2.

Dias de operação na Fase 2	**Taxa de Carregamento Orgânico** ($kgDQO/m^3 \cdot dia$)	**Taxa de Carregamento de N-NTK** ($kgNTK/m^3 \cdot dia$)	**Eficiência de Remoção**					
			DQO (%)		**Turbidez**	**Nitrogênio** (%)		**Fósforo**
			filtrada	bruta	(%)	N-NTK	N-amoniacal	(%)
41	1,23	0,12	90,1	86,1	96,6	44,4	28,3	51,4
83	0,92	0,12	95,7	93,4	98,3	48,3	16,7	33,9
189	2,40	0,30	97,6	94,4	96,7	52,6	27,9	-
202	1,40	0,11	92,6	88,8	93,3	44,9	9,17	-
média	1,48	0,16	94,0	90,7	96,2	47,6	20,5	42,7

Comparando-se os resultados das duas fases estudadas, nota-se que as variações na maioria dos parâmetros de controle observados nas Figuras 5.8 e 5.9, seguiram a mesma tendência apresentada durante a Fase 1, nas respostas obtidas para a Fase 2.

A variação da alcalinidade e o comportamento dos compostos nitrogenados nos reatores podem ser considerados exceções ao fato supramencionado, pois durante o final da Fase 1, notou-se consumo de praticamente toda a alcalinidade nos reatores R2 e R3, tendo sido verificado bom desempenho do processo de nitrificação em R2. Nos resultados obtidos para a Fase 2, não foi observado consumo da alcalinidade no processo, assim como não se pôde notar bom desempenho do processo de nitrificação.

Esse desempenho apresentou-se semelhante ao do início da Fase 1 de estudo, pois, durante a Fase 2, notou-se forte aumento do pH após a passagem do líquido pelo CDC, indicando que, nesta fase, também pode ter ocorrido "atraso" nos processos de nitrificação e desnitrificação mencionados anteriormente (resultados da Fase 1 de operação), associado à liberação do CO_2 dissolvido no meio, nesse compartimento.

Novamente nesta fase, o sistema portou-se muito bem quanto ao equilíbrio dos ácidos voláteis, mesmo nas situações em que o afluente esteve altamente acidificado.

Pode-se observar nas Tabelas 5.11 e 5.12, que a remoção de nitrogênio total (N-NTK) nesta fase não atingiu valores superiores a 52,6%, porém, atingiu-se até 97,6% de remoção de DQO com taxa de carregamento orgânico de 2,4 kgDQO/m^3.d.

Durante todo o período de operação na Fase 2, a eficiência de remoção de DQO_{bruta} esteve acima de 90%, e a eficiência de remoção de turbidez chegou a 98,3%, estando sempre acima de 93%.

No entanto, quando comparados aos valores obtidos na Fase 1, os valores determinados para a turbidez no efluente final do sistema na Fase 2 não apresentaram a mesma qualidade.

A remoção de DBO_5 ao final da Fase 2 não se apresentou tão eficiente quanto a observada para a Fase 1, porém o valor de 87,9% de eficiência determinado não pode ser considerado insatisfatório. A concentração da DBO_5 no efluente final foi de 45,5 mgO_2/l.

Apesar de não ter sido projetado para tal finalidade, surpreendentemente, o sistema atingiu eficiência de remoção de fósforo de 51,4% durante a Fase 2, significativamente superior ao valor determinado para a Fase 1. Essa remoção pode ter sido viabilizada pela adaptação de populações microbianas responsáveis pela remoção do fósforo em R2 ao longo de mais de 240 dias até que fossem constatados tais valores (Tabela 5.11).

A Tabela 5.13 expõe alguns resultados obtidos nas determinações da série de sólidos durante a Fase 2.

Tabela 5.13 - Resultados das determinações da série de sólidos durante a Fase 2 de operação*, e eficiência de remoção dos sólidos no sistema.

Dias de operação	**41**			**83**			**189**			**202**		
ponto	**ST**	**STF**	**STV**	**ST**	**STF**	**STV**	**ST**	**STF**	**STV**	**ST**	**STF**	**STV**
PA	937	309	628	864	278	586	659	265	394	430	84	346
P1	1341	215	1126	1025	154	871	760	242	518	1476	430	1046
P2	5015	216	4799	2540	130	2410	1161	273	888	3938	924	3014
P3	890	367	523	1560	176	1384	7446	1284	6162	346	176	170
PE	572	185	387	427	128	299	187	91	96	230	156	74
Eficiência de remoção (%)	39,0	40,1	38,4	50,6	54,0	49,0	71,6	65,7	75,6	46,5	-	78,6

* todos os valores estão em mg/l.

Após se notar que a operação do sistema com os baixos valores de TDH aplicados durante a Fase 2 dificilmente produziria efluente com a qualidade desejada no que diz respeito à eficiência de remoção de nitrogênio, decidiu-se realizar um perfil de monitoramento das características do afluente e do efluente ao sistema durante 24 horas.

Os resultados obtidos para este perfil são apresentados nas Tabelas 5.14 e 5.15 e nos gráficos das Figuras 5.10 e 5.11.

Nas tabelas e nos gráficos de resposta do perfil realizado, pode-se notar que o sistema operado com TDH baixo não é capaz de absorver os picos de concentração da mesma forma como ocorrido durante o perfil de 24 horas realizado para o encerramento da Fase 1 (o TDH total do sistema foi aproximadamente 2,5 vezes maior quando se obteve os melhores resultados na Fase 1).

Nota-se nos gráficos das Figuras 5.10 e 5.11, que a amplitude de variação dos parâmetros é mais pronunciada do que para os gráficos da Fase 1, o que demonstra que a redução do TDH_{total} ocasionou instabilidade do sistema.

Apenas nos valores de DQO bruta e filtrada e de turbidez pode-se notar menor variação, entre as respostas das determinações do efluente do sistema, mesmo com grandes variações no afluente.

Comparando-se os valores obtidos para os perfis de 24 horas nas Fases 1 e 2, nota-se piora na qualidade do efluente em todas determinações, mesmo para as situações nas quais observou-se qualidade semelhante do afluente ao sistema para as duas fases.

Tabela 5.14 – Valores dos parâmetros de controle, afluentes e efluentes ao sistema, obtidos no perfil realizado ao longo das horas do dia (Fase 2).

21/set/04		**Q_A = 9,0 l/h**	**Taxa de Carregamento Orgânico média = 1,17 kgDQO/m^3*dia**						**Taxa de Carregamento de N-NTK média = 0,045 kgNTK/m^3*dia**				
(202º dia)			**DQO**			**Alcalinidade**		**Ácidos**	**Nitrogênio**				
	ponto	**pH**	**Bruta** (mgO_2/l)	**Filtrada** (mgO_2/l)	**Turbidez** (NTU)	**Parcial** ($mgCaCO_3$/l)	**Total** ($mgCaCO_3$/l)	**Voláteis** (mgHAc/l)	**N-NTK** ($mgN\text{-}NH_3$/l)	**N-amoniacal** ($mgN\text{-}NH_3$/l)	**N-org** ($mgN\text{-}NH_3$/l)	**$N\text{-}NO_3^-$** ($mgN\text{-}NO_3^-$/l)	**$N\text{-}NO_2^-$** ($mgN\text{-}NO_3^-$/l)
00:00	PA	6,97	335	174	160	81,8	135,7	36,1	47,1	34,4	12,8	0,13	0,01
	PE	7,05	110	100	23,5	129,7	167,7	27,9	46,0	26,3	19,7	1,23	0,02
03:00	PA	7,01	200	136	73,6	85,8	147,7	34,6	41,6	29,8	11,8	0,11	0,02
	PE	7,08	99	74	15,2	131,7	173,7	24,8	36,6	23,0	13,6	0,98	0,02
06:00	PA	7,67	251	93	118	79,8	121,8	28,6	34,9	28,0	6,9	0,26	0,03
	PE	6,95	95	56	10,4	117,8	161,7	21,8	32,2	19,3	12,9	1,25	0,05
09:00	PA	6,82	449	253	169	93,8	167,7	66,3	54,3	25,5	28,8	0,44	0,03
	PE	7,58	98	89	9,86	111,8	151,7	15,8	27,2	19,7	7,5	1,63	0,12
12:00	PA	6,83	524	419	174	95,8	135,7	67,0	53,2	24,1	29,1	0,56	0,04
	PE	7,63	70	56	11	113,8	151,7	22,6	38,8	20,2	18,6	2,03	0,15
15:00	PA	6,54	554	285	204	93,8	169,7	101,7	52,1	30,2	21,9	0,46	0,03
	PE	7,60	62	41	13,6	133,7	173,7	33,9	39,4	28,3	11,1	1,86	0,22
18:00	PA	7,06	420	245	144	127,7	203,6	73,0	52,7	30,4	22,3	0,36	0,02
	PE	7,19	128	88	13	145,7	197,6	33,9	39,9	27,4	12,5	1,69	0,21
21:00	PA	6,58	425	203	269	81,8	157,7	88,9	51,0	28,0	23,0	0,28	0,01
	PE	7,33	95	66	18,8	139,7	207,6	28,6	41,0	26,1	15,0	1,32	0,24
24:00	PA	6,84	362	102	136	93,8	159,7	59,5	48,2	27,4	20,8	0,12	0,01
	PE	7,49	81	54	18,2	151,7	219,6	30,9	38,3	24,8	13,4	1,02	0,21

PA – ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto; (Vide Figura 4.1)
PE – Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado.
nd – não detectado

Tabela 5.15 – Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amoniacal) e taxas de carregamento de DQO e nitrogênio (N-NTK) aplicadas ao sistema durante o perfil horário de encerramento da Fase 2.

21/set/04 (202º dia)	**Taxa de Carregamento Orgânico**	**Taxa de Carregamento de Nitrogênio**	**Eficiência de Remoção**				
			DQO (%)		**Turbidez**	**Nitrogênio** (%)	
Horário	(kgDQO/m^3.dia)	(kgNTK/m^3.dia)	filtrada	bruta	(%)	N-NTK	N-amoniacal
06:00	1,01	0,05	70,2	67.2	85,3	2,4	23,4
09:00	0,60	0,04	63,0	50,5	79,4	12,0	22,8
12:00	0,76	0,03	77,7	62,2	91,2	7,9	31,2
15:00	1,35	0,05	80,2	78,2	94,2	50,0	22,8
18:00	1,57	0,05	89,3	86,6	93,7	27,1	16,1
21:00	1,67	0,05	92,6	88,8	93,3	24,5	6,4
00:00	1,26	0,05	79,1	69,5	90,1	24,2	9,6
03:00	1,28	0,05	84,5	77,7	93,0	19,6	6,9
06:00	1,09	0,05	85,1	77,6	86,6	20,7	9,6
médias	**1,18**	**0,05**	**80,2**	**73,1**	**89,7**	**20,1**	**16,5**

