

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL  
PROGRAMA DE PÓS - GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL**

**DELMIRA BEATRIZ WOLFF**

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE CARBONO E NITROGÊNIO DE ESGOTO  
URBANO EM REATORES HÍBRIDOS UTILIZANDO DOIS MATERIAIS  
SUPORTE FLOTANTES**

Tese apresentada ao Programa de Pós - Graduação em Engenharia Ambiental do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - ENS/CTC da Universidade Federal de Santa Catarina, como requisito para obtenção do título de doutora, orientada pela Professora Doutora Rejane Helena Ribeiro da Costa/ENS/UFSC e co-orientada pelo Professor Doutor Etienne Paul do INSA/Toulouse/França

Florianópolis, SC  
Fevereiro, 2005.

## Ficha Catalográfica

Wolff, Delmira Beatriz

**Remoção Biológica de Carbono e Nitrogênio de Esgoto Urbano em Reatores Híbridos Utilizando Dois Materiais Suporte Flotantes.**

Delmira Beatriz Wolff – Florianópolis-SC, 2005.

viii, 218 p.

Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental. 2005.

Título em Inglês: Biological Removal of Carbon and Nitrogen of Urban Sewer in Hybrid Reactors Using Two Floating Carriers.

1. Introdução. 2. Revisão Bibliográfica. 3. Materiais e Métodos. 4. Resultados e Discussões. 5. Conclusões e Recomendações. 6. Referências Bibliográficas.

"A mente que se abre a uma nova idéia jamais volta ao seu tamanho original." (Albert Einstein)

Ao Planeta Terra, tão pequenino diante do Universo, mas tão lindo...  
E aos meus pais (*in memoriam*)



## AGRADECIMENTOS

À professora Rejane Helena Ribeiro da Costa, minha eterna orientadora, pelo apoio, pelos conselhos e amizade.

Ao professor Etienne Paul por ter me acolhido junto ao INSA/Toulouse e por sua orientação e apoio.

Ao Juan Carlos Ochoa, por ter me apoiado no decorrer da pesquisa no INSA/Toulouse.

Aos técnicos e a todos os doutorandos e estagiários do LIPE/INSA, que auxiliaram de alguma forma no transcorrer da pesquisa.

À professora Heike Hoffmann, pelas discussões interessantes e conselhos.

À professora Cladir Zanotteli pelos conselhos quanto ao tratamento estatístico.

Ao Alexandre, Rafael, Rosane e todos os meus amigos do LABEFLU.

Às minhas irmãs, por seu amoroso apoio moral

À coordenação, funcionário e bolsistas do PPGEA pelo atendimento cordial

À CAPES, pela bolsa de estudo

E aos professores doutores Cladir Zanotteli, Hênio Normando de Souza Melo, Heike Hoffmann e Paulo Belli Filho por aceitarem participar da banca.

## RESUMO

Neste trabalho foi investigado o desempenho de reatores híbridos de leito móvel agitado na remoção de nitrogênio e carbono de esgoto urbano, utilizando-se dois materiais suporte poliméricos com características diferentes: suporte P4 (plástico reciclado, muito rugoso, diâmetro médio de 2,31 mm densidade de  $900 \text{ kg/m}^3$ , superfície específica potencial de  $2596 \text{ m}^2/\text{m}^3\text{sup}$ ) e suporte P5 (polietileno, forma cilíndrica, profundidade de 6,2 mm, densidade  $880 \text{ kg/m}^3$ , superfície específica potencial de  $3075 \text{ m}^2/\text{m}^3\text{sup}$ ). A instalação piloto era formada por duas linhas de tratamento, com as mesmas condições operacionais, mas com diferentes porcentagens de preenchimento dos materiais suporte flotantes. Cada linha era constituída por uma coluna em PVC transparente, decantador, 3 bombas peristálticas (alimentação do sistema, recirculação de lodo e adição de fonte de carbono). A aeração (ar comprimido ascendente) era seqüencial, com corte do ar a cada 45 minutos, a fim de obter a alternância de fases aeróbias e anaeróbias. A temperatura foi mantida a  $16^\circ\text{C}$ . Os reatores piloto foram operados em duas fases (A e B), definidas em função da idade do lodo: fase A, com idade do lodo média de 10 dias e fase B, em média de 3 dias. As cargas volumétricas médias aplicadas, em termos de nitrogênio e de DQO foram de  $0,16 \text{ kgNTK/m}^3 \text{ dia}$  e  $1,0 \text{ kgDQO/m}^3 \text{ dia}$  (suporte P4); e  $0,15 \text{ kgNTK/m}^3$  e  $0,9 \text{ kgDQO/m}^3 \text{ dia}$  (suporte P5). Os resultados obtidos mostraram uma remoção média de nitrogênio de 95% para o suporte P4 e 73% para o suporte P5, e de 89% em relação à DQO solúvel e 73% para a DQO total (suporte P4) e 91% em termos de DQO solúvel e 79% para a DQO total (suporte P5). Estes resultados mostraram a influência do material suporte na eficiência de remoção de nitrogênio, enquanto a idade do lodo não causou influência na eficiência, pois a atividade autotrófica foi principalmente ligada à biomassa fixa.

**PALAVRAS CHAVE:** Biomassa fixa, biomassa floculada, lodo ativado, reator híbrido

## ABSTRACT

In this work was investigated the performance of moving bed hybrid reactors in the nitrogen and carbon removal in urban sewage, using two material supports with different characteristics: P4 support (recycled plastic, spherical shape, wrinkled, average diameter 2.31 mm, density 900 kg/m<sup>3</sup> and potential specific surface area of 2597 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup><sub>sup.</sub>) and support P5 (polyethylene, depth 6.2 mm, average diameter of approximately 10 mm, density 880 kg/m<sup>3</sup> and potential specific surface area of 3075 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup><sub>sup.</sub>). The installation pilot was composed of two lines of hybrid reactors, with the same operational conditions, but with different filling rates. Each line was constituted by a clear PVC column, settling tank and 3 peristaltic pumps (feeding system, recycling of sludge and addition of carbon source). The aeration (ascending compressed air) was sequential, with the air supply being cut off every 45 minutes, in order to obtain the alternating aerobic and anoxic phases. The temperature was maintained at 16°C. The reactors were operated in two phases (A and B), as defined by an average Sludge Retention Time (SRT) of 10 days and 3 days, respectively. The applied average volumetric loads, in terms of nitrogen was 0.16 kgTKN/m<sup>3</sup> day and 1kgCOD/m<sup>3</sup> day (P4 support); 0.15 kgTKN/m<sup>3</sup>.day and 0.9 kgCOD/m<sup>3</sup>.day (P5 support). The results showed a average nitrogen removal of 95% for the support P4 and 73% for the P5 support, 89% in relation to soluble COD and 73% for total COD (P4 support), 91% in terms of soluble COD and 79% for the total COD (P5 support). These results showed the influence of the material support in the efficiency of nitrogen removal, however the SRT did not influence in the efficiency, because of the autotrophic activity is mainly on the fixed biomass.

**Key words:** Fixed biomass, suspended biomass, activated sludge, hybrid reactor

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Classificação de processos biológicos .....	9
<b>Figura 2.</b> Desempenho de um Lodo Ativado em função da carga e idade do lodo.....	12
<b>Figura 3.</b> Suporte tipo tiras flexíveis .....	25
<b>Figura 4.</b> Sistema FAST .....	29
<b>Figura 5.</b> Suporte Ringlace.....	30
<b>Figura 6.</b> Hydroxyl system – F <sup>3</sup> RAS <sup>®</sup> .....	31
<b>Figura 7.</b> Sistema Kaldnes.....	32
<b>Figura 8.</b> Partículas Kaldnes: diversos exemplos (a) e colonizada (b).....	32
<b>Figura 9.</b> Mecanismos intervenientes na formação do biofilme.....	39
<b>Figura 10.</b> Velocidade de crescimento das Nitrosomonas.....	49
<b>Figura 11.</b> Influência do pH na nitrificação.....	49
<b>Figura 12.</b> Diagrama da Nitrificação parcial, SHARON, Anammox e Canon, Ncompostos .....	53
<b>Figura 13.</b> Fluxograma do sistema de tratamento .....	57
<b>Figura 14.</b> Esquema de uma linha da instalação piloto .....	58
<b>Figura 15.</b> Detalhe do agitador tipo hélice .....	59
<b>Figura 16.</b> Esquema dos ciclos de aeração .....	59
<b>Figura 17.</b> Foto de um dos reatores híbrido piloto .....	59
<b>Figura 18.</b> Perfil da rugosidade – suporte P4 .....	61
<b>Figura 19.</b> Perfil da rugosidade – suporte P5 .....	61
<b>Figura 20.</b> Fotos do suporte P4 com (a) lupa (b) câmera digital .....	62
<b>Figura 21.</b> Fotos do suporte P5.....	62
<b>Figura 22 .</b> Fotos do suporte P4 não colonizado no microscópio eletrônico de varredura aumentos (a) 35X (b) 100X (c) 500X.....	63
<b>Figura 23.</b> Foto do suporte P5 não colonizada (MEV – aumento 35x).....	63
<b>Figura 24.</b> Foto do respirômetro.....	71
<b>Figura 25.</b> Esquema da realização do teste IVL.....	73
<b>Figura 26.</b> Diagrama de caixas - concentrações de saída de NTK – suportes P4 e P5.....	87
<b>Figura 27.</b> Comportamento do NTK entrada e saída - reatores P4 e P5 - fases A e B.....	89
<b>Figura 28.</b> Balanço parcial de nitrogênio - suporte P4, fases A e B.....	90
<b>Figura 29.</b> Balanço parcial de nitrogênio – suporte P5, fases A e B .....	91
<b>Figura 30.</b> Dispersão do NTK ao longo do período estudado – saída do reator com P4 ....	93
<b>Figura 31.</b> Dispersão do NTK após 70 <sup>o</sup> dia de operação - saída P4.....	94
<b>Figura 32.</b> Dispersão do NTK na fase A, saída suporte P4 .....	95
<b>Figura 33.</b> Dispersão do NTK na fases B, saída suporte P4.....	95
<b>Figura 34.</b> Dispersão do NTK na saída do reator P5 ao longo do período estudado .....	96
<b>Figura 35.</b> Dispersão do NTK na fase A, saída sistema com suporte P5 .....	97
<b>Figura 36.</b> Dispersão do NTK na fase B, saída sistema com suporte P5 .....	97
<b>Figura 37.</b> Rendimento remoção de nitrogênio, suportes P4 e P5, fases A e B .....	99
<b>Figura 38.</b> Rendimento da desnitrificação nos reatores com suportes P4 e P5, fase A.....	102
<b>Figura 39.</b> Diagrama de caixas – DQO saída dos reatores com suportes P4 e P5.....	104
<b>Figura 40.</b> Comportamento da DQO total e filtrada – suportes P4 e P5, fases A e B.....	106
<b>Figura 41.</b> Dispersão da DQO total e filtrada-saída suporte P4 .....	107
<b>Figura 42.</b> Dispersão da DQO na fases A, saída do sistema com suporte P4 .....	108
<b>Figura 43.</b> Dispersão da DQO na fase B, saída do sistema com suporte P4 .....	108

<b>Figura 44.</b> Dispersão da DQO total e filtrada-saída do sistema com suporte P5 .....	109
<b>Figura 45.</b> Dispersão da DQO, fase A, saída do sistema com suporte P5.....	110
<b>Figura 46.</b> Dispersão da DQO, fase B, saída do sistema com suporte P5.....	110
<b>Figura 47.</b> Remoção carbonácea das cargas volumétricas aplicadas no reator com suporte P4, fases A e B.....	111
<b>Figura 48.</b> Remoção carbonácea das cargas volumétricas aplicadas no reator com suporte P5, fases A e B.....	112
<b>Figura 49.</b> Carga removida por área de suporte – P4 .....	114
<b>Figura 50.</b> Carga removida por área de suporte – P5 .....	114
<b>Figura 51.</b> Evolução do SST no reator, suportes P4 e P5.....	116
<b>Figura 52.</b> Comportamento do SSV no reator, suportes P4 e P5 .....	116
<b>Figura 53.</b> Relação entre SSV e SS nos reatores, P4 e P5.....	117
<b>Figura 54.</b> Concentração de SST na saída dos reatores com suportes P4 e P5 .....	118
<b>Figura 55.</b> Concentrações de SSV na saída dos reatores com suportes P4 e P5 .....	118
<b>Figura 56.</b> Relação entre SSV e SST na saída dos sistemas com suportes P4 e P5 .....	119
<b>Figura 57.</b> $Y_{obs}$ suporte P5, no decorrer das fases A e B .....	120
<b>Figura 58.</b> Diagrama de caixas $Y_{obs}$ , suportes P4 e P5 .....	122
<b>Figura 59.</b> Composição da biomassa ativa, autotrófica e heterotrófica, fixa e floculada, fases A e B, suportes P4 e P5 .....	126
<b>Figura 60.</b> Foto do suporte P4 ao microscópio eletrônico de varredura aumento 750X ...	129
<b>Figura 61.</b> Fotos do suporte P5 com lupa (aumento 15X): biofilme desenvolvido na superfície do suporte.....	129
<b>Figura 62.</b> Observação do biofilme desenvolvido no exterior do suporte P5 com microscópio eletrônico de varredura (aumento a-35X e b-100X).....	130
<b>Figura 63.</b> Fotos microscopia óptica do floco raspado do suporte P5 (aumento 120X) ...	130
<b>Figura 64.</b> Microscopia eletrônica de varredura (aumento 350X) .....	131

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Classificação dos sistemas em função da idade do lodo.....	11
Tabela 2. Interpretação do resultado do Índice Volumétrico do Lodo (IVL).....	13
Tabela 3. Processos com leito móvel.....	20
Tabela 4. Resultados obtidos no Brasil em alguns processos de biomassa fixa.....	22
Tabela 5. Tipos de material suporte utilizados em sistemas híbridos .....	24
Tabela 6. Eficiência de depuração de diferentes processos híbridos.....	34
Tabela 7. Processos intervenientes no desprendimento do biofilme .....	42
Tabela 8. Quantidade de DQO consumida por quantidade de nitrato eliminado .....	52
Tabela 9. Esquema e balanço de massa de três técnicas respirométricas.....	56
Tabela 10. Características dos materiais suporte.....	60
Tabela 11. Características do substrato (valores médios).....	66
Tabela 12. Composição da solução de carbono.....	67
Tabela 13. Condições operacionais para RH <sub>1</sub> (P4) e RH <sub>2</sub> (P5).....	67
Tabela 14. Valores médios de cargas aplicadas .....	68
Tabela 15. Análises físico-químicas diárias (entrada, saída e no reator) .....	69
Tabela 16. Substrato complexo OCDE .....	72
Tabela 17. Água de diluição de DBO modificada.....	72
Tabela 18. Condições experimentais para o cálculo da velocidade de consumo de oxigênio .....	73
Tabela 19. Parâmetros estequiométricos e cinéticos utilizados.....	81
Tabela 20. Estatística descritiva dos valores das concentrações de NTK e NH <sub>4</sub> .....	86
Tabela 21. Remoção de nitrogênio – valores médios.....	88
Tabela 22. Rendimento da nitrificação por superfície efetiva de suporte .....	101
Tabela 23. Estatística descritiva – concentrações de DQO total e filtrada.....	103
Tabela 24. Remoção de carbono – valores médios .....	105
Tabela 25. Valores médios da remoção de DQO por superfície de suporte.....	113
Tabela 26. Comparação de valores de Y <sub>obs</sub> obtidos para P4 e P5 com o lodo ativado.....	121
Tabela 27. Repartição da biomassa ativa no reator .....	123
Tabela 28. Resumo da distribuição da biomassa ativa.....	124
Tabela 29. Parâmetros de decantabilidade do lodo – valores médios .....	128
Tabela 30. Resumo comparativo – suportes P4 e P5.....	132

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>1.1. Posicionamento do Problema .....</b>	<b>3</b>
Objetivo geral: .....	6
Objetivos específicos:.....	7
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>8</b>
<b>2.1. Tratamento Biológico de Efluentes .....</b>	<b>8</b>
2.1.1. Processos Biológicos com Biomassa em Suspensão .....	9
2.1.2. Processos Biológicos com Biomassa Fixa .....	13
2.1.3. Sistemas híbridos.....	23
<b>2.2. Biofilme.....</b>	<b>38</b>
2.2.1. Dinâmicas da adesão .....	39
2.2.2. Crescimento do biofilme .....	41
<b>2.3 Remoção do Nitrogênio por Processos Biológicos .....</b>	<b>42</b>
2.3.1. Fundamentos da Nitrificação Biológica .....	44
2.3.2. Desnitrificação Biológica .....	50
<b>2.4. Atividade da Biomassa .....</b>	<b>53</b>
2.4.1. Fundamentos de Respirometria .....	54
<b>3. MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>57</b>
<b>3.1. Sistema piloto de tratamento .....</b>	<b>57</b>
<b>3.2. Materiais suporte.....</b>	<b>60</b>
<b>3.3. Substrato .....</b>	<b>65</b>
<b>3.4. Adição de carbono .....</b>	<b>66</b>
<b>3.5. Operação dos reatores piloto.....</b>	<b>67</b>
3.5.1. Condições operacionais .....	67
3.5.2. Cargas aplicadas .....	68
<b>3.6. Metodologias Analíticas .....</b>	<b>68</b>
3.6.1. Fase líquida.....	68
3.6.2. Biofilme .....	69
3.6.3. Medida da decantabilidade do lodo – Índice Volumétrico do lodo (IVL) e Velocidade de Decantação .....	73
<b>3.7. Cálculos .....</b>	<b>74</b>
3.7.1. Balanço de massa.....	74
3.7.2. Remoção Carbonácea .....	77
3.7.3. Produção de lodo .....	78
3.7.4. Idade do lodo .....	79
3.7.5. Cálculo da biomassa viável .....	80
3.7.6. Índice Volumétrico do Lodo (IVL) .....	83
<b>3.8. Análise estatística.....</b>	<b>84</b>

<b>4. RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	<b>85</b>
<b>4.1. Remoção do Nitrogênio</b> .....	<b>85</b>
4.1.1. Estatística descritiva e comparativa dos reatores híbridos .....	85
4.1.2. Comportamento do NTK e balanço parcial de nitrogênio .....	89
4.1.3. Nitrificação .....	98
4.1.4. Nitrificação por superfície de suporte .....	100
4.1.5. Desnitrificação .....	101
<b>4.2. Remoção do carbono</b> .....	<b>103</b>
4.2.1. Estatística descritiva e comparativa dos reatores .....	103
4.2.2. Comportamento da DQO total e filtrada .....	105
4.2.3. Remoção carbonácea por volume de reator .....	111
4.2.4. Remoção carbonácea por superfície de suporte .....	113
<b>4.3. Comportamento dos sólidos em suspensão</b> .....	<b>115</b>
<b>4.4. Produção de lodo</b> .....	<b>119</b>
<b>4.5. Distribuição da biomassa ativa, heterotrófica e autotrófica</b> .....	<b>122</b>
<b>4.6. Decantabilidade do lodo</b> .....	<b>127</b>
<b>4.7. Observações microscópicas</b> .....	<b>129</b>
<b>4.8. Avaliação geral dos suportes</b> .....	<b>131</b>
<b>5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES</b> .....	<b>133</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....	<b>135</b>
<b>APÊNDICE</b> .....	<i>Erro! Indicador não definido.</i>



## 1. INTRODUÇÃO

A água é essencial à vida. Além de seu uso para o abastecimento doméstico e industrial, pode ser utilizada na irrigação; na dessedentação de animais; aquicultura, recreação, geração de energia elétrica, e navegação, dentre outros. De todo o imenso reservatório de água que existe no planeta, apenas 0,8% pode ser utilizado como manancial para o abastecimento público. Atualmente, os crescentes níveis de poluição dos recursos naturais, causados principalmente pelo crescimento desordenado das populações urbanas e pelo desenvolvimento tecnológico e industrial, que vem gerando resíduos sólidos e/ou líquidos cada vez mais complexos, exigem o desenvolvimento de novas tecnologias de tratamento de efluentes, com o objetivo de reduzir ou eliminar poluentes antes de seu lançamento e/ou descarte nos recursos naturais. Em consequência, tem-se verificado o desenvolvimento de pesquisas aplicadas, visando principalmente a possibilidade de aplicação de cargas orgânicas mais elevadas e a redução de áreas necessárias ao tratamento, por conseguinte, menores custos de implantação, menor produção de lodo em excesso e o reúso das águas.

Os processos biológicos aeróbios com biomassa em suspensão floculada (como lodos ativados e lagoas aeradas) são freqüentemente utilizados para o tratamento de efluentes urbanos e industriais. Estes sistemas, contudo, são limitados pela concentração de biomassa e pelo tempo de retenção hidráulica. Conseqüentemente, necessitam de grandes áreas para sua instalação e são muito dependentes da separação líquido/sólido. Tais processos apresentam boa eficiência na redução de poluição orgânica e dos sólidos em suspensão, mas os lodos ativados convencionais não são muito eficazes na redução de nutrientes. Os organismos de lento crescimento, como os nitrificantes, que crescem em suspensão, requerem longos tempos de residência celular. Um exemplo de processo de biomassa em suspensão utilizado para a

nitrificação é o lodo ativado de aeração prolongada, o qual necessita de grande volume construído e custos elevados com a aeração.

Com o aumento dos níveis de exigência da legislação ambiental, a necessidade de eliminação dos nutrientes tem favorecido pesquisas sobre novos processos de tecnologias avançadas. No sentido de obter instalações mais compactas e estáveis, os sistemas de biomassa fixa foram desenvolvidos inicialmente para a eliminação da poluição carbonácea. Novos avanços nos processos de tratamento, porém, foram necessários para a eliminação do fósforo, a nitrificação e a desnitrificação. (RYHINER *et al.*, 1992; SAGBERG *et al.*, 1992).

De acordo com AL-SHAREK E HAMODA (2001), a qualidade dos efluentes dos processos de biomassa fixa (em leito fixo) pode ser inferior ao de biomassa suspensa devido à limitação da transferência de oxigênio do líquido para o interior do biofilme. Para melhorar esta transferência, foram desenvolvidos os reatores de biomassa fixa com leito móvel, tais como reatores de leito fluidizado (clássico e inverso) e leito turbulento. Estas tecnologias podem obter eficiências de remoção da mesma ordem, ou até superiores aos processos de lodo ativado (para elevadas cargas orgânicas aplicadas), e são operadas com baixos tempos de retenção hidráulica (WOLFF *et al.*, 1998). Em 1982, foram realizadas pesquisas em reatores híbridos, onde ocorrem o crescimento de biomassa suspensa e fixa, com o objetivo de combinar as vantagens dos dois processos, o qual foi utilizado como estratégia para a obtenção da remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio (MÜLLER, 1998).

Uma nova tecnologia em reatores híbridos, constituída por reator de biofilme em leito móvel em conjunto com lodo ativado (*Moving Bed Biofilm Reactor*) em um único reator biológico, está sendo utilizada em mais de 100 sistemas de tratamento em diversos lugares do mundo,

para remoção carbonácea, nitrificação e desnitrificação, para esgotos domésticos e industriais. Seu princípio é o crescimento de um biofilme em um elemento plástico de baixa densidade, o qual se move livremente no reator biológico (tanque de aeração) (ØDEGAARD *et al.*, 2000, ANDREOTTOLA *et al.*, 2000). Os reatores híbridos com leitos móveis apresentam algumas vantagens em relação aos outros processos de biomassa fixa, como uma maior capacidade de retenção da biomassa no reator, utilização de um material leve, com grande superfície específica para o crescimento da biomassa, e melhoria na decantabilidade do lodo.

### **1.1. Posicionamento do Problema**

O lançamento e a acumulação de compostos nitrogenados (em forma de amônia, nitritos e nitratos) em águas superficiais e subterrâneas podem apresentar efeitos deletérios para a vida aquática e constituem perigos potenciais à saúde humana, prejudicando sua utilização em sistemas de águas potáveis. Além de causarem a depleção de oxigênio dissolvido devido às reações de oxidação, junto com o fósforo contribuem para a eutrofização dos corpos receptores, cujos efeitos: problemas de odor, turbidez e baixo nível de oxigênio dissolvido, afetam a respiração de peixes, bênton e plâncton. A amônia livre pode causar efeitos tóxicos à vida aquática, e a presença de nitritos e nitratos constitui um problema de saúde pública, por estarem relacionados a doenças como a metahemoglobinemia e câncer.

A legislação ambiental contempla, além da necessidade de redução da poluição orgânica, a redução de nitrogênio para o lançamento de efluentes sanitários e/ou industriais em cursos d'água. O padrão de lançamento de efluentes em lagos, lagoas, lagunas e estuários, em termos de nitrogênio total, de acordo com a legislação ambiental de Santa Catarina, é de 10mgN/L; e conforme a resolução n<sup>o</sup>. 20/1986 do CONAMA, o padrão de lançamento, em termos de

amônia, é de  $5\text{mgNH}_4/\text{L}$ . Assim, o desenvolvimento de novas tecnologias de processos biológicos para o tratamento conjunto de carbono e nitrogênio é importante, no sentido de assegurar um tratamento eficiente em sistemas com áreas reduzidas e obter baixos custos de implantação e operação. Por outro lado, muitas ETEs existentes não foram dimensionadas para assegurar o tratamento conjunto carbono-nitrogênio, ou não conseguem absorver as elevações de cargas orgânicas e de nutrientes, como nitrogênio e fósforo. Esta elevação das cargas pode ser devida a um aumento da população acima do previsto em projeto ou a efeitos da sazonalidade. As estações de tratamento de esgotos implantadas em zonas turísticas, - balneários, por exemplo - podem ter cargas aplicadas muito elevadas no verão. Deste modo, são necessárias estratégias para a otimização e/ou reabilitação das estações de tratamento existentes, sem a necessidade de realizar obras para ampliação. Estas estratégias são muito interessantes quando a área de implantação é fator limitante, e ainda considerando a redução de custos referentes às obras civis.

Desde 1997, a Universidade Federal de Santa Catarina, através do PPGEA, vem realizando pesquisas com processos de tratamento biológico por biomassa fixa em reatores de leito fluidizado trifásico aeróbios clássicos, para o tratamento de efluentes têxteis (WOLFF, 1997; BARTHEL, 1998; SALES, 1999 E GRANDO ALVES, 2000) e esgoto sanitário, como pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios (HEIN DE CAMPOS, 2001 E MARTINS, 2003). Estes trabalhos deram continuidade às pesquisas iniciadas por Costa (1989) junto ao INSA-Toulouse, França. Atualmente, estuda-se a remoção de nitrogênio e carbono de esgoto sanitário em reator de leito fluidizado operado como batelada seqüencial (BARBOSA, 2004; BORTOLOTTI, 2004 E HEIN DE CAMPOS, em andamento). Visando avançar nas pesquisas em reatores de biomassa fixa para remoção de matéria orgânica e nitrogênio, investigou-se uma nova tecnologia de tratamento de efluentes por reatores híbridos, em cooperação com o

Institut National des Sciences Appliquées (INSA) de Toulouse, França, cuja tecnologia ainda não foi desenvolvida no Brasil. A temática desta pesquisa concerne à otimização da eliminação de nitrogênio de águas residuárias urbanas, por tratamento biológico através de processo híbrido, constituído de reator de biomassa fixa em leito móvel trifásico e lodo ativado convencional, em um sistema único. Neste reator híbrido, desenvolvido no Laboratoire d'Ingénierie des Procédés de l'Environnement - (LIPE)/INSA de Toulouse, são utilizadas partículas sólidas plásticas como suporte, as quais apresentam uma densidade inferior àquela da água. As partículas são colocadas em movimento por um módulo de agitação contínua. A vazão líquida é muito fraca para permitir a fluidização. As forças hidrodinâmicas que mantêm a espessura ativa do biofilme são geradas pela agitação e aeração ascendente. Os suportes são: (1) um material plástico reciclado, muito rugoso (P4) e (2) partículas de polietileno (P5), semelhantes aos suportes utilizados por Bonomo *et al* (2000), aos suportes K1 e K2 utilizados por Ødegaard *et al* (1994) e K1, K2, AWT e ANOX, que foram utilizados por Ødegaard *et al.* (2000). Estes materiais suporte (P4 e P5) comportam uma grande superfície específica para o desenvolvimento do biofilme, mesmo com porcentagens de preenchimento mais baixas que as utilizadas pelos pesquisadores citados acima. Com a utilização destes baixos preenchimentos, evitam-se problemas de gradientes no reator e obtém-se também uma redução de custos de energia na agitação.

Os reatores híbridos constituem uma tecnologia não trivial para o tratamento de efluentes urbanos. O produto científico deste trabalho é a geração de conhecimento aplicável a curto prazo, seja na sua utilização como estratégia para reabilitação de estações existentes de lodos ativados, com o propósito de aumentar a eficiência do sistema na redução de nitrogênio e possibilitar o aumento de cargas orgânicas aplicadas, seja para futuras implantações de estações de tratamento de águas residuárias urbanas. Uma grande potencialidade para a sua

aplicação imediata encontra-se em estações de tratamento já existentes ou a implantar nas zonas balneárias, que na alta temporada podem ter uma carga orgânica e de nutrientes muitas vezes majoradas, e necessitam ser absorvidas pelo sistema de tratamento, de modo a assegurar a eficiência de depuração. Cumpre salientar, ainda, que este trabalho pretende mostrar a aplicabilidade deste sistema nas regiões mais frias do país (sul), sendo o monitoramento dos pilotos realizado com temperaturas médias de 16°C.

Para melhor compreender a capacidade de eliminação de matéria orgânica e nitrogenada nos reatores híbridos, faz-se necessária uma análise da biomassa viável, através de sua caracterização física e biológica (atividades heterotróficas e autotróficas). Deste modo, é determinante conhecer-se a interação entre alguns parâmetros físicos, como as características dos suportes (rugosidade, tamanho, densidade e superfície específica) e os biológicos (coeficientes cinéticos e velocidade de conversão). Uma relação entre a superfície útil do material e a eficiência de depuração de cada material é pesquisada, de modo a dar ao projetista os elementos de escolha do material e dimensionamento do reator. Em vista disto, esta pesquisa foi desenvolvida para cumprir os seguintes objetivos:

## **OBJETIVOS**

### ***Objetivo geral:***

Estudo comparativo entre dois reatores biológicos híbridos do tipo lodo ativado e leito móvel agitado, sob diferentes condições operacionais, visando a remoção conjunta do carbono e do nitrogênio de esgoto urbano.

**Objetivos específicos:**

- Determinação da eficiência de remoção de carbono e nitrogênio e a influência da idade do lodo ativado em reatores híbridos.
- Estudo do biofilme e repartição da biomassa viável, heterotrófica e autotrófica.
- Determinação da produção e decantabilidade do lodo.
- Estudo comparativo de dois tipos de suportes poliméricos.

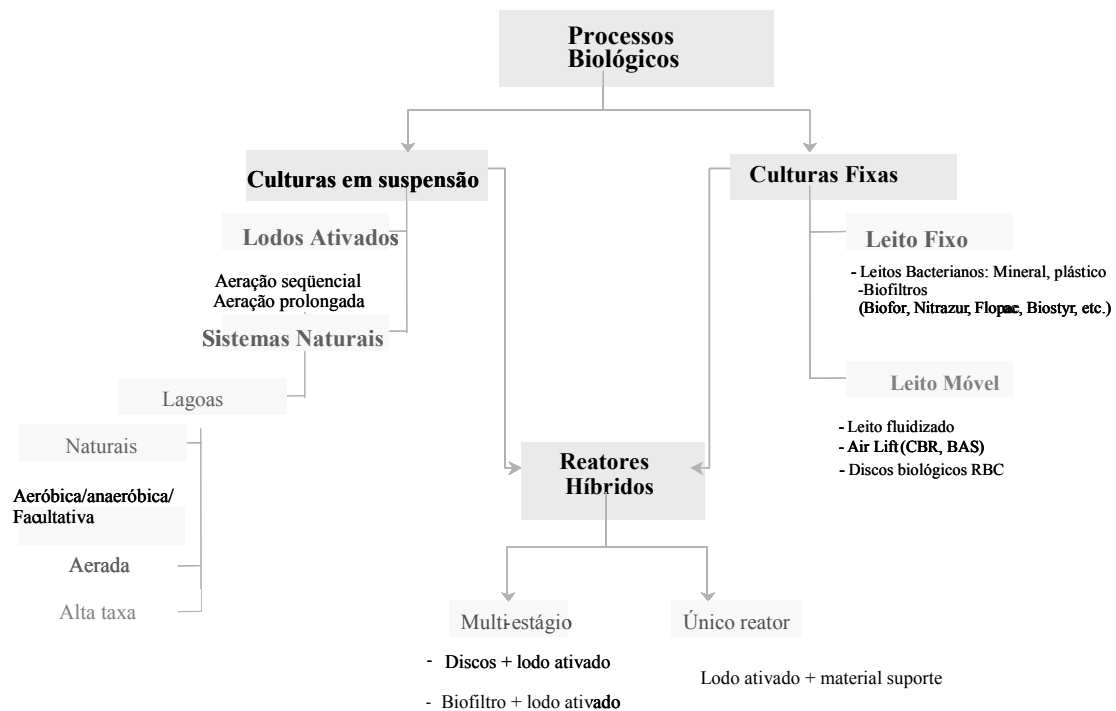




## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1. Tratamento Biológico de Efluentes

Os processos biológicos de tratamento de efluentes utilizam microrganismos para a conversão da matéria orgânica e/ou outros componentes das águas residuárias a sub-produtos e novas células. São extensivamente utilizados para a remoção de carbono (geralmente medido como DBO<sub>5</sub>, DQO ou COT) e de nutrientes, como nitrogênio (nitrificação e desnitrificação) e fósforo (biodesfosfatação), em efluentes urbanos e industriais. De acordo com Jordão e Pessoa (1995), os principais processos biológicos de tratamento são: oxidação aeróbia, (lodos ativados, por exemplo), digestão anaeróbia (por exemplo reator UASB) e digestão do lodo (aeróbia e anaeróbia). Metcalf & Eddy (2003) acrescentam, ainda, os processos anóxicos (desnitrificação) e a combinação de processos aeróbios, anóxicos e anaeróbios. Os sistemas biológicos também podem também ser classificados de acordo com a locação da biomassa dentro do reator em: biomassa em suspensão e biomassa fixa, como mostrado na figura 1. A junção de processos com biomassa em suspensão e aqueles com biomassa fixa dá origem aos processos de cultura mista, ou sistemas híbridos.



**Figura 1.** Classificação de processos biológicos  
(Fonte: adaptado de Gebara, 1999)

### 2.1.1. Processos Biológicos com Biomassa em Suspensão

Os processos biológicos de biomassa em suspensão, de modo geral, são constituídos por sistemas naturais, como lagoas de estabilização, ou biomassa floculada, compreendendo principalmente os lodos ativados e suas variantes. O princípio da biomassa floculada é o desenvolvimento da atividade dos microrganismos em suspensão, sob a forma de flocos. Este tipo de processo tem uma fase de separação sólido-líquido muito afetada pelas variações de cargas.

#### Lodos Ativados

O processo de lodos ativados é constituído por (a) um *reator aerado*, onde ocorrem as reações bioquímicas de transformação da matéria orgânica e, sob determinadas condições, de nutrientes (nitrogênio, fósforo), (b) por um *decantador secundário*, onde a biomassa é

sedimentada, o que permite o lançamento do efluente clarificado. Neste sistema, é efetuada a recirculação de uma fração da biomassa constituindo o lodo ativado, e tem-se que fazer o descarte do lodo em excesso. Devido à recirculação dos sólidos, o tempo de retenção destes é maior que o de retenção do líquido, e é chamado tempo de retenção celular ou idade do lodo. Define-se, então, a idade do lodo como a relação entre a quantidade de lodo biológico existente no reator e a quantidade de lodo biológico removida do sistema por dia. Uma maior permanência dos sólidos no reator, até um valor limite, assegura uma elevada eficiência dos sistemas de lodos ativados, pois uma maior concentração de biomassa aumenta a velocidade de oxidação da matéria orgânica presente no esgoto, e permite o crescimento de organismos específicos. Igualmente, permite um menor tempo de retenção hidráulica, geralmente medido em horas, necessitando de menor volume do tanque de aeração. Para se obter a nitrificação, no entanto, é necessário trabalhar-se com maior volume de reator para aumentar a quantidade de biomassa. A operação do reator com elevada idade do lodo permite a acumulação de organismos de lento crescimento, que são geralmente “lavados” do sistema quando a idade do lodo é baixa.

Os sistemas de lodos ativados foram desenvolvidos em 1914, na Inglaterra por Arden Lockett, foram assim denominados por envolver a produção de uma massa ativada de microrganismos capazes de estabilizar aerobicamente uma água residuária (METCALF & EDDY, 2003). Foi, entretanto, a partir de 1950 que houve um grande desenvolvimento em nível de tecnologia (aeradores, metodologias de projeto) e de pesquisas (estudos da cinética de crescimento microbiano, cálculos para dimensionamento). São largamente utilizados em diversas estações de tratamento no mundo, para o tratamento de esgotos urbanos e industriais, e como pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios (GONÇALVES *et al*, 2001).

Existem diversas variantes do processo de lodos ativados. Quanto à idade do lodo, pode ser dividido em lodo ativado convencional e de aeração prolongada (tabela 1), que podem funcionar em fluxo contínuo ou fluxo intermitente (batelada).

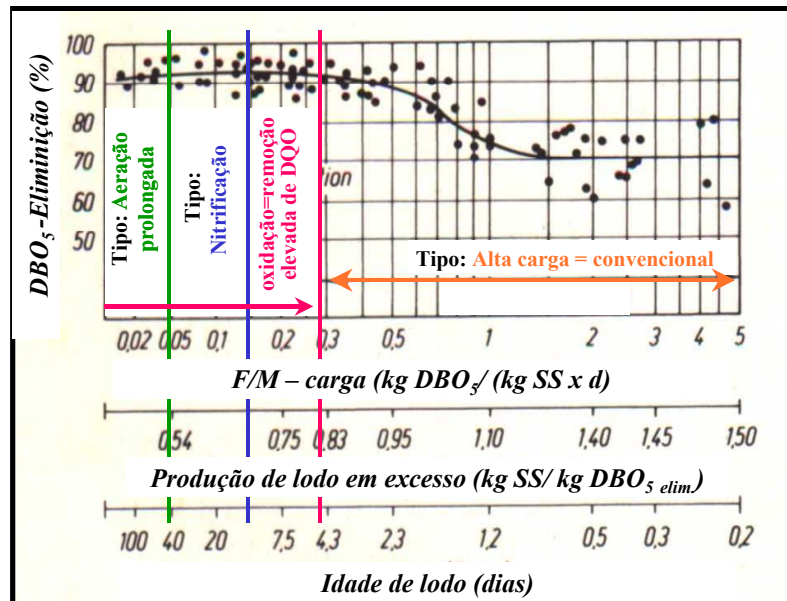
**Tabela 1.** Classificação dos sistemas em função da idade do lodo

<b>Idade do lodo</b>	<b>Carga volumétrica de DBO<sub>5</sub> aplicada (kgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>. dia)</b>	<b>Concentração do lodo (mg/L)</b>	<b>Denominação usual</b>
Reduzidíssima Inferior à 3 dias	Altíssima 1,5 - 6	300 - 600	Aeração modificada
Reduzida 4 a 10 dias	Alta 0,6 - 0,8	1000 - 3000	Lodos ativados convencionais
Intermediária 11 a 17 dias	Intermediária 1,5 - 3	5000 - 8000	-
Elevada 18 a 30 dias	Baixa 0,3	3000 - 5000	Aeração prolongada

Fonte: adaptado de Von Sperling (1997) e Rittmann & McCarty (2001)

De acordo com Rittmann & McCarty (2001), baseado em décadas de experiência, a idade do lodo é geralmente limitada entre 4 e 10 dias quando o reator é projetado para a remoção de DQO.

A figura 2 mostra a eficiência de remoção de DBO<sub>5</sub> e a faixa onde a nitrificação é máxima em lodos ativados, em função da carga aplicada e da idade de lodo.



**Figura 2.** Desempenho de um Lodo Ativado em função da carga e idade do lodo (Fonte : ATV MANUAL, 1997)

Observa-se na figura 2 que os sistemas de lodos ativados devem ser projetados com idade do lodo superior a 10 dias, quando se tem baixa carga de DBO<sub>5</sub>, para obter-se a nitrificação máxima.

A idade do lodo é comumente usada em sistemas de lodo ativado não somente em função da eficiência do sistema, mas também para controlar as características físicas e biológicas do lodo. Nos lodos ativados é formado um sistema ecológico complexo, onde consumidores primários do substrato afluente convivem com organismos secundários e predadores.

Nos reatores de lodo ativado têm surgido, com frequência, problemas de inadequada decantabilidade do lodo, bem como a necessidade de aeração prolongada, o que implica em custos elevados em relação à energia elétrica (custos operacionais) e ao uso de decantadores de grande volume para uma adequada separação sólido-líquido e a recirculação do lodo (custos de implantação) (LOUKIDOU E ZOUBOULIS, 2001).

A decantabilidade do lodo pode ser avaliada em uma estação de tratamento por um teste simples e rápido, denominado Índice Volumétrico do Lodo (IVL). Este índice é definido como o volume ocupado por 1 g de lodo após uma decantação de 30 minutos. A interpretação do índice volumétrico de lodo é feita no sentido de que, quanto maior o seu valor, pior é a sedimentabilidade do lodo, ou seja, o lodo ocupa um maior espaço no decantador secundário (VON SPERLING, 1997). Na tabela 2 é mostrada a interpretação aproximada do resultado do IVL.