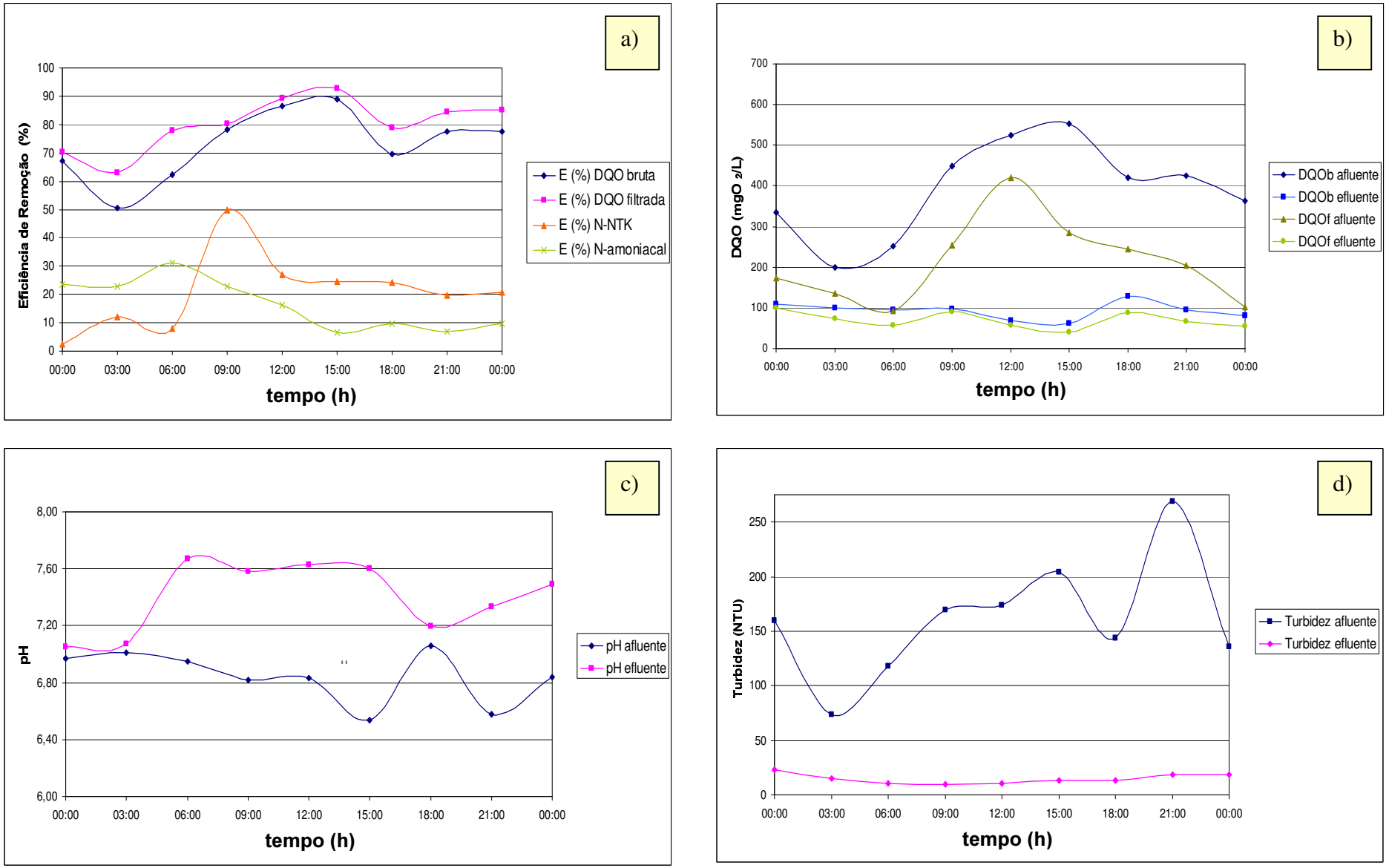


Figura 5.10 – Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo: **a)** eficiência de remoção de DQO (bruta e filtrada) e nitrogênio (N-NTK e N-amon); valores das variáveis de controle afluente e efluente: **b)** DQO, **c)** pH; e **d)** Turbidez – encerramento da Fase 2.

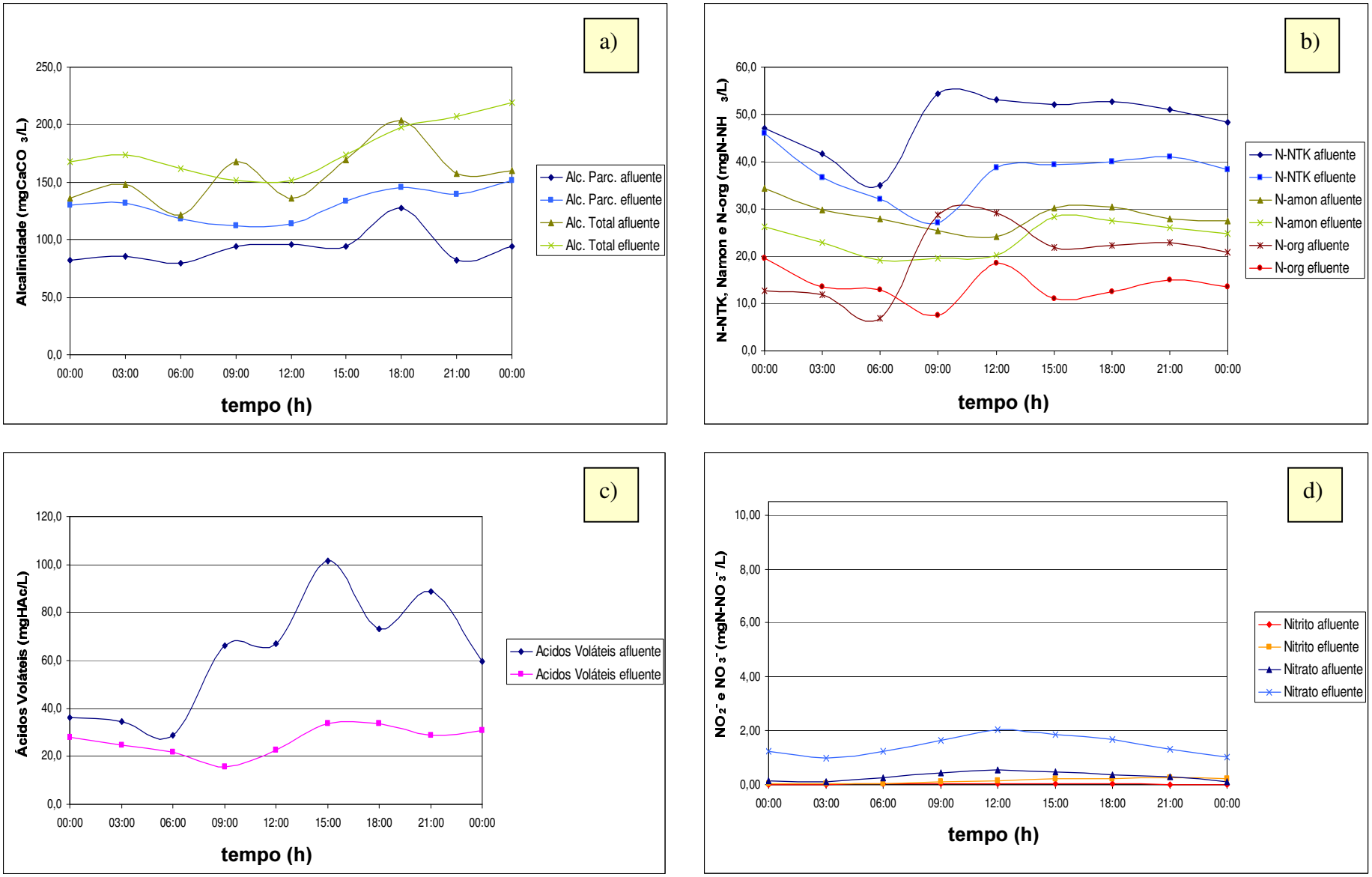


Figura 5.11 – Gráficos obtidos dos resultados do perfil ao longo do tempo - valores das variáveis de controle no afluente e no efluente: **a)** alcalinidade; **b)** série de nitrogênio; **c)** ácidos voláteis; **d)** nitrato/nitrito) – encerramento da Fase 2.

As condições de operação que melhor representam o funcionamento do sistema na Fase 2 de estudo são apresentadas na Tabela 5.16.

Tabela 5.16 – Características de operação do sistema em regime de equilíbrio dinâmico aparente ao final da Fase 2 de estudo.

Segmento do Sistema	**Vazão tratada** (l/h)	**Vazão recirculada** (l/h)	**Fator de recirculação**	**Velocidade ascensional do líquido** (m/h)	**Velocidade ascensional do gás** (m/h)	**Volume** (l)	**TDH** (h)
R1	8,96	0	0	0,63	-	19,75	2,21
R2	8,96	228,0	25,4 vezes	16,5	0,84	21,75	1,55
R3	8,96	228,0	25,4 vezes	16,5	-	15,40	1,10
Total Reatores	8,96	-	-	-	-	56,90	4,86
CDC	8,96	-	-	0,21	-	27,95	3,12
Total Sistema	8,96	-	-	-	-	84,85	7,98

Essas condições de operação também foram mantidas durante o perfil horário que marcou o final da Fase 2 de operação.

Da mesma forma como discutido para a Fase 1, os fatores de recirculação podem ser considerados demasiadamente altos para sistemas de tratamento de efluentes, no entanto, as mesmas considerações outrora apresentadas são válidas neste caso.

As velocidades ascensionais calculadas para o líquido e para o gás não levam em conta o recheio de partículas suporte, podendo ser entendidas como taxas de aplicação superficial.

5.2.4.2. Resultados dos perfis realizados com a sonda multiparâmetros

Nos meses finais de operação do sistema na Fase 2 de estudo, foram realizados alguns perfis de monitoramento do sistema com a utilização de uma sonda multiparâmetros da marca YSI modelo 6820, com sensores de medição “on line” de temperatura (T); pH; potencial de oxi-redução (POR); oxigênio dissolvido (OD); nitrogênio amoniacal (N-amon); nitrato ($N\text{-}NO_3^-$); cloretos (Cl^-); e sólidos totais dissolvidos (STD).

a) Perfil horário 24 horas de monitoramento do afluente e do efluente

Conjuntamente com a realização do perfil de monitoramento 24 horas apresentado na Tabela 5.14 e nos gráficos das Figuras 5.10 e 5.11, realizou-se determinação de alguns parâmetros físico-químicos de controle do sistema com a utilização da sonda multiparâmetros. Os resultados destas determinações são apresentados na Tabela 5.17 e nos gráficos da Figura 5.12.

Tabela 5.17 – Valores das variáveis de controle determinadas com a sonda multiparâmetros durante perfil de monitoramento de 24 horas de duração

21/set/04 (202° dia)	**Q = 9,0 l/h**	Taxa de Carregamento Orgânico Média = 1,17 kgDQO/m^3*dia Taxa de Carregamento de N-NTK Média = 0,045 kgNTK/m^3*dia								
						N-amoniacal				
	ponto	**T** (ºC)	**pH**	**POR** (mV)	**OD** (mg/l)	**NH_4^+** (mgN-NH_3/l)	**NH_3** (mgN-NH_3/l)	**N-NO_3^-** (mgN-NO_3^-/l)	**Cloretos** (mgCl^-/l)	**STD** (mg/l)
00:00	PA	22,8	6,97	-104	1,5	18,9	0,09	-	68,6	158
	PE	26,0	7,05	203	5,4	26,5	0,19	1,40	104,4	458
03:00	PA	21,4	7,01	-84	2,1	15,6	0,07	-	50,8	131
	PE	23,0	7,08	137	5,4	21,4	0,13	2,43	82,4	392
06:00	PA	20,9	7,67	-49	2,6	13,5	0,05	-	31,9	198
	PE	21,8	6,95	-23	5,1	17,8	0,38	4,02	77,8	341
09:00	PA	26,0	6,82	-75	0,6	22,7	0,09	-	58,4	310
	PE	24,6	7,58	210	6,0	16,9	0,36	3,73	60,6	302
12:00	PA	28,8	6,83	-107	1,7	23,4	0,12	-	80,8	367
	PE	29,3	7,63	175	5,3	19,1	0,64	3,69	43,4	295
15:00	PA	29,8	6,54	116	1,9	21,2	0,06	-	56,7	348
	PE	31,3	7,60	35	4,6	25,6	0,92	4,32	41,5	330
18:00	PA	28,3	7,06	-141	1,1	26,2	0,22	-	77,9	224
	PE	31,9	7,19	17	4,3	26,7	0,39	4,21	45,2	361
21:00	PA	25,4	6,58	-89	0,7	20,9	0,05	-	64,8	195
	PE	29,0	7,33	18	4,2	26,4	0,43	3,98	52,9	396
24:00	PA	23,9	6,84	-114	1,1	20,0	0,07	-	57,2	317
	PE	26,7	7,49	8,8	4,0	24,4	0,49	3,79	57,9	208

Nesta tabela, os valores de concentração de OD lidos pelo sensor da sonda podem ter sido influenciados por difusão de oxigênio nas amostras durante a coleta das mesmas. Outra influência notada nos valores lidos pela sonda ocorre nos valores de concentração de nitrato, os quais são fortemente influenciados pela concentração de sólidos em suspensão, e por este motivo, não são apresentados os valores das concentrações de nitrato no afluente.

Figura 5.12 – Gráficos das concentrações das variáveis no tempo, determinadas através dos sensores da sonda multiparâmetros ao longo de 24 horas de ensaio.

a) Temperatura; **b)** OD; **c)** pH; **d)** N-amon; **e)** POR; **f)** Nitrato; **g)** STD; **h)** Cloretos.

b) perfis de monitoramento do sistema ao longo da altura

Utilizando-se da sonda multiparâmetros, realizaram-se alguns perfis de monitoramento do sistema ao longo da altura do mesmo, visando acompanhar a evolução das variáveis estudadas conforme o líquido passava ascendentemente pelos reatores componentes do sistema.

Os resultados destes perfis são apresentados na Tabela 5.18 e nos gráficos das Figuras 5.13 e 5.14.

Tabela 5.18 – Valores das variáveis de controle determinadas pela sonda em perfil ao longo da altura do sistema de reatores

Fase 2 - Q = 9,0 l/h	Taxa de Carregamento Orgânico média = 1,48 kgDQO/m^3*dia Taxa de Carregamento de N-NTK média = 0,16 kgNTK/m^3*dia									
ponto de coleta	**Cota** (cm)	**T** (ºC)	**pH**	**POR** (mV)	**OD** (mg/l)	**N-amoniacal** NH_4^+ (mgN-NH_3/l)	**N-amoniacal** NH_3 (mgN-NH_3/l)	**N-NO_3^- **** (mgN-NO_3^-/l)	**Cloretos** (mgCl^-/l)	**STD** (mg/l)
189º dia										
PE	446,0	24,8	7,3	58	5,20	-	-	-	-	127
pi7	390,0	23,6	6,5	-134	1,67	-	-	-	-	145
P3	375,0	24,3	6,5	-151	1,41	-	-	-	-	232
pi6	345,0	24,4	6,5	-168	1,43	-	-	-	-	227
pi5	282,5	25,4	6,6	-95	1,96	-	-		-	224
P2	267,5	26,0	6,6	-56	4,77	-	-	-	-	226
pi4	217,5	26,2	6,6	-31	5,53	-	-	-	-	224
pi3	130,5	27,6	6,7	-91	7,06	-	-	-	-	241
P1	115,5	27,9	6,7	-153	1,72	-	-	-	-	240
pi2	75,5	28,1	6,7	-156	1,83	-	-	-	-	229
pi1	7,5	28,8	6,8	-154	1,74	-	-	-	-	271
PA	0,0	29,4	6,9	-152	1,64	-	-	-	-	313
199º dia										
PE	446,0	27,1	7,3	94	4,34	29,8	0,37	6,32	52,3	349
pi7	390,0	28,5	6,7	15	0,89	29,6	0,10	6,18	54,9	366
P3	375,0	29,1	6,7	22	2,12	29,0	0,11	7,07	51,5	363
pi6	345,0	28,8	6,6	15	1,01	28,9	0,09	9,34	50,6	368
pi5	282,5	28,0	6,6	18	0,49	29,0	0,09	9,52	49,4	368
P2	267,5	27,9	6,6	1	0,71	26,8	0,08	10,50	53,7	368
pi4	217,5	28,7	6,7	31	3,33	26,4	0,10	28,18	48,9	356
pi3	130,5	29,1	6,7	55	10,03	26,5	0,10	34,13	48,1	351
P1	115,5	27,9	6,6	-104	0,32	24,5	0,07	128,8	46,2	345
pi2	75,5	25,3	6,5	-130	1,28	19,2	0,04	853,9	45,4	314
pi1	7,5	23,5	6,5	-132	2,53	16,6	0,03	1787,4	41,9	293
PA	0,0	22,7	6,8	-103	1,68	14,2	0,04	8388,1	35,6	275
Res*		22,9	5,4	-31	0,57	16,0	nd	1505,7	50,4	358

PA – ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto;
P1 – ponto de coleta na saída do reator UASB (R1);
P2 – ponto de coleta na saída do reator aeróbio (R2);
P3 – ponto de coleta na saída do reator anóxico (R3);
PE – Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado.
pi(n) – são pontos intermediários de coleta no sistema.
(Vide Figura 4.1)

* Res representa o filtro "Y" com reservatório de acumulação de material sólido na entrada do reator, antes da bomba de alimentação

**Os valores em tinta clara indicam leituras erradas por parte do sensor da sonda.

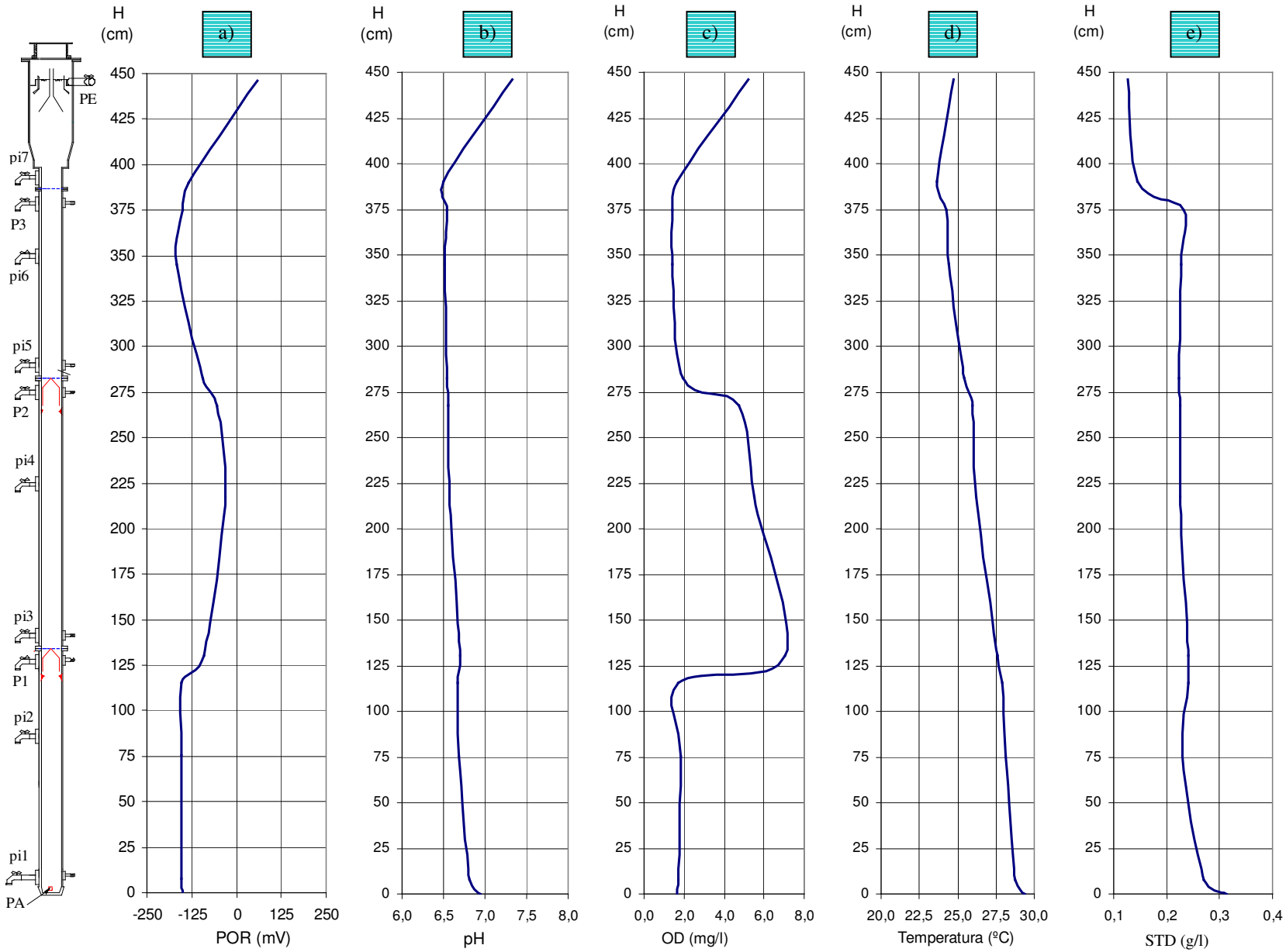


Figura 5.13 - Perfil de valores das variáveis de controle dos reatores ao longo da altura do sistema – 189º dia de operação na Fase 2.

a) POR; **b)** pH; **c)** OD; **d)** Temperatura; **e)** STD.