**Tabela 2.** Interpretação do resultado do Índice Volumétrico do Lodo (IVL).

<b>Sedimentabilidade</b>	<b>IVL (mL/g)</b>
Ótima	0-50
Boa	50-100
Média	100-200
Ruim	200-300
Péssima	>300

Fonte: adaptado de Von Sperling, 1997

### **2.1.2. Processos Biológicos com Biomassa Fixa**

Os processos de tratamento com biomassa fixa utilizam um suporte sólido inerte para a fixação bacteriana, cujo tamanho, área superficial, geometria e tipo de material são muito variáveis. Estas características têm uma forte influência no processo modificando a cinética de remoção da poluição. Os reatores de biofilme permitem a melhoria das reações biológicas, e o desenvolvimento de microrganismos de lenta velocidade de crescimento (como os nitrificantes, entre outros). Desta forma, estes reatores não são dependentes da idade do lodo e do tempo de retenção hidráulica do sistema. Em geral, é uma tecnologia interessante para o tratamento secundário e/ou terciário de águas residuárias, porque apresenta as seguintes vantagens:

- Concentração mais elevada de microrganismos ativos nos suportes, em consequência, apresenta uma elevada velocidade de remoção volumétrica e uma menor produção de lodo (TAVARES, 1992).
- A imobilização dos microrganismos permite a melhoria do contato da biomassa com o substrato.
- Maior estabilidade do sistema, baixo tempo de retenção hidráulica e compacidade dos reatores (LAZAROVA E MANEM, 1995).
- Maior capacidade para absorver as grandes variações de cargas orgânicas (cargas de choque) (COSTA, 1989).
- O desempenho operacional é menos dependente da separação final do lodo no decantador (RODGERS *et al.*, 2003);
- Menor sensibilidade aos efeitos de toxicidade de certos elementos, assim como a outras condições ambientais adversas (BISHOP, 1997, RODGERS *et al.*, 2003) e
- Possibilidade de coexistência de atividade metabólica aeróbica e anóxica dentro do mesmo ecossistema de biomassa (LOUKIDOU E ZOUBOULIS, 2001).

De acordo com Bishop (1997) os biofilmes têm a habilidade para suportar uma grande variedade de população microbiana em variadas locações dentro deste, as quais podem degradar diferentes substratos, bem como a capacidade de isolamento do glicocálix ao redor dos microrganismos, que os protege da ação danosa dos agentes tóxicos.

Para Lazarova e Manem (1994), os processos biológicos com cultura fixa podem ser classificados, primariamente, em dois grupos, de acordo com o estado do material suporte, em reatores de leito fixo e reatores de leito móvel.

### 2.1.2.1. Processos de Biofilme com Leito Fixo

Os processos de biofilme com leito fixo utilizam meios suporte submersos, e incluem os reatores com material suporte de alta densidade (como os filtros biológicos percoladores, biofiltros aerados submersos), filtros com leito fixo flotante (Biostyr<sup>®</sup>, FILTRAZUR<sup>®</sup>, dentre outros) e reatores com estrutura especial onde o suporte é firmemente fixo (Ringlace<sup>®</sup>).

Nos reatores de leito fixo com suporte de alta densidade como os filtros biológicos percoladores (FBP) e os biofiltros aerados submersos (BFs), os microrganismos aderem aos materiais porosos inorgânicos (pedra, plástico, etc.), de diâmetro entre 2 e 6 mm e densidade maior que a da água. O fornecimento de oxigênio é feito por dissolução do oxigênio na fase líquida, antes da passagem no filtro, ou por borbulhamento de ar diretamente na massa filtrante.

É recente o uso de reatores de leito fixo flotante, onde são utilizados materiais de baixa densidade como suporte. Um exemplo típico deste tipo de sistema é o Filtro Biológico Aerado Biostyr<sup>®</sup>, cujo reator é parcialmente preenchido com pequenas partículas de poliestireno (2 a 6 mm). Estas partículas, com densidade menor que a da água, formam um leito flotante na parte superior do reator, ocupando de 60 a 75% de seu volume total, deixando uma zona livre de aproximadamente 1,5 m abaixo do leito (ALBERTSON<sub>COORD.</sub>, 2000).

A vantagem do leito fixo é que ele pode ser operado como reator biológico e filtro ao mesmo tempo. Por outro lado, a sua principal desvantagem é a rápida colmatagem da massa filtrante produzida por um excesso de biomassa no leito e/ou a retenção das matérias em suspensão contidas na água. Deste modo, nestes processos são necessárias lavagens periódicas para eliminar o excesso de biomassa acumulada, reduzindo assim, as perdas de carga hidráulica através do meio filtrante. De acordo com Lazarova e Manem (1994), os custos de instalação



são 20 a 30% mais elevados que os processos convencionais de biomassa em suspensão. Estes reatores são competitivos do ponto de vista econômico quando há limitação de área e se é requerido um tratamento terciário.

### **2.1.2.2. Processos com leito móvel**

Para resolver os problemas de colmatação, e obter uma transferência de oxigênio mais eficaz da fase líquida para o biofilme, foram desenvolvidos reatores com leito móvel. O leito pode ser movido mecanicamente (biodiscos ou agitadores), ou o suporte é mantido em suspensão pela passagem do líquido ou do gás (leito expandido ou fluidizado). Os sistemas de leitos móveis apresentam as seguintes vantagens: melhoria da transferência de massa, redução dos problemas de difusão no biofilme, otimização das cinéticas de reações bioquímicas em aumentando as zonas de transferências biofilme/líquido e aumento da superfície específica disponível ao crescimento bacteriano, devido às características do suporte (granulometria fina, entre 0,2 e 2 mm, e porosidade) (LAZAROVA E MANEM, 1994). Em consequência, obtém-se uma grande eficiência de remoção da poluição carbonácea e de nitrogênio. O tempo de retenção é baixo, o volume do reator é reduzido, não há problema de colmatação do leito e a produção de lodo é reduzida.

#### **A. Tambor rotativo ou biodisco**

Este processo é constituído por um tanque prismático, dotado de eixos horizontais com discos acoplados, igualmente espaçados. Os discos são geralmente circulares, instalados de forma a ficar parcialmente imersos. Os eixos são mantidos em constante rotação, por ação mecânica (quando se opera com uma submersão de 40% do diâmetro do disco) ou por impulsão de ar (com submersão de 90% do diâmetro). Através do movimento de rotação, os discos são expostos alternadamente ao ar atmosférico e à matéria orgânica contida no meio líquido, o

que permite a adesão e o crescimento do biofilme em sua superfície, formando uma película de poucos milímetros de espessura, que pode cobrir toda a área superficial do disco, e facilita o transporte de massa do substrato ( $\text{DBO}_5$  e/ou nitrogênio amoniacal) e de oxigênio para o biofilme.

As instalações iniciais, que remontam a 1960, na Alemanha, eram construídas somente para a remoção de carbono (METCALF & EDDY, 2003). Com o desenvolvimento do processo, foram executadas instalações visando a remoção combinada de carbono e nitrogênio, e/ou a nitrificação em estágio separado.

### **B. Leito fluidizado**

O reator de leito fluidizado é um reator onde o afluente passa através de um leito de pequenas partículas (0,2 a 4,0 mm), que são fluidizadas e colonizadas por um filme de microrganismos. Podem ser bifásicos (fases sólida e líquida) ou trifásicos (fases sólida, líquida e gasosa). O reator de leito fluidizado trifásico é um processo onde o suporte é mantido em suspensão livremente na fase líquida por um fluxo ascendente de líquido e de gás. A fluidização confere uma porosidade elevada do leito e, assim, o suporte permite uma superfície de fixação maior e. Deste modo, são evitados os problemas de colmatção do leito (LAZAROVA ET MANEM, 1994).

Os reatores de leito fluidizado são classificados em três tipos, em função do tipo de sólidos e das condições de fluidização: o leito fluidizado clássico, o leito fluidizado turbulento e o leito inverso. A seleção de um suporte depende da sua disponibilidade, de seu custo e de sua eficiência em relação à formação do biofilme (COMTE GAUTRON, 1998).

**Leito fluidizado inverso:** O leito fluidizado inverso é um reator trifásico onde as partículas sólidas de densidade inferior àquela da água são fluidizadas unicamente por um escoamento

ascendente de gás. A vazão do líquido é muito fraca para permitir a fluidização. O líquido é introduzido na parte inferior da coluna por um distribuidor, que homogeniza sua repartição sobre toda a seção. O gás é injetado na parte inferior por um difusor, formando bolhas ascendentes no reator.

**Leito turbulento:** No leito turbulento, as partículas são fluidizadas pelas recirculações líquidas engendradas unicamente pela vazão do gás. A fase gasosa é dispersa sob forma de bolhas na fase líquida e assegura a suspensão de partículas sólidas.

### **C. *Airlift***

O reator *airlift* consiste em uma coluna líquida separada em duas zonas distintas, sendo uma ascendente e a outra descendente. O ar é introduzido somente em uma das zonas. Isto cria uma diferença de retenção gasosa entre as zonas, que resulta em diferentes densidades nestas zonas, permitindo uma circulação interna da fase líquida e o movimento livre do suporte no reator. De acordo com Lazarova e Manem (1994), este tipo de reator tem uma excelente capacidade e eficiência (eficiência de remoção em torno de  $6 \text{ kgN-NH}_4 / \text{m}^3\text{d}$ ) devido à sua melhor característica hidrodinâmica e elevada concentração de biomassa ( $>40 \text{ kg/m}^3$ ). Como desvantagens, apontam -se: construção sofisticada, o percentual de preenchimento do suporte no reator é limitado a 10% e a operação é muito complexa.

### **D. Novas tecnologias**

Nos últimos dez anos, novas tecnologias em reatores de biofilme surgiram: MBBR – *Moving Bed Biofilm Reactors*, ou reatores de biofilme de leito móvel-agitado, que são preenchidos com um material suporte plástico, de baixa densidade, o qual é mantido em livre movimento

na massa líquida, através de agitadores (ØDEGAARD *et al*, 1994). Estes reatores podem ser utilizados como processo de biomassa fixa ou como sistemas híbridos. Foram desenvolvidos com o propósito de incluir a remoção de nitrogênio nos sistemas de tratamento de esgoto na Noruega, para atender ao acordo político de reduzir 50% na descarga de nutrientes no Mar do Norte (Second International Conference on the Protection of the North Sea, 1987) (HEM *et al*, 1994).

De acordo com Ødegaard *et. al* (2000) existem mais de cem sistemas em escala real implantados em diversas partes do mundo. Cortacans (1994) mostra processos de leito móvel – KMT process tratando efluentes de uma indústria de laticínios com eficiências de 60 a 85% em termos de remoção de DQO, tratando cargas volumétricas de 12 a 20 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia. Aplicando-se este processo na etapa aeróbia de uma estação de tratamento de efluentes de uma fábrica de batatas fritas, com três reatores em série com preenchimento de 50% do suporte KMT (superfície específica = 250 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) obtém-se remoções de DQO superiores a 95%.

Um novo sistema de biofilmes com leito móvel foi desenvolvido na Irlanda, denominado *Vertically Moving Biofilm Process* (VMBS), e o seu desempenho na remoção de carbono tem sido pesquisado. Este processo é baseado no uso de um suporte plástico, que se move verticalmente, por meio mecânico, emergindo e submergindo alternativamente o suporte em um tanque que contém a água residuária a ser tratada (RODGERS, 1999 E RODGERS *et al.*, 2003). Para Rodgers *et al.* (2003), este processo apresenta as seguintes vantagens: não necessita de retrolavagem para prevenir a colmatção do leito, como ocorre nos filtros aerados; não necessita controlar a expansão do leito móvel para o controle do crescimento do

biofilme, e não necessita de ar comprimido, como em filtros biológicos aerados, leitos fluidizados e leito agitado.

Alguns tipos de reatores com leito móvel, estudados por diferentes autores, são apresentados na tabela 3.

**Tabela 3.** Processos com leito móvel

Autor	Tipo de Reator	Tipo de Suporte	Densidade (g/cm <sup>3</sup> )	Superfície Específica (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Preenchimento do reator	Espessura do biofilme	Carga aplicada e remoção
Ochoa (1998)	Leito fluidizado inverso	Polietileno	P1-0,94	p1-596,9	60%	> 50µm	230 gDQO/m <sup>3</sup> .d (remoção 85%)
		Plástico	P4-0,90	p4 - 2000	60%		
Andreottola et al. (2000).	<i>Moving bed biofilm reactor(MBBR)</i>	Polipropileno	0.94	160	70%	—	80 gNH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> .d (remoção 98%)
Garrido et al.(2000).	<i>Circulating floating bed reactor</i>	—	0.89	430	20%	170 µm	1.2 kgNH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> .d (remoção 90%)
			0.89	600	20%	180 µm	1.2 kgNH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> .d (remoção 90%)
			0.89	850	20%	130 µm	1.2 k gNH <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> .d (remoção 97%)
Frijters et al., (2000)	<i>Airlift reactor</i> CIRCOX <sup>®</sup> escala industrial	Basalto	—	—	40 g/L	100 – 300 µm	6.4 kgDQO/m <sup>3</sup> .d (remoção 48%)
Rodgers et al., (2003)	<i>Vertically moving biofilm process</i>	Polietileno corrugado		240			40 gDQO/m <sup>2</sup> .d (remoção de 88%)

Os reatores com leito móvel mostraram-se, de modo geral, eficientes na remoção de cargas orgânicas (em torno de 85%), com exceção do sistema pesquisado por Fritjers et al, (2000), que obteve 48% de remoção. Com relação à capacidade de remoção de cargas de nitrogênio

amoniacal, eles foram altamente eficientes, sendo que o MBBR mostrou-se capaz de remover 98% desta carga (ANDREOTTOLA *et al.*, 2000). Este tipo de reator é, porém, bastante dependente das condições operacionais.

No Brasil, têm sido realizadas pesquisas em processos de biomassa fixa, através de reatores de leito fluidizado, clássico e inverso, aeróbio e anaeróbio, reatores *airlift* e biofiltros submersos, visando o tratamento de efluentes domésticos e industriais. A tabela 4 mostra uma síntese de resultados obtidos por alguns pesquisadores.

Já existem, contudo, instalações em escala real de sistemas de biomassa fixa com leito móvel, no Brasil. Reatores de leito fluidizado foram implantados junto a FIASA, em Belo Horizonte/MG (indústria automobilística) cujo sistema é constituído por 4 reatores em série. Três destes reatores tratam uma carga média de 3900 kg de DQO/dia, que representa 200% da carga de projeto (carga volumétrica aplicada em cada reator de 0,93 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia), mas assim mesmo o efluente apresenta menos de 90 mg/L de DQO solúvel (PC – REVISTA PREVENCIÓN DE LA CONTAMINACION, 1999). Foram implantados, também, dois sistemas Kaldnes-MBBR, sendo o primeiro em Limeira/ SP, na Ripasa Papel e Celulose, e outro em Jambeiro/ SP, na Delphi Automotive Systems. Na Ripasa, o sistema começou a operar em set./2001 e foi projetado para aumentar a capacidade da instalação existente, com uma eficiência de remoção em torno de 70% em termos de DBO<sub>5</sub>. Na Delphi, que iniciou a operação em set./2002, o objetivo é o aumento da capacidade da instalação existente e também assegurar a nitrificação (FRANCISCO JUNIOR, 2003).

**Tabela 4.** Resultados obtidos no Brasil em alguns processos de biomassa fixa

Autor	Tipo de Sistema	Suporte	Densidade Kg/m <sup>3</sup>	Substrato	Cargas Aplicadas Kg/m <sup>3</sup> dia	Eficiência Remoção %
Bortolotto (2004)	Leito fluidizado seqüencial em batelada	PVC	1329	Esgoto urbano	0,12 – 0,23 (DQO <sub>f</sub> ) 0,023-0,043 (NH <sub>4</sub> )	74 – 89 93 - 99
Mendonça <i>et al</i> (2003)	Reator aeróbio de filme fixo	Areia Antracito Carvão ativado	2640 1596 1795	Efluente sanitário anaeróbio	0,432 (DQO) 0,429(DQO) 0,433(DQO)	73 73 82
Gadotti e Daniel (2003)	Filtro biológico	Carvão ativado Espuma de poliuretano	-	Efluente sanitário anaeróbio ozonizado	DQO	Max 89,6 Max. 70
Sousa e Chernicharo (2003)	SISCOTE (tanque séptico + reator híbrido + filtro biológico percolador)	conduite	-	Esgoto domiciliar	Fase 1- 21,15 Fase 2 - 6,74 Fase 3- 24,12 (DQO)	77 46 80
Silveira e Monteggia (2003)	Contatores biológicos rotatórios	Chapa perfurada de aço inoxidável com anéis de polipropileno	-	Efluente hospitalar	-	78(DQO) 85(NH <sub>4</sub> )
Garbossa <i>et al</i> (2003)	Reator Misto Radial Leito Fixo	Esponja de poliuretano	-	Esgoto sanitário	0,06 (NTK)	95
Martins (2003)	Leito fluidizado trifásico aeróbio	PVC PET	1329 1342	Esgoto sanitário + restaurante	19 (DQO) 13 (DQO)	78 73
Gebara <i>et al.</i> (2002)	Leito fluidizado aeróbio	Areia fina	-	Esgoto urbano	-	95
Rosa e Monteggia. (2002)	Leito fluidizado inverso anaeróbio (2 reatores)	Polipropileno	900	Sintético	A- 3,6 a 14,5 B- 3,8 a 14,7 (DQO)	A- 85 a 41 B- 81 a 40
Aisse <i>et al.</i> (2001)	Filtro biológico aerado submerso	Plástico estruturado tipo colméia	-	Esgoto sanitário pré tratado em UASB	I- 2,47 II- 1,59 III- 3,38 (DQO)	84 56 66
Campos <i>et al</i> (2001)	Air Lift	Poliestireno	-	Água de produção de petróleo	I- 1,05 II- 2,09 III- 4,20 (DQO)	75 70 65
Hein de Campos (2001)	Leito fluidizado trifásico aeróbio	PVC	1342	Esgoto sanitário + restaurante	36 (DQO)	78
Gonçalves <i>et al</i> (2000)	Biofiltro aerado submerso	Brita 0 Cinasita Brita 3	-	Esgoto sanitário pré tratado em UASB	Fase 1 6,5 (DQO)	57
Vieira <i>et al</i> (2000)	Reator aeróbio-anóxico de leito fixo	Espuma de poliuretano	-	Efluente sanitário anaeróbio	-	69(DQO) 91(NH <sub>4</sub> )
Sales (1999)	Leito fluidizado trifásico aeróbio	OSBG	1180	Têxtil sintético	43 (DQO)	63
Wolff (1997)	Leito fluidizado trifásico aeróbio	OSBG	1180	Têxtil sintético	13 (DQO)	90
Bergamasco (1996)	Leito fluidizado trifásico aeróbio	Poliestireno PVC PVC + DOP “Plasticizer	1140 1297 1205	Indústria de laticínios sintético	7,35 (DQO)	51 77-84 82-89
Distler <i>et al</i> (1995)	Leito fluidizado trifásico aeróbio	Poliestireno pré-expandido	1010	Esgoto sanitário	2,8 e 5,4 (DQO)	55 e 76
Tavares (1992)	Leito fluidizado trifásico aeróbio	Quitina Poliestireno OSBG <sup>®</sup>	1400 1037 1180	Sintético	22,5 (DQO)	58 62-73 76

Estes processos, em geral, mostraram uma boa eficiência e estabilidade na redução de DQO, sendo que as pesquisas em torno da remoção de nitrogênio por processos de biomassa fixa ainda são pouco exploradas no Brasil.

### **2.1.3. Sistemas híbridos**

Na atualidade, muitas pesquisas são desenvolvidas, combinando os processos de culturas livres com sistemas de culturas fixas, os quais são chamados de processos híbridos (AL-SHAREKH AND HAMODA, 2001; ØDEGAARD *et al.*, 2000). Este tipo de sistema pode ser constituído por unidades separadas (sistema combinado ou multiestágio), como por exemplo, um filtro de percolação que precede um sistema de lodo ativado clássico. Pode também ser constituído através da combinação de dois tipos de biomassa (livre + fixa) no mesmo reator. Neste caso, o material suporte inerte é colocado no tanque de lodo ativado. Este suporte pode estar fixo no tanque ou em livre movimento com o lodo ativado.






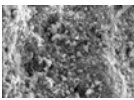
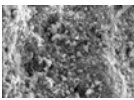
As principais vantagens dos sistemas híbridos são:

1. Necessidade de instalações mais compactas, que propiciarão a redução dos custos de operação ligados à aeração do sistema (ØDEGAARD *et al.*, 1994).
2. Proteção quanto à perda total de biomassa (NITROGEN CONTROL EPA, 1993);
3. Melhoria da decantabilidade do lodo (ØDEGAARD *et al.*, 1994, J. WANNER *et al.*, 1988), mas ligada à carga volumétrica aplicada em termos de DQO (ØDEGAARD *et al.*, 2000).
4. Possibilidade de reabilitação de instalações biológicas existentes para a eliminação de nitrogênio (MULLER, 1998).
5. Possibilidade de utilização de suportes plásticos reciclados com baixa densidade, obtendo-se redução de custos de energia (na aeração).



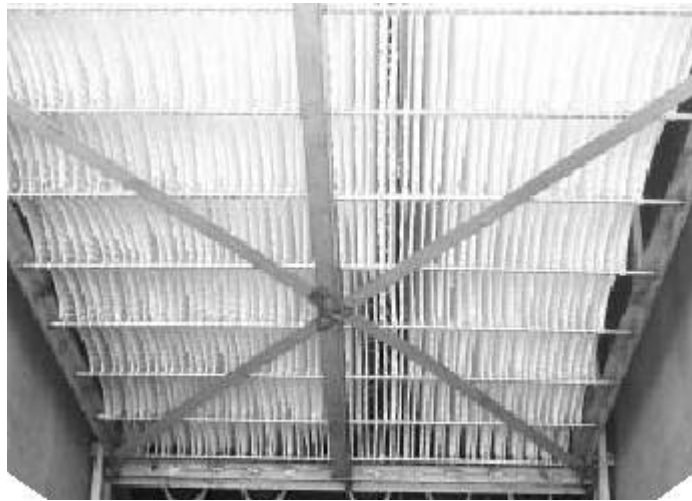
A tabela 5 mostra alguns tipos de suportes utilizados em sistemas híbridos.

**Tabela 5.** Tipos de material suporte utilizados em sistemas híbridos

<b>Suporte fixo</b>	<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>	
 <p>Tipo rede</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Instalação simples</li> <li>-Baixo custo de instalação</li> <li>-Não requer manutenção</li> <li>-Rápida otimização</li> <li>-Nenhuma perda de material</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Necessidade de remoção de sólidos grosseiros , tipo trapos</li> </ul>	
 <p>Tipo tiras flexíveis</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Rápida otimização</li> <li>-Nenhuma perda de material</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Ruptura ou emanhamento do material</li> </ul>	
 <p>Tipo chapa de PVC</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Rápida otimização</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-O suporte estruturado pode impedir a mistura</li> <li>-Necessidade de remoção de sólidos grosseiros, tipo trapos</li> <li>-Risco de colmatação por excesso de biomassa</li> </ul>	
<b>Suportes livres</b>	<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>	
 <p>Polipropileno</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Excelente mistura</li> <li>-Pode ser operado com ou sem retorno de lodo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Perda de material (lavagem e/ou abrasão)</li> <li>-O mecanismo de aeração e peneiras sujar</li> <li>-Dificuldade para manter a aeração</li> </ul>	
 <p>Esponja</p>			 <p>Minerais granulados (carvão ativado, zeolita, bentonita, etc.)</p>
 <p>Minerais granulados (carvão ativado, zeolita, bentonita, etc.)</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Elevada superfície específica</li> <li>-Boa mistura</li> <li>-Possibilidade de biorregeneração do material</li> <li>-Melhoria da nitrificação (Lee <i>et al.</i>, 2002)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- carvão ativado tem custo elevado</li> </ul>	

Fonte : adaptado de BRENTWOOD INDUSTRIES, 2001

A figura 3 mostra um suporte tipo tiras flexíveis, fixo no tanque de aeração.



**Figura 3.** Suporte tipo tiras flexíveis  
(Fonte: Brentwood industries, 2001)

Como os sistemas híbridos estão alcançando uma ampla aceitação no mundo, seja para aplicação em novas instalações ou para reabilitação de ETEs existentes, muitos sistemas serão implantados ainda, em diversas partes do mundo. Citam-se alguns exemplos utilizados para a remoção de carbono e nitrogênio:

**1. Sistemas multiestágios (combinados):**

São exemplos de configurações: filtros biológicos percoladores/lodos ativados (FBP/LA); filtros biológicos percoladores/tanque de contato de sólidos (FBP/CS); filtros biológicos aerados/lodos ativados (FB/LA), discos biológicos/lodos ativados. De acordo com Wanner *et al* (1988), os processos de lodos ativados precedidos por reatores de biofilme têm mostrado um desempenho bastante estável, e têm mostrado uma grande melhoria na decantabilidade do lodo em suspensão, porque as grandes partículas de biofilme, onde os organismos filamentosos ficam fixos na matriz polimérica extracelular, são geradas no reator de biofilme.

## 2. Sistemas únicos:

Estes sistemas incluem a adição de um meio inerte no tanque de aeração de um lodo ativado. Exemplos de sistemas existentes: Sistema Captor, Linpor, Bio-2-sludge, Ringlace, FAST<sup>®</sup>, Hydroxyl<sup>®</sup> – F<sup>3</sup>RAS e Kaldnes-Moving Bed<sup>™</sup> Process.

### 2.1.3.1. Filtros biológicos percoladores/lodo ativado

Neste tipo de configuração, com o objetivo de obter a remoção do carbono e a nitrificação do esgoto, o filtro biológico percolador (FBP) é situado à montante do tanque de lodo ativado, para realizar a oxidação parcial do carbono (mas, por vezes, pode ocorrer uma nitrificação parcial). O lodo ativado deve ser operado com uma idade do lodo suficiente para que a nitrificação possa ser incrementada. Este tipo de sistema pode também ser utilizado para a otimização de estações com FBP existentes, utilizando-se a infraestrutura implantada (NITROGEN CONTROL-EPA, 1993). Além da nitrificação, o sistema de lodo ativado deve fornecer uma adequada qualidade do efluente final, que deve estar dentro dos padrões exigidos pela legislação no que concerne a DBO<sub>5</sub> e sólidos suspensos.

### 2.1.3.2. Filtros biológicos percoladores/tanque de contato de sólidos

Nesta configuração, o FBP deve ser colocado antes do tanque de contato de sólidos para assegurar a nitrificação. A função primária do tanque de contato é melhorar a captura de sólidos e remoção da DBO<sub>5</sub> particulada. A remoção da DBO<sub>5</sub> solúvel, em sua maior parte, ocorre previamente no FBP. A linha da recirculação do lodo decantado é misturada ao efluente do filtro, e será feita somente para o tanque de contato. De acordo com alguns pesquisadores, o tanque de contato deve ser projetado para um tempo de retenção hidráulica entre 3 a 60 minutos, uma idade do lodo de 0,2 a 2 dias. Estudos mostraram uma boa

eficiência de remoção com cargas orgânicas aplicadas de 0,2 a 1,1 kgDBO<sub>5</sub>./m<sup>3</sup>.d (NITROGEN CONTROL- EPA, 1993).

### **2.1.3.3. Filtro biológico aerado/lodo ativado**

Este sistema, combinando um filtro biológico aerado com lodo ativado, iniciou-se em 1973. O lodo ativado recirculado é misturado com o esgoto bruto afluente para alimentar o filtro (biotower). Estima-se que, na torre, ocorre uma redução carbonácea de 17 a 33% em termos de DQO (HARRISON, 1980, citado por NITROGEN CONTROL-EPA, 1993). Alguns sistemas FBA/LA foram patenteados: Infilco Degremont, Neptune Microfloc, dentre outros.

Em três sistemas operados nos EUA, foram obtidas as seguintes eficiências em termos de redução de nitrogênio amoniacal: 92% em Corvallis, Oregon, 94% em Rochester, Minnesota, 88% em Bend, Oregon (SLECHTA, 1976, citado por NITROGEN CONTROL –EPA, 1993).

### **2.1.3.3 Disco biológico/lodo ativado**

Nesta configuração, o disco biológico fica submerso no tanque de lodo ativado, seja parcialmente (sistema SURFACT - GUARINO *et al*, 1977 e 1980, citados por WANNER *et al*, 1988) ou totalmente submerso (WANNER *et al*, 1988).

### **2.1.3.4 Captor® e Linpor-C ®**

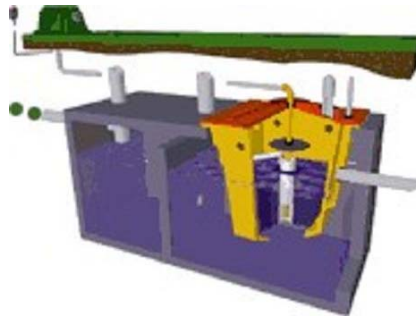
Ambos os sistemas, Captor e Linpor utilizam como meio suporte blocos reticulados de poliuretano (esponjas), que ficam livremente em suspensão no tanque de aeração. As esponjas Captor possuem dimensões aproximadas de 13:25:25mm, com aproximadamente 97% de espaço vazio. O crescimento da biomassa ocorre no interior e exterior do suporte.

No processo Linpor, o suporte tem uma forma aproximadamente cúbica, com lados de 10 a 12 mm. A porcentagem de preenchimento do suporte no tanque de aeração é de 10 a 30% do volume do tanque.

Nos dois processos, as esponjas são retidas no tanque de aeração por peneiras finas. Nos sistemas híbridos, o lodo sedimentado é recirculado para o reator com o material suporte.

#### **2.1.3.5 FAST<sup>®</sup> Wastewater Treatment Systems**

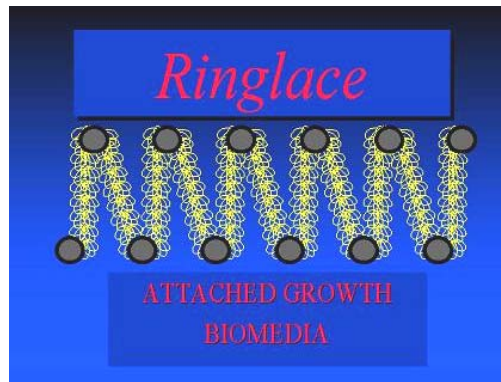
O sistema FAST – Fixed Activated Sludge Treatment, é um sistema híbrido, aerado, constituído de meio suporte percolador 100% submerso, com porcentagem de preenchimento de 75% do volume do tanque de aeração, capaz de obter a nitrificação e desnitrificação em um único reator. É dotado de aeração difusa, a qual força a vazão líquida ascendente através do suporte. O lodo decantado é recirculado para manter a biomassa em suspensão. Este sistema pode ser utilizado para otimização de estações de lodo ativado existentes, para tratar cargas orgânicas elevadas. Pode também ser adaptado para sistemas de pequenas comunidades, para incrementação de tanques sépticos e/ou outros pequenos sistemas existentes, adaptando-se uma câmara aerada dotada de meio suporte e de sopradores, a ser alocada após o tanque séptico que funcionará como retentor de sólidos. Neste caso, o sistema é implantado sem a necessidade de bombas e outros equipamentos mais sofisticados (FAST<sup>®</sup> WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS, 2003). O sistema FAST é mostrado na figura 4.



**Figura 4.** Sistema FAST  
(Fonte : FAST<sup>®</sup> Wastewater Treatment Systems, 2003)

#### 2.1.3.6 Ringlace<sup>®</sup>

Ringlace<sup>®</sup> systems é um sistema de biomassa fixa que foi desenvolvido no Japão em 1970, passando a ser utilizado nos EUA a partir de 1990. Existem atualmente cerca de 400 instalações Ringlace<sup>®</sup> no mundo, em tanques aerados com ou sem recirculação do lodo. Este sistema pode ser utilizado para otimizar as instalações existentes de lodo ativado, para remoção conjunta de  $DBO_5$  e nitrogênio. Neste sistema, um suporte fixo de PVC modificado (ou outro material sintético), constituído por anéis com fios ondulados (tiras), em tramas, é instalado, do topo ao fundo, em uma estrutura fixa (gaiola), que é colocada em um tanque aerado. Com esta disposição, é obtida uma elevada área superficial para o crescimento do biofilme. Em geral, de 25 a 50% do tanque de aeração é preenchido com o suporte (NITROGEN CONTROL –EPA , 1993) . Na figura 5 é mostrado o suporte ringlace para o crescimento da biomassa fixa (RINGLACE BIOMEDIA, 2003).



**Figura 5.** Suporte Ringlace  
(Fonte: Ringlace Biomedica, 2003)

### 2.1.3.7 Bio-2-Sludge®

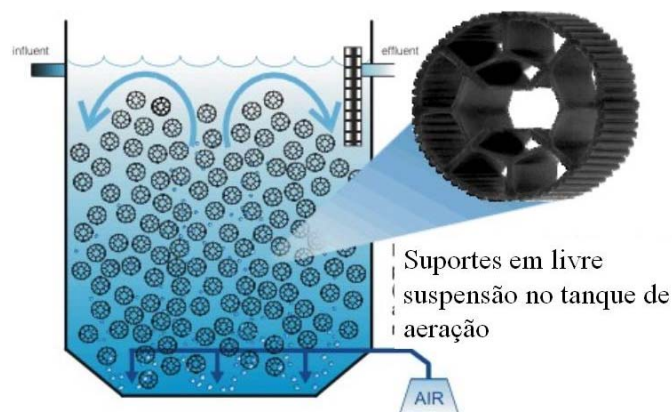
O sistema Bio-2-Sludge® foi implantado entre 1982 e 1988, em sete estações na Alemanha, para populações equivalentes entre 10.000 e 250.000 habitantes, com o objetivo de otimizar os sistemas existentes sem a necessidade de ampliação, utilizando-se diferentes materiais suportes. Este sistema consiste de um tanque de lodo ativado, preenchido com um meio suporte fixo no tanque de aeração, com porcentagem de preenchimento de 16% a 26% do volume do tanque. Os suportes submersos podem ser compostos por diferentes materiais e são colocados próximo à parede do reator, acima dos aeradores. O ar difuso é ascendente, passa pelo meio suporte e induz a circulação dentro do tanque.

Os materiais suportes utilizados por Müller (1998) foram:

- Tropac 65N - tubo corrugado vertical em PVC, soldado a blocos retangulares.
- Flocor E – estrutura em blocos de plástico, semelhante a um favo de mel, formando canais tubulares contínuos em ziguezague, do fundo ao topo.
- Bio-net – tubo vertical de poliestireno com estrutura semelhante a uma rede, soldada em blocos retangulares.
- Ringlace – cordas flexíveis com um grande número de anéis ondulados de um PVC modificado. Estas cordas são fortemente fixadas em «gaiolas».

### 2.1.3.8 Hydroxyl – F<sup>3</sup>RAS®

Este sistema é uma combinação híbrida de reator de leito expandido e lodo ativado. Neste processo, são adicionados materiais suporte flotantes (Hydroxyl-Pac media) em sistemas existentes de lodo ativado, para a otimização do sistema, incluindo a remoção de nitrogênio. O material suporte é imerso no meio líquido e mantido em constante movimento através da movimentação do gás e do líquido no reator. Neste meio turbulento, altamente oxigenado, ocorre uma elevada transferência de oxigênio e massa no biofilme. Como resultado, são obtidas altas eficiências de redução de DBO<sub>5</sub> por volume de reator. A figura 6 mostra o esquema deste processo (HYDROXYL SYSTEMS, 2003).



**Figura 6.** Hydroxyl system – F<sup>3</sup>RAS®  
(Fonte: Hydroxyl systems, 2003).

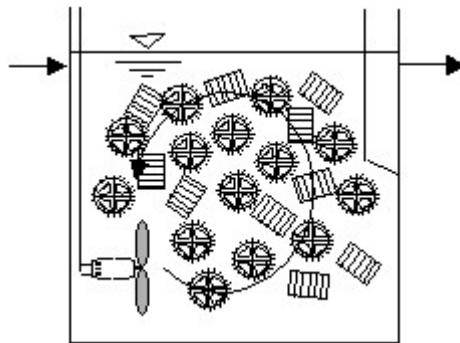
### 2.1.3.9 Kaldnes-Moving Bed™ Process

Este processo utiliza um reator de biofilme de leito móvel, aerado e agitado, onde são colocadas partículas de polipropileno em livre movimento no meio líquido. As partículas Kaldnes Miljoteknologi são patenteadas. Existem em diversos tamanhos e formas, apresentam uma densidade menor que aquela da água (aproximadamente 0,95 g/cm<sup>2</sup>), e possuem uma



elevada área superficial protegida para o crescimento do biofilme, sendo a área total de  $800\text{m}^2/\text{m}^3$  e área útil de  $500\text{m}^2/\text{m}^3$ .

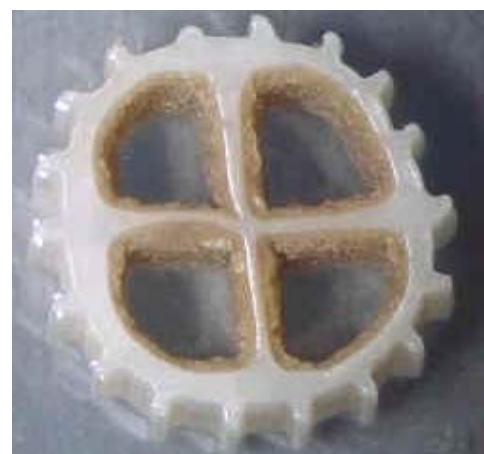
O sistema Kaldnes pode ser utilizado em novas estações de tratamento de esgotos sanitários ou industriais, ou também ser empregado na otimização de sistemas de lodos ativados existentes, para a remoção de elevadas cargas orgânicas e de nitrogênio. Na figura 7 é mostrado o esquema do sistema Kaldnes e na figura 8 observam-se (a) Partículas Kaldnes e (b) partícula Kaldnes colonizada (KALDNES, 2003).



**Figura 7.** Sistema Kaldnes  
(Fonte:KALDNES, 2003).



(a)



(b)

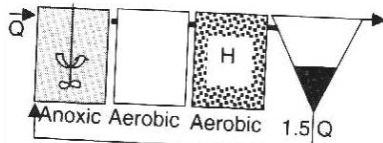
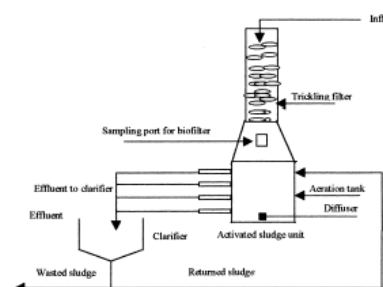
**Figura 8.** Partículas Kaldnes: diversos exemplos (a) e colonizada (b)  
(fonte: KALDNES, 2003).

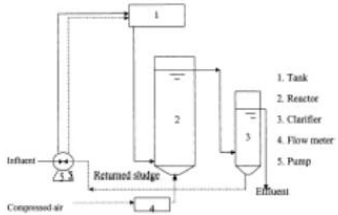


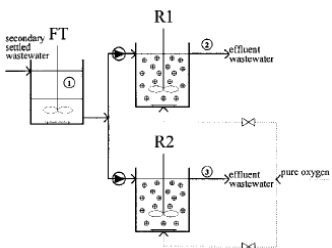
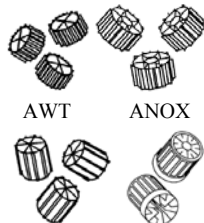
#### **2.1.3.10 Powdered Activated Carbon Treatment Process – PACT**

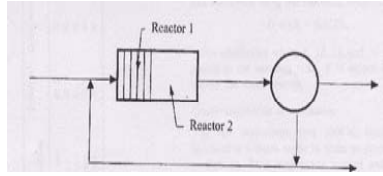
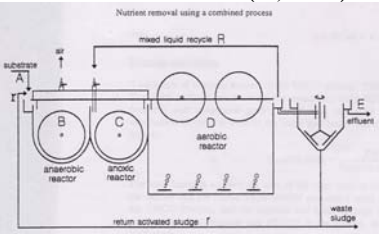
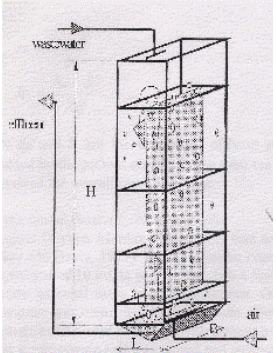
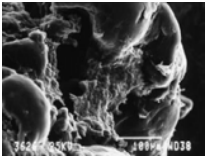
Devido ao custo elevado do PACT, este sistema é mais frequentemente utilizado para tratamento de efluentes industriais que contenham substâncias químicas orgânicas inibidoras do crescimento bacteriano. O carvão ativado é adicionado ao processo a uma dosagem de 10 a 150 mg/L, com o propósito de adsorver componentes orgânicos inibidores. Adicionalmente, pode também melhorar a decantabilidade do lodo (RITTMANN & MCCARTY, 2001).

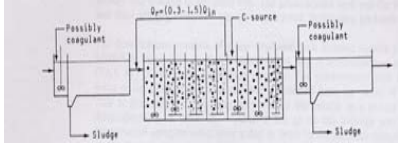
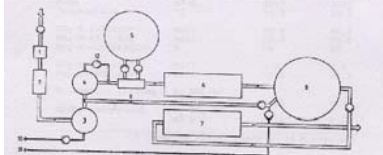
Na tabela 6 são mostrados os resultados obtidos por alguns pesquisadores, relativos a diferentes sistemas híbridos, seja em sistemas multiestágio ou em um único reator, com os reatores de biofilme de leito móvel, com diferentes suportes, tanto para a remoção de carbono como para a remoção conjunta de carbono e nitrogênio.