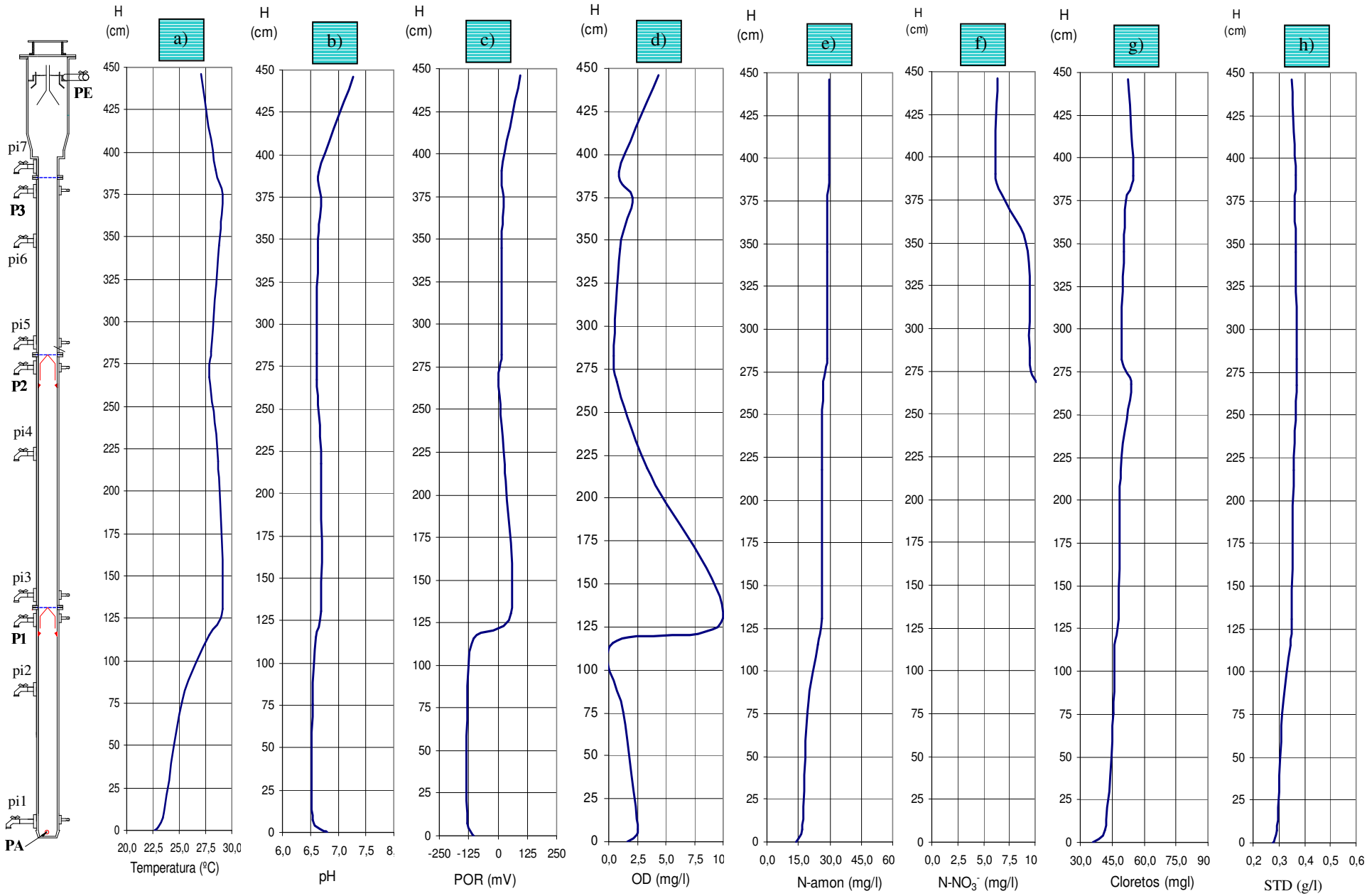


Figura 5.14 – Perfil de valores das variáveis de controle dos reatores ao longo da altura do sistema – 199º dia de operação na Fase 2

a) Temperatura; **b)** pH; **c)** POR; **d)** OD; **e)** N-amon; **f)** Nitrato; **g)** Cloretos; **h)** STD.

Os perfis ao longo da altura do sistema apresentados nas Figuras 5.13 e 5.14 permitem que se tenha idéia do que ocorre com o esgoto sanitário durante sua passagem pelo interior dos reatores do sistema.

Os gráficos mais representativos, e que fornecem os melhores resultados quanto à descrição dos processos ocorridos nesses reatores são os gráficos da variação do potencial de oxi-redução (POR) e da concentração de oxigênio dissolvido (OD) ao longo da altura do sistema.

No gráfico de POR ao longo da altura do 199º dia, se pode notar que o ambiente encontrado no interior de cada reator estava favorável aos processos que se desejava que estivessem ocorrendo nos mesmos, ou seja, no reator R1, o POR apresentou valores bastante negativos, indicando ambiente anaeróbio; no reator R2, o POR ficou positivo, indicando ambiente aeróbio; e no reator R3, o POR esteve próximo a zero, o que indica condições de ambiente anóxico para processos biológicos de tratamento de resíduos.

Os gráficos de variação do pH ao longo da altura explicitam o mau funcionamento do reator UASB (R1), e mostram o aumento dessa variável na saída do sistema após a passagem do líquido pelo CDC (provavelmente ocasionado pela desnitrificação no CDC).

Os gráficos de OD mostram que de fato, após os muitos problemas enfrentados, conseguiu-se que o O_2 introduzido no reator R2 (que não reagiu) fosse retirado no ponto de coleta de gases PG2 (vide Figura 4.1), e não prejudicasse os processos ocorridos em R3.

Além disso, pode-se inferir que o funcionamento do difusor de O_2 e as condições de transferência de massa gás/líquido no reator R2 apresentaram-se bastante eficientes, pois se observa no perfil *d)* da Figura 5.14, concentração de OD da ordem de 10 mgO_2/l.

Face ao consumo de praticamente todo o OD presente no meio, associada à alta eficiência de remoção de DQO no sistema (sobretudo em R2), pode-se fazer a suposição de que a atividade microbiana no interior de R2 era bastante elevada.

Outra observação interessante dos gráficos obtidos para o perfil de oxigênio dissolvido diz respeito à concentração dessa variável no interior do reator UASB. É possível notar que como havia sido dito anteriormente, o afluente ao sistema apresentava concentração de OD na faixa de 2 a 2,5 mgO_2/l. Ao passo em que o líquido fluia através do reator R1 a concentração de OD diminui, o que indica que o reator UASB pode funcionar mesmo quando se observa presença significativa de OD no meio.

A diminuição da concentração de OD no reator R1 até zero indica que pode haver presença de microrganismos facultativos neste reator. Dentre estas populações, podem estar presentes bactérias desnitrificantes que se utilizam do N-amon como doador de elétrons para a desnitrificação, e é possível que parte do N-amoniacal removido no reator UASB durante a Fase 1, possa ter sido produto da desnitrificação heterotrófica combinada com a oxidação anaeróbia do N-amon. Logicamente isto é apenas uma suposição, que necessitaria de investigação mais aprofundada.

Para a Fase 2 de operação essa afirmação não é válida, pois, não se observou remoção de N-amon no reator UASB. Se analisarmos o perfil do N-amon na Figuras 5.14, podemos notar que a concentração dessa variável aumenta no decorrer da passagem do líquido desde a base até o topo do reator. Esse fato, no entanto não pode ser considerado muito representativo, pois, acredita-se que a leitura desse parâmetro efetuada pelo sensor da sonda sofra grande influência da quantidade de sólidos em suspensão nas amostras.

Esta suposição está embasada na comparação entre os valores obtidos em laboratório e os valores determinados com a sonda durante a realização do perfil de monitoramento do sistema por 24 horas. Nota-se desta comparação, que os valores das concentrações de N-amon determinados pela sonda não são condizentes com os valores dessas variáveis determinados em laboratório, quando a amostra apresenta-se com sólidos em suspensão. À medida que o meio líquido vai sendo clarificado (próximo ao topo do reator), os valores determinados em laboratório e os valores lidos pelo sensor da sonda se aproximam consideravelmente.

Para o nitrato, a influência da concentração de sólidos em suspensão na amostra é ainda maior, sendo que apenas se tem confiabilidade dos valores lidos pelo sensor, quando a amostra está bastante clarificada, ou seja, próximo à saída do sistema de reatores. Quando é verificada grande presença de sólidos em suspensão na amostra, o sensor de nitrato pode fornecer os valores absurdos destacados na Tabela 5.8.

O perfil visual do sistema apresentado na Figura 5.22, quando comparado com gráficos das Figuras 5.13 fornece melhor esclarecimento da influência dos sólidos em suspensão nas leituras errôneas dos sensores da sonda.

No Gráfico *e)* da Figura 5.14, os valores das concentrações de nitrogênio amoniacal (N-amon) foram obtidos somando-se os valores de NH_4^+ e NH_3 da Tabela 5.18.

5.2.5. Resultados obtidos na Fase 3 de operação

5.2.5.1. Resultados das variáveis físico-químicas de controle

A Fase 3 de operação foi inicialmente idealizada com o sistema sendo operado com as mesmas características da fase que houvesse apresentado os melhores resultados dentre as duas fases de operação estudadas, promovendo-se a recirculação do lodo gerado no sistema – sedimentado no CDC – até a entrada do reator UASB.

Com esta medida, pretendia-se realizar a digestão do lodo gerado no sistema, no interior do reator UASB. No entanto, devido aos valores das variáveis de controle obtidos em ambas as fases, aos resultados do estudo dos consórcios microbianos, e ao bom conhecimento da operação do sistema piloto (adquirido durante mais de 400 dias de operação), decidiu-se utilizar vazão superior àquela na qual haviam sido obtidos os melhores resultados (Fase 1 – Tabela 5.10).

Como pôde ser visto nas Tabelas 5.5 e 5.6, com o sistema operando com vazão próxima a 5,0 l/h, obteve-se bons resultados quanto à remoção de DQO, e também de nitrogênio.

Outra diferença entre o inicialmente proposto e o realizado na Fase 3 foi a recirculação interna do reator UASB, a qual julgou-se desnecessária face aos resultados obtidos para este reator, e, também, pela introdução de recirculação a partir do CDC, que já influenciaria (em menor escala) a velocidade ascensional aplicada ao reator R1.

Por estes motivos, na Fase 3 de estudo, optou-se por manter as mesmas características de operação da Fase 1, excetuando-se pela recirculação interna de R1 e pela vazão aplicada (aproximadamente 1,4 vez maior), adicionando-se a linha de recirculação do lodo sedimentado no CDC até a entrada de R1. A vazão de recirculação escolhida foi igual a 1,0 l/h.

O monitoramento desta fase de estudo seguiu as mesmas metodologias propostas para as fases anteriores, tendo sido obtidos os resultados apresentados nas Tabelas 5.19, 5.20 e 5.21. Da mesma forma como para as fases anteriores, para ilustrar melhor o desempenho do sistema piloto tratando esgoto sanitário foram elaborados gráficos dos valores das variáveis de controle ao longo da altura do sistema. Os gráficos são apresentados nas Figuras 5.15 e 5.16.

Tabela 5.19 - Valores das variáveis de controle obtidos em perfis realizados ao longo da altura do sistema – Fase 3.

ponto	pH	DQO Bruta (mgO_2/l)	DQO Filtrada (mgO_2/l)	Turbidez (NTU)	Alcalinidade Parcial ($mgCaCO_3$/l)	Alcalinidade Total ($mgCaCO_3$/l)	Ácidos Voláteis (mgHAc/l)	Nitrogênio N-NTK ($mgN\text{-}NH_3$/l)	Nitrogênio N-amon ($mgN\text{-}NH_3$/l)	Nitrogênio N-org ($mgN\text{-}NH_3$/l)	$N\text{-}NO_3^-$ ($mgN\text{-}NO_3^-$/l)	$N\text{-}NO_2^-$ ($mgN\text{-}NO_3^-$/l)	Fósforo ($mgP\text{-}PO^4$/l)
421 dias* (15º)**	**Q = 5,0 l/h**	**Q_{O2} = 12,0 l/h**		**com recirculação de lodo desde o CDC até a entrada de R1**			**com recirculação de R3 para R2**						
PA	6,67	791	223	578	95,8	167,7	77,6	57,1	34,2	22,9	0,56	0,01	3,84
P1	6,65	180	90	66,9	105,8	159,7	33,1	44,4	32,7	11,6	0,73	nd	3,57
P2	6,70	68	48	38,0	125,7	175,6	22,6	44,1	30,1	14,0	0,93	0,02	2,24
P3	6,67	60	52	19,5	127,7	179,6	20,3	43,2	29,4	13,9	0,98	0,01	2,22
PE	7,63	57	48	14,4	151,7	185,6	25,6	38,8	28,1	10,7	1,23	0,26	1,98

* número de dias desde o início da parte experimental da pesquisa

** número de dias na Fase 3 de operação

Em que: PA – ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto;
P1 – ponto de coleta na saída do reator UASB (R1);
P2 – ponto de coleta na saída do reator aeróbio (R2);
P3 – ponto de coleta na saída do reator anóxico (R3);
PE – Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado.
pi(n) – são pontos intermediários de coleta no sistema.

(Vide Figura 4.1)

Tabela 5.20 – Eficiência de remoção de DQO, turbidez, nitrogênio (N-NTK e N-amon), fósforo e taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio aplicadas ao sistema durante a operação de rotina na Fase 3.

Dias de operação na Fase 3	Taxa de Carregamento Orgânico ($kgDQO/m^3 \cdot dia$)	Taxa de Carregamento de N-NTK ($kgNTK/m^3 \cdot dia$)	Eficiência de Remoção DQO (%) filtrada	DQO (%) bruta	Turbidez (%)	Nitrogênio (%) N-NTK	Nitrogênio (%) N-amoniacal	Fósforo (%)
15	1,33	0,10	93,9	92,8	97,4	32,0	17,8	48,4

Tabela 5.21 - Resultados da determinação da série de sólidos durante a Fase 3 de operação*, e eficiência de remoção dos sólidos no sistema.

Dias de operação	15		
pto	ST	STF	STV
PA	540	192	348
P1	1106	340	766
P2	840	222	618
P3	360	160	200
PE	310	222	88
Eficiência de remoção (%)	42,6	-	74,7

* todos os valores estão em mg/l.

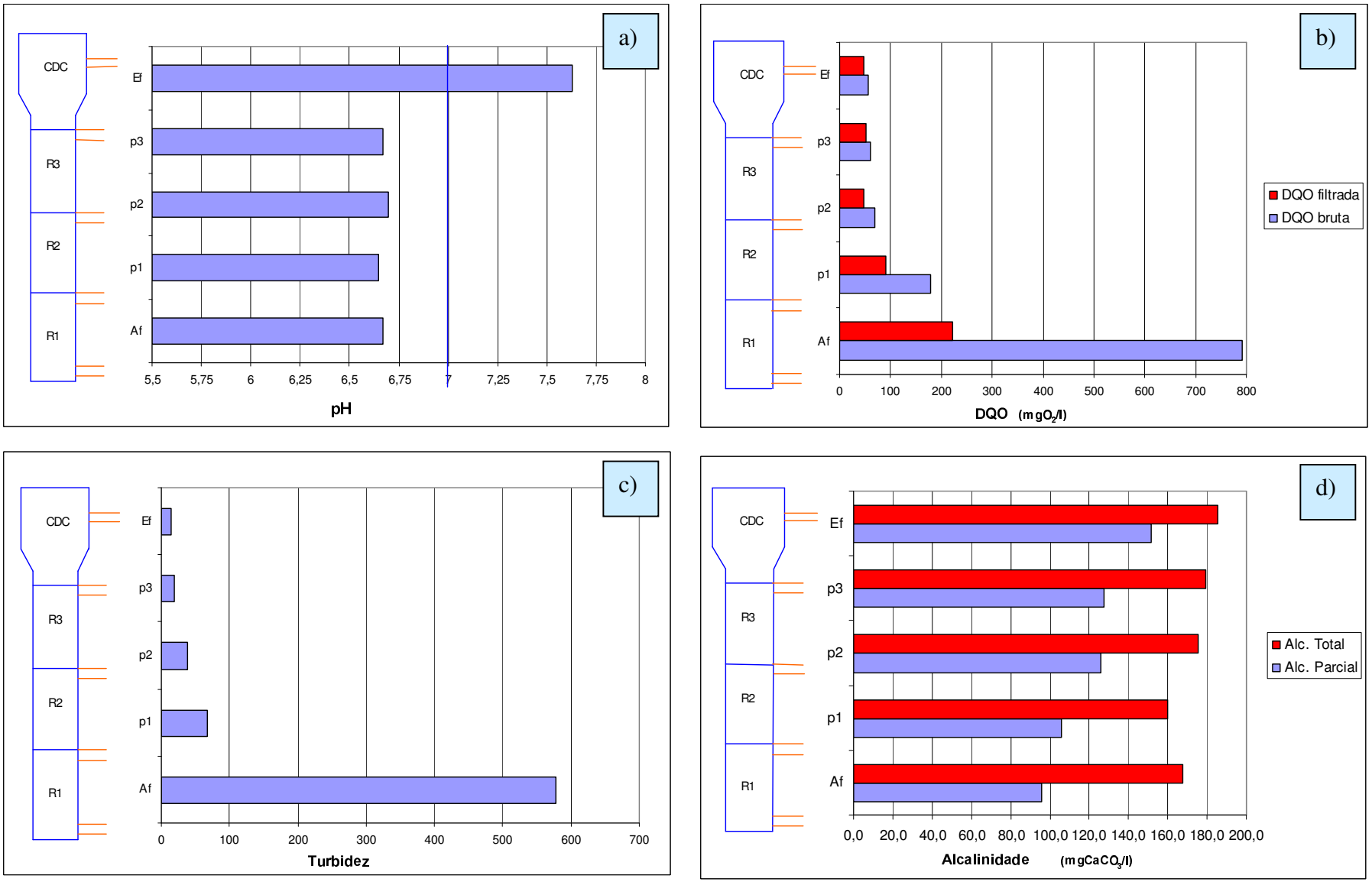


Figura 5.15 – Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 3 de estudo (apenas uma determinação).

a) pH; **b)** DQO; **c)** turbidez; e **d)** alcalinidade.

PA (Af), P1, P2, P3 e PE (Ef) são os pontos de coleta (vide Figura 4.1).

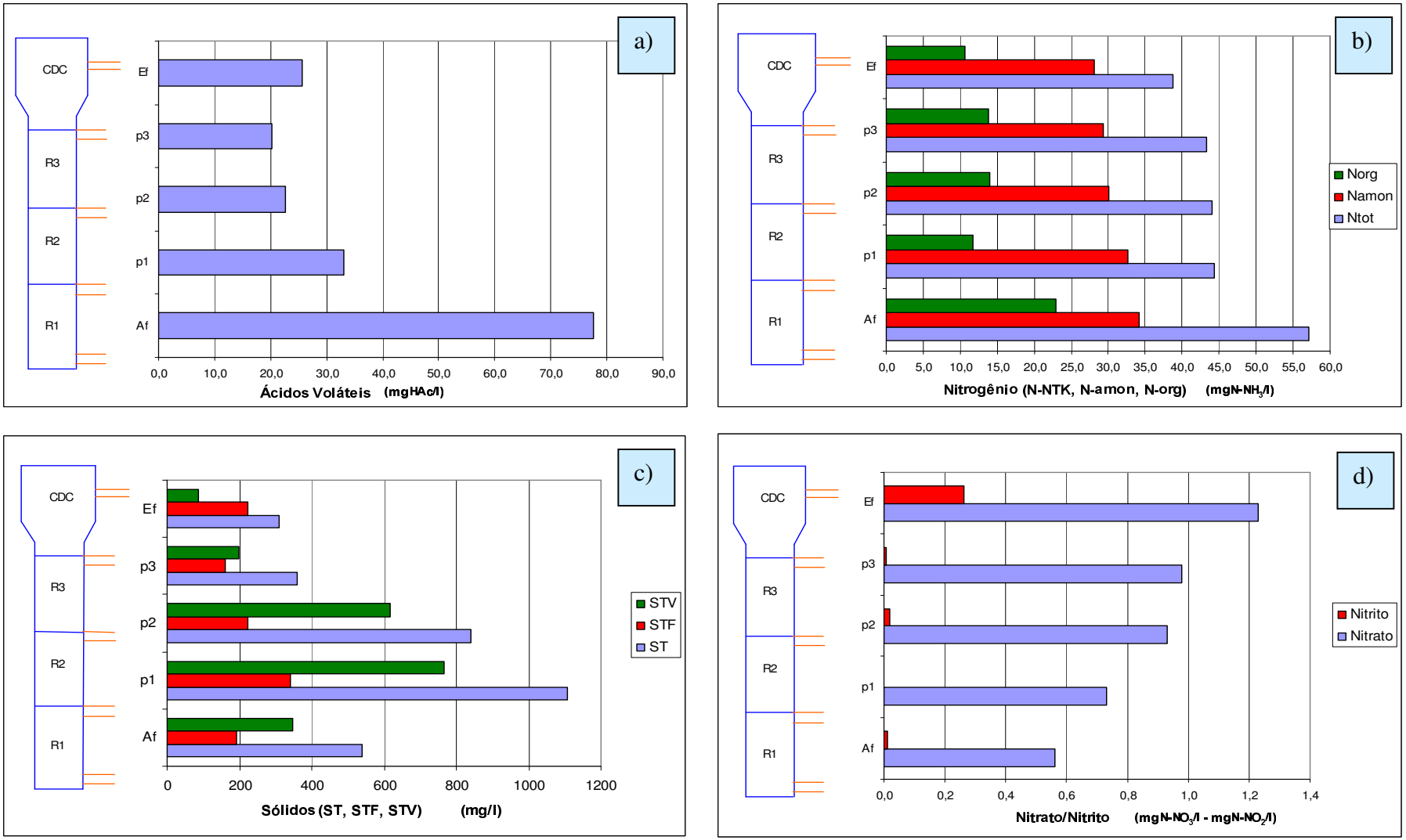


Figura 5.16 – Evolução das variáveis de controle ao longo da altura do sistema de reatores durante a Fase 3 de estudo (apenas uma determinação).

a) ácidos voláteis; **b)** nitrogênio (total, amoniacal e orgânico); **c)** sólidos; e **d)** nitrato/nitrito. PA (Af), P1, P2, P3 e PE (Ef) são os pontos de coleta (vide Figura 4.1).

Nesta fase, realizou-se apenas um perfil do sistema com determinações em laboratório devido ao curto período de operação compreendido pela Fase 3 de estudo. Após o 23º dia de operação do sistema na Fase 3, a bomba de recirculação desde o CDC até a entrada do reator UASB parou de funcionar (constatou-se problemas no pistão da bomba dosadora), e julgou-se por bem, devido a esse fator, e ao já extenso período de operação do sistema desde Agosto de 2003 (430 dias de operação), finalizar a parte experimental no dia 15 de Outubro de 2004, com a realização de um perfil de monitoramento contínuo do efluente por 24 horas.

As condições de operação do sistema durante a Fase 3, visando a remoção de DQO e de nitrogênio, e a digestão do lodo gerado nos reatores são apresentadas na Tabela 5.22.

Tabela 5.22 – Características de operação do sistema em regime de equilíbrio dinâmico aparente durante a Fase 3 de estudo.

Segmento do Sistema	**Vazão tratada** (l/h)	**Vazão recirculada** (l/h)	**Fator de recirculação**	**Velocidade ascensional do líquido** (m/h)	**Velocidade ascensional do gás** (m/h)	**Volume** (l)	**TDH** (h)
R1	5,00	1,0*	0,20 vez	0,42	-	19,75	3,95
R2	5,00	229,0	45,8 vezes	16,4	0,84	21,75	2,78
R3	5,00	229,0	45,8 vezes	16,4	-	15,40	1,98
Total Reatores	5,00	-	-	-	-	56,90	8,71
CDC	5,00	-	-	0,12	-	27,95	5,59
Total Sistema	5,00	-	-	-	-	84,85	14,30

* Vazão recirculada desde a parte de baixo do CDC (ponto pi7) até a entrada do reator R1 (ponto pi1).