**Tabela 6.** Eficiência de depuração de diferentes processos híbridos

Autor	Reator	Suporte	Volume (L)	Pren (%)	Idade do Lodo (d)	Substrato (mg/L)	Caplic (kg/m <sup>3</sup> .dia)	DQO %Rem	DBO <sub>5</sub> %Rem	N %Rem	Observações
Christensson and Welander (2004)	<p><b>Sistema multi-estágio: Reator Anóxico + Lodo Ativado + Reator Biológico Híbrido</b></p> 	Plástico octogonal preenchido com quadrados Área superficial específica 900m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	Estágio híbrido: 800 L	43		Esgoto urbano N-NH <sub>4</sub> = 36	0,62	94	78	88	TRH = 72-90 min T°C = 16,8
						37	0,69	97			19,8
						32	0,52				14
Lee <i>et al.</i> (2002)	Reator biológico híbrido	Bentonita	5	-	-	Sintético	1 a 4	91-93	-	74 90	
Al-Sharekh, Hamoda (2001)	<b>Híbrido Aerado de Filme Fixo Submerso (HAFFS)</b> – sistema multi-estágio	Placas fixas de cerâmica				Esgoto urbano					Quantificação do biofilme: Peso da biomassa seca
					A=2	DQO = 319	1,33	72,8	94,8		
					B=4	DQO = 262	0,74	65,7	96,2		
					C=6	DQO = 295	0,50	76,7	96,4		
					D=8	DQO = 293	0,37	75,0	95,9		
<b>Filtro percolador + lodo ativado</b>											
Misra and Gupta (2001)		Anéis de PVC	FP= 6L TA= variável: 10, 7,5, 5 e 2,5 L			Sintético TCE- tricloroetileno	9,7	97,5	98,5	99,98	Remoção TCE: 99,98 99,98 99,99
						28h					

Autor	Reator	Suporte	Volume (L)	Pren (%)	Idade do lodo (d)	Substrato (mg/L)	Caplic (kg/m <sup>3</sup> .dia)	DQO %Rem	DBO <sub>5</sub> %Rem	N %Rem	Observações
<b>Reator biológico híbrido</b>											
Jianlong <i>et al.</i> (2000)		Esponja de poliuretano	Tanque aeração 7,8L	20		Esgoto sanitário + glicose	0,76 1,46 3,04	90,3 87,3 83,7			TRH = 6 horas
Andreottola <i>et al</i> (2000)	<b>Moving Bed Biofilm Reactor</b> 	Plástico (flocor-RMP) $\rho_s = 0,94 \text{ gcm}^{-3}$ Superfície=112 m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup> (reator)	 2 tanques de 337	70	6,7 – 14 (total em 2 tanques)	Esgoto urbano DQO = 231 N-NH <sub>4</sub> = 32,4	0,61kgDQO/d 0,12kgNH <sub>4</sub> /d	76 (total)		98 (5-21°C)	Quantificação do biofilme: MVS (105°C) MBBR sem recirculação do lodo
L. Bonomo <i>et al</i> (2000)	<b>PO-MBBR</b> 	KMT Polietileno Dens inf 1,0gcm <sup>-3</sup> Diam= 10mm Superf= 500 m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup>	FT=40,7 R1=R2=1,0	70		Esgoto urbano DQO= 41,5 DBO <sub>5</sub> =13,1 NT= 20,7 N-NH <sub>4</sub> = 16	7gN/m <sup>2</sup> d superior à 77gN/m <sup>2</sup> d			90 80	OD=10-15 mg/L Quantificação do biofilme MVS (105°C)
Ødegaard <i>et al</i> (2000)	<b>Moving bed reactor</b> 		2 partes: 3 linhas: 20, 20, 30 ou 2 linhas 20 cada	60 70		Esgoto urbano Período 2 DQO= 498	100 g/m <sup>2</sup> d	85-90			$\rho_s=0,95\text{gcm}^{-3}$ K1= 670 m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup> K2= 550 m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup> AWT= 450 m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup> ANOX= 240 m <sup>2</sup> m <sup>-3</sup>

Autor	Reator	Suporte	Volume (L)	Pren (%)	Idade do lodo (d)	Substrato (mg/L)	Caplic (kg/m <sup>3</sup> .dia)	DQO %Rem	DBO <sub>5</sub> %Rem	N %Rem	Observações
Villaverde <i>et al</i> (2000)	Filtros submersos	Partículas de Pozzolano Diam = 3 –4 mm Densidade = 1900kg/m <sup>3</sup> Porosidade= 0,5 Sup. específica= 700 m				Sintético		86	93	78	Respirometria fechada
F. Gebara (1999)	Lodo ativado Biofilme 	Plastic nets 0,6, 12, 18, 24 nets	28		0,28d	Sintético DQO = 320 DBO <sub>5</sub> =160		72,5 90 95 96,25 97,5			Melhoria na decantabilidade Nitrificação independente idade do lodo
J. L. Su and C. F. Ouyang (1996)	Lodo ativado + biodisco(10,5 m.s <sup>-1</sup> ) 	PVC	Anaeróbio = 31 Anóxico = 31 Aeróbio = 90		12 10 8	Sintético DQO <sub>T</sub> = 300 DBO <sub>5</sub> = 210 NTK = 28 N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> = 20 P = 5.5	6,7gN/m <sup>2</sup> d		96	96,7 (20°C)	SSV total ≈ 2 kg/m <sup>3</sup>
Lazarova <i>et al</i> , (1998)	Gas-lift circulating bed reactor CBR Laboratory and industrial scale prototype 	Polietileno Ø = 0,5-3 mm 	4,6 (reator piloto) 4600 (escala industrial)	15-20	1	Esgoto Municipal DQOdis=180 N-NH <sub>4</sub> = 50	r <sub>N</sub> = 0,5-0,7 kgN/m <sup>3</sup> d	100		90-95 60-70	Quantificação do biofilme:  Proteínas Polissacarídeos

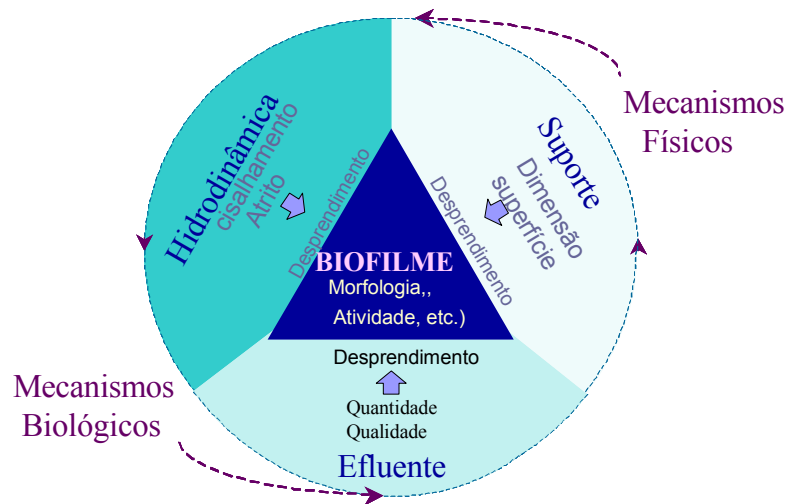
Autor	Reator	Suporte	Volume (L)	Pren (%)	Idade do lodo (d)	Substrato (mg/L)	Caplic (kg/m <sup>3</sup> .dia)	DQO %Rem	DBO <sub>5</sub> %Rem	N %Rem	Observações
• Ødegaard <i>et al</i> (1994)	<b>MBBR</b> 	Poliétileno Densidade = 0,95g/cm <sup>3</sup> Superfície específica potencial = 500m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>		70	1,9	Esgoto Municipal				70 (8-9°C)	Y = 0,34 kgSS/kgDQO <sub>rem</sub>
M. Morper and A. Wildmoser (1990)	<b>LINPOR - C</b>	Esponja plástica porosa	1. Munique: 9 Tanques de aeração 1500 m <sup>3</sup>	10 30		Esgoto Municipal DQO <sub>T</sub> = 414 DBO <sub>5</sub> = 215	1,66	85 86	94 95		SST= 5,1kg/m <sup>3</sup> SST= 6,6kg/m <sup>3</sup>
M. Morper and A. Wildmoser (1990)	<b>LINPOR -N</b> 	Esponja plástica porosa				Esgoto municipal N-NH <sub>4</sub> = 49,93				58,7 N-NH <sub>4</sub>	
Wanner <i>et al</i> (1988)	<b>Sistema 1 e 2: Lodo ativado + esponja de poliuretano</b> <b>Sistema 3 : Lodo ativado + RBC</b> <b>Sistema 4. Lodo ativado + discos não rotatórios</b>	Esponja plástica porosa Poliuretano Discos de PVC 40% submersão Discos completamente submersos não rotatórios		5,7 5, 7,2 5,7,2							

Os sistemas híbridos multiestágios, apresentados na tabela 6 (AL-SHAREK, 2001, GEBARA, 1999, SU & OUYANG, 1996 E MORPER & WILDMOSER, 1990) e os sistemas de estágio único (ØDEGAARD *et al*, 2000, LAZAROVA *et al.*, 1998) são eficientes na redução da poluição orgânica para cargas aplicadas de 0,4 a 1,3 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia, (65 a 98% de remoção de DQO) e, da mesma forma, na remoção de nitrogênio (ANDREOTTOLA *et al.*, 2000; BONOMO *et al.*, 2000, ØDEGAARD *et al*, 1994 e LAZAROVA *et al.*, 1998), para cargas aplicadas entre 0,12 e 0,5 kgN/m<sup>3</sup>.dia (60 a 98% de redução) . No entanto, os sistemas multiestágios utilizam grandes volumes, o que pode implicar em custos de instalação e custos de energia elevados.

Entre os processos híbridos, os reatores com leito móvel + lodo ativado se mostram muito interessantes para remoção conjunta de carbono e nitrogênio, porque possibilitam um tratamento em contínuo, não apresentam problemas de colmatação do leito, apresentam elevada eficiência na remoção de DQO e nitrogênio e são sistemas compactos.

## 2.2. Biofilme

O biofilme é uma estrutura complexa formada por um conjunto de microrganismos e polímeros exocelulares, fixos sobre um suporte sólido. É uma estrutura dinâmica, geralmente adsorvente e porosa, na qual muitos mecanismos físicos e biológicos são intervenientes (forças externas de cisalhamento, perfis de difusão interna e competição bacteriana). Este equilíbrio depende do tipo de suporte, da hidrodinâmica do reator, do substrato e das condições de operação (cargas aplicadas, idade do lodo, porcentagem de preenchimento, etc.). Desta forma, a hidrodinâmica deve ser considerada nas escalas macroscópica e microscópica. A figura 9 apresenta os mecanismos intervenientes no crescimento e desprendimento do biofilme.



**Figura 9.** Mecanismos intervenientes na formação do biofilme  
(Fonte: OCHOA, 1998)

Entre estes mecanismos, a adesão do biofilme e seu desprendimento são determinantes e característicos de um suporte, em um dado reator. Existe um equilíbrio entre a adesão e crescimento do biofilme e a sua eliminação por desprendimento e mortalidade (OCHOA, 1998).

Observa-se, no biofilme, uma estrutura heterogênea com reentrâncias e falhas que resultam, sem dúvida, de forças físicas locais, internas ou externas (erosão e abrasão). A parte superior do biofilme é muito ativa e potencialmente muito sensível aos efeitos abrasivos. Por outro lado, a parte inferior do biofilme é menos ativa e menos sensível às forças físicas externas (NGUYEN, 1989). Nos materiais suporte plásticos, a espessura do biofilme é muito pequena, sendo que a colonização é feita, sobretudo, ao nível da rugosidade inicial do material, influenciando fortemente a natureza do biofilme.

### **2.2.1. Dinâmicas da adesão**

A fase inicial do desenvolvimento do biofilme implica na adsorção de compostos orgânicos sobre o suporte, formando uma fina camada. Esta camada constitui um pré-requisito para a



fixação bacteriana. A formação do biofilme começa após esta fase. A aderência, que é fortemente influenciada pela carga superficial, induz uma superfície carregada positivamente. De acordo com Annachatre e Bhamidimarri (1992), a adesão microbiana inicial em uma superfície sólida e sua eventual colonização é o resultado de muitos processos biológicos e de transporte : adsorção de compostos orgânicos dissolvidos na superfície úmida, transporte de microrganismos para a superfície úmida e adesão microbiana na superfície. O biofilme então se desenvolve através da reprodução celular e produção microbiológica de polímero extracelular, enquanto que o seu desprendimento é devido ao decaimento celular por forças físicas (erosão e abrasão).

O transporte de microrganismos para uma superfície úmida se dá através de difusão, convecção e transporte ativo. Em fluxo turbulento, a difusão turbulenta predomina. A motilidade celular também desempenha um importante papel no transporte em subcamadas viscosas. Várias outras forças como gravidade, termoforese, etc. podem contribuir ao transporte de células microbianas para a superfície úmida. Como os microrganismos estão nas circunvizinhanças da superfície, podem responder quimicamente a algum gradiente que pode haver na região interfacial. Então, a migração das células microbianas da fase líquida para uma superfície rica em nutrientes é o resultado de inúmeros fenômenos biológicos e físico-químicos. Uma vez que os microrganismos são transportados para a superfície de um meio suporte devido a forças hidrodinâmicas existentes no sistema, podem ser adsorvidos como resultado de interações físico-químicas. Esta adesão inicial de microrganismos pode ser reversível ou irreversível.

Na adesão reversível, os microrganismos continuam a exibir o movimento browniano. As forças que mantêm as células retidas na superfície são: forças eletrostáticas, de Van der

Waals, tensão superficial e forças originadas de ligações covalentes. Nesta fase, mesmo fracas forças de cisalhamento ou mesmo a motilidade microbiana podem lançar os organismos para fora da superfície. Na adesão irreversível, as bactérias não exibem o movimento browniano. A fixação celular em superfície pode ser temporária ou permanente. A fixação temporária é do tipo reversível resultando no equilíbrio dinâmico entre células aderidas e suspensas (ANNACHHATRE E BHAMIDIMARRI, 1992).

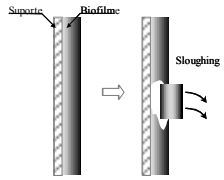
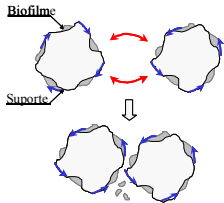
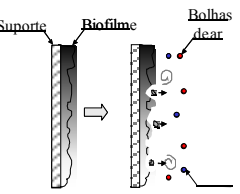
### **2.2.2.Crescimento do biofilme**

Belkhadir (1986) e Nguyen (1989) descrevem o crescimento do biofilme em 6 fases:

- *Fase de latência ou ativação*: colonização sobre as asperezas do suporte, de acordo com as forças de interação eletrostáticas e não eletrostáticas (fixação bacteriana).
- *Fase exponencial*: o crescimento de micro colônias ocorre à velocidade máxima, até a colonização sobre a superfície total do suporte.
- *Fase de acumulação linear*: corresponde a uma velocidade constante de acumulação da biomassa sobre o suporte
- *Fase de estabilização*: ligada as forças hidrodinâmicas, à constituição do substrato e mecanismos físicos
- *Fase estacionária* ou de estabilização: durante este período, a massa total do biofilme alcança valores máximos e constantes, que caracteriza um regime permanente em relação à fase sólida, logo que o regime permanente na fase líquida foi estabelecido.
- *Fase de desprendimento*: desprendimento aleatório total ou parcial do biofilme.

A tabela 7 mostra os processos intervenientes no desprendimento do biofilme.

**Tabela 7.** Processos intervenientes no desprendimento do biofilme

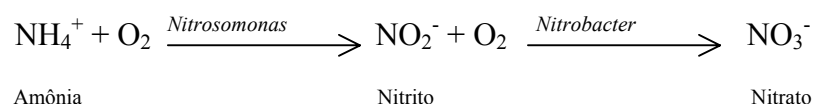
Processo	Definição	Origem	Sistemas afetados
“Sloughing”	<p>Desprendimento esporádico de grandes zonas do biofilme</p> 	<p>Idade elevada do biofilme . Desenvolvimento do biofilme sob fraco stress hidrodinâmico. Mudança repentina das condições hidrodinâmicas (de baixas à elevadas)</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>◆ Leitos bacterianos</li> <li>◆ Leito fixo</li> </ul>
Abrasão	<p>Desprendimento contínuo do biofilme</p> 	<p>Colisão entre partículas sólidas. Função da percentagem de preenchimento e das condições hidrodinâmicas.</p>	<p>Ocorre em todos os processos de leito móvel:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>◆ Leito Fluidizado trifásico</li> <li>◆ Air-Lift</li> <li>◆ Leito turbulento</li> <li>◆ Reatores híbridos</li> </ul>
Erosão	<p>Desprendimento contínuo de pequenas porções do biofilme a partir de sua superfície.</p>	<p>Interação de muitos parâmetros (abrasão, hidrodinâmica, tipo de suporte, etc.)</p>	<p>Todos os sistemas com biofilme (leito fixo, leito móvel)</p>
Cisalhamento	<p>Desprendimento de certas zonas do biofilme.</p> 	<p>Causado pela passagem do líquido e/ou de bolhas de ar em torno do biofilme</p>	<p>Sistemas com biofilme com finas bolhas.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>◆ Leito fluidizado trifásico</li> <li>◆ Air-Lift</li> <li>◆ Leito turbulento</li> <li>◆ Reatores híbridos</li> </ul>

### 2.3 Remoção do Nitrogênio por Processos Biológicos

O nitrogênio pode formar uma grande variedade de compostos devido aos diferentes estados de oxidação que ele pode assumir. Muitas destas transformações de um estado de oxidação

para outro são realizadas biologicamente. Os mecanismos de transformação podem ser classificados em fixação, amonificação, síntese, nitrificação e desnitrificação.

- *Fixação* do nitrogênio significa a incorporação do nitrogênio gasoso inerte em um composto químico que pode ser utilizado pelas plantas. A fixação de nitrogênio gasoso  $N_2$  para nitrogênio orgânico é predominantemente efetuada por microrganismos fixadores especializados e plantas leguminosas.
- *Amonificação* é a transformação de nitrogênio orgânico para a forma de amônia. Em geral, a amonificação ocorre durante a decomposição de tecido animal ou vegetal e matéria orgânica fecal.
- *Síntese* ou assimilação é um mecanismo bioquímico que utiliza a amônia ou nitrato para formar proteína e outros compostos nitrogenados.
- *Nitrificação* é a oxidação biológica da amônia, utilizando o oxigênio molecular como receptor de elétrons. Este processo é realizado por microrganismos que seqüencialmente oxidam a amônia para nitrato com uma formação intermediária de nitritos. Dois gêneros específicos de bactérias autotróficas são envolvidos, usando carbono inorgânico como fonte de carbono celular: *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. Estes dois grupos distinguem-se por sua habilidade para oxidar somente determinadas espécies de compostos nitrogenados. Enquanto que as *Nitrosomonas* podem oxidar amônia para nitrito, mas não pode completar a oxidação para nitrato, as *Nitrobacter* são limitadas para a oxidação de nitrito para nitrato.



Embora o gênero de bactéria mais comumente conhecido para levar a efeito o primeiro passo seja *Nitrosomonas*, outros gêneros como *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus* são também capazes de oxidar  $\text{NH}_4^+$  para  $\text{NO}_2^-$ . O segundo passo, além da *Nitrobacter*, também pode ser realizado por *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* e *Nitrocystis* (RITTMANN & MCCARTY, 2001).

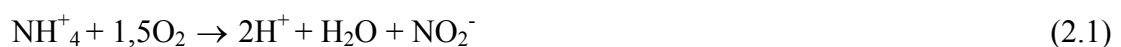
Os nitratos formados podem ser utilizados para reações de síntese, ou subseqüentemente ser reduzidos a  $\text{N}_2$  por bactérias heterotróficas desnitrificantes, que utilizam o  $\text{NO}_x^-$  como receptor de elétrons (desnitrificação) (NITROGEN CONTROL-EPA, 1993).

Nas águas residuárias urbanas, o nitrogênio se encontra principalmente sob a forma de nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico, estando as formas oxidadas em minoria. A remoção do nitrogênio por sistemas biológicos classicamente resulta da nitrificação e desnitrificação, uma vez que a redução por assimilação (formação da biomassa heterotrófica e autotrófica) não é suficiente para eliminar totalmente o nitrogênio presente no esgoto.

### **2.3.1. Fundamentos da Nitrificação Biológica**

#### **2.3.1.1 Metabolismo e Estequiometria**

A equação estequiométrica que descreve a oxidação do nitrogênio amoniacal em nitritos, pelos microrganismos *Nitrosomonas*, ou outros microrganismos capazes de efetuar a nitrificação, é:



A liberação de energia livre para esta reação é estimada entre 58 e 84 kcal/mole de amônia .

A reação de oxidação dos nitritos em nitratos por *Nitrobacter*, ou outras bactérias capazes de efetuar nitratação, pode ser descrita como:

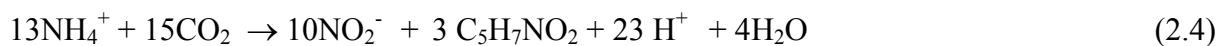


Estima-se que esta reação libera energia de 15,4 a 20,9 kcal/mole de nitrito. Então, *Nitrosomonas* obtém mais energia/mole de nitrogênio oxidado que *Nitrobacter*.

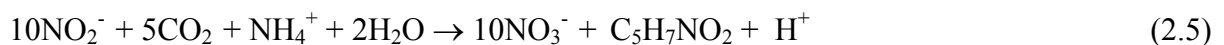
A expressão global da nitrificação realizada pelos dois grupos de bactérias é:



As equações 2.4 e 2.5 mostram a síntese de *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, assumindo-se que a fórmula empírica da célula bacteriana é  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ :



*Nitrosomonas*

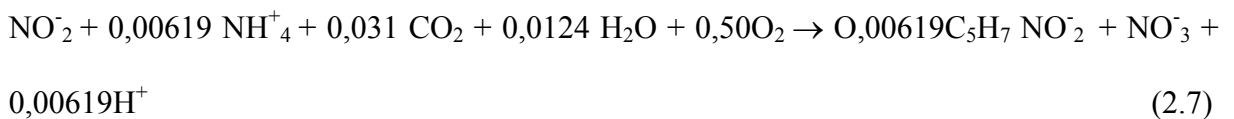
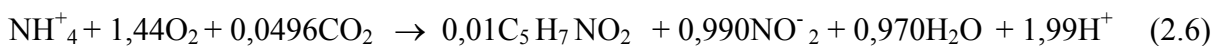


*Nitrobacter*

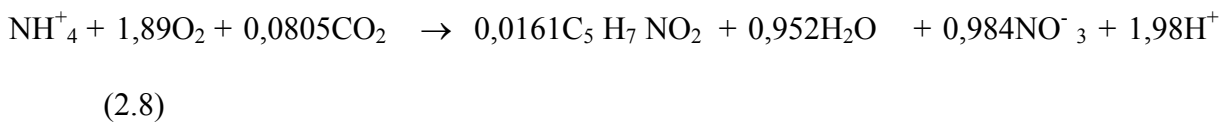
As células bacterianas crescem combinando as reações que produzem energia (2.1 e 2.2) com aquelas que envolvem a síntese celular (2.4 e 2.5). O rendimento de conversão do substrato é expresso como a relação da biomassa produzida e a massa de substrato utilizada (gSSV/gN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>2</sub>). Os valores de rendimento de conversão calculados para a relação teórica de liberação de energia são de 0,29 gSSV/gN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>. Experimentalmente, os resultados

observados estão entre 0,04 e 0,13 gSSV/gN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>. Finalmente, o rendimento global dos nitrificantes, na oxidação de amônia para nitrato está na faixa de 0,06 a 0,2gSSV/gN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.

O rendimento observado varia em função das condições do meio e da velocidade de crescimento da biomassa. As equações de síntese de *Nitrosomonas* e *Nitrobacters* que utilizam respectivamente 0,08gSSV/gN-NH<sub>4</sub> e 0,05g SSV/gN.NO<sub>2</sub> são as seguintes:



Combinando-se as equações 2.6 e 2.7, tem-se a equação 2.8, a seguir:



A estequiometria implica em um consumo não negligenciável de oxigênio por cada mole de nitrogênio, com uma relativamente baixa produção de biomassa e uma queda razoável da alcalinidade pela produção de íons H<sup>+</sup>. O consumo de 20mg/L de N-NH<sub>4</sub> conduz à utilização de 86,4 mg/L de oxigênio, produção de 2,6 mg/L de organismos nitrificantes e destruição de 1141,4 mg de CaCO<sub>3</sub>/L (NITROGEN CONTROL – EPA, 1993).

### 2.3.1.2 Cinética da Nitrificação

A equação cinética de Monod (1942) pode ser utilizada para descrever a cinética de crescimento biológico de *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (2.9.)$$

Sendo

$\mu$  = velocidade específica de crescimento ( $d^{-1}$ )

$\mu_{\max}$  = velocidade de crescimento máxima ( $d^{-1}$ )

S = concentração do substrato limitante(mg/L)

$K_s$  = constante de saturação (equivalente à concentração limitante de substrato na metade da velocidade máxima de crescimento) (mg/L)

O crescimento de *Nitrosomonas* é limitado pela concentração da amônia e o crescimento de *Nitrobacter* é limitado pela concentração de nitrito. O crescimento dos microrganismos pode ser expresso por seu tempo de geração. Em geral, o tempo de geração de microrganismos heterotróficos, responsáveis pela oxidação do carbono orgânico, é 10 a 20 vezes inferior aos autotróficos (NITROGEN CONTROL-EPA, 1993).

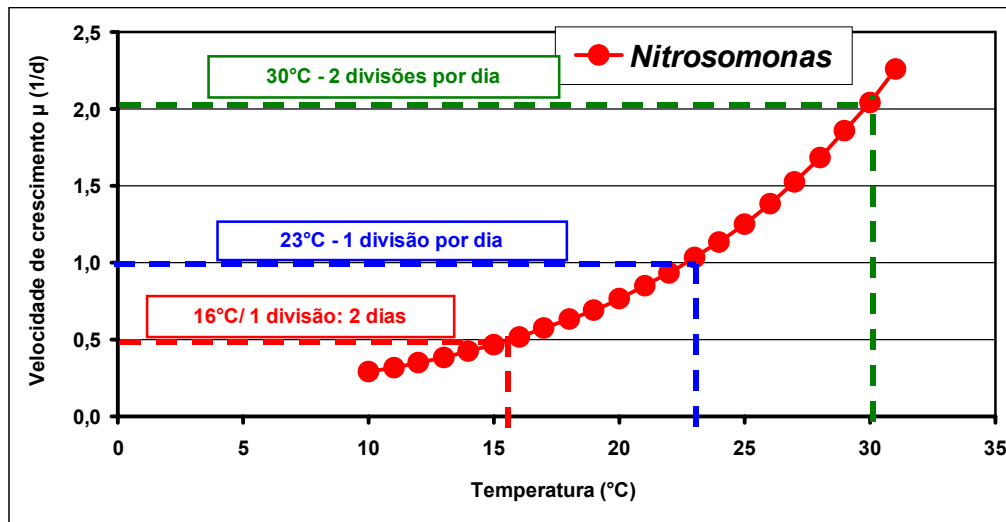
Existem fatores ambientais que podem influenciar significativamente a cinética de crescimento dos nitrificantes, como a concentração do substrato, temperatura, concentração de oxigênio dissolvido, pH e alcalinidade.

- *Temperatura*: a nitrificação ocorre em uma faixa entre 4 a 45°C, sendo a temperatura ótima 35°C para *Nitrosomonas* e 35-42°C para *Nitrobacter* (NITROGEN CONTROL-EPA, 1993). A cinética de crescimento ( $\mu_{\max}$ ) e o decaimento dos nitrificantes, bem como as velocidades de reação enzimáticas de oxidação do nitrogênio dos nitrificantes são fortemente influenciadas pela temperatura (HOFFMANN, 2000). A figura 10 mostra a velocidade de crescimento das *Nitrosomonas* em função da temperatura.

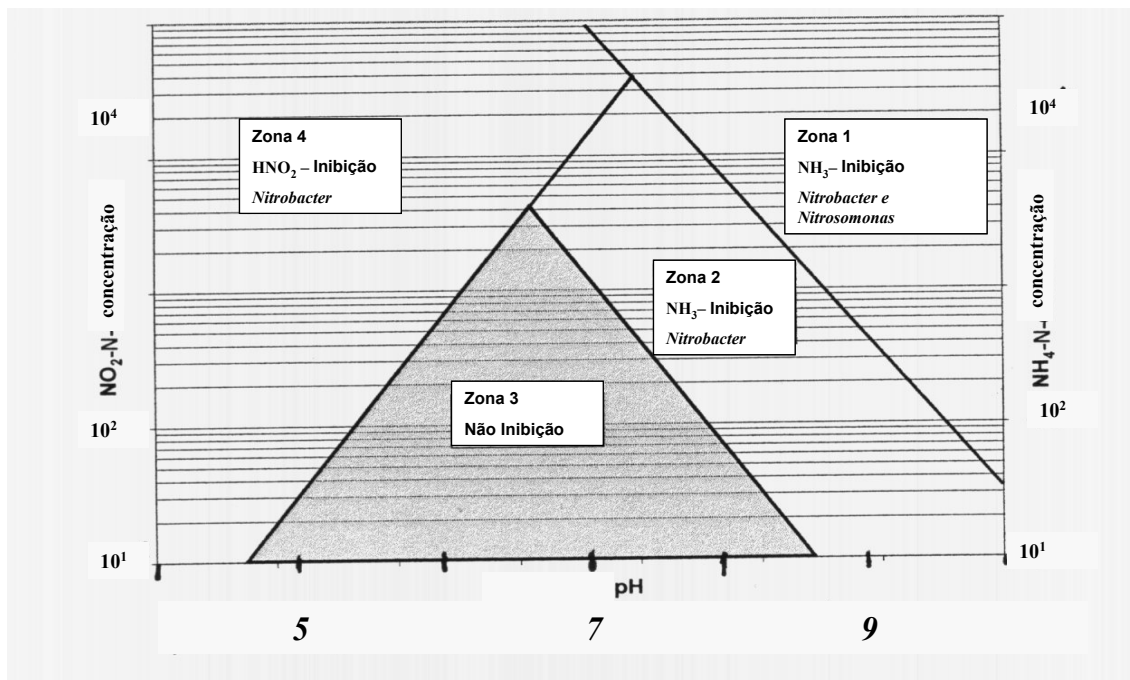


- *Oxigênio dissolvido*: este fator desempenha um papel fundamental no crescimento de organismos nitrificantes. Os valores de OD onde a nitrificação é limitada (seja para biomassa suspensa ou livre), estão entre 0,5 e 2,5 mg/L em regime estacionário, dependendo do transporte de massa e da idade do lodo.
- *pH e alcalinidade*: na oxidação da amônia, ocorre a produção de ácido, havendo um consumo de alcalinidade de 7,05gCaCO<sub>3</sub>/gN-NH<sub>4</sub> (RITTMANN & MCCARTY, 2001). O pH no reator tem um efeito significativo na velocidade de nitrificação. As melhores eficiências de nitrificação são obtidas numa faixa de pH entre 6,5 e 8,0. A figura 11 apresenta as faixas de pH onde ocorre a inibição ao crescimento de *Nitrosomonas* e/ou *Nitrobacter*, com concentrações elevadas de amônia e nitrito.
- *Inibidores*: os organismos nitrificantes são susceptíveis a determinados inibidores orgânicos e inorgânicos. A inibição pode ocorrer através da interferência com o metabolismo geral da célula ou com a reação primária de oxidação. Determinados compostos inorgânicos, como metais específicos (por exemplo: zinco, cobre, mercúrio, níquel, prata, cobalto, cádmio, cromato de potássio, dentre outros) são inibidores para os nitrificantes. Estes organismos são também afetados pela presença de certas formas de nitrogênio, como a amônia não ionizada (NH<sub>3</sub>) e ácido nitroso não ionizado (HNO<sub>2</sub>). A amônia não-ionizada ou amônia livre é inibidora de *Nitrosomonas* numa faixa de concentração de 10 a 150 mg/L, e de *Nitrobacter* em concentrações de 0,1 a 1,0 mg/L. O ácido nitroso não ionizado ou ácido nitroso livre começa a inibir *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* em concentrações de 0,22-2,8 mg/L. As concentrações destes compostos estão relacionadas ao pH e a temperatura (NITROGEN CONTROL – EPA, 1993).
- *Relação C/N*: a relação entre o carbono orgânico biodegradável de alimentação e o nitrogênio disponível para a nitrificação no esgoto é um fator crítico para a eficiência

do sistema. Como a velocidade do crescimento das heterotróficas é maior que a das autotróficas, há o risco de perda da biomassa autotrófica se o crescimento das heterotróficas excede ao crescimento máximo das nitrificantes.



**Figura 10.** Velocidade de crescimento das Nitrosomonas (Fonte : KNOWLES, 1965)



**Figura 11.** Influência do pH na nitrificação (Fonte: ABELING, 1994, citado por HOFFMANN, 2000)

### 2.3.1.3 Considerações sobre cinética de biomassa fixa

A descrição cinética de desempenho em sistemas de filme fixo envolve considerações específicas. O desenvolvimento do modelo cinético para um determinado reator de biofilme requer a aplicação dos princípios da cinética de nitrificação, relevantes para a biomassa nitrificante para um modelo de reator que descreve a hidrodinâmica, características da transferência de massa e alguma particularidade especial do reator. Em contraste com sistemas de biomassa suspensa, os processos de transporte são um fator de controle em sistemas de biofilmes. O transporte de massa ou a resistência difusional podem ou poderão influenciar o processo de nitrificação do seguinte modo:

- Necessitam de uma maior idade do lodo;
- Influenciarão o valor de OD na massa líquida na qual a velocidade de nitrificação é limitada

A concentração do substrato dentro do biofilme varia com a profundidade deste e é significativamente mais baixa que na biomassa floculada, uma vez que deve ser transportado para dentro e através do biofilme (NITROGEN CONTROL-EPA, 1993).

### 2.3.2. Desnitrificação Biológica

O processo de desnitrificação envolve a redução do nitrito ou nitrato para nitrogênio gasoso.

Os organismos envolvidos são facultativos, podendo utilizar ou oxigênio ou nitrato como receptor de elétron na geração de energia. Os microrganismos desnitrificantes podem proliferar em sistemas aeróbicos devido à sua habilidade em utilizar o oxigênio e oxidar a matéria orgânica.

O nitrato ou nitrito pode servir como um substituto do oxigênio com somente pequenas modificações no metabolismo dos microrganismos (as enzimas) na cadeia de transporte de

elétrons na respiração. Neste caso, é gerada menos energia. Por isso que, se o oxigênio está presente no meio, este será utilizado prioritariamente sobre o nitrato. Além disso, a presença de oxigênio inibe a atividade de enzimas das desnitrificantes. Em culturas puras, alguns pesquisadores observaram que a concentração de O<sub>2</sub> limitante das atividades enzimáticas é em torno de 0,2 mg/L, e em sistemas de lodos ativados, está na faixa de 0,3 a 1,5 mg/L, devido a limitação na difusão no floco microbiano.

A redução dos receptores de elétrons (oxigênio, nitrato ou nitrito) requer um doador de elétrons para organismos heterotróficos, que pode ser um substrato orgânico de esgoto bruto (doméstico ou industrial) ou um substrato adicionado como fonte de carbono (por exemplo, metanol, etanol, ácido acético, glicose).

A oxidação total da matéria orgânica pelos nitratos consome 2,86 gDQO/gN-NO<sub>3</sub>. Uma fração da matéria orgânica é utilizada para a síntese celular, então a estequiometria real é superior e fixada pelo rendimento de conversão heterotrófica Y<sub>HD</sub> (NITROGEN CONTROL EPA, 1993).

$$\frac{\Delta DQO_s}{\Delta N - NO_3} = \frac{2,86}{1 - Y_{HD}} \quad (2.10)$$

De acordo com Brandão (2002), uma relação C/N de 3,4 gCOT/gNO<sub>3</sub> completa a desnitrificação. Na prática, os consumos específicos de DQO para a desnitrificação estão, em geral, compreendidos entre 3,5 e 6 gDQO/gN (NITROGEN CONTROL EPA, 1993). Estes valores, porém, variam de acordo com o tipo de substrato utilizado como fonte de carbono. A tabela 7 mostra a quantidade de DQO consumida por quantidade de nitrato eliminado, para diversos substratos (SPERANDIO, 1998).

**Tabela 8.** Quantidade de DQO consumida por quantidade de nitrato eliminado

<b>Autor</b>	<b>gDQO/gN-NO<sub>3</sub></b>	<b>Substrato</b>
Henze <i>et al.</i> (1994)	3,5 – 5,0	Esgoto doméstico
Isaacs & Henze (1995)	3,5 – 4,5	Acetato
Tam <i>et al.</i> (1992)	5,3	Acetato
Carley <i>et al.</i> (1991)	5,9	Acetato
	6,2	Metanol
	9	Glicose
Nyberg <i>et al.</i> (1996)	4,4	Etanol

Fonte: adaptado de Sperandio (1998)

No entanto, o paradigma que o único caminho para a conversão biológica da amônia para N<sub>2</sub> necessita da oxidação completa do nitrito seguida da desnitrificação heterotrófica já se tornou obsoleto. Foram desenvolvidos novos processos para remoção do nitrogênio, como:

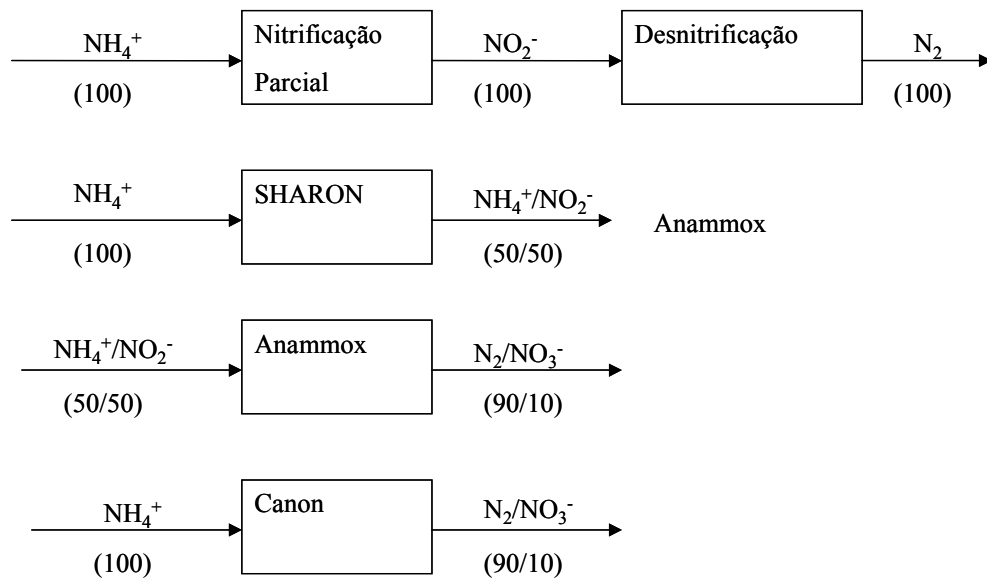
Nitrificação parcial - é a oxidação do amônio para nitrito, mas não para nitrato. Uma variante da nitrificação parcial é o processo SHARON, que vai gerar uma mistura de amônia e nitrito como efluente.

Anammox - é a desnitrificação do nitrito utilizando amônia como doador de elétrons.

Necessita ser precedido por um processo de nitrificação parcial, que converta metade da amônia para nitrito, como o SHARON.

Canon – é remoção completa de nitrogênio, autotrófica, sobre nitrito. É a combinação da nitrificação parcial com anammox em um único reator, aerado.

A figura 12 mostra o diagrama dos processos de nitrificação parcial, SHARON, anammox e CANON (adaptado de SCHMIDT *et al.*, 2003).



**Figura 12.** Diagrama da Nitrificação parcial, SHARON, Anammox e Canon, Ncompostos em % (Fonte: adaptado de SCHMIDT *et. al*, 2003)

#### 2.4. Atividade da Biomassa

A biomassa microbiana total pode incluir microrganismos metabolicamente viáveis e inviáveis. Os microrganismos viáveis incluem populações capazes de exercer sua atividade vital no meio, portanto, são ativos no consumo do substrato.

Existem diversos métodos para a determinação da biomassa em lodos ativados e/ou biofilmes. O método mais simples é a medida de sólidos suspensos (SS) ou sólidos voláteis suspensos (SSV). A desvantagem do método é que não distingue entre biomassa microbiana viável e inviável, e ainda entre componentes orgânicos não microbianos presentes na amostra. Outros métodos de medida de componentes da biomassa, tais como contagem direta, proteínas, ATP e DNA são utilizados para a determinação da biomassa microbiana. É importante conhecer-se a biomassa ativa para determinar o potencial microbiano. A biomassa ativa e, portanto viável, desempenha um papel-chave no desenvolvimento de modelos que simulam processos de transformações biológicas, químicas, e mesmo alguns processos físicos (VOLLERSTSEN *et al*,

2001). Métodos tal como a respirometria, avaliação de ATP e diferentes ensaios enzimáticos e de determinação da capacidade metabólica dos lodos ativados são utilizados para estimar a atividade da biomassa viável (JORGENSEN *et al.*, 1992).