Durante a Fase 3, a remoção de fósforo no sistema manteve-se próxima a 50%, confirmando os bons resultados obtidos na Fase 2 de operação para esta variável.

A remoção de DBO_5 na Fase 3 seguiu o bom resultado obtido para a remoção de DQO, tendo sido calculada eficiência de remoção igual a 90,3%, com concentração no efluente igual a 38,9 mgO_2/l.

5.2.5.2. Resultados dos perfis realizados com a sonda multiparâmetros

Durante a Fase 3 de estudo, foram realizados com a utilização de uma sonda multiparâmetros dois perfis de monitoramento do sistema (ao longo da altura e de 24 horas de monitoramento do efluente).

Através da utilização de sensores de medição "on line", determinou-se nestes perfis as variáveis: temperatura (T); pH; potencial de oxi-redução (POR); oxigênio dissolvido (OD); nitrogênio amoniacal (N-amon); nitrato ($N\text{-}NO_3^-$); cloretos (Cl^-); e total de sólidos dissolvidos (STD).

a) perfil ao longo da altura do sistema

Na Tabela 5.23 são apresentados os valores das variáveis monitoradas pela sonda durante a realização do perfil ao longo da altura do sistema.

Tabela 5.23 - Valores das variáveis de controle determinadas pela sonda em perfil ao longo da altura do sistema de reatores

Fase 3 - Q = 5,0 l/h	Taxa de Carregamento Orgânico = 1,33 kgDQO/m^3*dia Taxa de Carregamento de N-NTK = 0,10 kgNTK/m^3*dia									
ponto de coleta	**Cota**	**T**	**pH**	**POR**	**OD**	**N-amoniacal**		**N-NO_3^- ***	**Cloretos**	**STD**
						NH_4^+ (mgN-NH_3/l)	**NH_3** (mgN-NH_3/l)			
	(cm)	(ºC)		(mV)	(mg/l)			(mgN-NO_3^-/l)	(mgCl^-/l)	(mg/l)
15º dia										
PE	446,0	21,4	7,63	226	5,20	39,4	0,74	2,08	69,0	426
pi7	390,0	20,6	6,63	-40	1,67	38,8	0,07	1,51	68,9	379
P3	375,0	23,0	6,67	-50	1,41	35,9	0,08	1,73	57,0	349
pi6	345,0	23,7	6,62	-39	1,43	35,7	0,08	1,99	53,4	331
pi5	282,5	24,6	6,62	-8	1,96	35,9	0,08	2,38	51,7	345
P2	267,5	25,4	6,70	36	4,77	34,6	0,10	2,53	47,9	328
pi4	217,5	26,0	6,64	57	5,53	34,7	0,09	2,53	48,2	331
pi3	130,5	25,5	6,68	-68	7,06	30,7	0,09	9,14	51,4	331
P1	115,5	23,1	6,65	-105	1,72	26,4	0,06	26,4	50,6	281
pi2	75,5	23,2	6,60	-117	1,83	22,3	0,05	86,1	57,4	287
pi1	7,5	24,5	6,62	-127	1,74	53,3	0,13	913,8	63,2	527
PA	0,0	23,9	6,67	-112	1,64	25,0	0,06	315,1	72,5	367

PA – ponto de coleta na entrada do sistema - afluente bruto;
P1 – ponto de coleta na saída do reator UASB (R1);
P2 – ponto de coleta na saída do reator aeróbio (R2);
P3 – ponto de coleta na saída do reator anóxico (R3);
PE – Ponto de coleta na saída do sistema - efluente tratado.
pi(n) – são pontos intermediários de coleta no sistema.
(Vide Figura 4.1)
*Os valores em tinta clara indicam leituras erradas por parte do sensor da sonda.

Para melhor ilustrar o significado destes valores em relação ao que se observa no interior dos reatores do sistema, foram elaborados gráficos dos valores das variáveis determinadas ao longo da altura do sistema, da mesma forma como realizado para a Fase 2. Esses gráficos são apresentados na Figura 5.17.

Para os resultados apresentados nos gráficos da Figura 5.17, pode-se fazer as mesmas observações realizadas na análise dos gráficos semelhantes, elaborados para o perfil ao longo da altura do sistema na Fase 2 (vide Figura 5.14).

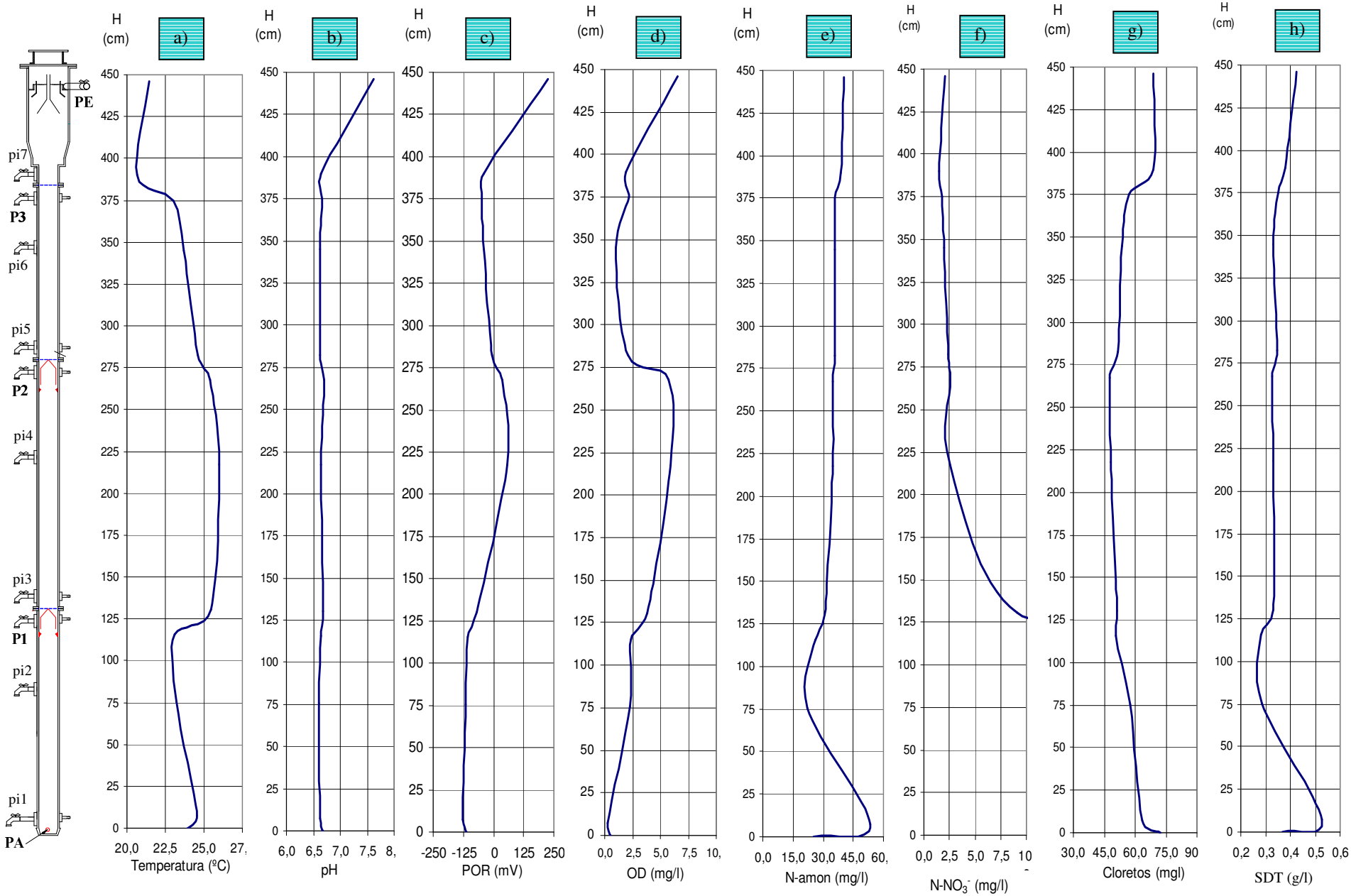


Figura 5.17 – Perfil de valores das variáveis de controle do sistema ao longo da altura do mesmo – 15º dia de operação na Fase 3.

a) Temperatura; **b)** pH; **c)** POR; **d)** OD; **e)** N-amon; **f)** Nitrato; **g)** Cloretos; **h)** TSD.

A observação dos gráficos da Figura 5.17 torna clara a diferença entre as condições ambientais presentes nos reatores do sistema. As curvas de concentração ao longo da altura sofrem mudanças pronunciadas à medida que passam de um reator para o outro.

A variação do POR deixa bem claro qual o tipo de ambiente em que cada reator estava operando. Nota-se que em toda a extensão do reator R1, o POR esteve bastante negativo, e apresentou pouca variação o que demonstra claramente que o ambiente estava anaeróbio neste reator. Porém, as determinações da concentração de oxigênio dissolvido contradizem esta afirmação.

Uma tentativa de explicar este fato, é a possibilidade de que ao serem coletadas as amostras, tenha havido aeração das mesmas. No entanto, para verificar se havia influencia suficiente do procedimento de coleta das amostras, para que as mesmas apresentassem concentração de OD próxima a 2,5 mgO_2/l, o autor realizou testes com amostras que apresentavam concentração de OD próxima a zero, passando-as de um frasco para outro, simulando o procedimento de coleta, promovendo turbulência para verificar se havia dissolução de oxigênio na amostra, e qual a magnitude desse fenômeno.

Nesses testes altamente empíricos, não foram observados valores elevados de dissolução de O_2 nas amostras, o que levou o autor a considerar outro fator para explicar o aparecimento de OD no reator anaeróbio.

No reator R2, a introdução do oxigênio puro era realizada logo acima da grade que separava este reator do reator UASB (abaixo de R2). A vazão de recirculação QR2 também era introduzida no reator R2 na região imediatamente acima da referida grade, gerando turbulência elevada nessa região (vide resultados do estudo piezométrico – Item 5.4.4). Por esse motivo, poderia estar havendo mistura e difusão de oxigênio na região próxima à grade que separava esses reatores.

A recirculação promovida desde o CDC até a entrada do reator UASB também pode ter sido responsável por parcela do OD observado em R1, pois como se pôde notar no Gráfico *d)* da Figura 5.17, e na Tabela 5.23, a concentração de OD na base do CDC (ponto pi7) foi determinada igual a 1,67 mgO_2/l.

A ultima hipótese considerada para explicar a concentração de OD em R1 foi a de que o sensor responsável pela determinação da concentração de OD estivesse realizando leituras incorretas devido à presença de sulfetos no interior do reator UASB.

Sabe-se que em reatores anaeróbios ocorre a redução do sulfato para sulfeto, e também que esse composto pode influenciar a medida da sonda de OD utilizada.

Acredita-se que todas essas hipóteses exerceram influência sobre os valores de OD determinados, porém, após a realização do estudo dos gases gerados no sistema (Item 5.4.3 – no qual detectou-se concentração elevada de H_2S no biogás), credita-se a maior parte da influência exercida nos valores de OD determinados pela sonda à presença de sulfetos no interior do reator UASB.