#### **2.4.1. Fundamentos de Respirometria**

Desde que se começou o uso dos processos de lodos ativados, no início do século XX, sabe-se que a velocidade na qual o lodo consome oxigênio é um importante indicador das condições do processo. Como o consumo de oxigênio é diretamente associado ao crescimento de biomassa e remoção do substrato, a qualidade do efluente e os custos de tratamento são fortemente influenciados por este parâmetro. Deste modo, a sua determinação constitui uma importante ferramenta, largamente utilizada para a caracterização de águas residuárias, controle da operação dos tanques de aeração de lodos ativados e para calibração de modelos cinéticos em sistemas de lodos ativados (MARSILI-LIBELLI E TABANI, 2002).

A medida e interpretação do consumo biológico de oxigênio, sob condições experimentais bem controladas, chama-se respirometria (SPANJERS *et al.*, 1998). Em geral, a respirometria consiste em estimar as quantidades de oxigênio consumido, mas pode também medir a quantidade de dióxido de carbono produzida pelos microrganismos em uma amostra líquida. O primeiro método é normalmente mais utilizado, pois de uma maneira mais simples, ele pode ser realizado através da medida da concentração em oxigênio dissolvido. Este método permite obter um perfil de consumo de oxigênio acumulado e medir a velocidade de consumo de oxigênio ( $rO_2$ ). A velocidade de consumo de oxigênio é deduzida do oxigênio consumido acumulado por derivação, e fornece uma indicação muito mais sensível às variações da atividade (SPERANDIO, 1998).

Respirômetro é um instrumento utilizado para a medida da velocidade de consumo do oxigênio, ou seja, a massa de oxigênio consumida por unidade de volume e unidade de tempo. Existem muitos tipos de respirômetros, desde o mais simples, manualmente operado, constituído por um frasco fechado, equipado com uma sonda de OD, até aparelhos operados automaticamente. Em alguns casos, até mesmo o tanque de aeração de uma estação de tratamento de esgoto pode servir como um respirômetro.

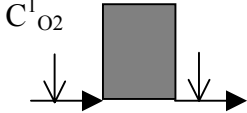
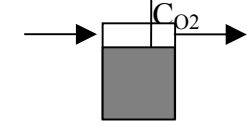
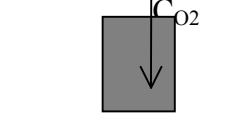
Para a caracterização de águas residuárias urbanas, onde a variação das atividades é muito rápida, os respirômetros que permitem uma medida automatizada da  $rO_2$  com uma frequência elevada são preferíveis. De acordo com SPERANDIO (1998), são geralmente utilizados três tipos de respirômetros:

1. Respirimetria a fluxo contínuo, que tem por base a medida de oxigênio consumido em uma célula alimentada em contínuo pelo substrato estudado (SPANJERS *et al.*, 1998). Sua vantagem é uma frequência elevada de medida. No entanto, é necessário escolher uma vazão líquida ótima, a fim de evitar uma limitação de oxigênio na célula, sempre preservando uma diferença de concentração elevada entre a entrada e a saída.
2. Respirimetria à aeração contínua, a qual igualmente permite obter uma estimativa da  $rO_2$  de maneira quase contínua. Esta técnica necessita, porém, da determinação do coeficiente de transferência de oxigênio ( $k_L a_{O_2}$ ) para calcular a velocidade de consumo.
3. Respirimetria fechada (seqüencial), onde a velocidade de consumo de oxigênio é medida diretamente em um reator ou uma célula fechada. Mesmo sendo uma medida descontínua, pode ser realizada de maneira sucessiva por um sistema de aeração automatizada do meio, que conduz a tomadas de pontos em curtos intervalos de tempo.



A tabela 9 mostra um esquema e o balanço de massa dos três tipos de medidas respirométricas.

**Tabela 9.** Esquema e balanço de massa de três técnicas respirométricas

Técnica	Esquema	Balanço de massa
Respirometria a fluxo líquido contínuo		$r_{O_2} = \frac{Q_L}{V} (C_{O_2}^1 - C_{O_2}^2)$
Respirometria com aeração contínua		$r_{O_2} = -\frac{dC_{O_2}}{dt} + K_L a_{O_2} (C_{O_2}^* - C_{O_2})$
Respirometria fechada (seqüencial)		$r_{O_2} = -\frac{dC_{O_2}}{dt}$

Fonte: Sperandio (1998)

Através de técnicas respirométricas podem ser determinados parâmetros cinéticos (Riefler, 1998) e estequiométricos; as concentrações de componentes biodegradáveis em esgoto bruto, lodo ativado e substratos orgânicos facilmente biodegradáveis (SPANJERS *et al.*, 1994, VANROLLEGHEM *et al.*, 1999 e SPERANDIO AND PAUL, 2000); fracionamentos de DQO (SPERANDIO, 1998); monitoramento de nitrificação (SURMACZ-GORSKA *et al.*, 1996); estudo da influência da concentração do substrato na velocidade de nitrificação (BARROS *et al.*, 2003); determinação da biomassa ativa, autotrófica e heterotrófica (OCHOA *et al.*, 2002) e elementos tóxicos.

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1. Sistema piloto de tratamento

Esta pesquisa foi realizada em cooperação com o INSA – Institute National des Sciences Appliquées de Toulouse, França, no departamento GPI- Génie de Procédés Industriels. O sistema piloto de tratamento era constituído por um decantador primário, o qual era alimentado de esgoto urbano por meio de uma bomba submersa, de onde o esgoto era bombeado para o tanque 1 de armazenamento com agitação permanente, e refrigerado a aproximadamente 4°C situados no subsolo do prédio do GPI. Deste tanque, o esgoto era conduzido, por meio de uma bomba, para o tanque 2 com agitação permanente e refrigerado a 4°C, situado na sala de pilotos. Este tanque alimentava duas linhas de tratamento formadas por reatores piloto do tipo lodo ativado e decantador secundário, que apresentavam a mesma configuração. Cada linha foi preenchida com um material plástico flotante diferente (P4 e P5), utilizado como suporte para a fixação da biomassa, conferindo aos reatores as características de “reatores híbridos” (RH<sub>1</sub> e RH<sub>2</sub>).

A figura 13 mostra o fluxograma do sistema piloto de tratamento e a figura 14 mostra o esquema de uma linha da instalação piloto – reator híbrido.

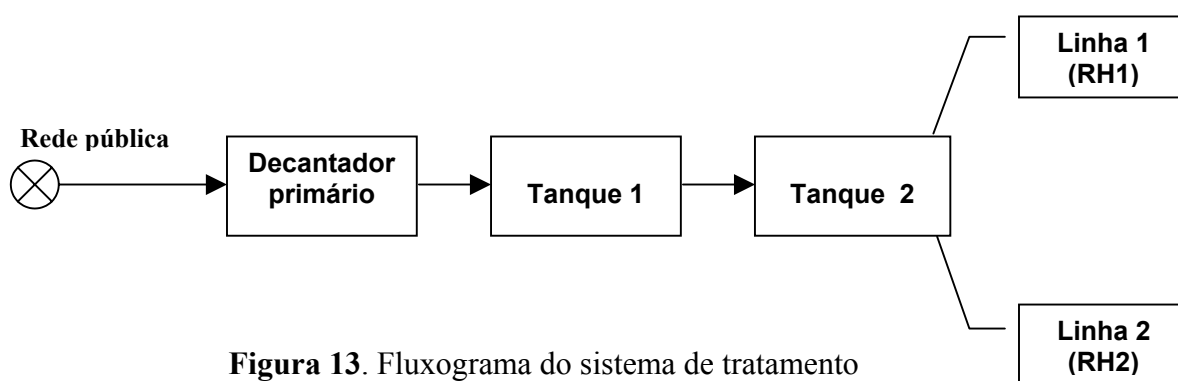
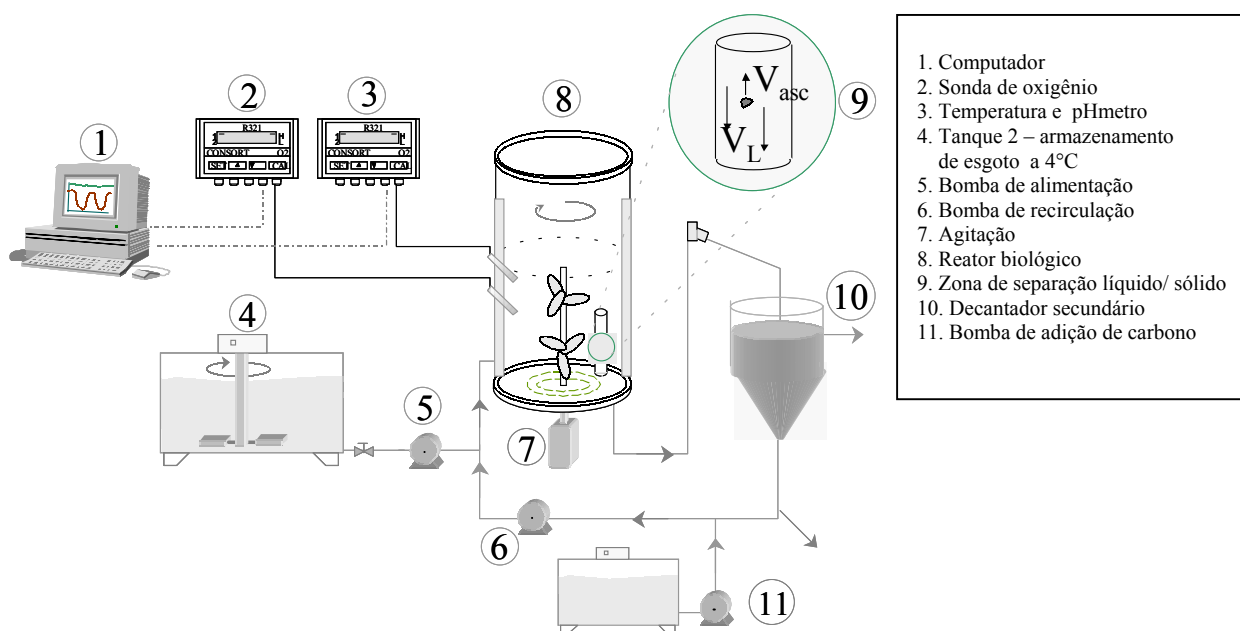
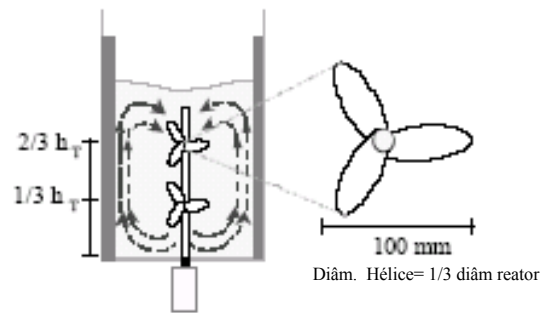


Figura 13. Fluxograma do sistema de tratamento

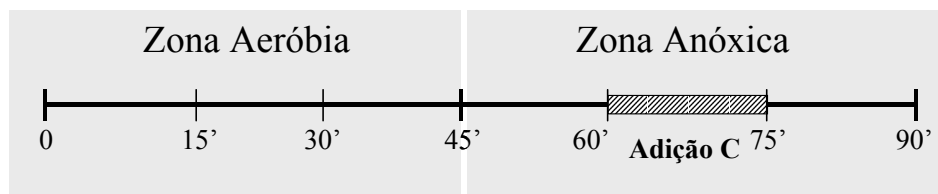


**Figura 14.** Esquema de uma linha da instalação piloto

Cada linha da instalação piloto de reatores híbridos era formada por: a) um reator híbrido, constituído por um cilindro em PVC transparente de diâmetro 30cm, altura total 63 cm, e volume útil de 22 L (suporte + líquido), dotado de um agitador tipo hélice (detalhe mostrado na figura 15); b) um decantador secundário (volume 2,5 L), de onde parte do lodo era recirculada em direção ao reator piloto; c) três bombas peristálticas (Masterflex), sendo uma utilizada para a alimentação do reator piloto, outra do sistema de recirculação e a terceira para a adição de carbono. Estas bombas eram ligadas a um variador de frequência que controlava as vazões. Na parte inferior do reator, era introduzido ar comprimido por meio de um tubo perfurado. A aeração era seqüencial, com corte de ar por ciclos de 45 minutos, permitindo a alternância de fases aeróbias e anóxicas. Nas fases anóxicas era adicionada uma fonte de carbono suplementar como mostrado no esquema dos ciclos de aeração (figura 16). O pH e o oxigênio dissolvido (OD) eram medidos por sondas e os resultados eram processados por um software de aquisição de dados. A temperatura era mantida a 16°C por um termostato. Uma foto de um dos reatores híbridos piloto é apresentada na figura 17.



**Figura 15.** Detalhe do agitador tipo hélice



**Figura 16.** Esquema dos ciclos de aeração



**Figura 17.** Foto de um dos reatores híbrido piloto

### 3.2. Materiais suporte

Os materiais utilizados para o crescimento da biomassa fixa (P4 e P5) eram partículas plásticas cujas características são apresentadas na tabela 9. Estes suportes foram inoculados durante uma semana por um lodo ativado proveniente de um reator piloto situado no INSA. As duas linhas de tratamento permaneceram 56 dias em regime dinâmico para a formação do biofilme, antes do início do monitoramento diário dos reatores.

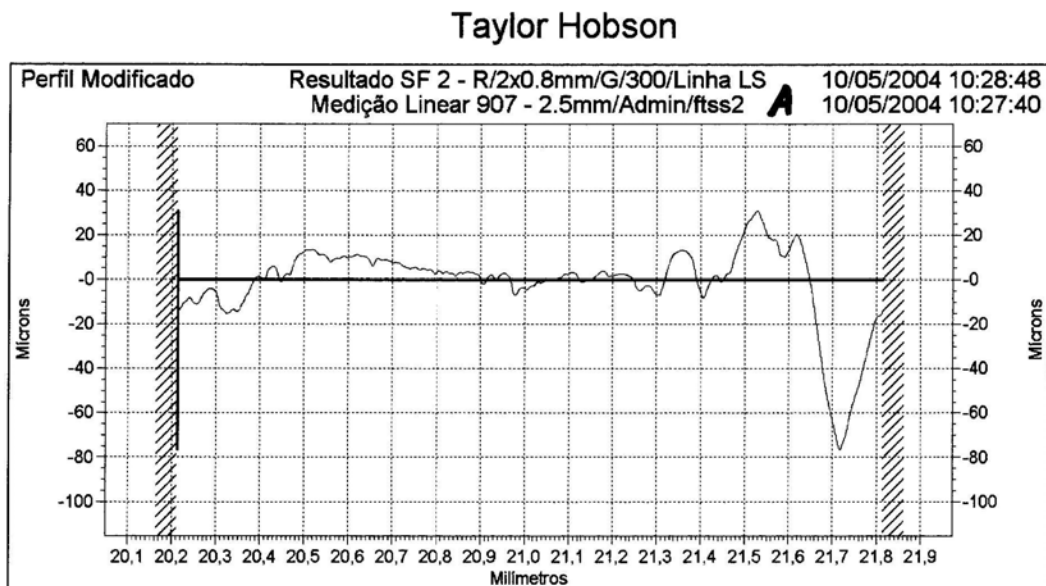
**Tabela 10.** Características dos materiais suporte

Reator	Suporte	Diâmetro mm	Densidade kg/m <sup>3</sup>	Superfície específica m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> <sub>sup</sub>	Preen. %	Material	Características de superfície
RH <sub>1</sub>	P4	2,31	900	2597	20	Plástico Reciclado	Rugosa Ra = 16,81µm
RH <sub>2</sub>	P5	10	880	3075	10	Polietileno	Pouco rugosa Ra = 2,29µm

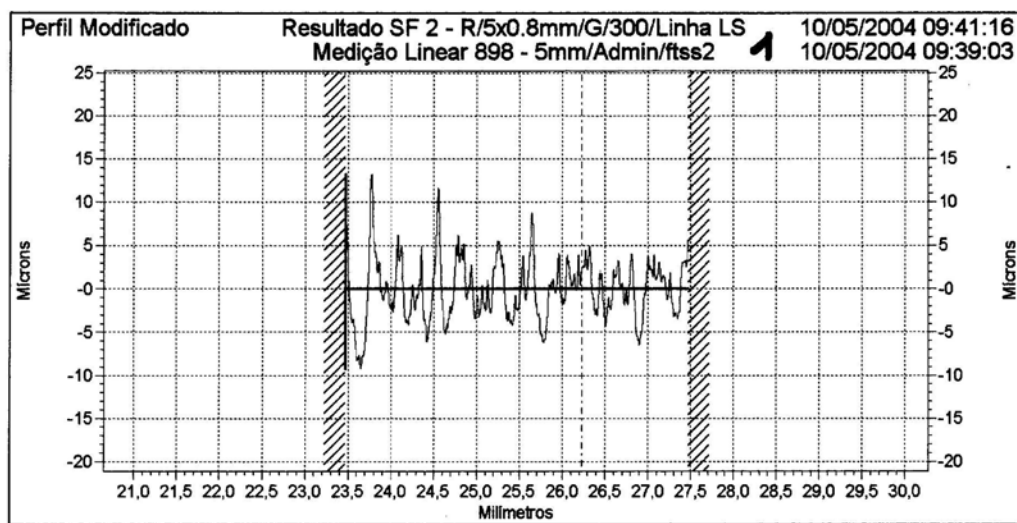
Ra = Rugosidade média

#### Medição da rugosidade dos suportes

As determinações da rugosidade média (Ra) e do perfil de rugosidade (Rz) dos suportes P4 e P5 foram realizadas junto ao Laboratório de Metrologia Dimensional da Fundação CERTI, Florianópolis/SC, credenciado pelo INMETRO sob o nº 34. A máquina de rugosidade possui um registro nº RC 2754, com uma incerteza de ± 12%. Os certificados de calibração emitidos, onde constam os procedimentos de calibração, os resultados obtidos e todos os perfis de rugosidade encontram-se no apêndice 13. A figura 18 mostra um perfil de rugosidade do suporte P4 e a figura 19 mostra um perfil de rugosidade do suporte P5.



**Figura 18.** Perfil da rugosidade – suporte P4  
**Taylor Hobson**



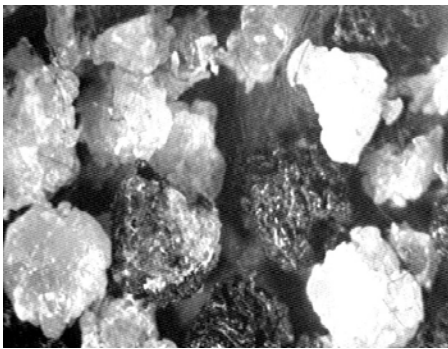
**Figura 19.** Perfil da rugosidade – suporte P5

Nas figuras 18 e 19 pode-se observar que existe uma diferença na rugosidade entre os suportes P4 e P5. A superfície do suporte P4 é mais irregular sendo que as áreas formadas pelas macrocavidades são maiores que as do suporte P5.

O suporte P4 tem uma forma irregular, aproximadamente esférica. Já o suporte P5 tem uma forma cilíndrica, com uma profundidade de 6,2 mm e um diâmetro próximo a 10 mm. Sobre

sua superfície exterior, e ainda na superfície interior do suporte, existem haletes, as quais permitem aumentar a superfície específica do material e limitam os efeitos das forças hidrodinâmicas ligadas ao choque entre partículas.

A figura 20 apresenta as fotos do material suporte P4 e a figura 21 refere-se ao suporte P5, obtidas com uso de câmera digital e lupa.

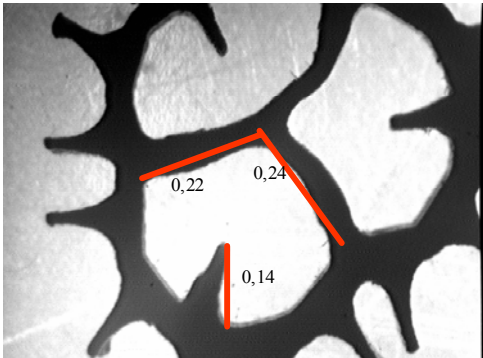


(a)



(b)

**Figura 20.** Fotos do suporte P4 com (a) lupa (b) câmera digital



(a)

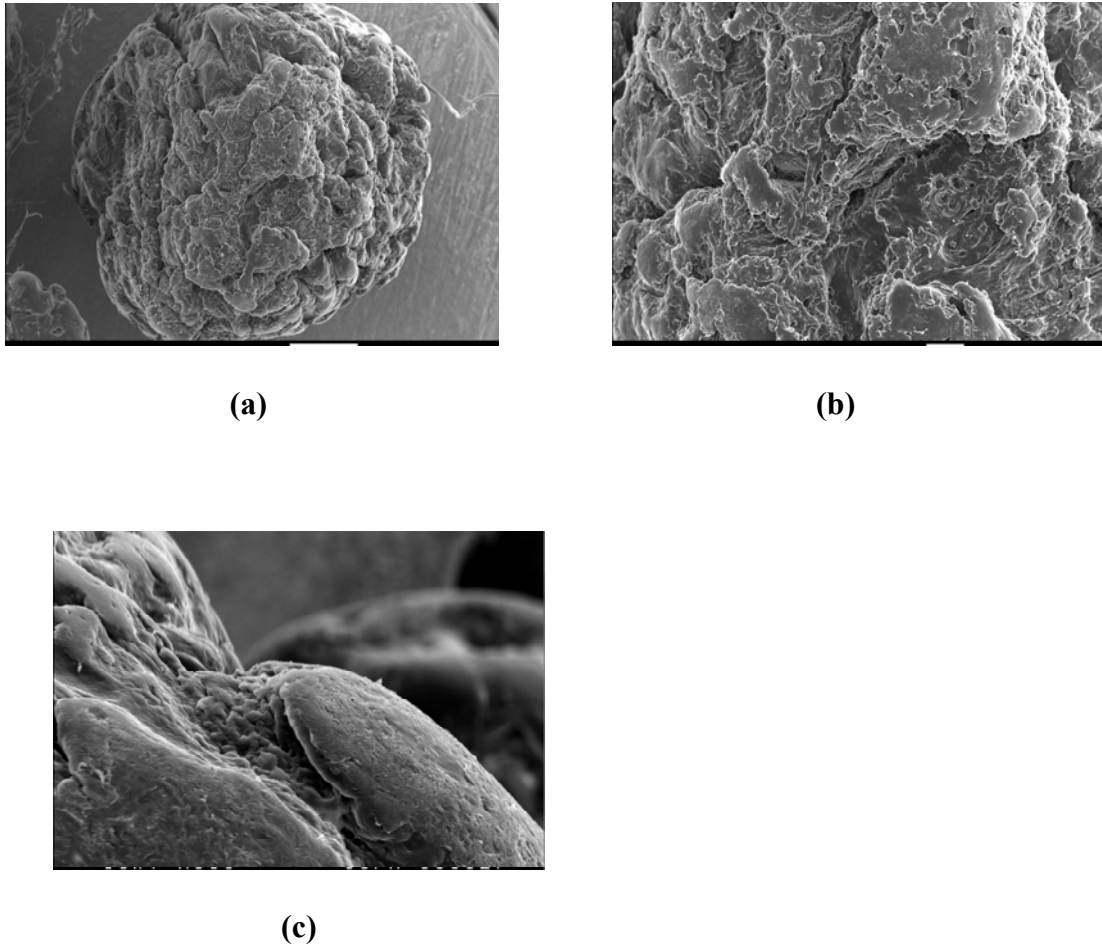


(b)

**dimensões em cm**

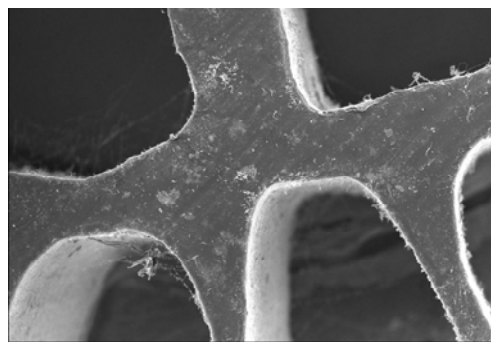
**Figura 21.** Fotos do suporte P5

As figuras 22 e 23 apresentam as fotos ao microscópio eletrônico dos suportes P4 e P5, respectivamente.



**Figura 22** . Fotos do suporte P4 não colonizado no microscópio eletrônico de varredura aumentos (a) 35X (b) 100X (c) 500X

As fotos da figura 22 mostram uma alta superfície específica nas reentrâncias do suporte P4, as quais favorecem a fixação e a colonização das bactérias e podem conferir condições para o desenvolvimento de nichos de organismos de lento crescimento, como as nitrobacters.



**Figura 23.** Foto do suporte P5 não colonizada (MEV – aumento 35x)



A densidade dos materiais suportes foi obtida pela equação 3.1:

$$V = \frac{m}{\rho} \quad (3.1)$$

sendo  $m$  = massa do suporte [M] e  $\rho$  a densidade [M/L<sup>3</sup>].

O volume do suporte foi obtido por meio da medida do deslocamento do etanol. Inicialmente coloca-se um certo volume de etanol em um proveta graduada, em seguida mede-se a altura  $H_0$  referente à altura do líquido (etanol). Adiciona-se então uma determinada quantidade de suporte, com determinação prévia do peso seco ( $m$ ). Mede-se a nova altura do nível do líquido  $H_1$  e obtém-se o volume de suporte ( $H_1 - H_0$ ). Foi utilizado o etanol porque sua densidade é aproximadamente 800 kg/m<sup>3</sup>, inferior àquela do suporte.

A superfície específica de um suporte (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) é determinada pela razão superfície/volume. Foram, então, calculados os volumes equivalentes e as superfícies dos suportes P4 e P5. Para a obtenção do volume equivalente do suporte P4, este foi comparado a uma esfera, sendo calculado pela equação 3.2.:

$$V = \frac{4}{3}\pi r^3 \quad (3.2)$$

sendo  $r$  = raio da esfera

O diâmetro médio de uma partícula P4, obtido por teste granulométrico foi de 0,00231m; então, o volume de P4 é 6,454.10<sup>-9</sup> m<sup>3</sup>.

A superfície de uma esfera é obtida pela equação 3.3.

$$S = 4\pi r^2 \quad (3.3)$$

Assim, encontrou-se para o suporte P4 uma superfície de  $1,67 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$ . Portanto, a superfície específica calculada para P4 foi de  $2597 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ .

No que concerne ao P5, a superfície específica potencial do suporte foi obtida pela soma das medidas de todas as superfícies do suporte, internas e externas ( $\text{m}^2$ ), divididas pelo volume ( $\text{m}^3$ ). O valor encontrado foi  $3075 \pm 4\% \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ , em média.

Em relação à superfície específica potencial do reator, o suporte P4 tem uma superfície de  $257 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{reator}}$  e o P5 tem uma superfície de  $615 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{reator}}$ . O volume do reator é a relação entre o volume total dos suportes no reator e o volume total do reator.

O volume de preenchimento de suporte no reator piloto foi medido pelo volume de água deslocada, medindo-se a altura inicial do líquido no reator ( $H_0$ ) e após a adição do suporte ( $H_1$ ).

O suporte P4 apresenta as seguintes vantagens:

- Uma grande superfície específica para o crescimento bacteriano;
- facilidade para suspensão do leito de partículas, tornando-o interessante economicamente;
- utilização de material reciclado.

Por outro lado, apresenta como desvantagem o tamanho das partículas (muito pequenas), a dificuldade de retenção no reator, e portanto, a sua difícil adaptabilidade em escala industrial.

A vantagem do suporte P5 é o tamanho das partículas, mais fáceis para retenção no reator.

### 3.3. Substrato

Foi utilizado água residuária urbana, proveniente de um coletor de águas usadas situado no INSA. As águas residuárias eram coletadas duas vezes por semana, decantadas durante 15

min e, depois armazenadas por três dias, no máximo, em tanques metálicos e refrigeradas a 4°C, sob agitação, a fim de evitar a decantação dos sólidos em suspensão (figura 13).

A tabela 11 mostra as características físico-químicas médias do substrato, medidas ao longo do período de estudos.

**Tabela 11.** Características do substrato (valores médios)

<b>Parâmetros</b>	<b>Concentração</b>
DQO <sub>T</sub> (mg/L)	323 ± 57
N-NTK(mg/L)	63 ± 11
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	38 ± 9
DQO <sub>tot</sub> /NTK	5 ± 1
SST(g/L)	0,16 ± 0,032

### **3.4. Adição de carbono**

Como a relação DQO/NTK do substrato era baixa (aproximadamente 5), a fase de desnitrificação poderia ser limitada. Conseqüentemente, foi preciso adicionar uma fonte de carbono facilmente biodegradável para obter uma relação DQO/NTK próxima de 7. Uma solução de carbono era injetada no tubo de recirculação durante a fase anaeróbia por meio de uma bomba peristáltica comandada por um *timer*. Foram utilizadas 4 diferentes substâncias como diferentes fontes de carbono facilmente biodegradáveis, com o objetivo de permitir o crescimento de diversas espécies bacterianas e, assim, selecionar a biomassa, apresentadas na tabela 12.

**Tabela 12.** Composição da solução de carbono

<b>Constituintes</b>	<b>Concentração mg/L</b>
Propianato de sódio pa ACROS	25
Acetato (ácido acético pa ACROS)	22
Amido solúvel pa ACROS	27,75
Etanol GACHES 95°	2,25

Após a adição da fonte de carbono, a DQO total média do esgoto afluyente era de 390mg/L; e a relação DQO/NTK era de aproximadamente 7.

### 3.5. Operação dos reatores piloto

#### 3.5.1. Condições operacionais

Os dois reatores foram operados de acordo com as condições indicadas na tabela 13.

**Tabela 13.** Condições operacionais para RH<sub>1</sub>(P4) e RH<sub>2</sub>(P5)

<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Agitação (rpm)</b>	<b>Duração ciclos (min)</b>	<b>Vazão Entrada (L/dia)</b>	<b>Vazão carbono (L/dia)</b>	<b>Vazão Recirc (L/dia)</b>	<b>TRH (h)</b>
16	200 (RH1)	45/45	45	1,2	45	4:38 RH1
	220 (RH2)					5:18RH2

*Agitação:* Os valores em rpm da agitação foram definidos por estudos hidrodinâmicos, junto ao LIPE/INSA, que mostraram até qual velocidade pode-se ter uma repartição homogênea do suporte e, assim, evitar a formação de caminhos preferenciais no reator piloto.

*Tempo de Retenção Hidráulica:* Os tempos de retenção hidráulica (TRH) foram calculados em relação ao volume de líquido e à vazão total (entrada + adição de carbono).

*Idade do lodo:* A idade do lodo é a relação entre a biomassa no interior do reator piloto e a biomassa na saída. A idade do lodo ( $X_L$ ) foi definida em relação à biomassa do líquido (lodo ativado).

Os reatores híbridos RH<sub>1</sub> e RH<sub>2</sub>, com os suportes P4 e P5, respectivamente, funcionaram em duas fases (A e B), definidas em função da idade do lodo (X<sub>L</sub>): fase A (idade do lodo de 10 dias), e fase B (idade do lodo de 3 dias) (valores médios).

### 3.5.2. Cargas aplicadas

As cargas volumétricas aplicadas, em termos de DQO ou em termos de nitrogênio, foram calculadas em relação ao volume de líquido em cada reator. Os dois reatores tinham diferentes porcentagens de preenchimento e, deste modo, diferentes volumes de líquido. Conseqüentemente, as cargas aplicadas em cada reator eram diferentes.

A tabela 14 apresenta os valores médios das cargas aplicadas nos reatores RH<sub>1</sub> e RH<sub>2</sub>, durante as fases A e B.

**Tabela 14.** Valores médios de cargas aplicadas

Reator/suporte	Carga Vol. aplicada mgDQO/ L.dia		Carga Vol. aplicada mgNTK/ L.dia	
	Fase A	Fase B	Fase A	Fase B
RH1/P4	1054	886	179 ± 28	150 ± 19
RH2/P5	937	826	163 ± 26	134 ± 17

## 3.6. Metodologias Analíticas

### 3.6.1. Fase líquida

As análises quotidianas, realizadas na fase líquida, são indicadas na tabela 15. As amostras da saída dos sistemas híbridos eram compostas, ficando armazenadas por um período de 11 a 12 horas (durante a noite).

**Tabela 15.** Análises físico-químicas diárias (entrada, saída e no reator)

<b>Análise</b>	<b>Método</b>	<b>Referência</b>
SST/SSV (Sólidos em suspensão/voláteis)	gravimétrico	NFT 90-029 e 90-105
DQO (demanda química de oxigênio) total e filtrada	Refluxo fechado com dicromato de potássio	NFT 90.101
Nitrogênio total (NTK) e amoniacal (NH <sub>4</sub> ),	Kjeldahl	<i>Standard Methods</i> , 1998
Nitrito/nitrato	Chaîne Technicon	AFNOR NFT90.111 e NFT90.112

Os pré-filtros utilizados para as análises SST na saída dos sistemas híbridos e DQO eram de fibra de vidro SCHLEICHER & SCHUELL GF6, com diâmetro de poro = 8µm. Para as frações solúveis (análises N-NO<sub>2</sub> e N-NO<sub>3</sub>), utilizou-se a membrana SCHLEICHER & SCHUELL, com diâmetro de poro 0,45µm.

### **3.6.2. Biofilme**

A caracterização do biofilme foi efetuada por métodos destrutivos (COT- carbono orgânico total e MEV –microscopia de varredura eletrônica ) e não destrutivos (Respirometria e microscopia ótica).

#### 3.6.2.1. Carbono orgânico total – COT (NFT 90-102)

A determinação do carbono orgânico total era feita após a solubilização da biomassa fixa no suporte (método soda: lavagem da amostra de suporte com água desmineralizada, 20 mL soda 1N, 1 hora em banho-maria a 80°C, em seguida, 1 min de ultra-som e, depois, 1 min de vórtex). Este protocolo era realizado 2 vezes, para assegurar a solubilização do biofilme. A medida do COT foi feita em um analisador DOHRMAN DC 180.

#### 3.6.2.2. Observações microscópicas do biofilme

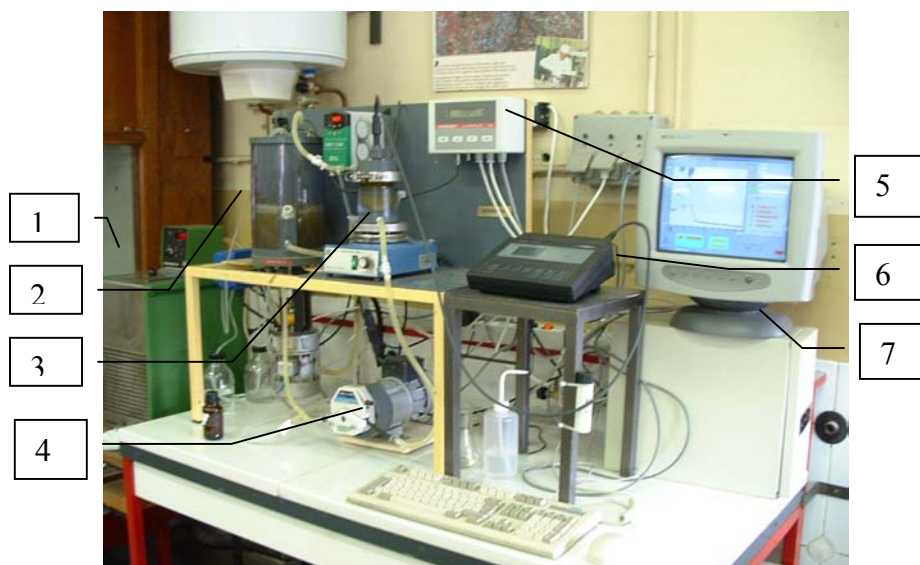
As observações do biofilme foram realizadas em um microscópio eletrônico de varredura com pressão variável, marca JEOL tipo JSM5310 LV.

Para a observação dos flocos por microscopia ótica, foi utilizado o microscópio LEITZ BIOMED. Os suportes foram observados por uma lupa WILD HEERBRUGG.

### 3.6.2.3. Análises respirométricas

A análise local por respirometria conduz à obtenção de frações da biomassa ativa autotrófica e heterotrófica, seja em relação ao biofilme, seja em relação ao lodo.

Para o cálculo da repartição da biomassa viável, heterotrófica e autotrófica, fixa e em suspensão (biomassa floculada), foi determinada a velocidade de consumo de oxigênio ( $r_{O_2}$ ) pela biomassa, a qual foi medida por uma unidade respirométrica fechada, composta de um reator fechado, aerado e agitado (volume útil de 2 L). Este reator era ligado a uma célula de medida de 240mL, por intermédio de uma bomba peristáltica, onde a amostra era homogeneizada por meio de um agitador magnético, para manter o suporte (biomassa fixa) ou o lodo (biomassa floculada) em suspensão. A concentração de oxigênio dissolvido era medida por um eletrodo (WTW538) e seu consumo era registrado em contínuo por um computador 486 PC. A temperatura era mantida constante e igual à utilizada no reator piloto, ou seja, 16°C (a temperatura era mantida por um envelope duplo alimentado por um criostato). O pH era mantido entre 7-7,4 por adição de solução básica (NaOH 0,1N) ou ácida (HCl 0,1N), com o uso de duas bombas peristálticas. O monitoramento do pH era realizado por um *pH controler* CONSORT modelos R301 e R321. A figura 24 mostra a foto de um respirômetro utilizado na análise.



**Figura 24.** Foto do respirômetro

1. controle temperatura ; 2. reator fechado aerado e agitado; 3. célula respirométrica; 4. bomba de recirculação; 5. pH-metro; 6. oxímetro; 7. computador

A velocidade de consumo de oxigênio foi determinada em três condições diferentes para obter: (1) consumo de oxigênio endógeno ( $rO_2-1$ ), (2) consumo de oxigênio durante a nitrificação da amônia sem fonte de carbono ( $rO_2-2$ ) e (3) respiração exógena com fonte de carbono e inibição da nitrificação com Allylthiourea 20mg/L  $C_4H_8N_2S$  (ATU), que é um inibidor seletivo do grupo das *Nitrosomonas* ( $rO_2-3$ ), somente quando era feita a medida da biomassa floculada (lodo). Para os autotróficos, uma solução de Cloreto de amônio ( $NH_4Cl$ ) 20 mg/L foi utilizada, a qual era adicionada quando a respiração estava na fase endógena.

Para a medida da atividade da biomassa floculada, uma amostra de 2L de lodo era retirada diretamente do reator híbrido, e imediatamente colocada no reator fechado aerado do respirômetro, para que se iniciasse a análise. No caso da biomassa fixa, uma determinada quantidade de suporte colonizado era retirada do reator híbrido, e lavada com água desmineralizada. O suporte colonizado era, então, introduzido na célula respirométrica. O reator fechado aerado era preenchido com 2 litros de solução nutriente - água de diluição de DBO modificada, preparada de acordo com o Standard Methods (1998), porém com a ausência de fonte de carbono e amônia.



As tabelas 16 e 17 mostram, respectivamente, a composição do substrato OCDE, que permite uma DQO de 250mg/L dentro da célula de medida, e os constituintes da água de diluição de DBO modificada.

**Tabela 16.** Substrato complexo OCDE

<b>Constituintes</b>	<b>Concentração g/L</b>
Propionato de sódio	13,8
Cloreto de sódio	2,1
Peptona	48
VIANDOX (caldo de carne)	33
Etanol	9,9

**Tabela 17.** Água de diluição de DBO modificada

<b>Constituintes ACROS pa</b>	<b>Concentração g/L</b>
NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> .H <sub>2</sub> O	207
CaCl <sub>2</sub>	27,7
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	101
FeCl <sub>3</sub> .6H <sub>2</sub> O	4,84
Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	0,7875
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	28 ml/L
NaOH	40

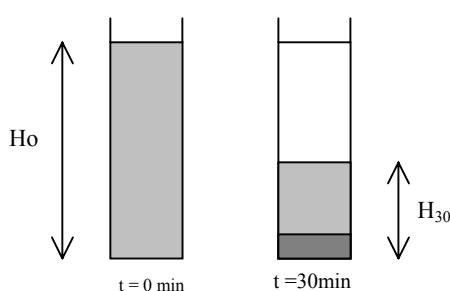
A tabela 18 mostra as condições experimentais para a determinação da velocidade de consumo de oxigênio ( $rO_2$ ).

**Tabela 18.** Condições experimentais para o cálculo da velocidade de consumo de oxigênio

$rO_2$	Amônia	Fonte de carbono	ATU
Endógena ( $rO_2-1$ )	não	não	não
Autotrófica ( $rO_2-2$ )	sim	não	não
Heterotrófica ( $rO_2-3$ )	não	sim	sim

### 3.6.3. Medida da decantabilidade do lodo – Índice Volumétrico do lodo (IVL) e Velocidade de Decantação

A medida quantitativa da decantabilidade do lodo foi feita pelo Índice Volumétrico do Lodo – IVL (STANDARD METHODS, 1998 n° 213C) e velocidade máxima de decantação. O IVL é definido como o volume (mL), ocupado por 1g de lodo decantado em uma proveta de um litro, após 30 minutos de decantação. A figura 25 mostra o esquema da realização do IVL.



**Figura 25.** Esquema da realização do teste IVL (adaptado de VON SPERLING, 1997)

A velocidade máxima de decantação é função do volume do lodo e da velocidade de interface sólido/líquido, durante o estágio de decantabilidade.

A velocidade de decantação da interface foi determinada experimentalmente através de testes em uma coluna de decantação. Foi utilizada como coluna uma proveta graduada de 1L, e adotou-se o seguinte procedimento:

- Homogeneização do líquido através da mistura do lodo na proveta;
- Medição do nível da interface em diversos intervalos de tempo, até que não decante mais

A velocidade máxima de decantação corresponde à relação  $vel.i/vel.30.(L/h)$ .

### 3.7. Cálculos

#### 3.7.1. Balanço de massa

Os balanços de massa foram efetuados para as diferentes condições operatórias, notadamente idade do lodo e cargas volumétricas de carbono e nitrogênio.

##### 3.7.1.1. Balanço parcial de nitrogênio

Definindo-se nitrogênio nitrificável como o nitrogênio disponível para a nitrificação e o nitrogênio assimilado, como o nitrogênio já incorporado pela biomassa, tem então.

$$N_{\text{nitrificável}} = N_{\text{in}} - N_{\text{assimilado}} \quad (3.1)$$

$$N_{\text{in}} = (N\text{-NTK} + N\text{-NO}_2 + N\text{-NO}_3) \cdot Q_{\text{entrada}} \quad (3.2)$$

$$N_{\text{out}} = (N\text{-NTK} + N\text{-NH}_4^+) \cdot Q_{\text{Saída}} + (N\text{-NTK} + N\text{-NH}_4^+) \cdot Q_{\text{descarte}} \quad (3.3)$$

$$N_{\text{assimilado}} = (N\text{-NTK} - N\text{-NH}_4^+) \cdot Q_{\text{saída}} + (N\text{-NTK} - N\text{-NH}_4^+) \cdot Q_{\text{descarte}} + \Delta N_{\text{org acumulado}} \quad (3.4)$$

Calcula-se a  $\Delta N_{\text{org}}$  para  $\Delta t = 1$  dia

Então,

$$N_{\text{nitrificado}} = N_{\text{nitrificável}} - ((N\text{-NH}_4^+) \cdot Q_{\text{Saída}} + (N\text{-NH}_4^+) \cdot Q_{\text{descarte}}) \quad (3.5)$$

$$N_{\text{desnitrificado}} = N_{\text{nitrificado}} - (NO_{X\text{out}} + NO_{X\text{ descarte}}) \quad (3.6)$$

Sendo:

$N_{\text{nitrificável}}$  = Nitrogênio nitrificável (mg/dia)

$N_{\text{in}}$  = Nitrogênio entrada (mg/dia)

$N_{\text{out}}$  = Nitrogênio saída (mg/dia)

$N_{\text{assimilado}}$  = Nitrogênio assimilado (mg/dia)

$N\text{-NTK}$  = Nitrogênio total (mg/L)

$N\text{-NH}_4$  = Nitrogênio amoniacal (mg/L)

$N\text{-NO}_x$  = Nitrito e/ou nitrato (mg/L)

$Q_{\text{entrada}}$  = Vazão entrada (L/dia)

$Q_{\text{saída}}$  = Vazão saída (L/dia)

$Q_{\text{descarte}}$  = Vazão descarte de lodo (L/dia)

A eficiência de remoção do nitrogênio foi calculada pela equação 3.7.

$$\varepsilon \% = \frac{C_{\text{NTK}} \text{entrada} - C_{\text{NH}_4} \text{saída}}{C_{\text{NTK}} \text{entrada}} \quad (3.7)$$

Sendo:

$\varepsilon$  = eficiência de remoção (%)

$C_{\text{NTK}} \text{ entrada}$  = carga de nitrogênio total na entrada (mg/dia)

$C_{\text{NH}_4} \text{ saída}$  = carga de nitrogênio amoniacal na saída (mg/dia)

Calcula-se a carga aplicada de nitrogênio com a equação 3.8.

$$CN_{\text{aplic}} = \frac{N_{\text{in}}}{V_{\text{liq}}} \quad (3.8)$$

Sendo:

$CN_{aplic}$  = carga de nitrogênio aplicada ( $\text{kgN}/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$ )

$V_{liq}$  = volume de líquido no reator ( $\text{m}^3$ )

O rendimento da nitrificação foi calculado pela equação 3.9.

$$\text{Rendimento nitrificação} = \frac{N - \text{nitrificado}}{N - \text{nitrificável}} \quad (3.9)$$

A carga superficial aplicada de nitrogênio foi calculada pela equação 3.10.

$$CSN_{aplic} = \frac{CN_{aplic}}{A_{sup}} \quad (3.10)$$

Sendo:

$CSN_{aplic}$  = carga superficial de nitrogênio aplicada ( $\text{kgN}/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ )

$A_{sup.}$  = área de suporte no reator ( $\text{m}^2/\text{m}^3$  reator)

O rendimento da desnitrificação foi determinado pela equação 3.11.

$$\text{Rendimento desnitrificação} = \frac{N - \text{desnitrificado}}{N - \text{nitrificado}} \quad (3.11)$$

### 3.7.2. Remoção Carbonácea

A carga volumétrica removida ( $CV_{rem}$ ) foi calculada pela equação 3.12.

$$CV_{rem} = \frac{C(\text{total ou filtrada})_{entrada} - C(\text{total ou filtrada})_{saída}}{V_{liq}} \quad (3.12)$$

Sendo que:

$$C_{entrada} = DQO_{entrada} (Q_{entrada} + Q_{carbono}) \quad (3.13)$$

e

$$C_{saída} = DQO_{saída} (Q_{entrada} + Q_{adição} - Q_{descarte}) \quad (3.14)$$

sendo:

$CV_{rem}$  = carga volumétrica removida (mgDQO/L.dia)

$C_{entrada}$  = carga na entrada do reator (mgDQO/dia)

$C_{saída}$  = carga na saída do sistema (mgDQO/dia)

DQO = demanda química de oxigênio (mg/L)

$Q_{entrada}$  = vazão de entrada no reator (L/dia)

$Q_{adição}$  = vazão adição de carbono (L/dia)

$Q_{descarte}$  = vazão de descarte do lodo (L/dia)

$V_{liq}$  = volume de líquido no reator (L)

A remoção possível da carga orgânica por superfície de suporte é calculada pela equação 3.15

(ØDEGAARD *et al*, 2000):

$$CS_{Rem\ Possível} = \frac{Q_{entrada} \cdot (DQO_{entrada\ total} - DQO_{saída\ filtrada})}{A_{sup\ reator} \cdot V_{reator}} \quad (3.15)$$

Sendo:

$CS_{Rem\ possível}$  = carga orgânica superficial removida possível (mgDQO/m<sup>2</sup>.dia)

$Q_{entrada}$  = vazão de entrada no reator (L/dia)

$A_{sup\ reator}$  = superfície efetiva de suporte no reator (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$V$  = volume do reator (m<sup>3</sup>)

### 3.7.3. Produção de lodo

A quantidade de lodo produzida ( $P_x$ ) foi calculada pelo somatório da quantidade de matéria acumulada no reator, da quantidade de matéria descartada e da quantidade de matéria contida na saída, durante o tempo  $\Delta t$  (equação 3.16).

$$P_x = V_{reator} \Delta SSV_{reator} + Q_{descarte} \cdot SSV_{descarte} \Delta t + Q_{saída} SSV_{saída} \Delta t \quad (3.16)$$

sendo

$P_x$  = produção diária de lodo (g)

$SSV$  = sólidos em suspensão voláteis(g)

$V_{reator}$  = volume do líquido no reator (L)

$Q_{descarte}$  = vazão de descarte do lodo (L/dia)

$Q_{saída}$  = vazão na saída do sistema (L/dia)

$\Delta t$  = tempo (1 dia)

O coeficiente de produção da biomassa é dada pela relação entre a biomassa produzida diariamente e a DQO removida, expressa pela equação 3.17.

$$Y_{obs} = \frac{P_x}{DQO_{entrada} \cdot Q_{entrada} + DQO_{carbono} \cdot Q_{carbono} - DQO_{saida} \cdot Q_{saida}} \quad (3.17)$$

Sendo:

$Y_{obs}$  = coeficiente de produção da biomassa (g/gDQO<sub>removida</sub>·dia)

$P_x$  = produção diária de lodo (g)

DQO = demanda química de oxigênio (g/L)

$Q$  = vazão (L/dia)

O coeficiente de produção da biomassa teórico pode ser calculado pela relação:

$$Y_{obs} = \frac{Y_{Hlim}}{1 + k_d IL} \quad (3.18)$$

sendo

$Y_{Hlim}$  = velocidade de conversão limite da produção de lodo (44gSSV/gDQO<sub>removida</sub>)

$k_d$  = constante de decaimento (d<sup>-1</sup>)

$IL$  = idade de lodo (d)

Para calcular o  $Y_{obs}$  teórico, toma-se os valores clássicos da literatura:

$Y_{Hlim} = 0,44\text{gSSV/gDQO}_{removida}$  e  $k_d = 0,05\text{d}^{-1}$  (HENZE *et al.*, 1987)

### 3.7.4. Idade do lodo

A idade do lodo foi calculada de acordo com as equações 3.19 e 3.20.



$$IL ( Xt ) = \frac{X_L \cdot V_L + X_B}{X_L \cdot Q_d + X_S \cdot Q_S} \quad (3.19)$$

$$IL ( X_L ) = \frac{X_L \cdot V_L}{X_L \cdot Q_d + X_S \cdot Q_S} \quad (3.20)$$

$$\Delta IL = IL(Xt) - IL(X_L) \quad (3.21)$$

Sendo:

$IL(Xt)$  = idade do lodo em relação à biomassa total (d)

$IL(X_L)$  = idade do lodo em relação à biomassa no líquido (d)

$V_L$  = volume de líquido + volume decantador (L)

$X_L$  = sólidos na fase líquida (mg/L)

$X_B$  = sólidos no biofilme (mg/mg<sub>sup</sub>)

$X_S$  = sólidos na saída (mg/L)

$Q_d$  = vazão de descarte do lodo (L/dia)

$Q_s$  = vazão na saída do sistema (L/dia)

### 3.7.5. Cálculo da biomassa viável

Em relação aos processos de nitrificação, a quantidade de biomassa viável, autotrófica e heterotrófica, foi calculada utilizando-se as equações 3.22 e 3.23, de acordo com o ASM1 – Activated Sludge Model n.1 (HENZE *et al.*, 1987).

$$X_H = \frac{1}{\mu_{H \max}} \frac{Y_H}{1 - Y_H} rO_{2H \max} \quad (3.22)$$

$$X_A = \frac{1}{\mu_{Amax}} \frac{Y_A}{4,57 - Y_A} rO_{2Amax} \quad (3.23)$$

Sendo:

$X_H$  = biomassa heterotrófica ativa (gDQO)

$Y_H$  = coeficiente de conversão heterotrófica (g celDQO/gDQO oxidado)

$rO_{2Hmax}$  = velocidade de consumo de oxigênio da biomassa heterotrófica (medida experimental) (mgO<sub>2</sub>/L.h)

$\mu_{Hmax}$  = velocidade de crescimento heterotrófico em 24 horas

$X_A$  = biomassa autotrófica ativa (g)

$Y_A$  = coeficiente de conversão autotrófica (g celDQO/gN oxidado)

$rO_{2Amax}$  = velocidade de consumo de oxigênio da biomassa autotrófica (mgO<sub>2</sub>/L.h)

$\mu_{Amax}$  = velocidade de crescimento autotrófico máximo em 24 horas

Os valores de  $rO_{2max}$  foram obtidos experimentalmente no gráfico, sobre a curva de consumo de oxigênio (respirograma). Os parâmetros estequiométricos  $Y_{A,H}$  e cinéticos  $\mu_{max}$  utilizados para o cálculo foram obtidos na literatura (HENZE *et al*, 1987), sendo necessário aplicar um fator de correção da temperatura (fator de Arrhenius) para  $\mu_{Amax}$  e  $\mu_{Hmax}$ , como mostrado na tabela 19.

**Tabela 19.** Parâmetros estequiométricos e cinéticos utilizados

Parâmetros estequiométricos		Fator de correção da temperatura	
$Y_A$ (g cel/gN oxidado)	0,24		
$Y_H$ (g cel/gDQO oxidado)	0,67		
Parâmetros cinéticos			
$\mu_{Amax}$ (d <sup>-1</sup> )	0,8		1,103
$\mu_{Hmax}$ (d <sup>-1</sup> )	6,0		1,072

O coeficiente de conversão  $Y_A$  refere-se ao crescimento de ambos, *Nitrosomonas sp.* e *Nitrobacter sp.* Partiu-se da hipótese de que os parâmetros  $\mu$  e  $Y(A,H)$ , da fase líquida são iguais para o biofilme, uma vez que todos os dois possuem o mesmo tipo de microrganismos.

**Repartição e distribuição da biomassa:** A biomassa ativa do reator é repartida entre a biomassa heterotrófica e a biomassa autotrófica, fixas (no suporte) e em suspensão (biomassa floculada (lodo)). Através da equação 3.24, foi determinada a biomassa total heterotrófica ( $X_H$ ) e a autotrófica ( $X_A$ ) foi determinada pela equação 3.25. A equação 3.26 calcula a biomassa ativa total no reator ( $X_{TR}$ ), e as equações 3.27 e 3.28 determinam a biomassa total fixa [ $X_{TFx}$ ] e a biomassa total floculada [ $X_{TF}$ ], respectivamente, de acordo com Ochoa *et al.*(2002).

$$X_H = [X_H]_{fixa} + [X_H]_{floculadaa} \quad (3.24)$$

$$X_A = [X_A]_{fixa} + [X_A]_{floculada} \quad (3.25)$$

$$X_{TR} = X_H + X_A \quad (3.26)$$

$$X_{TFx} = [X_A]_{fixa} + [X_H]_{fixa} \quad (3.27)$$

$$X_{TS} = [X_A]_{suspensa} + [X_H]_{floculada} \quad (3.28)$$

Para identificar a distribuição entre biomassa fixa e floculada, heterotrófica e autotrófica e biomassas totais fixas e floculadas, utilizou-se as seguintes frações ( $f$ ):

$$f_{(HF/H)} = \frac{[X_H]_{fixa}}{X_H} \quad (3.29)$$

$$f_{(AF/A)} = \frac{[X_A]_{fixa}}{X_A} \quad (3.30)$$

sendo que  $f_{(HF/H)}$  indica a fração de heterotróficas fixas sobre o total de heterotróficas existentes no reator e  $f_{(AF/A)}$  é a fração de autotróficas fixas sobre o total de autotróficas do reator.

A composição da biomassa fixa e da floculada foi calculada de acordo com as frações apresentadas nas equações 3.31 e 3.32.

$$f_{(HF/TF)} = \frac{[X_H]_{fixa}}{X_{TF}} \quad (3.31)$$

$$f_{(AF/TF)} = \frac{[X_A]_{fixa}}{X_{TF}} \quad (3.32)$$

sendo que  $f_{(HF/TF)}$  é a fração de biomassa fixa heterotrófica e  $f_{(AF/TF)}$  é a fração de biomassa fixa autotrófica em relação à fração total de biomassa fixa no reator. Utilizou-se os mesmos procedimentos de cálculo para as frações de biomassa em suspensão.

### 3.7.6. Índice Volumétrico do Lodo (IVL)

O índice volumétrico de lodo foi calculado pela equação 3.33.

$$IVL = \frac{V_{30}}{X} \quad (3.33)$$

Sendo

X = concentração de lodo (gSST/L)

V<sub>30</sub> = volume de 1 litro de lodo após 30 min de decantação (mL/L)

### 3.8. Análise estatística

Foram realizadas análises de estatística descritiva (média, desvio padrão, mediana, valores máximos e mínimos) e percentil das concentrações de saída em termos de NTK, N-NH<sub>4</sub>, NO<sub>x</sub>, DQO total e filtrada, com o uso do software Excel. Os valores percentis mostram a porcentagem das concentrações que estão em uma faixa que atenda os valores preconizados pela legislação ambiental.

Com o auxílio do Statistica<sup>®</sup> foi realizado o teste F e o diagrama de caixas (Box plot) para verificar a homogeneidade de variâncias e o teste T-student visando verificar se havia uma diferença estatisticamente significativa entre as concentrações de saída em termos de NTK e DQO total dos reatores com suportes P4 e P5.

Ainda utilizando o Statistica<sup>®</sup> foi realizada a análise *quality control chart* (cartas de controle) que mostra a dispersão e a tendência das concentrações de saída de NTK e DQO total e mostra os possíveis valores que estão fora de um limite de controle estabelecido (acima ou abaixo de 3 vezes o desvio padrão), os quais podem indicar perturbações no sistema ou possíveis erros de análise.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo, são abordados os resultados obtidos no período de monitoramento dos reatores híbridos 1 e 2, operados em paralelo, nas fases A e B (com idades do lodo médias de 10 e 3 dias, respectivamente, como descrito no capítulo 3) durante 227 dias. Foi observado o desempenho dos suportes P4 e P5 em relação à remoção de cargas volumétricas de nitrogênio e carbono, e à produção e decantabilidade do lodo, quando operados à baixa temperatura, em torno de 16°C. O objetivo é mostrar a influência da idade do lodo em reatores híbridos e do tipo de suporte com diferentes características (superfície específica, materiais, rugosidade, forma e dimensão) na capacidade de remoção de carbono e nitrogênio.

### 4.1. Remoção do Nitrogênio

#### 4.1.1. Estatística descritiva e comparativa dos reatores híbridos

Na tabela 20 são mostrados os valores da estatística descritiva e percentil das concentrações de NTK e  $\text{NH}_4$ , na entrada e saída dos reatores com suportes P4 e P5. Ao longo do período estudado, observou-se que o suporte P4 atingiu a estabilização após o 70<sup>o</sup>. dia. Os dados estatísticos apresentados referem-se ao período de estabilização observado para P4. Os cálculos foram efetuados utilizando-se o programa Excel da Microsoft.

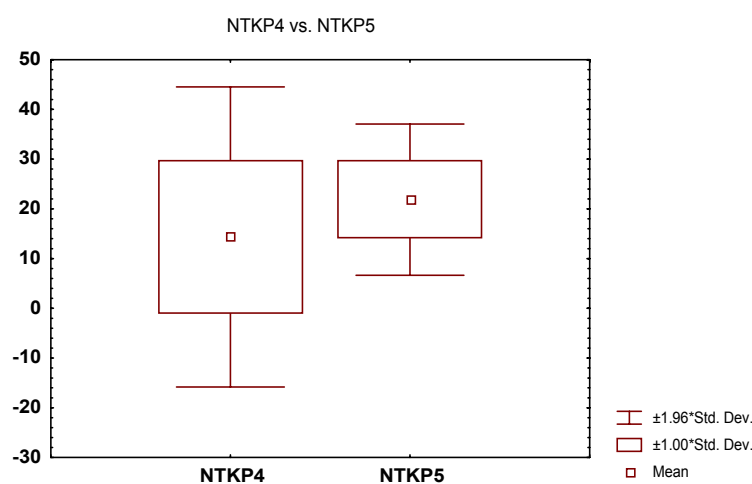
**Tabela 20.** Estatística descritiva dos valores das concentrações de NTK e NH<sub>4</sub>

Parâmetro	Análise	Afluente	P4 (saída)		P5 (saída)	
			Fase A	Fase B	Fase A	Fase B
NTK (mg/L)	Média	63,15	7,13	9,10	23,60	18,25
	Desvio Pad	11,07	3,25	2,35	5,77	7,33
	Mediana	62,57	6,46	8,71	23,34	18,16
	Mínimo	42,75	2,25	4,79	9,09	3,41
	Máximo	92,80	13,92	15,67	35,64	31,66
Nº. dados		70	34	35	34	36
	Percentil	-	10,3 (85%)	10,4 (76%)	-	10,45 (20%)
N-NH <sub>4</sub> (mg/L)	Média	47,78	3,5	2,89	18,96	12,84
	Desvio Pad	9,16	2,98	1,47	5,48	7,22
	Mediana	47,50	2,40	2,62	19,38	12,71
	Mínimo	32,37	0,59	1,06	5,23	0,61
	Máximo	70,38	9,68	6,80	31,45	31,57
	Nº. dados	70	34	35	34	36
Percentil	-	5,3 (78%)	5,3 (93%)	-	5,5 (15%)	
N-NO <sub>2</sub> (mg/L)	Média		<b>2,19</b>		<b>2,98</b>	
	Desvio Pad		<b>2,36</b>		<b>1,75</b>	
	Mediana		<b>0,54</b>		<b>3,01</b>	
	Mínimo		<b>0,02</b>		<b>0,14</b>	
	Máximo		<b>8,92</b>		<b>6,24</b>	
	Nº. dados		<b>24</b>		<b>22</b>	
Percentil		-		-		
N-NO <sub>3</sub> (mg/L)	Média		<b>2,21</b>		<b>4,42</b>	
	Desvio Pad		<b>2,46</b>		<b>5,47</b>	
	Mediana		<b>1,72</b>		<b>1,99</b>	
	Mínimo		<b>0,00</b>		<b>0,26</b>	
	Máximo		<b>12,04</b>		<b>21,46</b>	
	Nº. dados		<b>24</b>		<b>23</b>	
Percentil		-		-		

Na tabela 20 verifica-se uma diferença entre as concentrações médias de NTK e NH<sub>4</sub> na saída dos reatores com suportes P4 e P5. Observou-se que no reator com suporte P4 cerca de 80% dos valores de NTK ficaram próximo a 10 mg/L nas duas fases, e 78% e 93% dos valores de N-NH<sub>4</sub> ficaram muito próximos a 5 mg/L. A resolução 20/1986 do CONAMA preconiza uma concentração máxima de lançamento de 5 mgNH<sub>4</sub>/L, o que mostra que, com uma temperatura de 16°C, este suporte atende a esta legislação. O suporte P5, que não atingiu a estabilização no período estudado, não atendeu a esta resolução.

No caso de lançamento em estuários, a legislação ambiental de Santa Catarina permite um lançamento de nitrogênio total com concentração máxima de 10 mg/L. Como, em média, os

resultados mostraram uma concentração remanescente de N-NO<sub>2</sub> e N-NO<sub>3</sub> no período estudado para ambos os reatores, nem o reator com suporte P4, nem o reator com suporte P5 atenderiam esta legislação. O reator com suporte P4, contudo, está de acordo com a legislação francesa, cujo padrão de lançamento é de 19 mgNT/L. Visando verificar se existe uma diferença estatisticamente significativa entre os reatores, foi realizado o Teste T para comparar as concentrações de saída dos dois reatores em termos de NTK, ao longo de todo o período estudado (227 dias, com os dados obtidos a partir do 56<sup>o</sup>. dia), utilizando-se o programa Statistica®. Inicialmente, foi testada a homogeneidade das variâncias nos dois reatores. Com um nível de significância (risco) assumido de 5% ( $\alpha = 0,05$ ), o teste mostrou que as variâncias são heterogêneas ( $p_{\text{variances}} = 0,000$ ). A figura 26 mostra o diagrama de caixas (Box plot) para os reatores P4 e P5, que confirma a heterogeneidade de variâncias.



**Figura 26.** Diagrama de caixas - concentrações de saída de NTK – suportes P4 e P5

Foi, então, efetuado o teste T para variâncias separadas, com um nível de significância de 5% ( $\alpha = 0,05$ ), que comprovou existir uma diferença estatisticamente significativa entre as médias de concentração final do NTK nos dois reatores, com suporte P4 e P5 (com  $p = 0,0004$ ).

Desta forma, foi realizado um estudo comparativo entre o desempenho dos reatores, para verificar a influência do tipo de suporte na remoção de nitrogênio em reatores híbridos.



Os reatores foram operados nas mesmas condições, como mostrado no capítulo 3, utilizando-se, porém, suportes com diferentes porcentagens de preenchimento, o que altera o volume de líquido em cada reator. Conseqüentemente, o tempo de retenção hidráulica também é alterado e, sobretudo, os reatores possuem diferentes superfícies específicas para o crescimento da biomassa fixa.

A tabela 21 apresenta os resultados médios obtidos relativos à redução das cargas volumétricas de nitrogênio, em termos de  $\text{mgNNTK}_{\text{entrada}}$  e  $\text{mgNH}_{4\text{saída}}$ , calculados para os reatores com suportes P4 e P5, fases A e B, de acordo com o item 3.7.1.1 (capítulo 3).

**Tabela 21.** Remoção de nitrogênio – valores médios

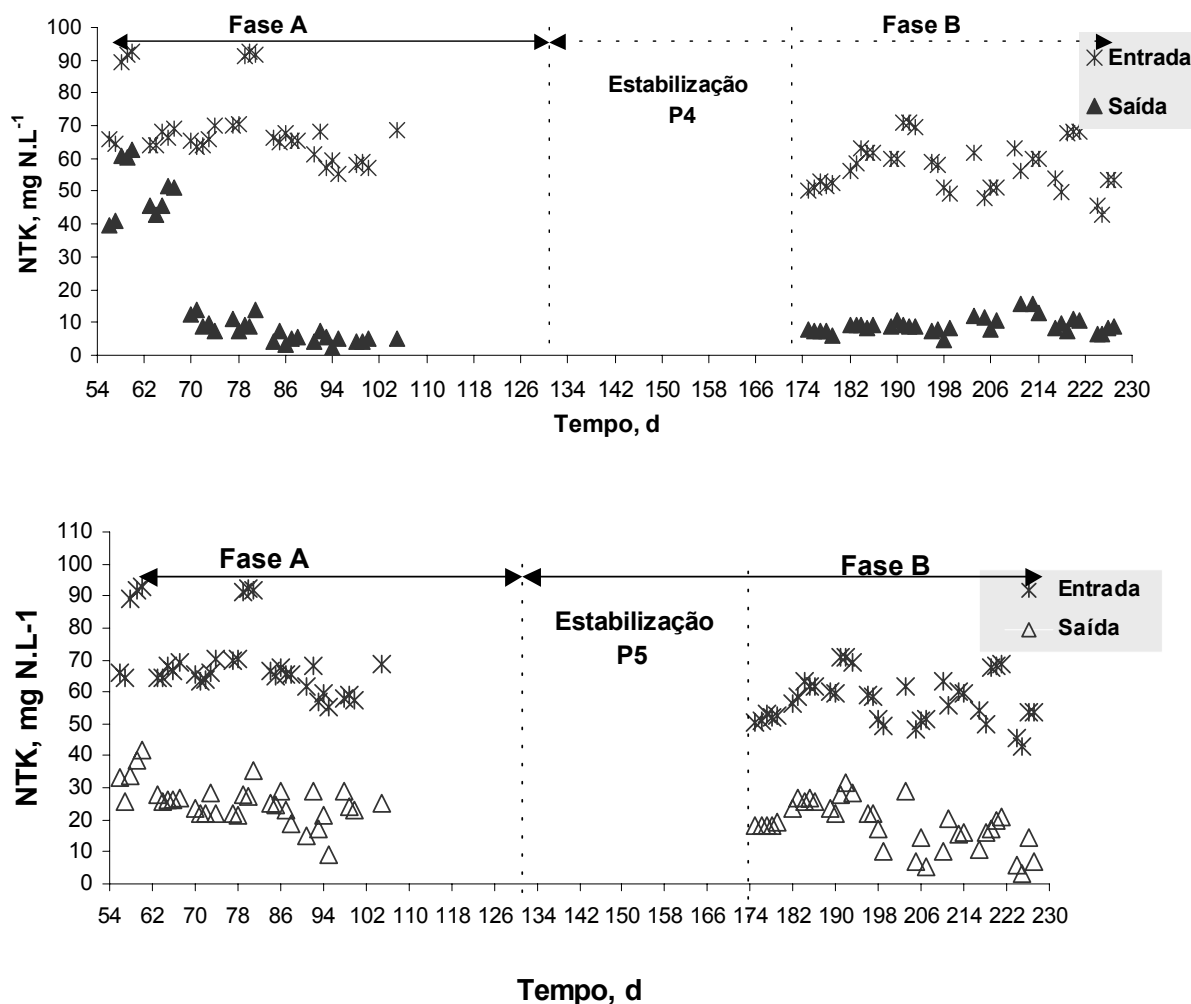
Parâmetro	P4		P5	
	Fase A	Fase B	Fase A	Fase B
Idade do lodo ( $X_L$ ) (d)	$10 \pm 2,5$	$2,7 \pm 0,7$	$12 \pm 4$	$3,5 \pm 0,7$
Idade do lodo ( $X_t$ ) (d)	$18 \pm 3,5$	$7,8 \pm 2,2$	$16 \pm 5,2$	$6 \pm 1$
$\Delta$ idade do lodo (d)	$8 \pm 1,5$	$5 \pm 1,2$	$4 \pm 1,8$	$2,5 \pm 0,5$
$C_{\text{NNTK}_{\text{entrada}}}$ ( $\text{kgNNTK}/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$ )	$0,18 \pm 0,028$	$0,15 \pm 0,02$	$0,16 \pm 0,03$	$0,13 \pm 0,02$
$C_{\text{NH}_{4\text{saída}}}$ ( $\text{kgNNTK}/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$ )	$0,010 \pm 0,08$	$0,0098 \pm 0,042$	$0,047 \pm 0,014$	$0,034 \pm 0,018$
Remoção Nitrogênio (%)	$96 \pm 4$	$94 \pm 2$	$72 \pm 6$	$75 \pm 11$
$N_{\text{nitrificado}}$ ( $\text{kgNNTK}/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$ )	0,14	0,11	0,09	0,08

$X_L$  = idade do lodo (lodo floculado) e  $X_t$  = idade do lodo total (biofilme + lodo)

Na tabela 21, verifica-se que a idade do lodo média do reator com suporte P4 foi menor que a do suporte P5 nas duas fases, em decorrência de perturbações operacionais ocorridas no reator 1, quando se verificou perda do lodo devido à obstrução da canalização da bomba peristáltica de recirculação do lodo durante a noite. No entanto, a eficiência média da remoção de nitrogênio foi superior neste suporte, no período estudado.

#### 4.1.2. Comportamento do NTK e balanço parcial de nitrogênio

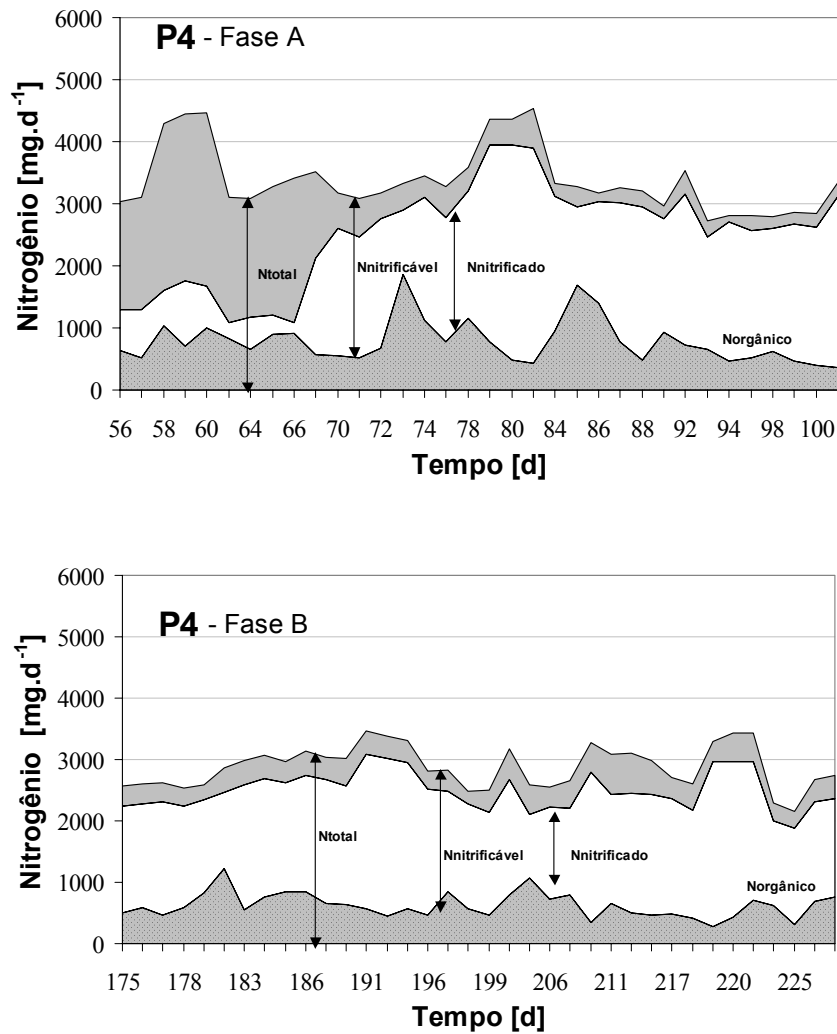
O comportamento do nitrogênio total (NTK) na entrada e saída dos dois reatores, P4 e P5, é mostrado na figura 27.



**Figura 27.** Comportamento do NTK entrada e saída - reatores P4 e P5 - fases A e B

Na figura 27, observa-se uma remoção do nitrogênio total Kjeldahl mais estável para o reator com suporte P4. Este reator se mostrou robusto, pois é capaz de absorver variações nas cargas volumétricas aplicadas de nitrogênio. Por exemplo, nos dias 79, 80 e 81, a concentração do NTK afluyente apresentou valores em torno de 91 mg/L e no 192<sup>o</sup>. dia, a concentração afluyente foi de 71 mg/L, valores estes elevados com relação à concentração afluyente média de 63 mg/L, mas concentrações de saída do reator com suporte P4 permaneceram estáveis. De modo geral, a variação da qualidade do efluente do reator com P4 foi menor que a do reator com P5.

O balanço parcial de nitrogênio, representado pela concentração de nitrogênio disponível para a nitrificação ( $N_{\text{nitrificável}}$ ), de nitrogênio nitrificado e a fração de nitrogênio orgânico para P4 e P5, ao longo das fases A e B, é mostrado nas figuras 28 e 29.



**Figura 28.** Balanço parcial de nitrogênio - suporte P4, fases A e B

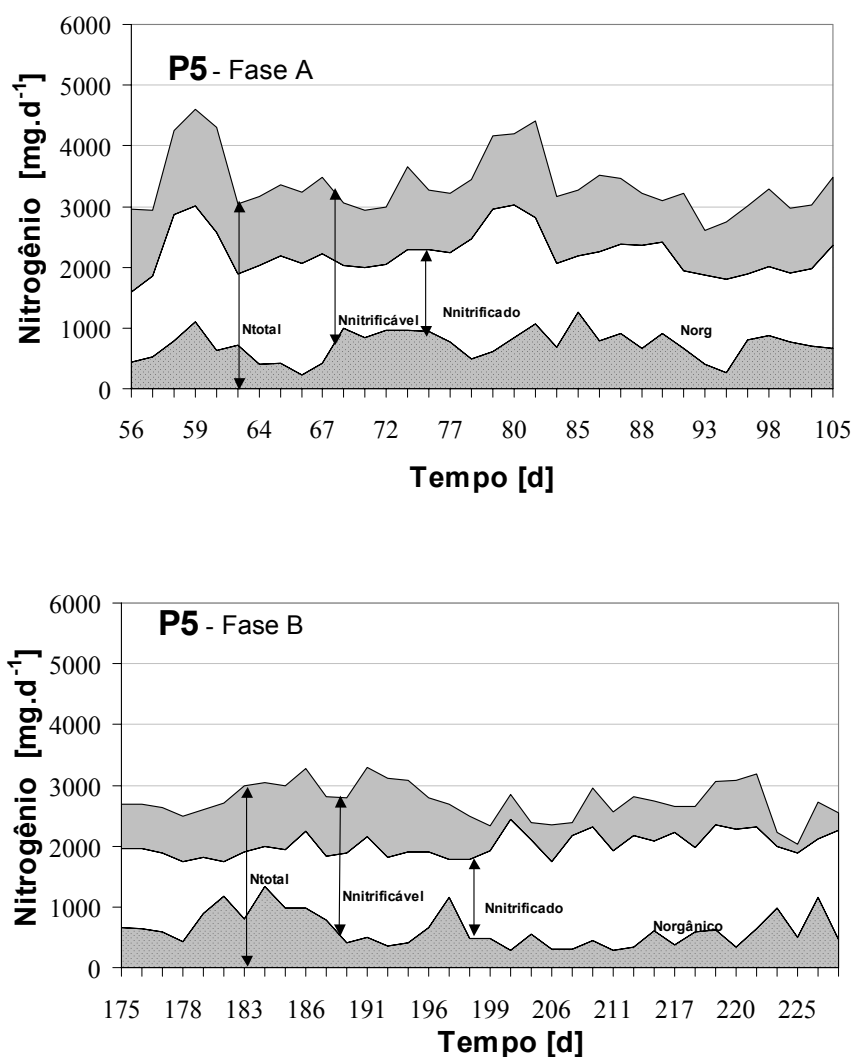


Figura 29. Balanço parcial de nitrogênio – suporte P5, fases A e B

Analisando-se as figuras 27, 28 e 29, observa-se que, durante os primeiros 14 dias de monitoramento (do 56<sup>o</sup>. ao 69<sup>o</sup>. dia), o equilíbrio em relação à colonização do material suporte não foi atingido. Constatou-se, então, que houve um decaimento do NTK no reator híbrido com suporte P4 só após 70 dias de operação, com temperatura de 16°C. Um comportamento semelhante foi identificado por Leon Becerril (1997) que, em um reator do tipo leito fluidizado inverso, observou um período de 60 dias para obter uma velocidade de consumo de oxigênio constante.

Isto explica o fato de que, em relação ao suporte P4, a fração nitrificada era baixa nos primeiros 14 dias, se comparada com a fração nitrificável (figura 21). A eficiência de remoção de cargas aplicadas de NTK durante este regime foi em torno de 37%.

No que concerne ao suporte P5, durante o período de 14 dias que corresponde à colonização verificada no suporte P4, observa-se uma fração nitrificada maior que aquela do suporte P4 (figura 22), onde a remoção de NTK foi, em média, de 63% sem atingir o regime estacionário.

A análise dos resultados a partir do 70º dia de operação, quando a nitrificação se efetiva no suporte P4 e o regime tende a tornar-se estacionário, evidencia que:

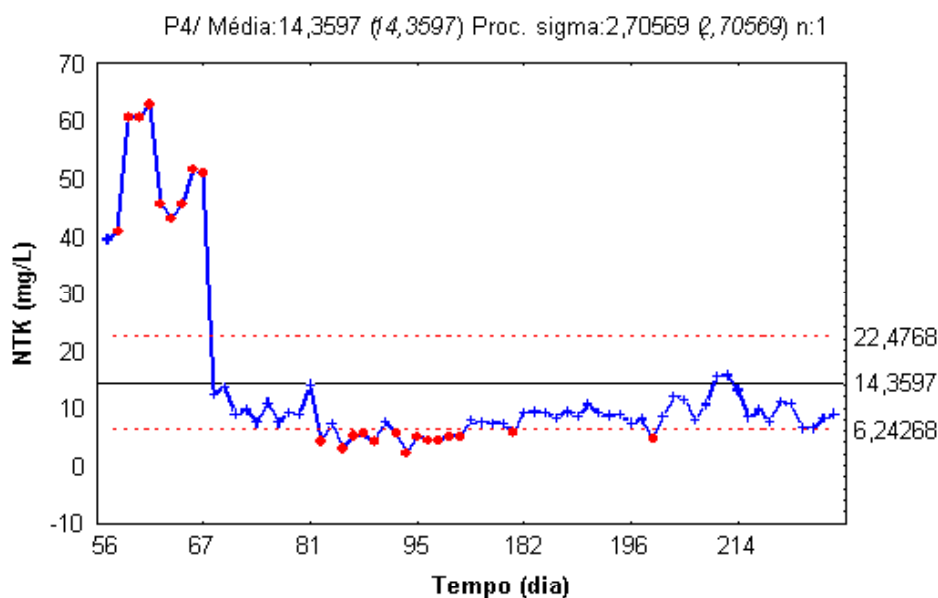
(a) Suporte P4: na fase A (idade do lodo = 10 dias) houve uma remoção média de 96% e remoção máxima de 98%. A fração nitrificada nesta fase neste período, foi de 0,14 kg/m<sup>3</sup>.dia (valores médios). Na fase B (idade de lodo de aproximadamente 3 dias), com o regime já estabilizado, a remoção foi em torno de 94% em média e com um valor máximo de 96%. A fração nitrificada foi em média 0,11 kg/m<sup>3</sup>.dia.

(b) Suporte P5: a eficiência média de remoção constatada para a fase A foi de 72%, com um valor máximo de 90%. No que tange à fase B, a eficiência média foi de 75% com um valor máximo de 96% no final do período, o que indica que neste suporte foi necessário um período de 203 dias para atingir a estabilização, a uma temperatura de 16°C, diferente do suporte P4 que necessitou de 70 dias.

Para melhor observar a dispersão dos valores de NTK relativos aos suportes P4 e P5, foi feita uma análise *Accuracy (means) Chart (Quality control charts* – ou cartas de controle, com o programa *Statistic*<sup>®</sup>), com níveis de controle superior e inferior de  $\pm 3 s$ , onde  $s$  é o desvio padrão.

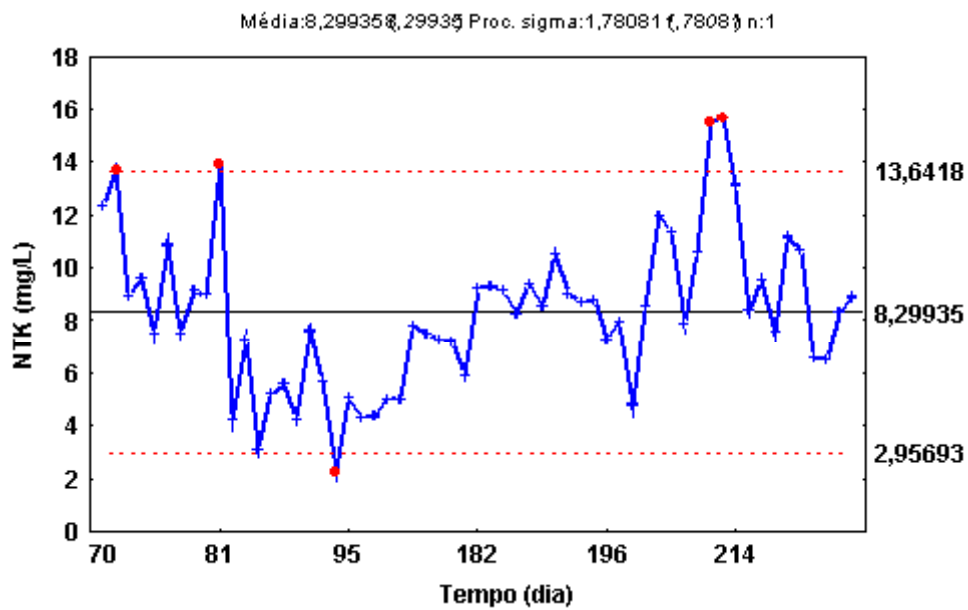
A figura 30 mostra a dispersão das concentrações de saída em termos de NTK do reator P4 ao longo do período estudado, onde são apresentados apenas os valores amostrados e os cálculos

estatísticos (médias e desvios padrão) são realizados com todos os valores, sem separação de fases.