Nos reatores subseqüentes, nos quais devido à liberação do gás sulfídrico junto com o biogás do reator R1 (ponto PG1) a concentração de sulfeto era significativamente menor, os valores de OD determinados pela sonda foram mais coerentes, sendo possível a comparação entre o comportamento dessa variável e o POR, da forma observada na literatura, ou seja, a partir do reator R2, os valores elevados de OD faziam com que o POR passasse de negativo (ambiente anaeróbio) a positivo (ambiente aeróbio); e ao passar pela grade que separava R2 de R3, a concentração de OD era reduzida para valores próximos a zero, e o mesmo acontecia com o POR, indicando ambiente anóxico neste compartimento.

O comportamento do pH no Gráfico *b)* da Figura 5.17 demonstra que para esta variável de controle, as condições observadas nos três reatores não estiveram favoráveis aos processos metabólicos dos microrganismos, especialmente para os nitrificantes.

As considerações para a variação do N-amon realizadas para a Fase 2 de estudo também são aplicáveis nesta discussão, assim como para o nitrato. Aparentemente, comparando-se este ensaio com o ensaio semelhante realizado para a Fase 2, nota-se que os valores da concentração de nitrato Fase 3 estiveram menores do que os da Fase 2, porém, devido à menor velocidade ascensional do líquido na Fase 3, e à recirculação do lodo desde o CDC até o reator UASB nesta fase, o meio líquido nos últimos compartimentos apresentou-se mais clarificado, e estima-se que a influência dos sólidos em suspensão nas leituras realizadas na Fase 3 tenha sido significativamente menor.

Da mesma forma como ocorrido para a Fase 2, o aumento do pH após a passagem do efluente esteve associado ao aparecimento de nitrato. Esse fato pôde ser melhor observado durante a realização do perfil de monitoramento do efluente por 24 horas.

b) perfil de monitoramento do efluente por 24 horas

Na realização do perfil de monitoramento 24 horas das características do efluente do sistema, a sonda multiparâmetros permaneceu imersa coletando dados a cada 10 segundos. Estes dados eram armazenados no microcomputador de controle geral da instalação de pesquisa, e foram tratados posteriormente no programa Excel, para elaboração dos gráficos mostrados nas Figuras 5.18 e 5.19. Este perfil foi realizado no 24º dia de operação da Fase 3, e marcou o fim da fase de operação do sistema para verificação de seu desempenho quanto à remoção de DQO e de nitrogênio no dia 15 de Outubro de 2004.

Não são apresentados os dados que permitiram a elaboração destes gráficos devido ao enorme número de dados armazenados no computador, no entanto, foi preparado resumo estatístico dos valores lidos pela sonda ao longo das 24 horas, apresentado na Tabela 5.24.

Tabela 5.24 – Resumo estatístico da variação na qualidade do efluente em 24 horas.

	T (^oC)	**OD (mg/l)**	**pH**	**POR (mV)**	**N-amon (mg/l)**	**$N\text{-}NO_3^-$ (mg/l)**	**Cloretos (mg/l)**	**STD (mg/l)**
Mínimo	21,2	4,85	6,96	42,0	30,2	2,99	27,4	136
Média	23,3	5,49	7,35	84,1	33,9	5,36	31,0	148
Máximo	25,69	6,55	7,83	113,0	37,8	8,80	35,7	167
Desvio padrão	1,17	0,33	0,30	19,5	1,05	1,37	1,75	5,18
Variância da amostra	1,36	0,11	0,087	380,6	1,11	1,87	3,05	26,8

Esse resumo estatístico demonstra que sob as condições de operação adotadas na Fase 3, os resultados de remoção de nitrogênio amoniacal não foram satisfatórios. Entretanto, o aparecimento de nitrato no efluente indica que está havendo nitrificação no sistema, e o valor elevado de pH pode indicar a ocorrência de desnitrificação.

A escolha das condições de operação nessa fase esteve associada aos bons resultados obtidos com as mesmas características de operação durante a Fase 1 de estudo. Vale lembrar, porém, que estes bons resultados apenas foram obtidos após mais de 45 dias de operação em regime de equilíbrio dinâmico aparente. Como a Fase 3 teve duração de apenas 24 dias devido aos fatores mencionados anteriormente, é possível que com mais algumas semanas de operação nas condições impostas durante a Fase 3, o sistema voltasse a apresentar eficiência elevada de remoção de nitrogênio, associada à já eficiente (durante a Fase 3) remoção de DQO.

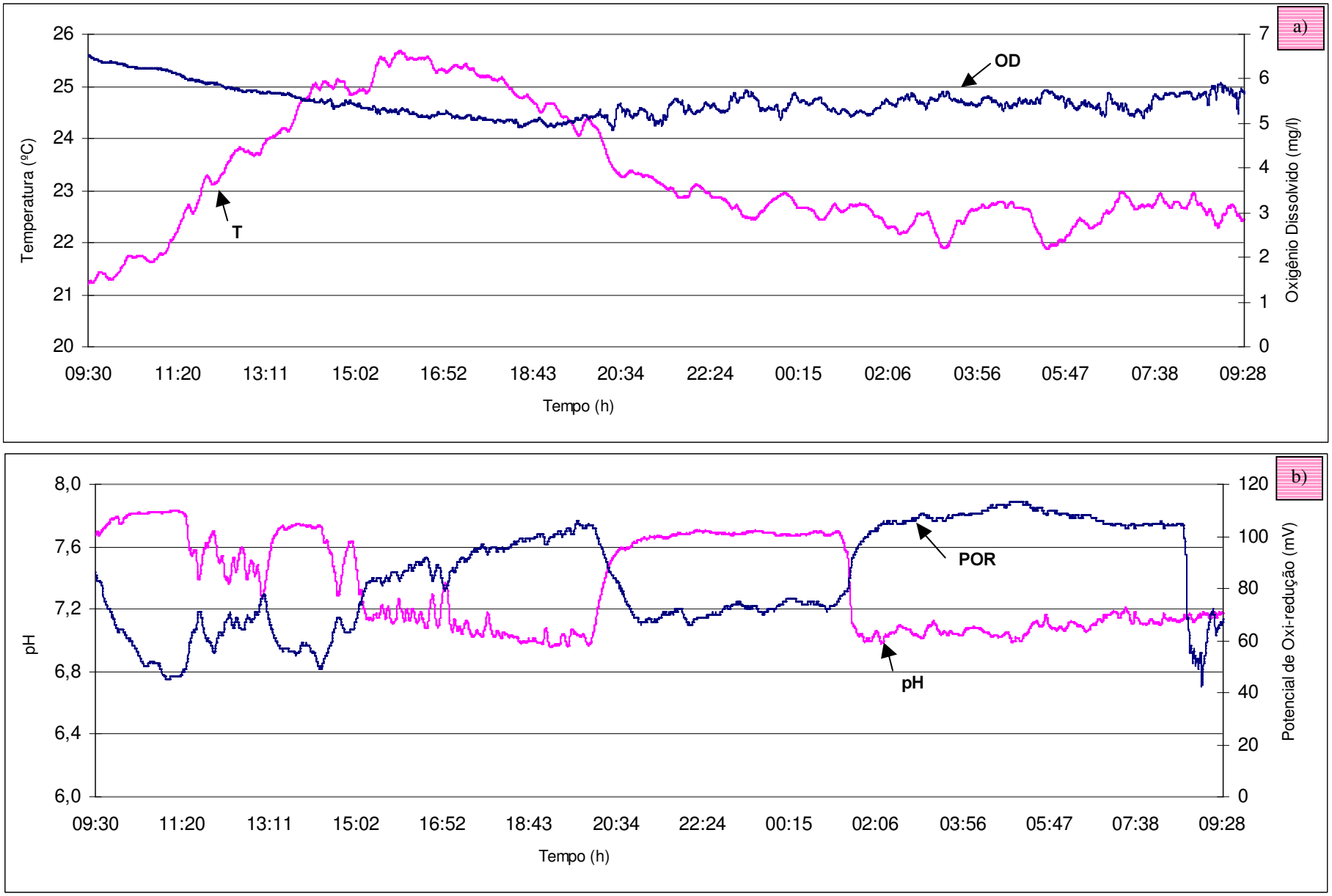


Figura 5.18 – Perfil de monitoramento contínuo do efluente do sistema de reatores – 24 horas com dados coletados a cada 10 segundos. Encerramento da Fase 3 de estudo. **a)** Temperatura e OD **b)** pH e ORP

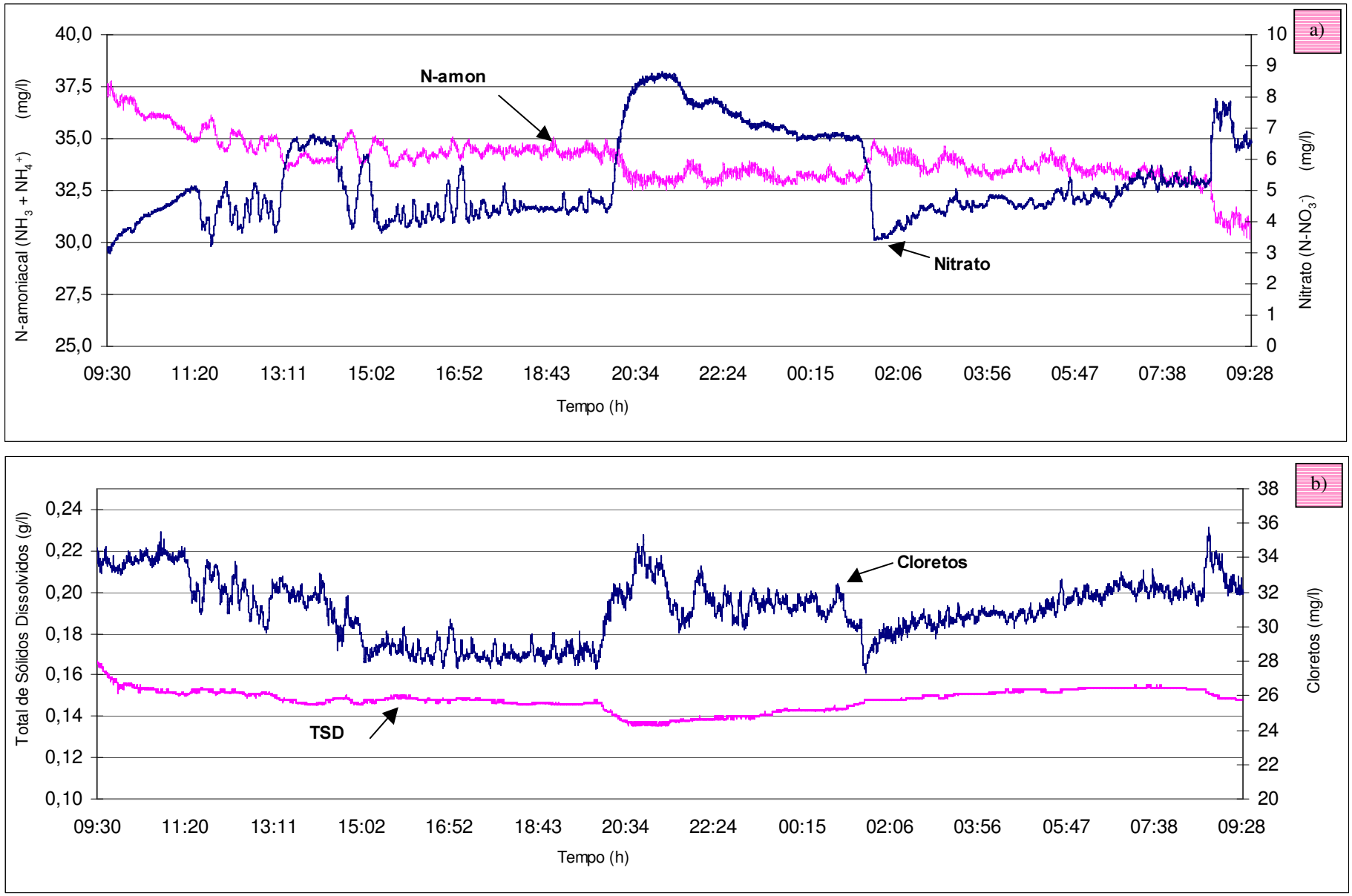


Figura 5.19 – Perfil de monitoramento contínuo do efluente do sistema de reatores – 24 horas com dados coletados a cada 10 segundos. Encerramento da Fase 3 de estudo. **a)** N-amon e Nitrato **b)** TSD e Cloretos

A comparação entre os resultados obtidos para os parâmetros físico-químicos de controle obtidos no ensaio contínuo de 24 horas apresenta aspectos bastante interessantes, e que auxiliam no entendimento dos processos biológicos ocorridos no sistema, bem como a influência do meio externo sobre eles.