**Figura 30.** Dispersão do NTK ao longo do período estudado – saída do reator com P4 (a partir do 56º dia de operação)

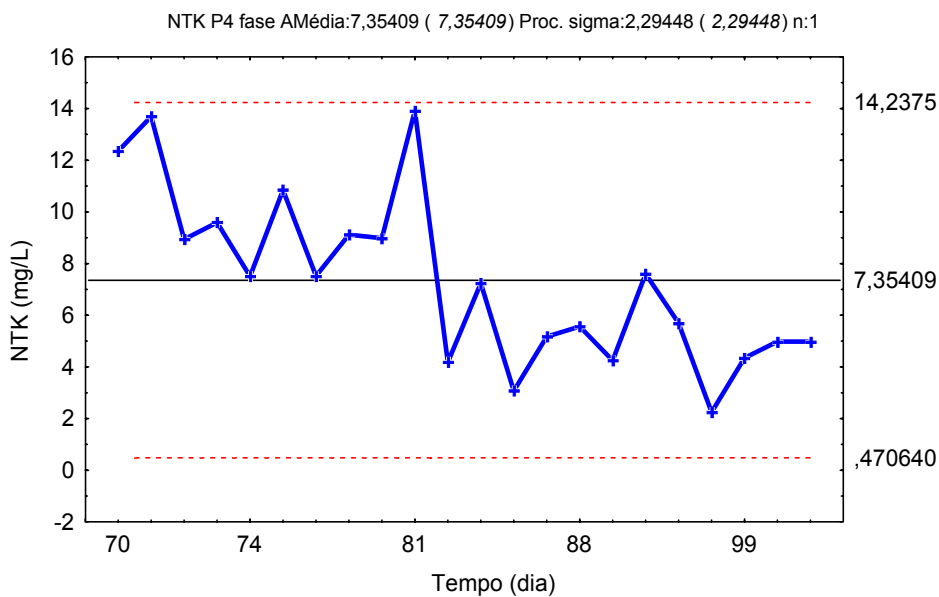
Observa-se na figura 30, dois grupos de resultados: antes do 70º dia, com valores muito acima do nível superior de controle (3s), e após entrar em regime (70º dia), quando os resultados apresentam uma variação não muito expressiva em torno da média, o que mostra uma maior estabilidade do sistema neste período. Os pontos situados acima e abaixo dos níveis de controle não podem ser considerados *out liers*, tendo em vista que, no período anterior ao 70º dia a nitrificação não estava estabilizada no reator. No entanto, esses valores elevados deslocam a média para cima, motivo pelo qual alguns valores ficaram abaixo do nível inferior nos momentos em que o reator apresentou eficiência máxima. Em vista disto, foi realizada a análise apenas para os dados obtidos após o 70º dia, como mostrado na figura 31.



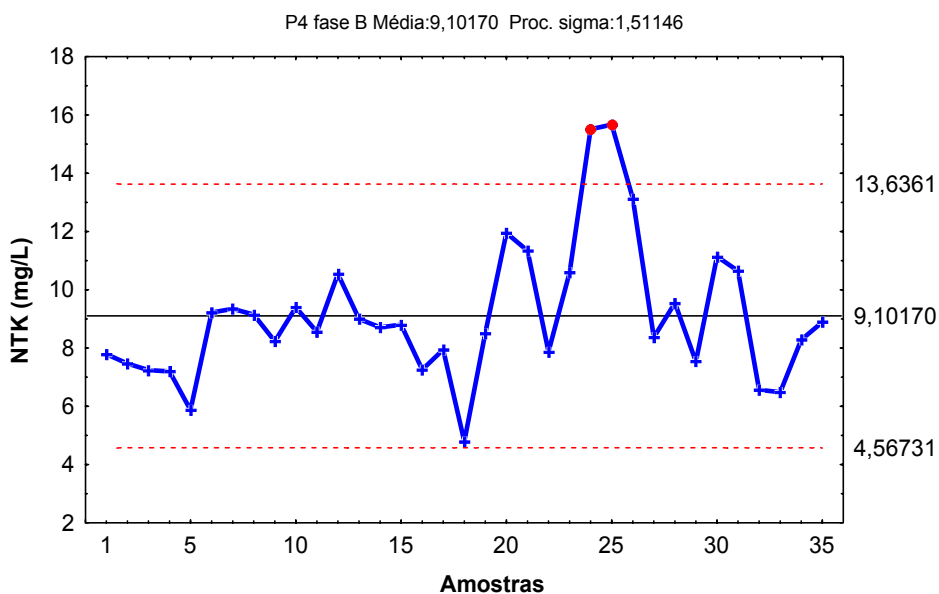
**Figura 31.** Dispersão do NTK após 70º dia de operação - saída P4

Neste caso, a média geral caiu para 8,3 mg/L, com um desvio padrão de 1,8. Estes valores mostram que o reator híbrido com o suporte P4, mesmo trabalhando com uma temperatura limitante de 16°C, apresenta excelente desempenho independente da idade do lodo. Este resultado mostra que os organismos autotróficos têm a capacidade de adaptação às condições adversas do meio, principalmente quando confinados no biofilme.

A figura 32 mostra as dispersões para os resultados obtidos com o reator com o suporte P4 na fase A, após atingir a estabilização (70º dia) e a figura 33 é relativa à dispersão dos resultados obtidos na fase B.



**Figura 32.** Dispersão do NTK na fase A, saída suporte P4



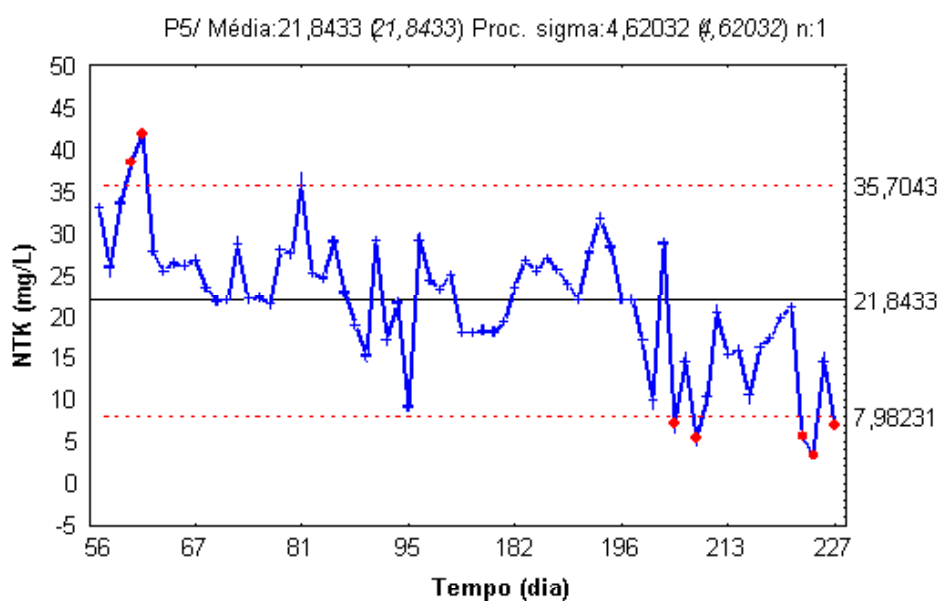
**Figura 33.** Dispersão do NTK na fases B, saída suporte P4

Na figura 32 pode-se observar que, na fase A, a variação em torno da média permaneceu nos níveis de controle. Observa-se, contudo, uma tendência a se aproximar do nível de controle inferior a partir da amostra, o que mostra a estabilização do reator, quando a nitrificação foi muito próxima à total, como mostrado na figura 28. Na fase B (figura 33), a média foi



deslocada para cima devido ao resultado das amostras que estão acima do limite superior (acima de 3s), que possivelmente podem ser consideradas *outliers*, mas que certamente não são relativas ao desempenho do reator, quando operado em condições normais. Assim, fica evidenciado que não há uma diferença substancial na remoção de nitrogênio em função da idade do lodo em reatores híbridos.

Na figura 34, é mostrada a carta de controle que mostra a dispersão das concentrações de saída em termos de NTK do reator P5 ao longo do período estudado (a partir do 56º dia de operação).



**Figura 34.** Dispersão do NTK na saída do reator P5 ao longo do período estudado (a partir do 56º dia de operação)

Na figura 34, observa-se que ocorreu uma variação expressiva em torno da média. Com um desvio padrão em torno de 4,6 foram verificados alguns pontos superiores e inferiores ao limite de 3s, no início e no final da operação. Estes pontos, contudo, não podem ser considerados *outliers*, pois, como foi observado na figura 29, a partir do 203º dia (fase B),

verificou-se uma tendência a estabilizar a nitrificação, quando este reator chegou a obter uma eficiência máxima de 96%. Nas figuras 35 e 36 são mostradas as dispersões dos resultados obtidos com o reator com suporte P5 nas fases A e B, respectivamente.

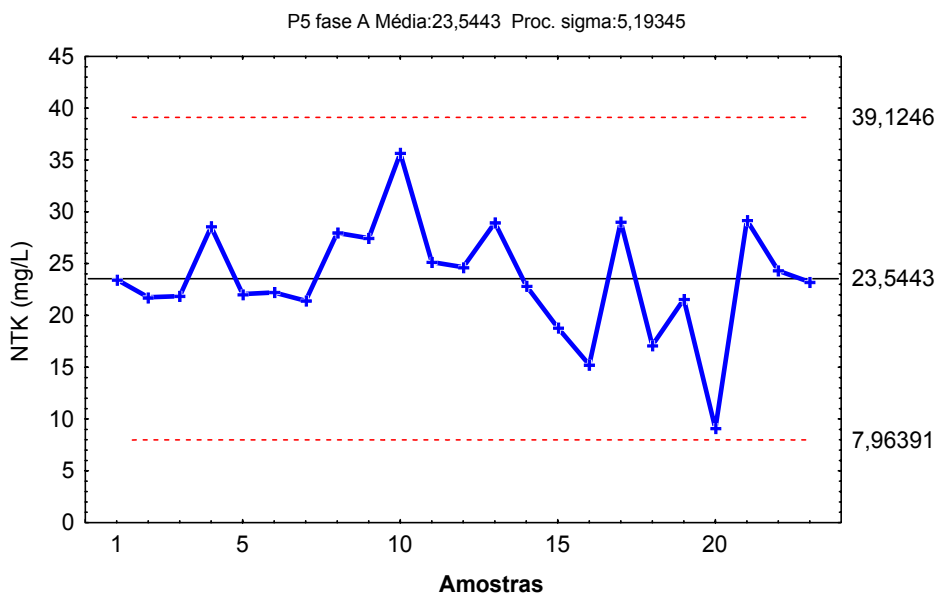


Figura 35. Dispersão do NTK na fase A, saída sistema com suporte P5

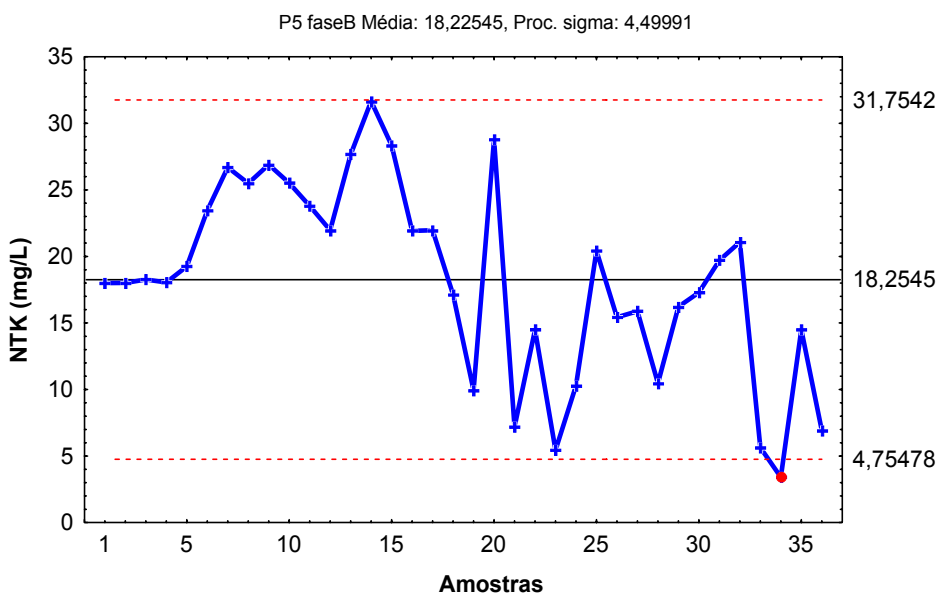


Figura 36. Dispersão do NTK na fase B, saída sistema com suporte P5

Nas figuras 35 e 36, observou-se uma média menor na fase B (idade do lodo = 3 dias). Com menor idade do lodo, aplica-se maior carga. Em decorrência, normalmente a média das concentrações do efluente deveria ser maior do que com idade do lodo de 10 dias, quando se tem menor carga (como pode ser observado na figura 2 do capítulo 2). Este resultado, contudo, é devido ao fato que, ao final desta fase, verificou-se uma tendência à estabilização neste suporte.

#### **4.1.3. Nitrificação**

A figura 36 mostra o rendimento da nitrificação para os suportes P4 e P5, nas fases A (carga mais baixa, alta idade do lodo) e B (alta carga, baixa idade do lodo), através da relação N-nitrificável e N-nitrificado.

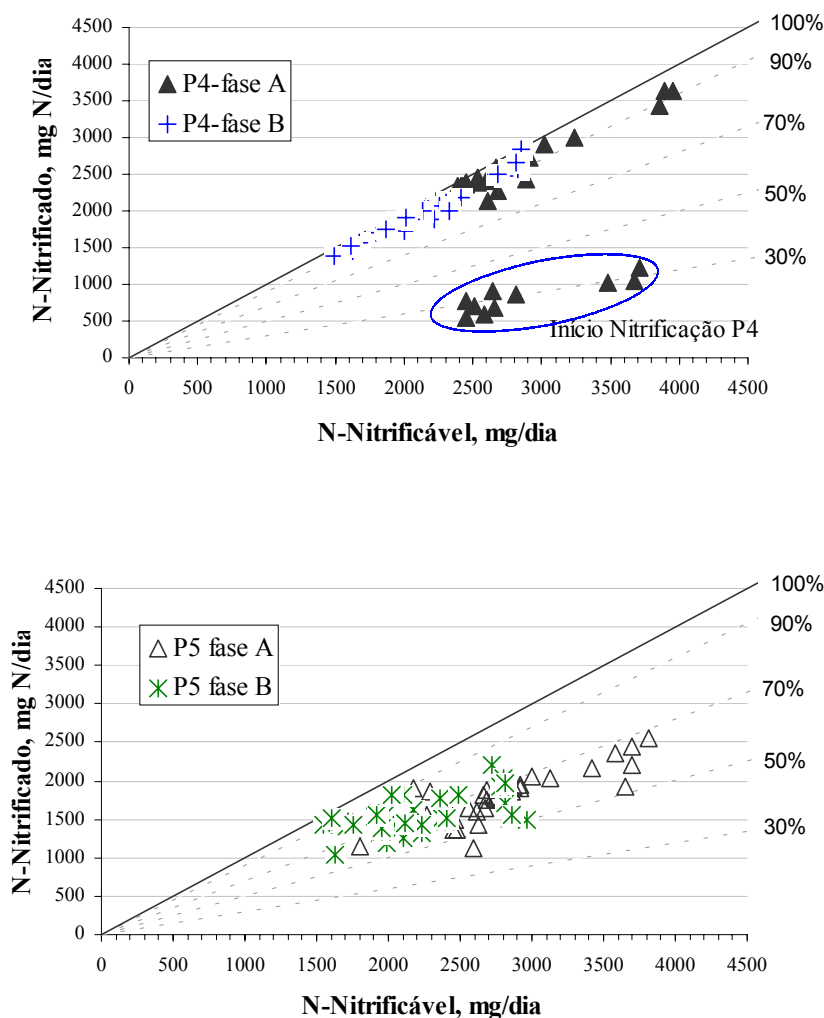


Figura 37. Rendimento remoção de nitrogênio, suportes P4 e P5, fases A e B

Tanto para o suporte P4 quanto para o suporte P5 verificou-se que a diminuição da idade do lodo de 10 dias para 3 dias afetou muito pouco a nitrificação nos reatores. Em processos de lodo ativado, uma idade de lodo de 3 dias conduz a um valor de  $\mu_{\text{obs}}$  próximo de  $\mu_{\text{max}}$ . Com temperatura de 16°C, ocorre uma divisão celular de Nitrosomonas, responsáveis pela oxidação da amônia em nitrato, a cada 2 dias, conforme pode ser observado na figura 10 (capítulo 2). Neste caso, a nitrificação poderia ter sido perdida, em função da carga aplicada mais elevada. Com temperaturas mais baixas, em torno de 15°C, teoricamente o tempo mínimo para conseguir a nitrificação em lodos ativados é de 8 dias (ATV MANUAL, 1997).

Na figura 2 (capítulo 2), pode-se observar que os sistemas de lodo ativado devem ser projetados com idade do lodo superior a 10 dias, quando se tem baixa carga de  $\text{DBO}_5$ , para obter-se a nitrificação máxima.

Os resultados obtidos mostram a importância do tipo de suporte no processo de nitrificação. O suporte P4 apresentou maior eficiência e maior estabilidade na nitrificação que o suporte P5, no período estudado. Em termos de remoção de nitrogênio total Kjeldahl, o P4 mostrou uma eficiência média de 96% e 94% (fases A e B, respectivamente), com cargas aplicadas médias de 0,18 kgNTK/L.dia (fase A) e 0,15 kgNTK/L.dia (fase B); enquanto que o suporte P5 apresentou uma eficiência média em torno de 72 e 75%, com cargas aplicadas médias de 0,16 e 0,13 kgNTK/L.dia, fases A e B, respectivamente.

Andreottola *et al* (2000) operando um MBBR em dois estágios em série, com suporte de polipropileno (FLOCOR-RMP®) o qual possuía uma superfície específica de  $160 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$  preenchendo 70% do reator, durante o inverno, com temperaturas variando de 5 a 21°C, observaram que a eficiência de remoção de  $\text{NH}_4\text{-N}$  não tinha uma correlação significativa com a temperatura mas foi fortemente influenciada pela carga aplicada em termos de  $\text{NH}_4\text{-N}$  e em termos de DQO. Com cargas até 0,12 kg $\text{NH}_4$ /dia e 6 kgDQO<sub>total</sub> /dia teve eficiência em torno de 98%, a qual decresceu consideravelmente com cargas superiores.

#### **4.1.4. Nitrificação por superfície de suporte**

Na tabela 22 são mostrados os valores da carga de nitrogênio aplicada por  $\text{m}^2$  de suporte, a carga de nitrogênio nitrificado por  $\text{m}^2$  de suporte e o rendimento da nitrificação em função da superfície efetiva de suporte nos reatores híbridos para P4 e P5, nas fases A e B.

**Tabela 22.** Rendimento da nitrificação por superfície efetiva de suporte

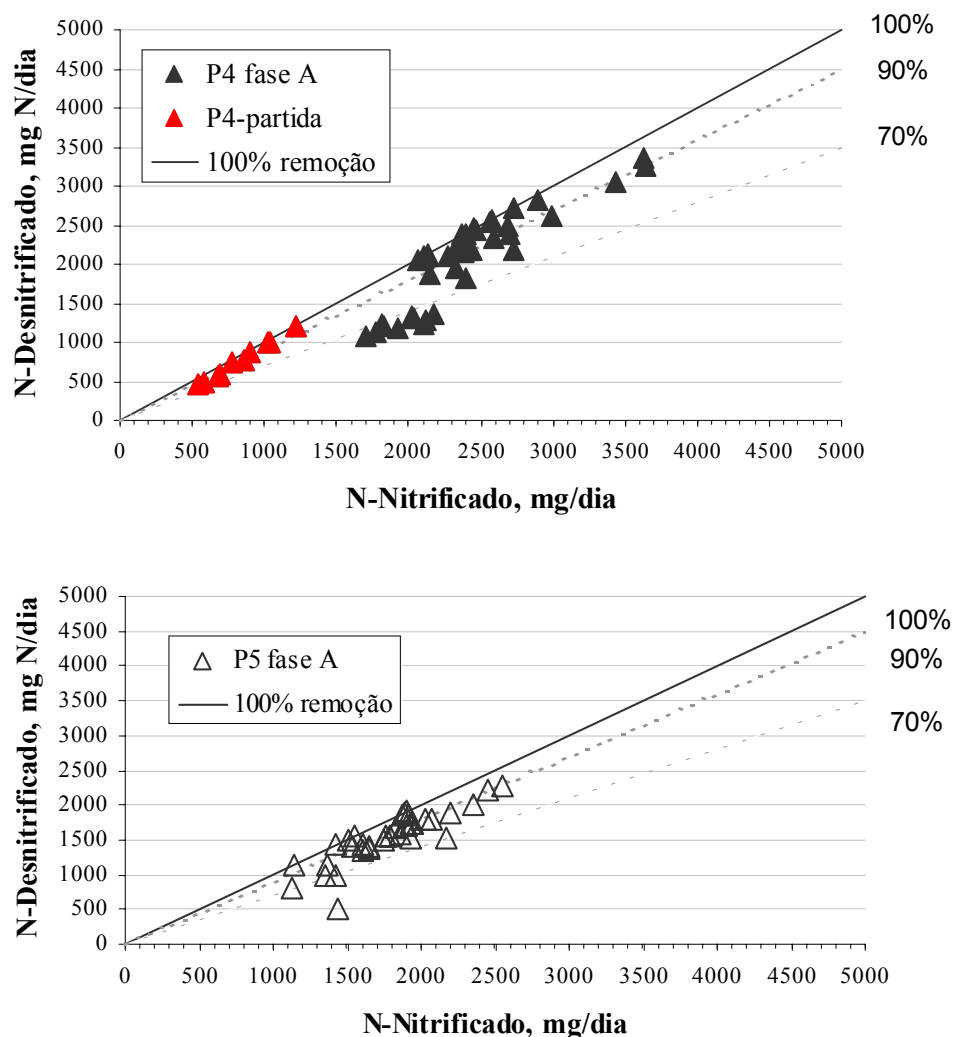
<b>Suporte</b>	<b>P4</b>		<b>P5</b>	
<b>Fase</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>A</b>	<b>B</b>
$CN_{ap}$ (KgN/m <sup>2</sup> .dia)	0,69 ± 0,10	0,57 ± 0,075	0,73 ± 0,11	0,59 ± 0,076
$N_{nitrificado}/A_{sup}$ (KgN/m <sup>2</sup> .dia)	0,53 ± 0,10	0,43 ± 0,10	0,40 ± 0,08	0,35 ± 0,06
Rendimento nitrificação (%)	83 ± 4	77 ± 5	55 ± 7	59 ± 10
Rendimento máximo (%)	89	87	75	79

CSN = carga superficial de nitrogênio (carga de nitrogênio por área de suporte)

As cargas superficiais médias de nitrogênio aplicadas foram similares para os dois suportes tanto na fase A (P4 = 0,69 kgN/m<sup>2</sup>.dia e P5 = 0,73 kgN/m<sup>2</sup>.dia) quanto na fase B (P4 = 0,57 kgN/m<sup>2</sup>.dia e P5 = 0,59 kgN/m<sup>2</sup>.dia). Os resultados mostrados na tabela 21 confirmam a melhor eficiência observada do suporte P4 (83% na fase A e 77% na fase B) em relação ao suporte P5 (55% na fase A e 59% na fase B), ao longo do período estudado.

#### **4.1.5. Desnitrificação**

O rendimento da desnitrificação nos reatores é mostrado na figura 38, para os suportes P4 e P5, fase A. Na fase B, devido a problemas no equipamento (chaine Technicon), foram obtidos resultados das concentrações de nitrito e nitrato apenas nos primeiros dias de monitoramento. Como descrito no capítulo materiais e métodos (capítulo 3), a desnitrificação foi assegurada com a adição de fonte de carbono.



**Figura 38.** Rendimento da desnitrificação nos reatores com suportes P4 e P5, fase A

No reator com suporte P4, a desnitrificação apresentou boa eficiência, oscilando entre 70 e 100%. Já no suporte P5, embora a nitrificação não tenha sido tão efetiva quanto em P4 no período estudado, a desnitrificação esteve na faixa de 90%. Na fase B, porém, em geral a desnitrificação provavelmente se completou no decantador, causando a flotação do lodo. Este fato foi verificado principalmente em relação ao suporte P4, em virtude deste ter sido mais efetivo na nitrificação, em consequência, provavelmente continha maior concentração de nitrato ao final da fase aeróbia.

## 4.2. Remoção do carbono

### 4.2.1. Estatística descritiva e comparativa dos reatores

Na tabela 23, são mostrados os valores das estatísticas descritiva e percentil das concentrações de DQO total e filtrada, entrada e saída dos reatores com suporte P4 e P5.

Observação: Os valores da DQO total afluyente referem-se à mistura esgoto bruto + fonte de carbono. A DQO filtrada média do esgoto bruto foi de  $138 \pm 35$ , porém, como não foi realizada a análise da DQO filtrada da fonte de carbono, não é conhecida a DQO filtrada afluyente.

**Tabela 23.** Estatística descritiva – concentrações de DQO total e filtrada

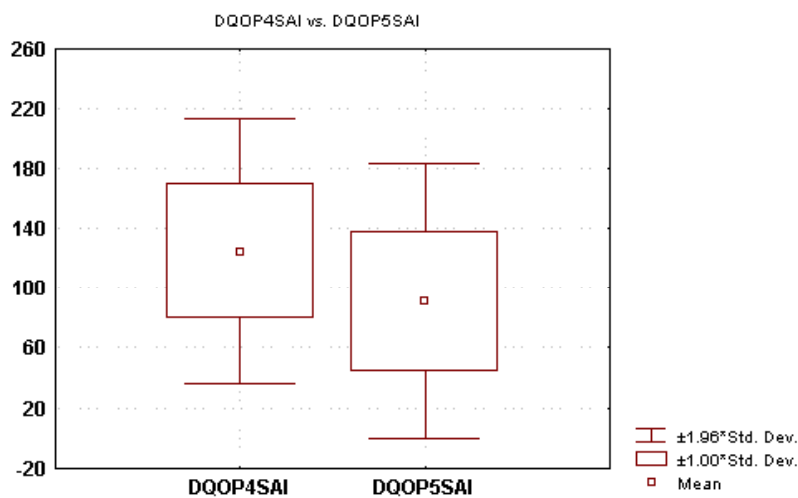
Parâmetro	Análise	Afluyente	P4		P5	
			Fase A	Fase B	Fase A	Fase B
DQO total (mg/L)	Média	389,46	110	125	80	91
	Desvio Pad	54,56	42,03	45,19	50,4	46,97
	Mediana	385	107	135	65	93
	Mínimo	230	43,92	87,78	16,56	61,19
	Máximo	519	225,72	288	298,26	240,4
	N <sup>o</sup> dados	89	49	39	49	40
	Percentil			131 (77%)	131 (48%)	127 (91%)
DQOfiltr. (mg/L)	Média		43,68	49,2	35,47	38,31
	Desvio Pad		17,05	24,7	10,30	16,20
	Mediana		41,52	42,28	34,93	36,21
	Mínimo		5,04	24,05	3,84	15,18
	Máximo		121,28	138,54	64,48	97,85
	N <sup>o</sup> dados		49	39	49	40
	Percentil			57 (90%)	59 (86%)	58 (99%)

Os resultados da tabela 23 mostram diferentes médias em termos de concentração de DQO total e filtrada na saída do sistema para os dois reatores estudados. Observa-se uma maior estabilidade em termos de DQO filtrada em ambos os reatores, sendo que o reator com P5 mostrou-se mais estável que o reator com P4, chegando a obter, na fase A, 99% dos valores em termos de DQO filtrada inferiores a 60 mg/L. Para a DQO total, 91% dos valores ficaram abaixo de 130 mg/L. A Legislação Ambiental de Santa Catarina exige uma concentração de



60 mg/L ou redução de 80%, em termos de  $\text{DBO}_5$ , para o lançamento em corpos receptores. Considerando-se que a relação  $\text{DQO}/\text{DBO}_5$  para esgoto doméstico é em torno de 2 (JORDÃO & PESSOA, 1995), o reator com este suporte teve um desempenho que atendia à legislação ambiental de Santa Catarina para o lançamento de despejos em corpos receptores.

Para verificar se existe uma diferença estatisticamente significativa entre o desempenho dos reatores P4 e P5 em termos de DQO total, foi realizado o teste T com todos os valores ao longo do período estudado. Através do teste inicial da homogeneidade de variâncias, com um nível de significância de 5% ( $\alpha = 0,05$ ), verificou-se que as variâncias dos dois reatores são homogêneas ( $p_{\text{variancs}} = 0,719$ ), como mostra o diagrama de caixas (*Box plot*) da figura 39.



**Figura 39.** Diagrama de caixas – DQO saída dos reatores com suportes P4 e P5

O teste T foi então realizado para variâncias homogêneas e mostrou, com um risco de 5% ( $\alpha = 0,05$ ), que existe uma diferença significativa entre os reatores com P4 e P5 em termos de DQO ( $p = 0,000003$ ). Deste forma, foi realizado um estudo comparativo dos dois reatores para este parâmetro.

Foram calculadas as remoções das cargas orgânicas volumétricas aplicadas em termos de DQO total e solúvel por volume de líquido no reator por dia, no decorrer das fases A e B para

os suportes P4 e P5, conforme descrito no item 3.7.2 (capítulo 3). A tabela 24 mostra os resultados médios obtidos:

**Tabela 24.** Remoção de carbono – valores médios

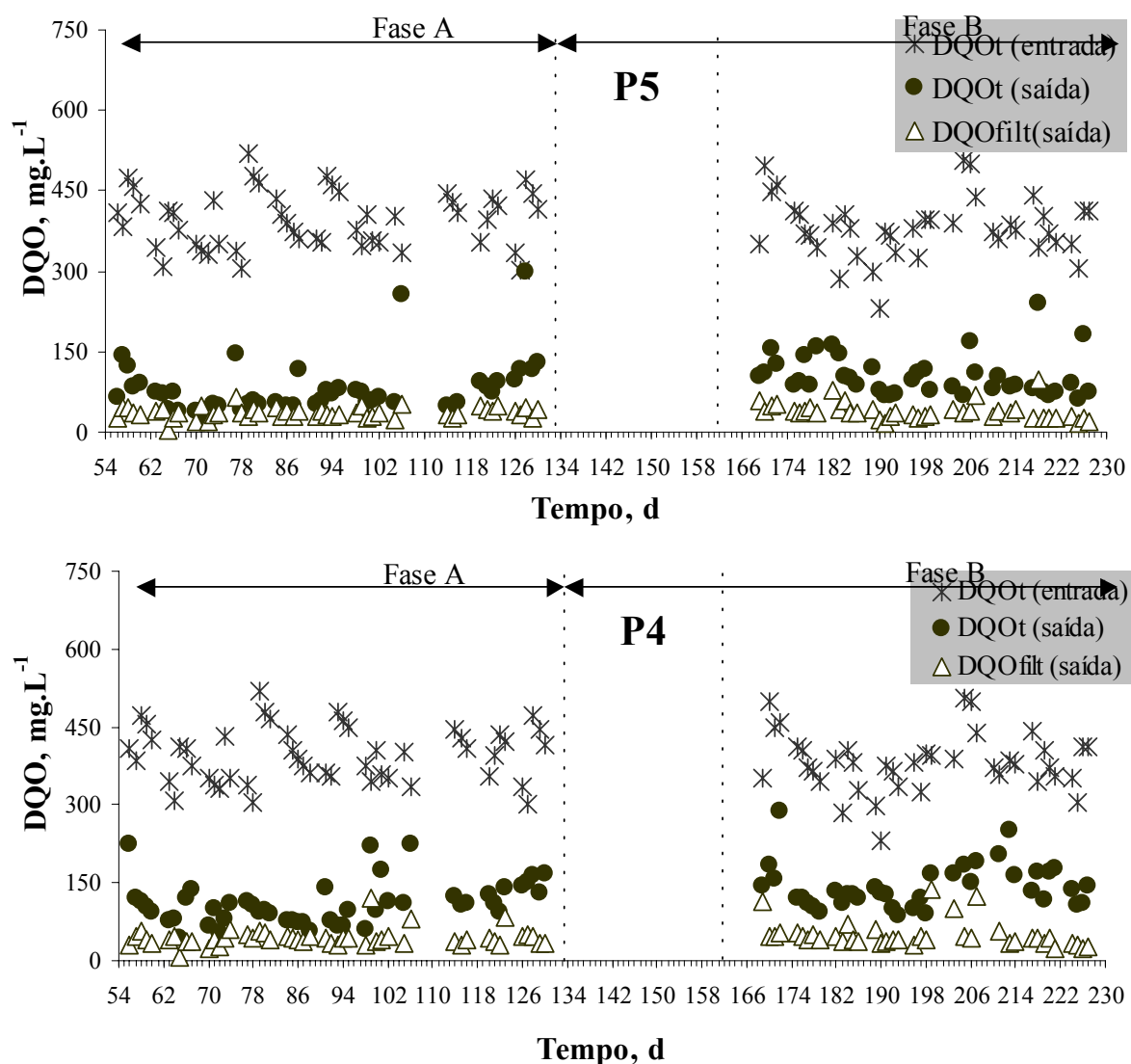
Parâmetro	P4		P5	
	Fase A	Fase B	Fase A	Fase B
$CV_{ap}$ (KgDQO <sub>total</sub> /m <sup>3</sup> .dia)	1,05 ± 0,13	0,89 ± 0,35	0,94 ± 0,12	0,83 ± 0,26
$CV_{r_{filt}}$ (kgDQO <sub>sol</sub> / m <sup>3</sup> .dia)	0,11 ± 0,39	0,12 ± 0,67	0,84 ± 0,33	0,77 ± 0,44
$CV_{e_{total}}$ (kgDQO <sub>sol</sub> / m <sup>3</sup> .dia)	0,94 ± 0,15	0,88 ± 0,15	0,86 ± 0,13	0,81 ± 0,13
Remoção DQO <sub>total</sub> (%)	73 ± 12	65 ± 9	79 ± 13	72 ± 11
Remoção possível DQO (%)	89 ± 5	88 ± 6	91 ± 3	91 ± 4

$CV_{ap}$  = carga volumétrica aplicada,  $CV_r$  = carga volumétrica removida (total e filtrada)

Estes resultados mostram que os dois suportes foram eficientes na redução de concentrações de DQO, com cargas volumétricas aplicadas próximas a 1kgDQO<sub>total</sub>/m<sup>3</sup>dia (média), operando com temperaturas baixas, em torno de 16°C, mesmo trabalhando com baixa idade do lodo. Os resultados apresentados nas tabelas 22 e 23 e na figura 39 evidenciam que o reator com suporte P5 teve melhor desempenho que o reator com suporte P4 em termos de redução de concentrações de DQO, filtrada e total.

#### **4.2.2. Comportamento da DQO total e filtrada**

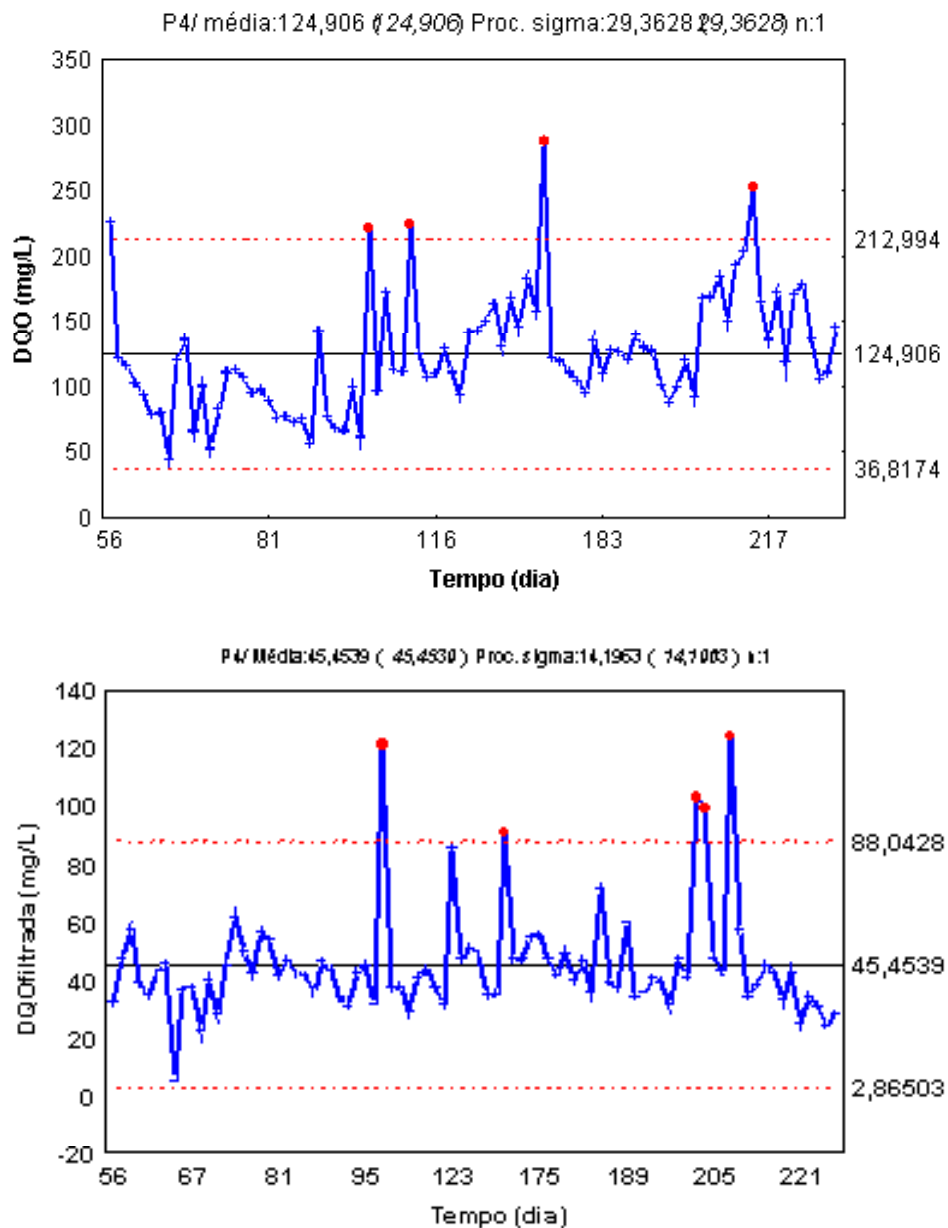
O comportamento da DQO total e filtrada, entrada e saída dos reatores com suportes P4 e P5, fases A e B ao longo do tempo é mostrado na figura 40.



**Figura 40.** Comportamento da DQO total e filtrada – suportes P4 e P5, fases A e B

A figura 40 mostra que a remoção de DQO total não foi muito estável para ambos os suportes, devido ao arraste de lodo dos decantadores piloto. Com relação a DQO solúvel, os dois suportes se mostraram estáveis e robustos, capazes de suportar as alterações nas cargas aplicadas.

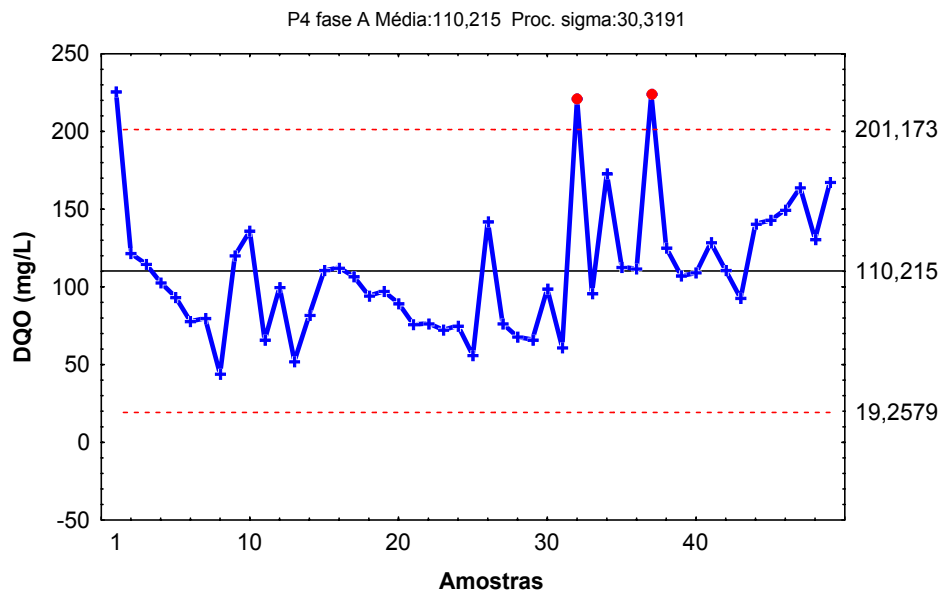
Na figura 41 são apresentadas as dispersões da DQO total e filtrada no reator P4, obtidas com cartas de controle, ao longo do período estudado.



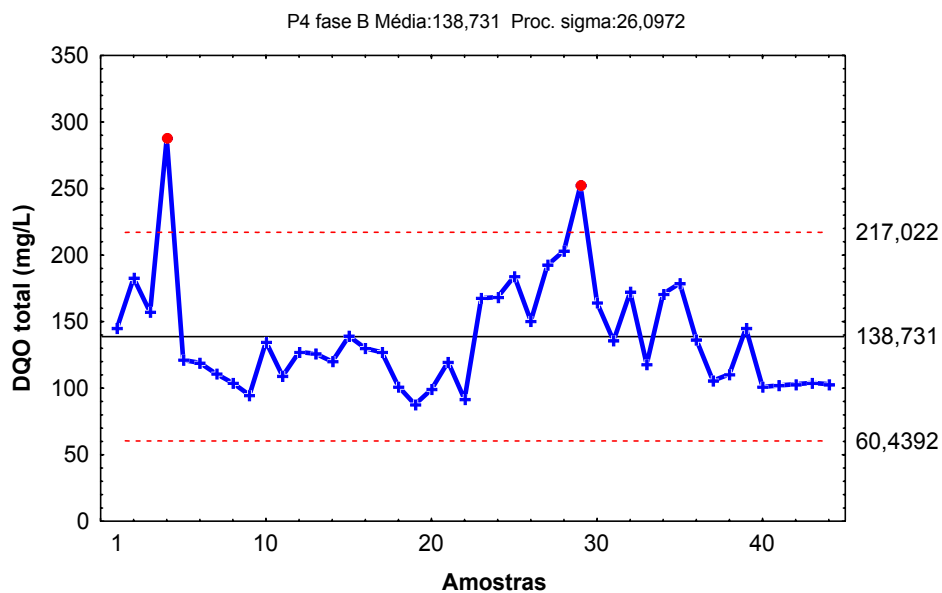
**Figura 41.** Dispersão da DQO total e filtrada-saída suporte P4

A figura 41 mostra que, no reator com suporte P4, alguns pontos se apresentaram superiores aos limites de controle ( $3\sigma$ ), os quais deslocaram a média para valores acima do que normalmente seriam em condições normais de operação. Isto ocorreu devido a perturbações no reator, o que leva a concluir que este reator tem potencial para um desempenho melhor que o apresentado.

Nas figuras 42 e 43, são mostradas as dispersões da DQO total nas fases A e B, respectivamente, relativas ao reator com suporte P4, por meio de cartas de controle (análise *quality control chart*).

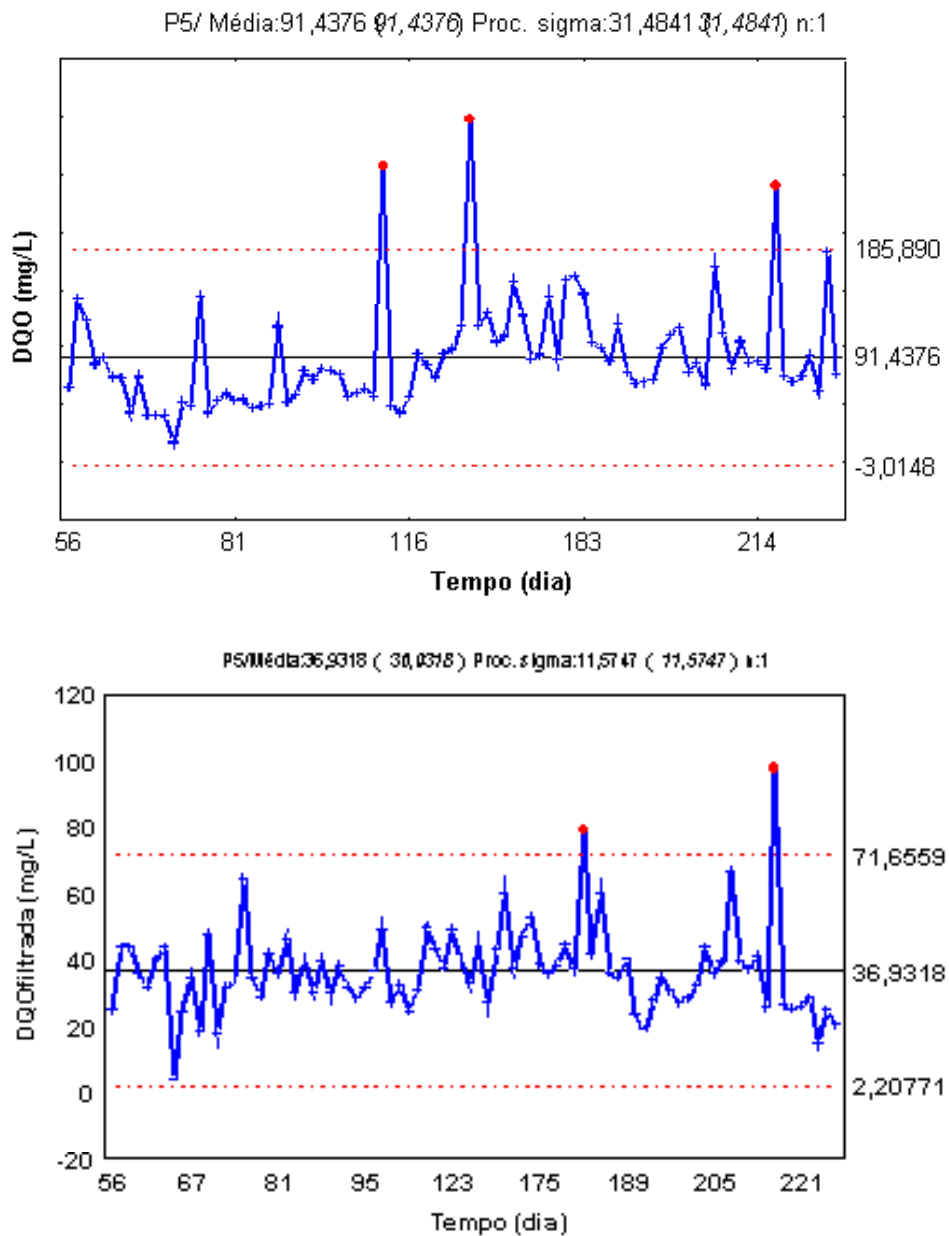


**Figura 42.** Dispersão da DQO na fases A, saída do sistema com suporte P4



**Figura 43.** Dispersão da DQO na fase B, saída do sistema com suporte P4

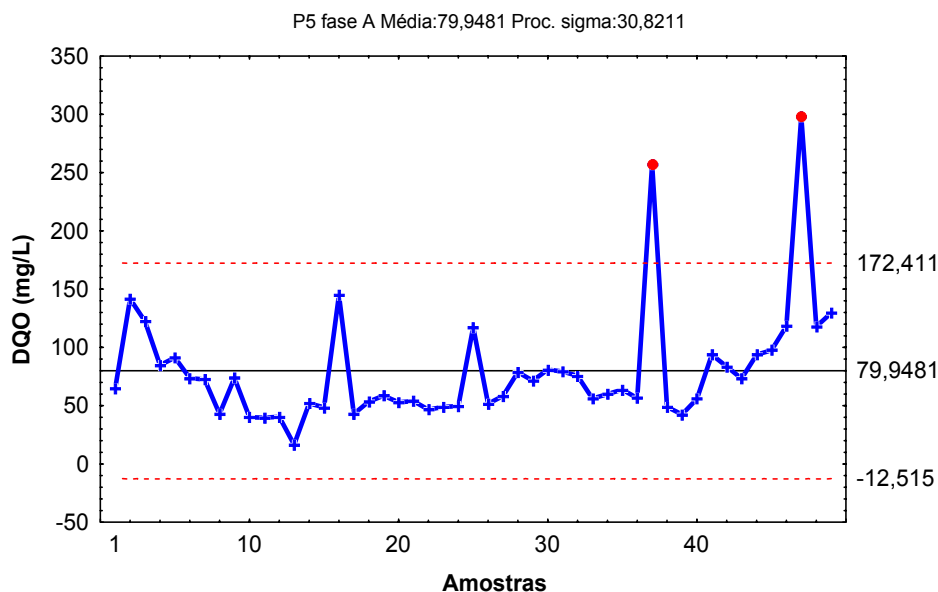
A figura 44 mostra as dispersões da DQO total e filtrada na saída do sistema com suporte P5, por meio de cartas de controle, ao longo do período estudado.



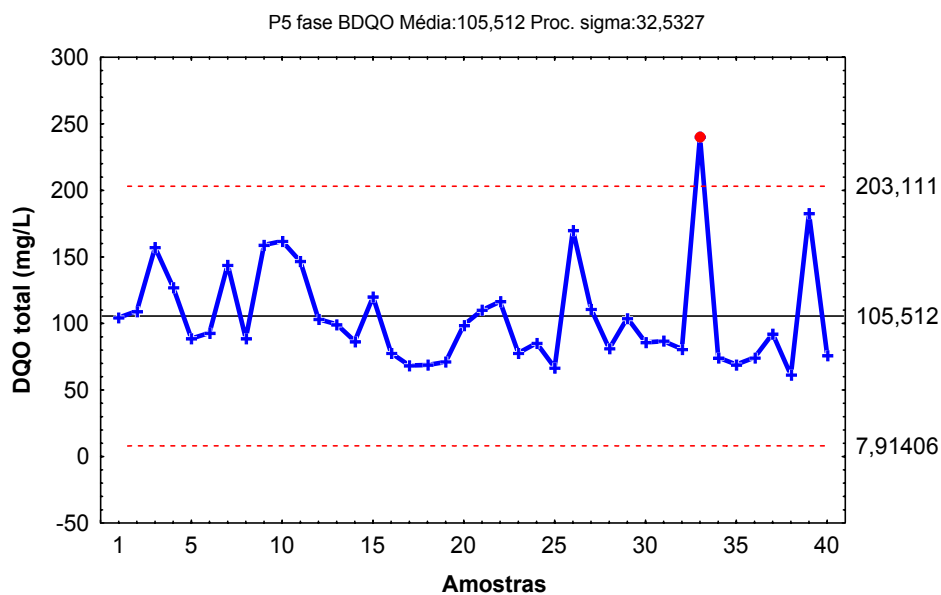
**Figura 44.** Dispersão da DQO total e filtrada-saída do sistema com suporte P5

Pode-se observar que este reator se mostrou mais estável que o reator com suporte P4, mas também apresenta alguns pontos acima do limite de controle (3s), que deslocam a média para cima.

Nas figuras 45 e 46 são mostradas as dispersões da DQO total no suporte P5, fases A e B, respectivamente com a análise cartas de controle.



**Figura 45.** Dispersão da DQO, fase A, saída do sistema com suporte P5

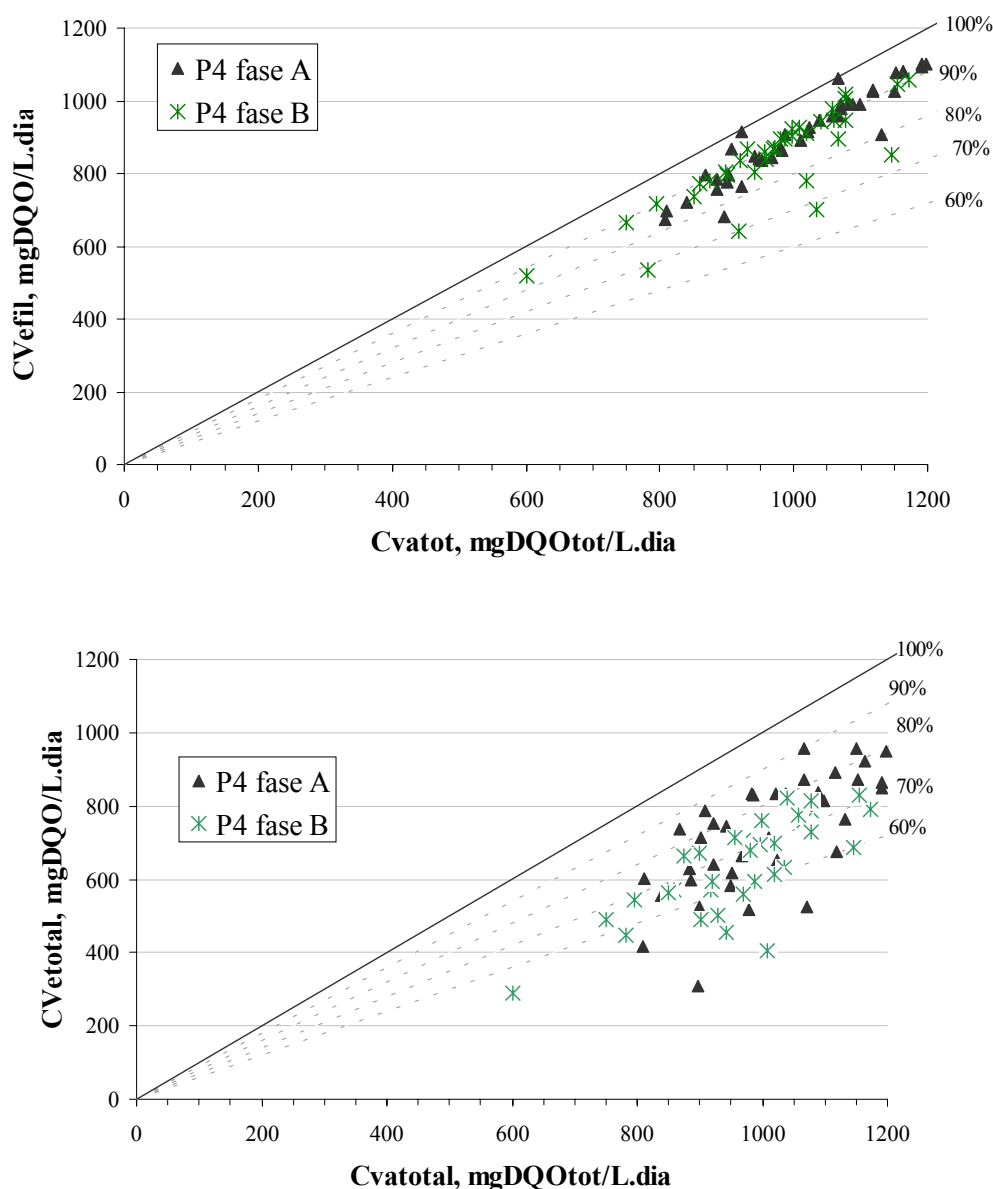


**Figura 46.** Dispersão da DQO, fase B, saída do sistema com suporte P5

Observa-se, nas figuras 45 e 46, que a DQO total apresentou uma grande variação em torno da média, e os dois suportes apresentaram alguns pontos acima do limite superior, sendo que os pontos mais altos correspondem a perturbações no sistema, quando ocorreu arraste de lodo para a saída do sistema. A média geral das concentrações de saída do reator com suporte P5, nas condições operacionais testadas, foi menor que a média das concentrações de saída do reator com suporte P4.

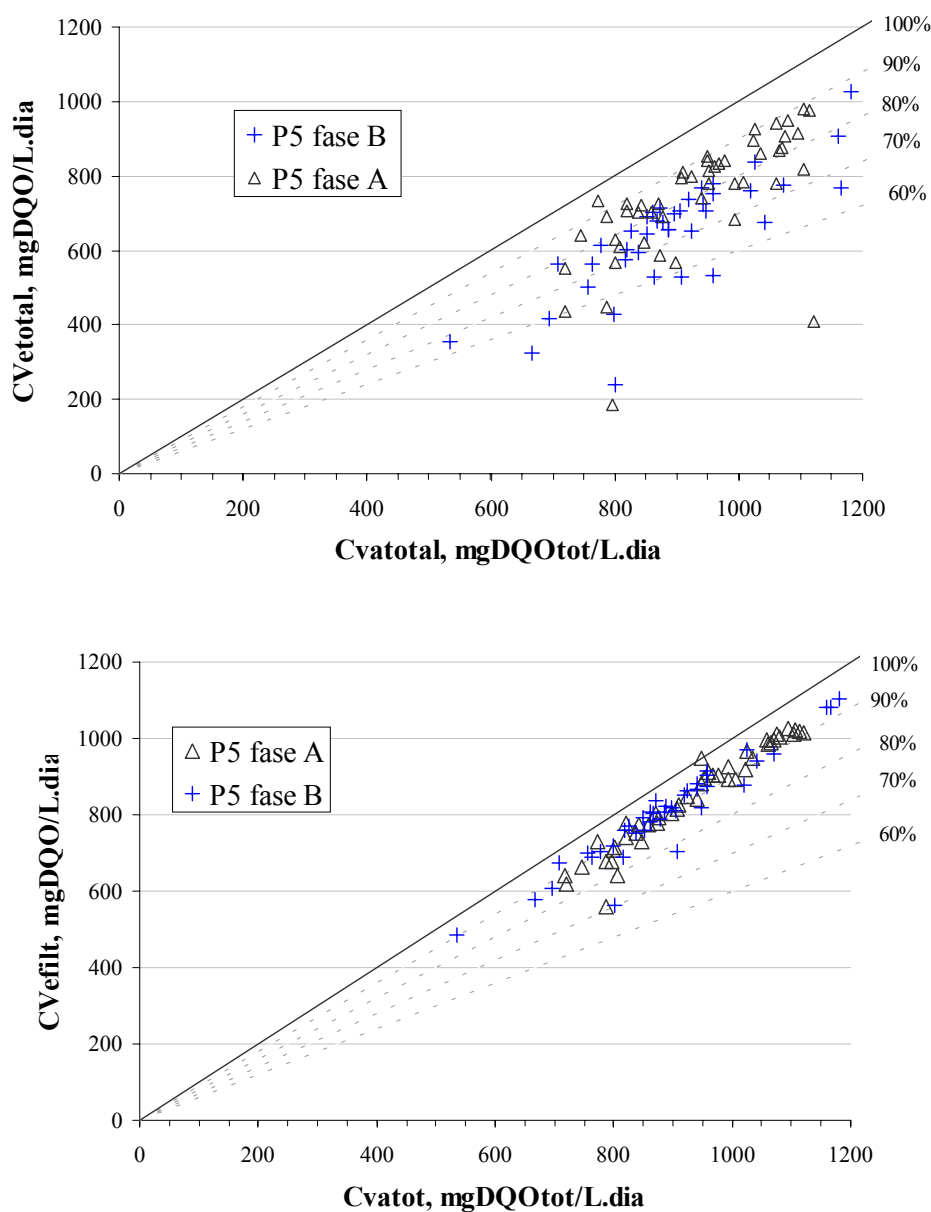
### 4.2.3. Remoção carbonácea por volume de reator

As figuras 47 e 48 apresentam os rendimentos de remoção carbonácea obtidas da relação entre as cargas volumétricas removidas ( $CV_e$  total e  $CV_e$  filtrada) e cargas volumétricas aplicadas ( $CV_a$  total), em termos de DQO total ou filtrada, no decorrer das fases A e B para P4 e P5, respectivamente. As cargas aplicadas foram calculadas com a DQO total afluyente (mistura esgoto bruto + adição de carbono).



**Figura 47.** Remoção carbonácea das cargas volumétricas aplicadas no reator com suporte P4, fases A e B





**Figura 48.** Remoção carbonácea das cargas volumétricas aplicadas no reator com suporte P5, fases A e B

Os reatores mostraram um bom desempenho relativo à remoção da DQO filtrada, porém apresentaram problemas com relação à remoção da DQO total. Isto ocorreu devido a uma provável desnitrificação no decantador, o que conduziu ao arraste de sólidos na saída do processo, aumentando a DQO efluente. Na fase anóxica de funcionamento dos reatores era adicionada uma fonte complexa de carbono, com dosagem calculada de modo a obter uma relação DQO/NTK de 6 a 7 no afluente. Os valores da saída da DQO indicam que a fonte de

carbono não foi fator limitante ao processo de desnitrificação. Como a DQO total era elevada na saída, estava assegurado ainda uma fonte de carbono que permitia a ocorrência da desnitrificação no decantador, especialmente com idade do lodo menor que 3 dias (carga alta). Porém, no que concerne à DQO filtrada, o reator com suporte P5 apresentou um desempenho mais estável. A eficiência menor do reator com suporte P4 pode ser decorrente do fato desse reator ter sido operado com um tempo de retenção hidráulica menor que o reator com suporte P5. De acordo com Ødegaard *et al* (2000), o tempo de retenção hidráulica do biorreator tem influência quando é elevado (acima de 2-3 horas) e quando a hidrólise da matéria orgânica do esgoto bruto é expressiva. Esses autores trabalharam com TRH variáveis e observaram que não houve muita diferença de remoção de DQO para TRH com 27 ou de 52 minutos, em um Moving Bed Biofilm Reactor - MBBR. Ao trabalhar com um TRH de 6,25 horas, no entanto, observaram que a matéria orgânica lentamente biodegradável foi hidrolisada muito mais extensivamente que quando operava com baixo TRH.

#### 4.2.4. Remoção carbonácea por superfície de suporte

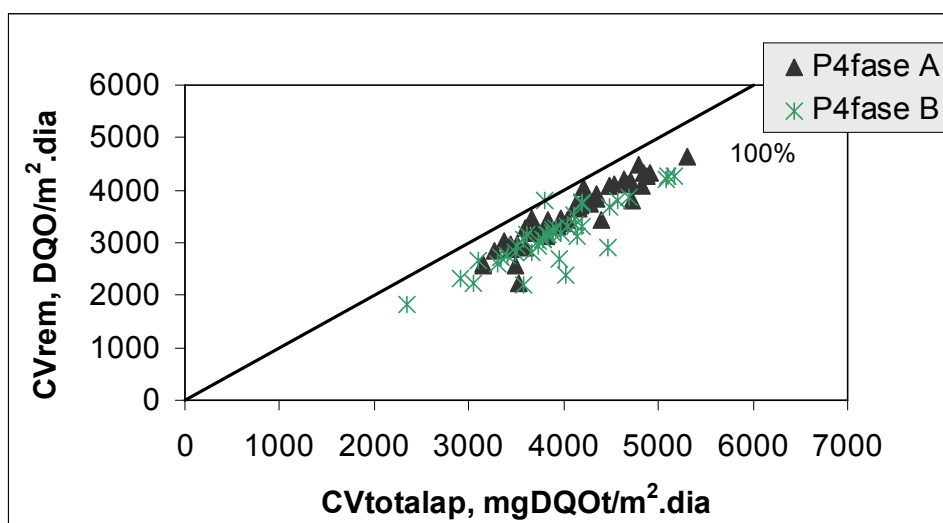
Na tabela 25, são mostrados os valores médios da remoção possível de DQO em função da superfície efetiva dos suportes nos reatores com P4 e P5, nas fases A e B. A carga orgânica removida possível foi determinada deduzindo-se a DQO total afluyente da DQO filtrada efluente, calculada conforme item 3.7.2.

**Tabela 25.** Valores médios da remoção de DQO por superfície de suporte

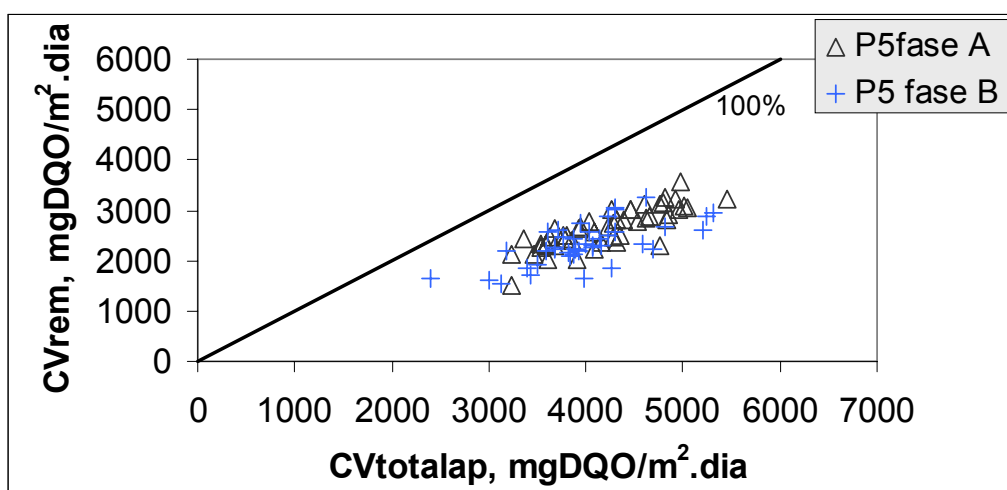
Suporte	P4		P5	
	A	B	A	B
CS ap/A <sub>sup</sub> (kgDQO/m <sup>2</sup> .dia)	4,10 ± 0,54	3,89 ± 0,57	4,21 ± 0,55	4,00 ± 0,59
CS rem/A <sub>sup</sub> (kgDQO/m <sup>2</sup> .dia)	3,56 ± 0,57	3,13 ± 0,57	2,65 ± 0,40	2,34 ± 0,42
Remoção <sub>possível</sub> DQO <sub>total</sub> (%)	87 ± 5	80 ± 7	63 ± 6	59 ± 8
Remoção máxima (%)	96	90	68	71

Na tabela 25 pode-se observar que a remoção média das cargas orgânicas superficiais aplicadas nos reatores foi maior para o reator com o suporte P4.

As figuras 49 e 50 mostram a eficiência de remoção possível de cargas orgânicas superficiais aplicadas em termos de DQO total por superfície efetiva de suporte nos reatores com P4 e P5.



**Figura 49.** Carga removida por área de suporte – P4



**Figura 50.** Carga removida por área de suporte – P5

Nas figuras 49 e 50, pode-se observar que a potencialidade de remoção de DQO do suporte P4, em função das cargas aplicadas é superior à do suporte P5. Aquele suporte, além de

possuir uma superfície específica efetiva maior que o P5, devido à sua rugosidade, possui melhores condições para a fixação de microrganismos.

Ødegaard *et al* (2000), trabalhando com 3 reatores preenchidos com suportes poliméricos cilíndricos de forma semelhante mas com diferentes superfícies específicas (ver tabela 6 capítulo 2), ajustaram a porcentagem de preenchimento, respectivamente para 22, 36 e 60%, com o objetivo de monitorar seus desempenhos com a mesma superfície específica nos reatores ( $110 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ). Com uma carga aplicada de 10 a  $120 \text{ gDQO}/\text{m}^2.\text{dia}$ , operando com uma temperatura na faixa de 10 a  $15^\circ\text{C}$ , os três reatores apresentaram uma remoção em torno de 50%, verificando que não existia uma diferença significativa entre os suportes, ao trabalhar com a mesma superfície específica nos reatores. Estes resultados mostraram que existe uma influência quanto ao tamanho e forma dos suportes devido à superfície efetiva de crescimento do biofilme.

Os resultados obtidos nesta tese mostraram que, além do tamanho e forma, as características de superfície do suporte influenciam no desempenho do reator.

#### **4.3. Comportamento dos sólidos em suspensão**

O comportamento dos sólidos em suspensão totais (SST) e dos sólidos em suspensão voláteis (SSV) nos reatores com suporte P4 e P5 é apresentado nas figura 51 e 52 respectivamente.

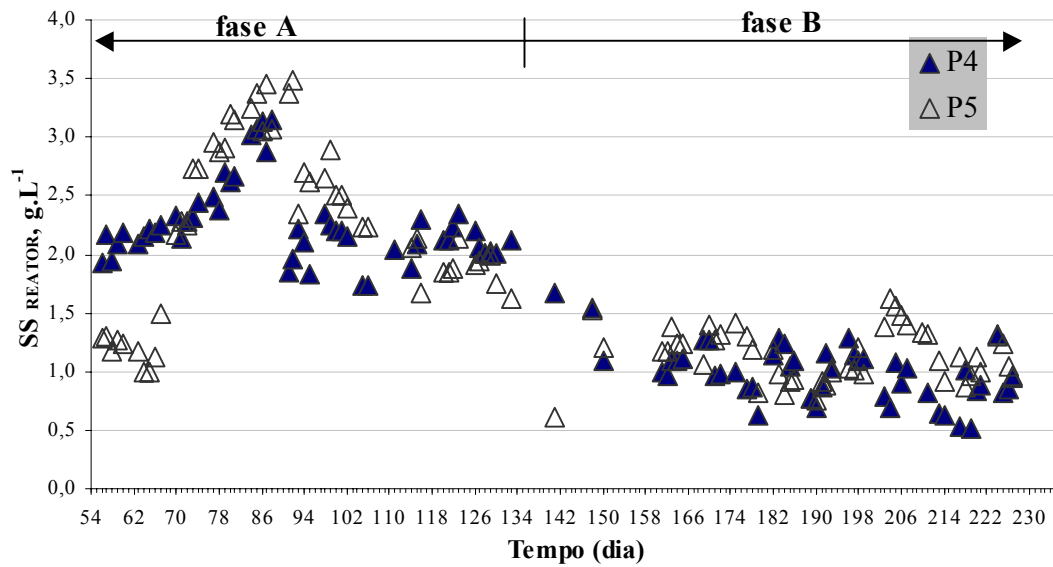


Figura 51. Evolução do SST no reator, suportes P4 e P5

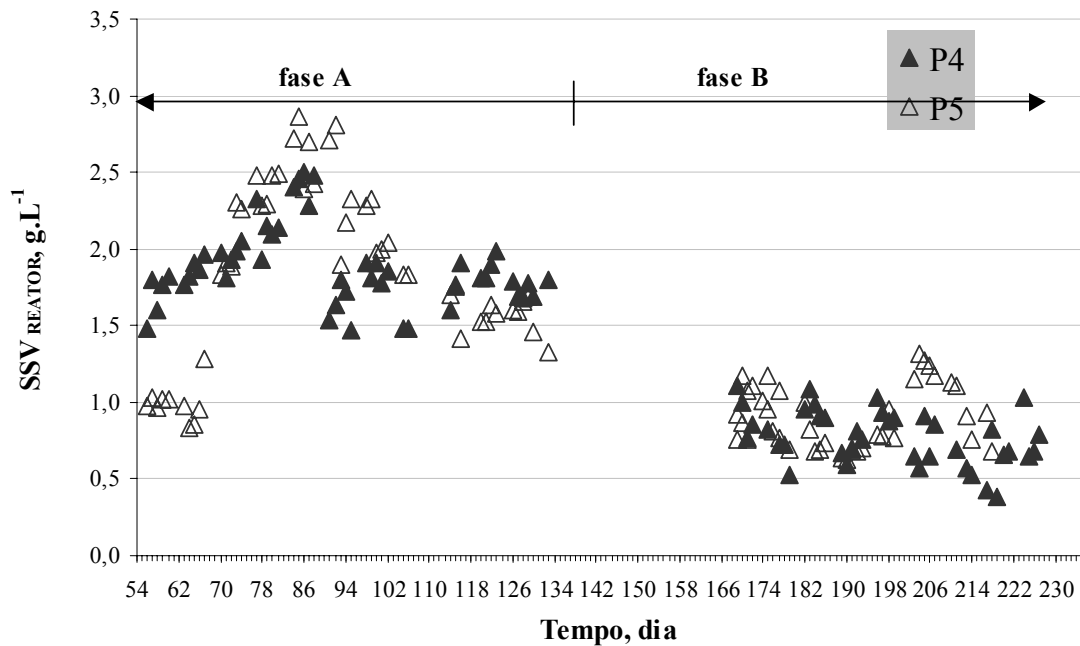
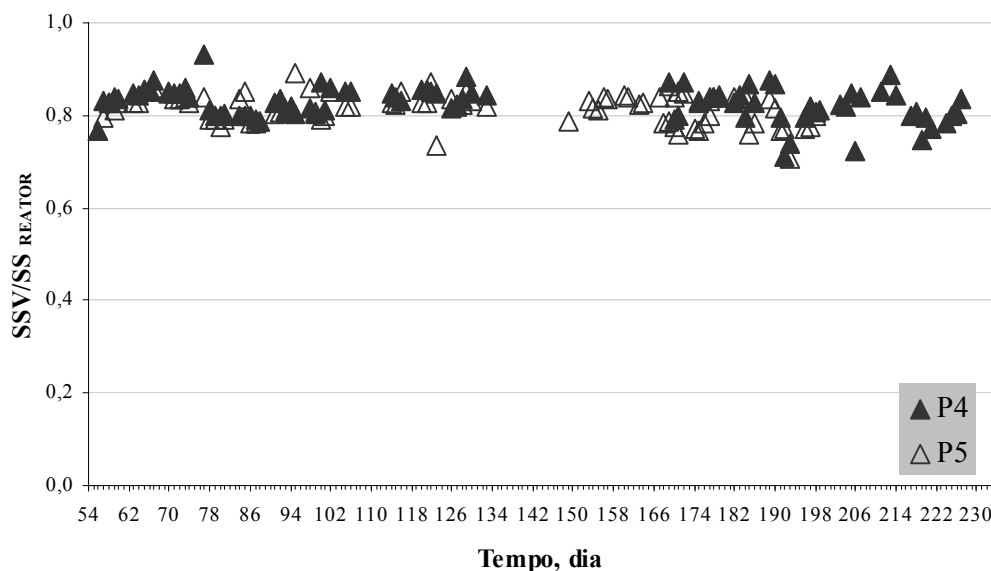


Figura 52. Comportamento do SSV no reator, suportes P4 e P5

Nos resultados das figuras 51 e 52, observa-se uma menor concentração da biomassa em suspensão total ou volátil na fase B (idade do lodo = 3 dias), uma vez que a concentração de lodo descartada foi maior que na fase A (idade do lodo = 10 dias).

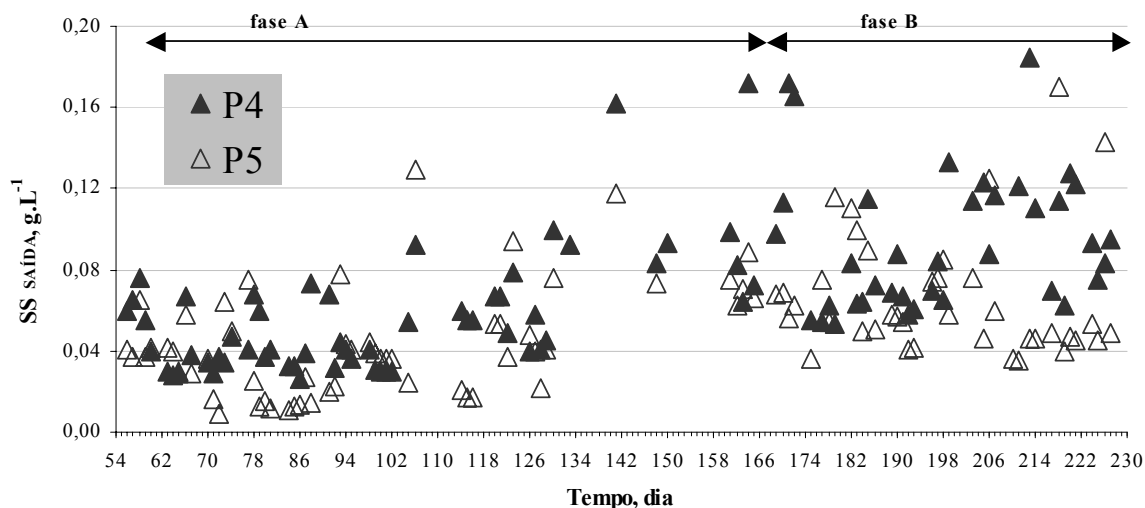
A figura 53 mostra a relação entre os sólidos em suspensão voláteis e totais nos reatores com P4 e P5 ao longo do período estudado.



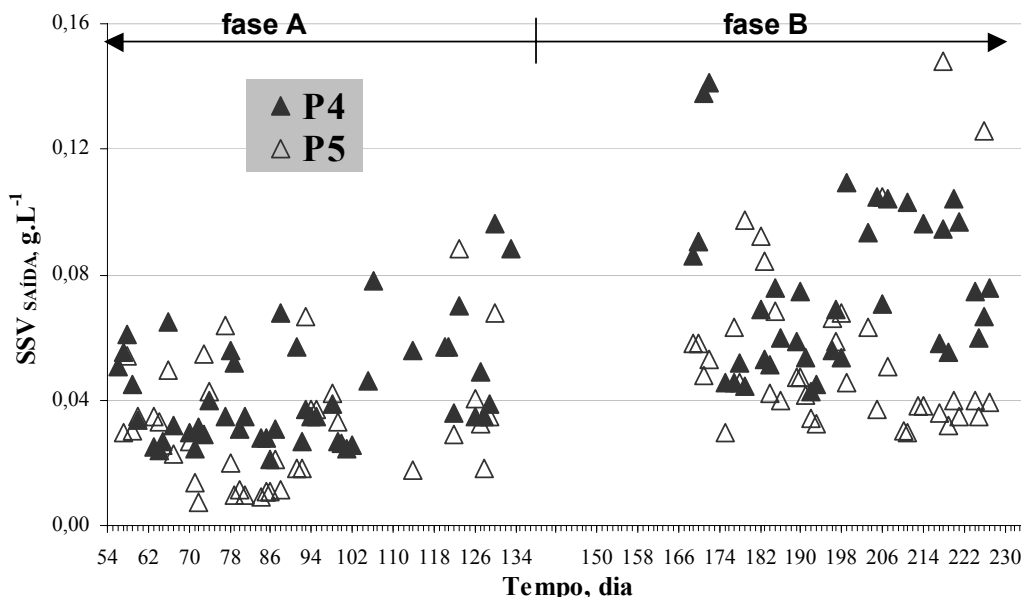
**Figura 53.** Relação entre SSV e SS nos reatores, P4 e P5

Na figura 53, observa-se que os dois reatores mantiveram uma relação SSV/SST no seu interior aproximadamente de 82%, mesmo na fase B, com idade do lodo em torno de 3 dias, quando ocorre um crescimento mais efetivo da biomassa em processos de lodo ativado. Com elevadas idades do lodo, em geral, a relação SSV/SST é menor, porque uma maior idade do lodo implica em maiores remoções da fração orgânica. Em termos gerais, tem-se as seguintes faixas de valores médios para lodos ativados convencionais : 0,70 a 0,85 (VON SPERLING, 1997). Em reatores híbridos, parte da biomassa heterotrófica ativa fica fixa, e otimiza a remoção da fração orgânica, independente da idade do lodo ativado, como pode ser observado no item 4.2.

Nas figuras 54 e 55 é mostrado o comportamento dos sólidos em suspensão totais e sólidos em suspensão voláteis, na saída do sistema (efluente decantador) dos reatores com suportes P4 e P5, respectivamente.



**Figura 54.** Concentração de SST na saída dos reatores com suportes P4 e P5

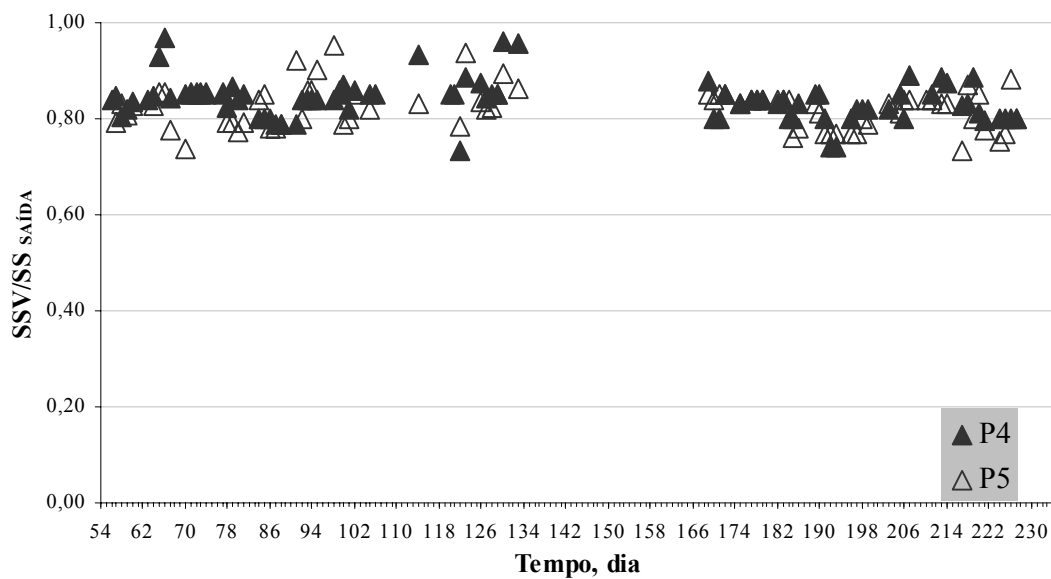


**Figura 55.** Concentrações de SSV na saída dos reatores com suportes P4 e P5

Nas figuras 54 e 55, os resultados estão muito dispersos, evidenciando perturbações ocorridas nos reatores, principalmente na fase B, quando ocorreu a flotação do lodo no decantador e conseqüente arraste de lodo na saída dos reatores, com maior intensidade no reator com suporte P4. Tais perturbações resultaram em maior concentração de DQO total efluente. No exemplo de dimensionamento para um reator de lodo ativado tratando efluente de reator UASB, a concentração estimada no efluente final, para SST estava na faixa de 0,15 a 0,50

g/L (VON SPERLING *et al*, 2001), o que indica que, mesmo com perturbações, a concentração de SST na saída dos reatores com suporte P4 e P5 está na faixa aceitável para lodos ativados.

Na figura 56, é mostrada a relação SSV/SST na saída dos reatores com suporte P4 e P5.