Como o perfil de monitoramento de 24 horas foi realizado em um dia ensolarado de primavera, notou-se aumento pronunciado da temperatura do efluente nas horas mais quentes do dia, porém, não se pode afirmar, da análise dos gráficos, que este aumento tenha influenciado algum outro parâmetro determinado pela sonda.

Durante grande parte do período de realização do perfil 24 horas, notou-se que a concentração de OD no efluente manteve-se variando muito pouco entre 5 e 6 mg/l. Credita-se este fato ao sistema de coleta do efluente final, o qual ficava próximo à base do reator após ter passado por tubulação com mais de 5 metros de comprimento. Acredita-se que o efluente sofria aeração nessa tubulação (Figura 4.2). Como as condições de coleta não variavam ao longo do dia, as condições de aeração do efluente também não variavam.

5.2.5.3. Verificação da remoção de coliformes no sistema

A determinação da concentração de coliformes totais e fecais também foi realizada ao final da Fase 3, apenas para verificação do desempenho do sistema quanto à eficiência de remoção destes microrganismos. Os resultados destas determinações são apresentados na Tabela 5.25.

Tabela 5.25 – Eficiência de remoção de coliformes totais e fecais no sistema estudado

Tipo de coliforme	**Afluente (NMP/100ml)**	**Efluente (NMP/100ml)**	**Eficiência de remoção**
Coliformes totais	$7{,}0 \times 10^{11}$	$1{,}1 \times 10^{9}$	99,8 %
Coliformes fecais (E.Coli)	$3{,}0 \times 10^{9}$	$1{,}2 \times 10^{7}$	99,6 %

Esses resultados obtidos para remoção de coliformes no sistema estudado não podem ser considerados expressivos, portanto, é necessária instalação de unidade de desinfecção do efluente final para que se obtenha efluente com quantidade de coliformes suficientemente baixa para atender aos padrões de lançamento da legislação brasileira.

A instalação de unidade de desinfecção, no entanto, pode ser facilitada devido aos baixos valores de turbidez observados no efluente final do sistema.

5.2.6. Comentários sobre o desempenho do sistema nas fases experimentais

Durante a Fase 1, sobretudo no período em que o reator pôde ser operado sem modificações ou interrupções na alimentação e nas características de operação mais condizentes com o que se esperava a partir do projeto do sistema, obteve-se melhores resultados quanto ao desempenho geral do sistema na remoção de matéria carbonácea e de nitrogênio, do que nas demais fases.

Os resultados apresentados para a Fase 2 não podem ser considerados insatisfatórios, pois foram obtidos sob condições desfavoráveis, ou situações de limite de carregamento, porém, não foi possível obter resultados tão bons quanto na Fase 1.

Analisando os resultados, nota-se que tanto o fornecimento de pouco oxigênio; quanto a ausência de recirculação; e o aumento da taxa de carregamento, com diminuição do TDH de 4 vezes (comparando-se com o melhor resultado da Fase 1), prejudicaram a nitrificação no sistema, porém ainda assim, obteve-se eficiência média remoção de N-NTK próxima a 48% na Fase 2.

Para a Fase 3, os resultados do desempenho do sistema no que diz respeito às variáveis físico-químicas estiveram aquém do que se esperava, pois as condições de operação mantidas para o sistema não puderam ser consideradas desfavoráveis. No entanto, estima-se que o curto tempo de operação compreendido por esta fase tenha sido insuficiente para que os microrganismos (especialmente os nitrificantes autotróficos) se adaptassem novamente às condições ambientais fornecidas, após o período de sobrecarga aplicado durante a Fase 2.

Por esse motivo, não foi possível verificar a influência da medida de recirculação do lodo gerado (sedimentado no CDC), no desempenho geral do sistema a partir da comparação com os resultados da Fase 1. Não se pode afirmar que o mau desempenho da nitrificação na Fase 3 tenha sido ocasionado pelo retorno do lodo. Observando-se o Gráfico *a)* da Figura 5.19, e os resultados da determinação do NMP de nitrificantes (Item 5.3.4) é possível afirmar que havia atividade dos microrganismos nitrificantes no sistema durante a Fase 3.

A observação de algumas das variáveis de controle determinadas pode auxiliar no entendimento dos processos ocorridos no sistema durante as diferentes fases de operação.

A partir da análise dos dados do Gráfico *b)* da Figura 5.18, pode-se dizer que apesar de serem lidos por sensores diferentes, os valores de pH e do POR caminharam sempre em direções opostas, ou seja, quando se observava diminuição do POR, notava-se aumento no pH, e vice versa. Os resultados obtidos por Fdez-Polanco (1994) para sistema anaeróbio/aeróbio de leito fluidificado seguiram a mesma tendência apresentada para estas variáveis.

A variação do potencial de oxi-redução (POR - detectada por sensor específico) foi utilizada por Cecil (2003) em conjunto com sensor de amônia, para promover o controle da remoção de nitrogênio em ETE para população de 300.000 habitantes. O monitoramento de apenas essas duas variáveis de controle permitia ao autor verificar o desempenho da ETE quanto à remoção de nitrogênio amoniacal, e tomar as medidas necessárias para correção de eventuais problemas, antes que os valores desejados para essa variável no efluente final ultrapassarem o limite imposto. Analisando-se as Figuras 5.18 e 5.19, verifica-se que o monitoramento do POR pode indicar rapidamente se o processo de nitrificação sofreu alguma alteração, e portanto, pode ser usado como base para o controle dos processos ocorridos em reatores responsáveis pela nitrificação.

A relação entre a elevação do pH e a remoção de nitrogênio no sistema estudado já havia sido constatada desde a metade da Fase 1 de operação. Boller *et al*. (1994) afirmam que valores de pH abaixo de 7,0 começam a inibir a nitrificação nos biofilmes, e que, quando se têm valores de pH entre 6,5 e 6,7, pode ocorrer paralisação completa do processo de nitrificação.

Os baixos valores de pH observados no interior do reator R2, devido ao mau funcionamento do reator R1, podem ter, de fato, inibindo a nitrificação durante as Fases 2 e 3 de estudo, porém, quando se observa os resultados obtidos durante a Fase 1, pode-se verificar que o pH esteve próximo a 6,0 tanto no reator responsável pela nitrificação quanto no reator anóxico responsável pela desnitrificação nos dias em que se verificou os melhores resultados de remoção de N-NTK e N-amon.

Outra constatação interessante é a de que à medida que o pH passou de valores próximos a 7,0 para valores superiores a 7,6, houve aparecimento de elevada concentração de nitrato no efluente, acompanhada da diminuição da concentração de nitrogênio amoniacal, e do aumento na concentração de cloretos.

Alguns autores descrevem possíveis causas para a baixa eficiência de remoção de nutrientes em reatores projetados especificamente para essa finalidade. Del Pozo & Diez (2003) afirmam que em processo combinado aeróbio/anaeróbio, a remoção de matéria orgânica no reator aeróbio deve ser de certa forma eficiente o suficiente para que não haja competição pela matéria orgânica biodegradável entre os microrganismos desnitrificantes, e os responsáveis pela metanogênese, pois nestes sistemas, a matéria orgânica acaba se tornando limitante para ambas as populações. Neste fato, reside uma das vantagens de se ter um reator exclusivo para a desnitrificação, no qual toda a matéria orgânica disponível é utilizada apenas pelos microrganismos desnitrificantes.

Os estudos de Larrea *et al.* (2003), demonstraram que o processo de remoção de nitrogênio no reator responsável pela nitrificação, foi prejudicado não só pela competição entre os nitrificantes autotróficos e os heterotróficos pelo oxigênio dissolvido no meio, mas também por espaço nas camadas internas do biofilme, fato que pode ter ocorrido no sistema estudado, pois se notou diminuição da população de microrganismos oxidadores de amônia na Fase 3 quando comparada com a Fase 1 de operação (vide resultados do Item 5.3.4.)

Nos estudos de Larrea *et al.* (2003), a introdução de elevadas taxas de aplicação de oxigênio dissolvido por si só, não foi suficiente para compensar o consumo de oxigênio pelas heterótrofas, e por este motivo, os autores observaram baixa eficiência no processo de nitrificação nos reatores que apresentavam parcela significativa de DQO biodegradável. Essa constatação pode auxiliar no entendimento da baixa taxa de nitrificação observada em R2 (na Fase 2), pois este reator ainda recebia elevada parcela de matéria orgânica biodegradável vinda do reator UASB (R1).

Os resultados experimentais obtidos por Ryhiner *et al*. (1994) demonstraram que a aeração moderada no estágio de pré-desnitrificação aumenta tanto a desnitrificação, quanto a remoção de carbono orgânico devido à aceleração das velocidades de difusão dos substratos para o interior do biofilme. A configuração do sistema de reatores estudada na presente pesquisa pôde produzir o efeito de aeração moderada comentado pelo autor citado,

como pode ser observado no Gráfico *d)* da Figura 5.17, no qual no início do reator R3 se tem pequena quantidade de oxigênio dissolvido remanescente de R2.

Marín *et al*. (1999) comentam que em reatores de leito fluidificado, o efluente geralmente é recirculado para atingir velocidades ascensionais elevadas, sendo que para as reações anaeróbias, nas quais grandes quantidades de CO_2 são formadas, o efluente tende a ser alcalino, e, quando misturado à parcela de esgoto que chega ao sistema, pode ajudar a controlar o pH. Este fenômeno foi observado ser verdadeiro para o sistema estudado durante a Fase 1, porém, nas Fases 2 e 3 não se pode afirmar que promoveu efeito significativo nos processos de remoção de nitrogênio.

No mesmo sentido, os estudos realizados por Tanaka & Suzuki (2002) demonstraram que a taxa de recirculação afetou a eficiência de remoção de nitrogênio em sistema anóxico/aeróbio, porém, que a variação da taxa de recirculação não interferiu significativamente na remoção de DQO do meio. Os resultados do estudo dos autores citados demonstraram que os valores elevados de recirculação forneceram melhores resultados de remoção de nitrogênio.

Na presente pesquisa, durante a Fase 2 também foi possível constatar este fenômeno, pois quando o sistema foi operado sem recirculação, os valores de remoção de DQO mantiveram-se na mesma faixa de eficiência, no entanto, observou-se resultados de remoção de nitrogênio pouco satisfatórios, atingindo-se apenas 16,7 % de eficiência de remoção de N-amon, com remoção de DQO_{bruta} superior a 93 %.