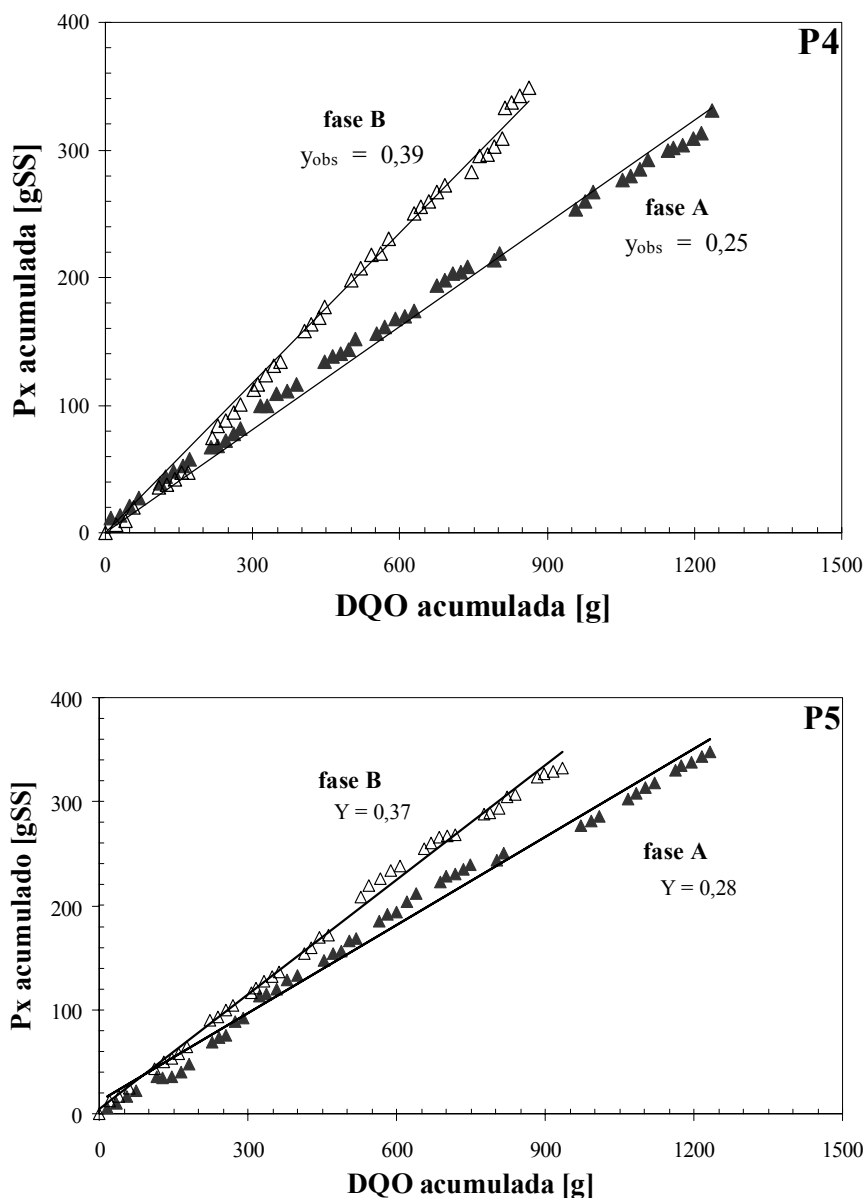
**Figura 56.** Relação entre SSV e SST na saída dos sistemas com suportes P4 e P5

Na saída dos sistemas, a relação SSV/SS ficou em torno de 85%.

#### 4.4. Produção de lodo

A produção específica de lodo ( $Y_{obs}$ ) obtida pela curva “produção de lodo acumulada *versus* DQO removida acumulada”, relativa aos suportes P4 e P5, nas fases A e B é mostrada na figura 57.





**Figura 57.**  $Y_{obs}$  suporte P5, no decorrer das fases A e B

Nos processos de lodos ativados, a massa de lodo produzida por dia é igual à massa de lodo descartada + acumulação. Assim, com uma baixa idade do lodo, a produção de lodo é mais elevada nos reatores híbridos e, em consequência, o  $Y_{obs}$  observado foi maior na fase B.

A tabela 26 mostra os valores de  $Y_{obs}$  encontrados para os reatores com suportes P4 e P5, fases A e B; os valores de  $Y_{obs}$  do lodo ativado clássico (reatores testemunhas); e os valores teóricos, calculados pela equação 20. Em um monitoramento anterior, o reator híbrido

preenchido com o suporte P5<sup>1</sup> (porcentagem de preenchimento = 25%), trabalhou com a mesma temperatura (16°C), mas com diferentes condições operacionais (volume total de 26 litros e carga volumétrica aplicada média de aproximadamente 1,5 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia (volume de líquido), ou seja, com carga volumétrica superior à utilizada na presente pesquisa).

**Tabela 26.** Comparação de valores de Yobs obtidos para P4 e P5 com o lodo ativado

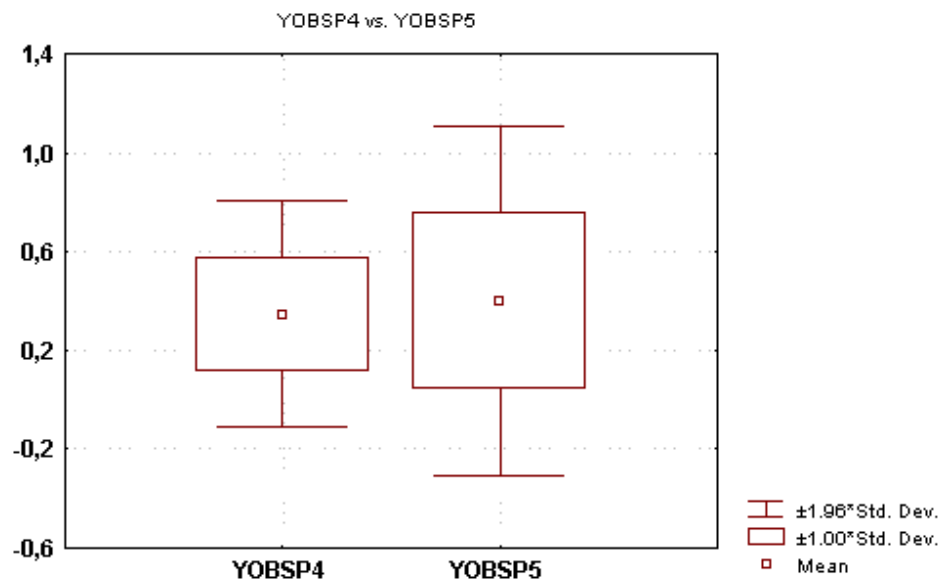
Yobs (gSSV/gDQO <sub>removida</sub> )				
Idade do lodo (dia)-fase			LA <sub>clássico</sub>	teóricos
	P4	P5	Testemunha	
10 (A)	0,25	0,28	0,26 <sup>1</sup> - 0,32 <sup>2</sup>	0,29
7		0,28 <sup>1</sup>		0,33
3 (B)	0,39	0,34 <sup>1</sup> - 0,37	0,34 <sup>1</sup>	0,38

<sup>1</sup> Resultados obtidos no primeiro semestre de 2001/LIPE-GPI

<sup>2</sup> Resultados obtidos em novembro de 2001/LIPE-GPI

Durante a fase A, as produções de lodo para P4 e P5 são ligeiramente menores que o Y<sub>obs</sub> teórico (0,44 gSSV/gDQO, de acordo com a equação 3.14), e o Yobs do reator testemunha (lodo ativado clássico). Por outro lado, na fase B, observa-se uma produção de lodo maior no reator com P4, uma vez que este trabalhou com uma idade de lodo real de 2,7 dias. Ressalta-se, ainda, que, como o suporte P4 é muito pequeno, talvez tenham ocorrido perdas do suporte no reator, de modo que a porcentagem de preenchimento pode ter sido menor que 20% no decorrer desta fase.

Aplicando-se o teste T para comparar os valores calculados de Y<sub>obs</sub>, com um nível de significância de 5% ( $\alpha = 0,05$ ), foi de início verificado pelo teste F que as variâncias são heterogêneas ( $p = 0,000069$ ), como comprova o diagrama de caixas da figura 58.



**Figura 58.** Diagrama de caixas Yobs, suportes P4 e P5

Na seqüência, foi aplicado o teste T para variâncias heterogêneas e verificou-se que, com um nível de significância de 5% ( $\alpha = 0,05$ ), não existe uma diferença significativa entre os reatores no que concerne à produção de lodo ( $p = 0,239$ ).

#### 4.5. Distribuição da biomassa ativa, heterotrófica e autotrófica

A tabela 27 mostra a repartição da biomassa ativa no reator com os suportes P4 e P5, fases A e B: i) biomassa autotrófica total (fixa + floculada); ii) biomassa heterotrófica (fixa + floculada); iii) biomassa fixa (autotrófica + heterotrófica); iv) biomassa floculada e v) biomassa total no reator.

**Tabela 27.** Repartição da biomassa ativa no reator

biomassa ativa	locação	P4				P5			
		Fase A	%	Fase B	%	Fase A	%	Fase B	%
<b>Autotrófico</b> (mgX <sub>A</sub> )	fixa	27641	99,32	28182	98,1	7630	91,1	16242	96,1
	floculada	189	0,68	534	1,9	747	8,9	664	3,9
	<b>X<sub>A</sub>total</b>	<b>27830</b>	<b>100</b>	<b>28716</b>	<b>100</b>	<b>8377</b>	<b>100</b>	<b>16906</b>	<b>100</b>
<b>Heterotrófico</b> (mgX <sub>H</sub> )	fixa	44862	75,32	73198	95,7	21021	68,3	60716	87,5
	floculada	14696	24,68	3321	4,3	9775	31,7	8689	12,5
	<b>X<sub>H</sub>total</b>	<b>59558</b>	<b>100</b>	<b>76519</b>	<b>100</b>	<b>30796</b>	<b>100</b>	<b>69405</b>	<b>100</b>
<b>Biomassa fixa</b>	(mg)	72503	82,97	101380	96,3	28651	73,1	76958	89,2
<b>Biomassa floc.</b>	(mg)	14885	17,03	3855	3,7	10523	26,9	9353	10,8
<b>Biomassa total</b>	(mg-reator)	<b>87388</b>	<b>100</b>	<b>105235</b>	<b>100</b>	<b>39174</b>	<b>100</b>	<b>86311</b>	<b>100</b>

Com relação ao suporte P4, durante a fase A, com idade de lodo mais elevada (10 dias), a fração da biomassa fixa era de 83%, e fração da biomassa floculada, de 17%. Na fase B, com idade do lodo média em torno de 2,7 dias, a fração de biomassa fixa aumentou (era 96% contra 4% da biomassa floculada). No que concerne ao suporte P5, a fração de biomassa fixa foi de 73% contra 26% da biomassa floculada durante a fase A (idade do lodo média em torno de 12 dias) e 89% da biomassa fixa e 11% da biomassa floculada, no decorrer da fase B (idade do lodo 3,5 dias, em média). Em comparação ao suporte P4, observa-se uma fração menor em relação à biomassa fixa. De fato, o suporte P4 é mais rugoso que o P5, sendo que sua superfície específica efetiva pode ser maior que a superfície calculada ( $257 \text{ m}^2/\text{m}^3$  de reator), considerando-se que o biofilme se desenvolve nas microcavidades do suporte. Por outro lado, a superfície específica efetiva do suporte P5 é menor que a superfície potencial calculada, uma vez que a adesão se verificou principalmente no interior do suporte. A superfície efetiva do suporte, levando-se em conta o desenvolvimento real do biofilme, é de  $222,4 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{reator}}$ .

A distribuição da biomassa nos reatores com suporte P4 e P5, nas fases A e B está resumida na tabela 28, efetuada a partir de cálculos da fração da biomassa autotrófica e heterotrófica

com relação à biomassa total no reator e sua distribuição entre biomassa fixa e biomassa floculada.

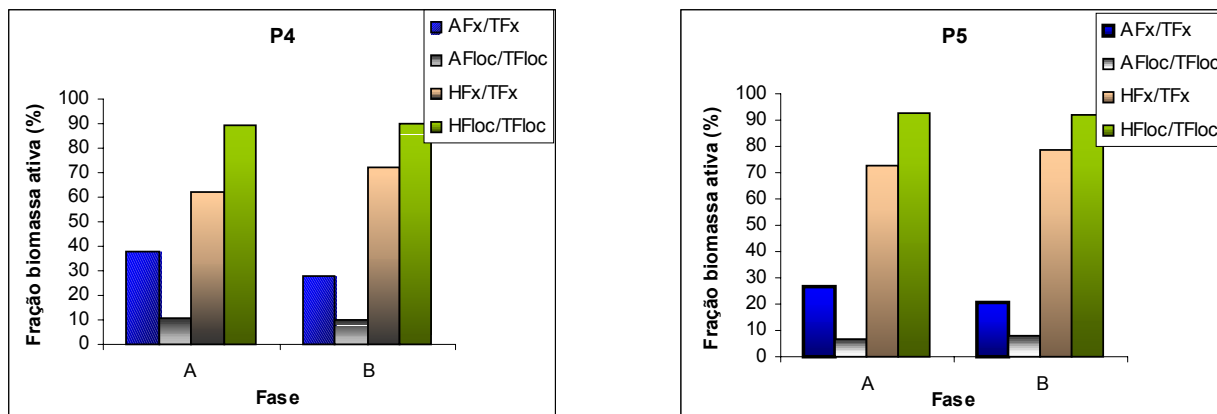
**Tabela 28.** Resumo da distribuição da biomassa ativa

<b>Suporte</b>	<b>Fase</b>	<b>Fração</b>	<b>Distribuição</b>
<b>P4</b>	<b>Fase A</b>	31,85% Autotrófico	99,3 % fixa
			0,7% floculada
	68,15% Heterotrófico	75,3 % fixa	
		24,7% floculada	
	<b>Fase B</b>	27,29% Autotrófico	98,1% fixa
			1,9% floculada
72,71% Heterotrófico		95,7% fixa	
		4,3% floculada	
<b>P5</b>	<b>Fase A</b>	21,39% Autotrófico	91,1% fixa
			8,9% floculada
	78,61% Heterotrófico	68,3% fixa	
		31,7% floculada	
	<b>Fase B</b>	19,59% Autotrófico	96,1% fixa
			3,9% floculada
80,41% Heterotrófico		87,5% fixa	
		12,5% floculada	

A tabela 28 mostra que os dois suportes possuem a fração de microrganismos autotróficos fixos muito maior que a fração de autotróficos em suspensão. Isto se deve ao fato de que os organismos autotróficos são de lento crescimento e, no biofilme, a competição entre os organismos de rápido e lento crescimento é menor que na biomassa floculada - o que permitiu, então, o seu desenvolvimento. Este resultado concorda com os resultados obtidos por Ochoa *et al* (2002) e Oyanedel *et al* (2002), que observaram, em reatores híbridos, que a biomassa autotrófica é principalmente fixa.

Observou-se, no reator com suporte P4, um aumento da fração de atividade dos autotróficos mais expressivo do que no reator com suporte P5. Como os organismos autotróficos de lento crescimento tendem a situar-se na profundidade do biofilme, estes provavelmente se desenvolveram nas cavidades, graças a uma maior rugosidade do suporte P4. Assim, os microrganismos ficaram mais protegidos das forças hidrodinâmicas, responsáveis pelo desprendimento do biofilme. Por outro lado, neste suporte, a totalidade do biofilme é mantida fina e ativa, justamente pela submissão às forças hidrodinâmicas (abrasão). Já o suporte P5, pouco rugoso, foi dimensionado de forma a obter uma elevada superfície potencial para o crescimento dos microrganismos, inclusive no seu interior, que é muito protegido das forças de atrito e cisalhamento. Desta forma, o biofilme formado no seu interior era muito espesso, o que pode ter prejudicado o transporte de oxigênio e nutrientes para o interior do biofilme. Em consequência dos fatores abordados, as eficiências de remoção de nitrogênio e DQO obtidas no reator com o suporte P4 foram superiores àquelas obtidas no reator com o suporte P5.

Observou-se, ainda, que a fração dos microrganismos heterotróficos foi mais elevada na fase B, com baixa idade do lodo, tanto para o reator com o suporte P4 (68% - fase A e 72% fase B), quanto para o reator com o suporte P5 (78% fase A e 80% fase B). Com relação à sua repartição, a fração fixa foi mais elevada na fase B, uma vez que a concentração de lodo diminuiu. A figura 59 mostra a composição da biomassa ativa, autotrófica e heterotrófica, fixa e floculada, nos reatores com suportes P4 e P5, fases A e B.



**Figura 59.** Composição da biomassa ativa, autotrófica e heterotrófica, fixa e floculada, fases A e B, suportes P4 e P5

A fração de microrganismos autotróficos fixos é muito maior que a fração de autotróficos floculados em relação à biomassa ativa total. A fração de autotróficos fixos com relação aos autotróficos totais também é bem mais elevada que a fração de autotróficos floculados em relação à biomassa floculada total, conforme observado na figura 59. Verificou-se que, mesmo à baixa idade do lodo (fase B), as frações foram pouco alteradas. Isto ocorreu porque os organismos autotróficos nitrificantes são de lento crescimento. A imobilização da biomassa em biofilmes é um método eficiente para reter os organismos de lento crescimento em reatores de fluxo contínuo (LAZAROVA *et al.*, 1998), já que a competição por espaço e substrato entre os microrganismos autotróficos e heterotróficos é menor. No entanto, o rápido crescimento dos heterotróficos tendendo à superfície do biofilme pode limitar a difusão do oxigênio para o interior deste, o que poderá limitar muito a nitrificação. Nos reatores híbridos deste estudo, porém, observou-se que o desenvolvimento da biomassa heterotrófica floculada foi menor que a biomassa heterotrófica fixa ( $H_{floc} < H_{Fx}$ ), mas a fração de heterotróficos floculados em relação à biomassa floculada total é maior que a fração de heterotróficos fixos em relação à biomassa fixa total. A biomassa heterotrófica floculada pode ter reduzido a competição por espaço, substrato e oxigênio no interior do biofilme, pois as eficiências de

remoção de cargas orgânicas volumétricas (DQO) e cargas volumétricas de nitrogênio (NTK) foram semelhantes para idade do lodo de 10 e 3 dias (fases A e B).

Ochoa *et al* (2002) estudaram um reator híbrido com o suporte P4 em condições operacionais semelhantes ( $T^{\circ}\text{C} = 16$  ; volume do reator = 22 L, vazão de alimentação = 45 L/dia, alternância de ciclos = 45 minutos), mas com recirculação 1,5 vezes a vazão de alimentação e com preenchimentos de 10 e 20%. Foram utilizadas 3 idades de lodo : 8 dias, 5 dias e 3,7 dias. Quando o reator foi operado com idade do lodo de 8 dias, observaram que 95% da biomassa autotrófica era fixa. Para idade do lodo de 5 e 3,7 dias, a biomassa autotrófica fixa era 98 e 99%, respectivamente. Com relação à biomassa heterotrófica, os autores perceberam que, ao trabalhar com um preenchimento de 20%, a fração de biomassa heterotrófica fixa ficou em 60% ao final do experimento. Estes autores compararam o reator híbrido com um reator de controle tipo lodo ativado e observaram que, ao operar com idade do lodo de 8 dias, a biomassa autotrófica total no reator híbrido era duas vezes maior que no reator de controle. Ao reduzir a idade de lodo, a biomassa autotrófica total reduziu em ambos os reatores, mas a eficiência de remoção de  $\text{N-NH}_4$  não se alterou no reator híbrido, ao passo que reduziu muito no reator de controle, chegando a ficar próximo a zero quando a idade do lodo ficou em 3,7 dias.

#### **4.6. Decantabilidade do lodo**

A tabela 29 apresenta os resultados obtidos para os parâmetros de decantabilidade do lodo em termos de índice volumétrico do lodo (IVL), velocidade máxima e específica de decantação, o volume de sólidos e a concentração de sólidos em suspensão no reator, para P4 e P5, fases A e B e um reator do tipo lodo ativado clássico, com idade do lodo de 10 dias, monitorado no LIPE/INSA-Toulouse.



**Tabela 29.** Parâmetros de decantabilidade do lodo – valores médios

Parâmetro	P4		P5		Lodo ativado clássico
	Fase A	Fase B	Fase A	Fase B	IL =10 dias
<b>IVL (mL/g)</b>	162	83	144	118	<b>151</b>
<b>Velocidade max(m/h)</b>	3,9	7,7	3,4	6, 4	<b>1,3</b>
<b>V<sub>30</sub> (g/L)</b>	247	83	198	110	-
<b>SST reator</b>	1,5	1,0	1,4	1,20	1,9

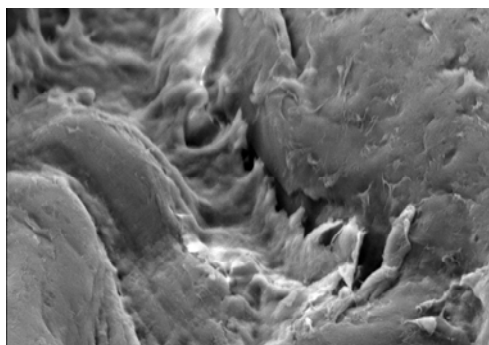
Comparando-se os resultados obtidos na análise do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) com os valores da tabela 2 do capítulo 2, na fase A, com idade do lodo de 10 dias (baixa carga), tanto o reator com suporte P4 quanto o com o suporte P5 podem ser classificados como média decantabilidade. O reator piloto de lodo ativado clássico, operado no INSA com idade do lodo de 10 dias, também apresentou um IVL considerado médio. Com cargas baixas, um sistema aeróbio pode ter uma remoção da DBO<sub>5</sub> muito rápida, podendo favorecer a proliferação de alguns tipos de microrganismos filamentosos, o que pode influenciar na decantabilidade do lodo. Já na fase B, com idade do lodo aproximada de 3 dias, com carga mais elevada, o reator com suporte P4 está na faixa considerada boa, e o reator com suporte P5 continua na faixa média, porém com valor inferior ao com idade do lodo de 10 dias.

A velocidade de decantação observada nos reatores híbridos com idade do lodo de 10 dias foi duas vezes maior que no reator de lodo ativado clássico, o que confirma o fato observado por outros pesquisadores, como Wanner (1998), Ødegaard (2000), Gebara (1999), ou seja, uma melhoria da decantabilidade do lodo em processos híbridos, quando comparados a lodos ativados convencionais. Comparando-se os reatores, percebeu-se um melhor desempenho na decantabilidade do lodo do reator com suporte P4 na fase B, com baixa idade de lodo.

#### 4.7. Observações microscópicas

Foram realizadas observações microscópicas nos suportes com um microscópio eletrônico de varredura (MEV) e com microscópio ótico (MO) e com uma lupa para visualizar o biofilme.

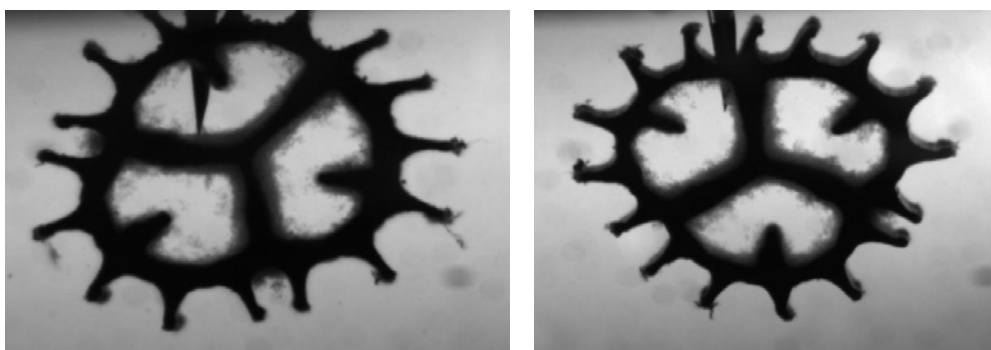
Na figura 60, observa-se a foto do suporte P4, colonizado em suas microcavidades.



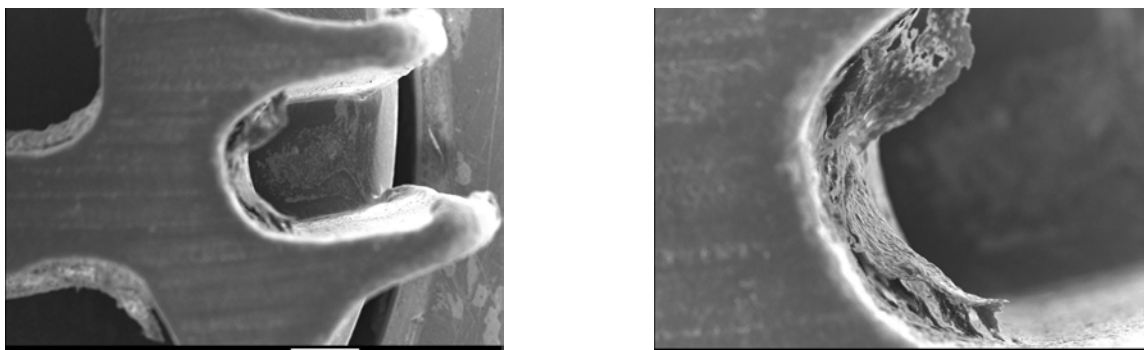
**Figura 60.** Foto do suporte P4 ao microscópio eletrônico de varredura aumento 750X

A foto mostra uma alta superfície específica nas reentrâncias do suporte P4, que favorecem a fixação e a colonização dos microrganismos e podem conferir condições para o desenvolvimento de nichos de organismos de lento crescimento, como as *Nitrobacters*.

As figuras 61 e 62 mostram o desenvolvimento do biofilme sobre o suporte P5.



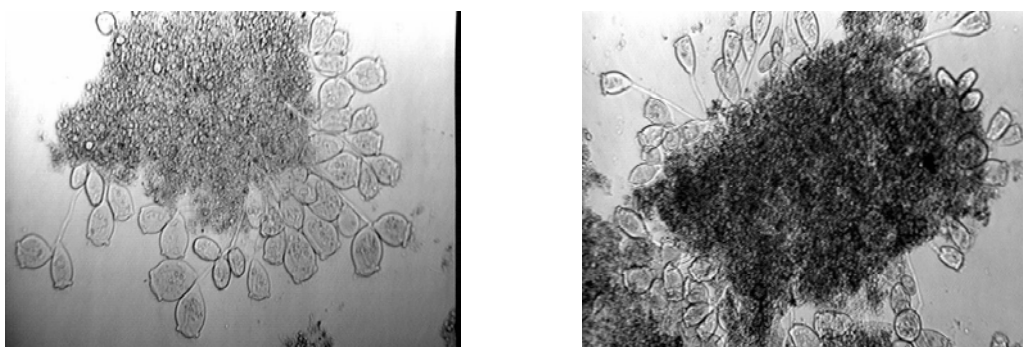
**Figura 61.** Fotos do suporte P5 com lupa (aumento 15X): biofilme desenvolvido na superfície do suporte



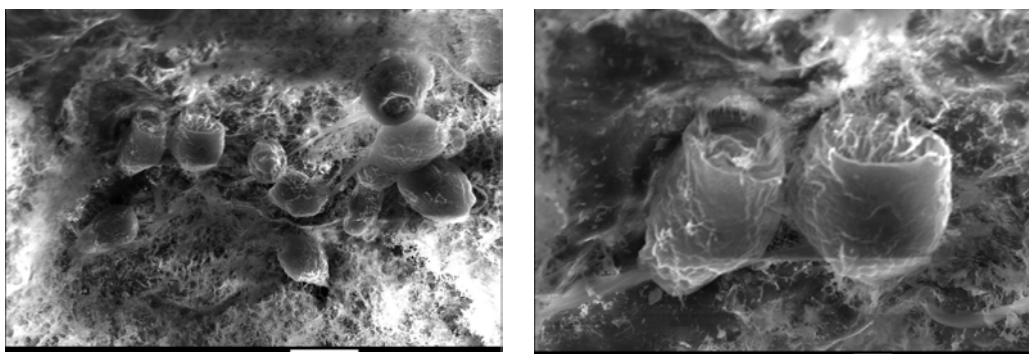
**Figura 62.** Observação do biofilme desenvolvido no exterior do suporte P5 com microscópio eletrônico de varredura (aumento a-35X e b-100X).

A colonização do biofilme foi mais efetiva na superfície interior do suporte e muito limitada na superfície exterior, onde o biofilme se desenvolveu somente nas zonas onde as haletes são mais próximas (aproximadamente 0,7 mm) - conseqüentemente, menos sujeitas aos efeitos da abrasão. Isso ocorre porque o suporte P5 é pouco rugoso, e dessa forma o biofilme não fica protegido em cavidades, como no caso do P4.

As figuras 63 e 64 mostram fotos de protozoários presentes no biofilme, obtidas pelo esfregaço do suporte P5 (figura 2) e pela observação ao microscópio óptico e por microscópio eletrônico de varredura – MEV (figura 64) :



**Figura 63.** Fotos microscopia óptica do floco raspado do suporte P5 (aumento 120X)



**Figura 64.** Microscopia eletrônica de varredura (aumento 350X)

Na figura 63, observa-se a forte presença de protozoários ciliados, formando colônias, dotados de músculo (como *Microtrix sp*) no biofilme desenvolvido no suporte P5, e ocorrência de *Vorticella convalaria*. Os ciliados, como a *Vorticella* são capazes de retração nas camadas interiores do biofilme, sendo assim protegidos da abrasão (FRIED E LEMMER, 2002). Estes ciliados são espécies frágeis a componentes tóxicos e à falta de oxigênio. Desta forma, constituem organismos indicadores de boas condições de depuração no reator. (CANLER *et al.*, 1999).

#### 4.8. Avaliação geral dos suportes

**Suporte P4-** a superfície específica potencial calculada para o suporte P4 foi  $2597 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Com uma porcentagem de preenchimento de 20%, a superfície específica potencial do reator foi de  $257 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{reator}}$ . A rugosidade média deste suporte é de  $16,811 \mu\text{m}$ .

**Suporte P5-** a superfície específica potencial calculada para o suporte P5 foi  $3075 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Com uma porcentagem de preenchimento de 10%, a superfície específica potencial calculada do reator foi de  $615 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{reator}}$ . Entretanto, através das análises de imagem, verificou-se que o biofilme se desenvolveu no interior do suporte e entre as haletes mais próximas. Assim, a superfície específica eficaz, ou seja, efetivamente colonizada, foi de aproximadamente  $1112 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ , e  $222,4 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{reator}}$ , o qual é 2,76 vezes menor que a superfície específica

potencial calculada e 1,16 vez menor que a superfície efetiva do suporte P4. A rugosidade média deste suporte é 2,293  $\mu\text{m}$ , que é 7,33 vezes menor que a do suporte P4.

A tabela 30 apresenta um resumo comparativo das características e dos dados de eficiência em termos de nitrificação e remoção de carbono por área de suporte, relativos a ambos, suporte P4 e P5, fases A e B.

**Tabela 30.** Resumo comparativo – suportes P4 e P5

<b>Suporte</b>	<b>P4</b>		<b>P5</b>	
Superfície específica total ( $\text{m}^2/\text{m}^3_{\text{sup}}$ )	2597		3075	
Superfície efetiva ( $\text{m}^2/\text{m}^3_{\text{reator}}$ )	257		222,4	
Rugosidade média ( $\mu\text{m}$ )	16,811		2,293	
<b>Fases</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>A</b>	<b>B</b>
$f_{\text{XAF/XAT}}^1$	0,99	0,98	0,91	0,96
Eficiência nitrificação/ $A_{\text{suporte}}$ (%)	$83 \pm 4$	$77 \pm 5$	$55 \pm 5$	$59 \pm 10$
$f_{\text{XHF/XHT}}^2$	0,75	0,95	0,68	0,87
Remoção possível/ $A_{\text{suporte}}$ (%)	$87 \pm 5$	$80 \pm 7$	$63 \pm 6$	$59 \pm 8$

<sup>1</sup>fração de biomassa autotrófica fixa sobre a biomassa autotrófica total

<sup>2</sup>fração de biomassa heterotrófica fixa sobre a heterotrófica total

O suporte P4 apresentou um melhor desempenho que o suporte P5 no período estudado, em função da superfície efetiva de suporte no reator. As frações de biomassa fixa do suporte P4, tanto autotróficas quanto heterotróficas são maiores que as do suporte P5. Estes resultados mostram que o tamanho, a forma e as características de superfície do suporte influenciam no desenvolvimento do biofilme e no desempenho dos reatores híbridos.

## 5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Neste trabalho foi realizado um estudo comparativo das eficiências de depuração, carbonácea e nitrogenada, entre dois reatores híbridos (lodo ativado + biomassa fixa em leito móvel agitado), preenchidos com dois suportes poliméricos de características diferentes (P4 e P5) em duas fases: fase A (idade de lodo = em média 10 dias) e fase B (idade de lodo, em média 3 dias). Os resultados mostraram boas eficiências em relação à remoção de nitrogênio no período estudado, principalmente para o reator com o suporte P4 (rendimento médio de remoção de 95%), nas duas fases. O reator com suporte P5 apresentou um desempenho geral mais estável no que se refere à remoção do carbono. O reator com o suporte P4, que teve algumas perturbações operacionais, contudo, mostrou um melhor desempenho que o suporte P5 em função da superfície efetiva de suporte no reator.

O suporte P4 possui uma superfície específica potencial inferior a um fator de 2,39 à superfície potencial de P5. No entanto, P5 teve apenas parte de sua superfície colonizada, principalmente no interior do suporte, o qual é protegido das forças hidrodinâmicas. Por outro lado, o suporte P4 apresentou uma superfície colonizada maior, pois tem uma rugosidade média maior que 7 vezes à rugosidade de P5. Com relação à biomassa ativa, os dois suportes apresentaram, nas duas fases, uma fração de organismos heterotróficos muito maior que a dos autotróficos, sendo que, nos dois suportes, a distribuição dos autotróficos foi superior a 90% fixa. Estes resultados mostraram que o tamanho, a forma e as características de superfície dos suportes tem influência no desempenho de reatores híbridos.

Concluiu-se que a idade do lodo não desempenha um papel importante na remoção de nitrogênio em reatores híbridos, a qual é ligada principalmente à biomassa fixa.

Finalmente, conclui-se que os processos híbridos de leito móvel agitado com lodo ativado constituem uma alternativa promissora para o tratamento de águas residuárias urbanas para a

remoção do carbono e nitrogênio, com cargas aplicadas, na ordem de 1,0 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,18 kgNTK/m<sup>3</sup>.dia, respectivamente, com a utilização do suporte P5, mesmo trabalhando-se com baixa idade de lodo (aproximadamente 3 dias) e à temperaturas baixas de 16°C.

O suporte P4, devido à suas características de superfície altamente apropriadas para a colonização do biofilme, como rugosidade, superfície real de colonização elevada e ainda baixa densidade, possibilitando menores custos relativos à aeração, é um suporte que pode ser utilizado em diferentes processos de biomassa fixa, como por exemplo, reatores de leito fluidizado inverso. Além disso, este suporte é interessante por ser um plástico reciclado, apresenta menor custo e está ligado à proteção ambiental.

#### Recomendações

Recomenda-se no prosseguimento das pesquisas realizar-se ensaios mais longos com a mesma superfície específica nos dois reatores para verificar se com a idade do biofilme o suporte P5 apresentará efetivamente o mesmo desempenho por área de suporte que o suporte P4 para ambos, remoção de nitrogênio e carbono.

Recomenda-se, também, realizar experimentos com variação de cargas orgânicas aplicadas e diferentes porcentagens de preenchimento, pois estes dois parâmetros são fundamentais para o dimensionamento de reatores híbridos.

Recomenda-se trabalhar com temperatura ambiente ao longo do ano para verificar o comportamento do reator com temperaturas mais elevadas e com variações sazonais.

Por último, recomenda-se o estudo da aplicabilidade de reatores híbridos no Brasil, com estudo do desempenho e custos, comparados ao sistema de lodos ativados, e também como pós tratamento de sistemas anaeróbios, visando realizar a nitrificação.

**REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

ABELING, U. Stickstoffelimination aus Industrieabwässern - Denitrifikation über Nitrit - Veröffentlichung des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 86, 1994 *apud* HOFFMAN, H. **Externe Anzucht von Nitrifikanten im Schlammwasser - ein Beitrag zur reduktion punktueller Stoffeinträge in Gewässer.** Veröffentlichung des Institutes für Kulturtechnik und Siedlungswasserwirtschaft, der Universität Rostock, No.3, 6, 2000.

AISSE, M.A., JÜRGENSEN, D. e ALÉM SOBRINHO, P. Avaliação do sistema reator UASB e filtro biológico para o tratamento de esgoto sanitário. **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios. Coletânea de Trabalhos Técnicos. PROSAB 2, v.2.** Belo Horizonte: Segrac Ed. e gráfica Ltda, p. 111-118, 2001.

ALBERTSON, O. E. (coordenador) **Aerobic Fixed Growth Reactors.** Water Environment Federation, USA. 340 p. 2000.

AL-SHAREKH, H.A., HAMODA, M.F. Removal of organics from wastewater using a novel biological hybrid system . **Water Science and Technology**, v. 43 n°1, p321-326, 2001.

ANNACHHATRE, A.P. AND BHAMIDIMARRI, M.R. Microbial attachment and growth in fixed-bed reactors: process startup considerations. **Biotechnology Advanced**, v.10, p. 69-91, Great Britain, 1992.



ANDREOTTOLA, G., FOLADORI, P., RAGAZZI, M., TATANO, F. Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater **Water Science and Technology**, v. 41 n°4-5, p.383-391, 2000.

ATV MANUAL: ATV Handbuch Biologische und weitergehende Abwassereinigung 4. Auflage 1997, Ernst & Sohn, Berlin, Hrsg. Abwassertechnische Vereinigung e.V. Hennef , 1997.

BARBOSA, S. **Tratamento de Efluentes em Reator de Leito Fluidizado Seqüencial em Batelada**. Dissertação de mestrado, Engenharia Ambiental/UFSC, Florianópolis, SC, 2004.163 p.

BARROS, J.N., ZDRADEK, C.P., REGINATTO, V., SCHMIDELL, W., SOARES, H.M. Emprego da respirometria no estudo da influência da concentração do substrato na velocidade de nitrificação. In: **SINAFERM2003 – XIV Simpósio Nacional de Fermentações**. Florianópolis, SC, 2003. 1CD-ROM.

BARTHEL, L. **Estudo de Biofilme Desenvolvido em Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbico no Tratamento de Efluentes Têxteis**. Dissertação de Mestrado, UFSC, Engenharia Ambiental, Florianópolis, SC. 77 p., 1998.

BELKHADIR, R. **Etude Fondamentale des Biomasses Fixées. Description et Modelisation des Films Biologiques Anaerobies** These de doctorat. INSA Toulouse, France: 1986.

BERGAMASCO, R. **O Uso de Partículas Poliméricas para Adesão Microbiana em Tratamento Biológico de Resíduos**. Tese de doutorado. UNICAMP, Campinas: 1996.

BISHOP, P.L. Biofilm structure and kinetics. **Water Science and Technology**, v 36, 1, p 287-294, 1997.

BONOMO, L. PASTORELLI, G. QUINTO, E. AND RINALDI, G. tertiary nitrification in pure oxygen moving bed biofilm reactors. **Water Science and Technology**, v. 41 n°4-5 p. 361-368, 2000.

BORTOLLOTTO, A.F. **Estratégias para nitrificação em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação de mestrado, Engenharia Ambiental/UFSC, 2004.

BRANDÃO, H. L. **Transferência de massa no processo de biodegradação de efluentes líquidos em reatores de biofilmes**. Tese de Doutorado. Pós graduação em engenharia química, UFSC, Florianópolis. 192 p., 2002.

BRENTWOOD INDUSTRIES. Documento 4, 2001, disponível em [www.brentw.com](http://www.brentw.com). acessado em 03/03/2003.

CAMPOS, J.C., NOBREGA, R., SANT'ANNA JR., G.L. Tratamento de água de produção de petróleo em reator biológico do tipo "air-lift". In: **21º. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. João Pessoa/PB, 2001. 1CD-ROM.

CANLER, J.P., PERRET, J.M., DUCHERE, P., COTTEUX, E. **Aide ou diagnostic des stations d'épuration par l'observation microscopique des boues activées.** Edition CEMAGREF, 155 p. 1999.

CARLEY, B.N., MAVINIC, D.S. The effects of external carbon loading on nitrification and denitrification of a high-ammonia landfill leachate. **Journal WPCF**, 63, 1, p. 51-59, 1991, *apud* SPERANDIO, M. **Developement d'une procedure de compartimentation d'une eau residuaire urbaine et aplication a la modelisation dynamique de procedes a boues activées.** These doctorat, INSA-Toulouse, France, 1998, 231 p.

CHEN, G. H., HUANG, JC AND LO, M.C. Removal of rate-limiting organic substances in a hybrid biological reactor **Water Science and Technology**, v. 35, N° 6, p. 81-89, 1997.

CHRISTENSSON, M. AND WELANDER, T. Treatment of municipal wastewater in a hybrid process using a new suspended carrier with large surface area. **Water Science and Technology**. V. 49, 11-12, p. 207, 2004.

COMTE GAUTRON, M. **Etude d'un nouveau réacteur triphasique: le lit turbulé inversé (Hydrodynamique et transfert de matière G/L)** . Thèse de doctorat génie des procédés, INSA Toulouse, 1998.

CORTACANS, J.A. Proceso KMT de biomassa fija sobre lecho movil. **Tecnologia del Agua**, Elsevier Prensa S.A. España, 1994.

COSTA, R.H. **Etude du Controle du Biofilm Developpe dans un Lit Fluidise Triphasique en Epuration Carbonee Aerobie**. These de doctorat. INSA-Toulouse, France, 1989.

DISTLER, G.A., RUSSO, C. SANT'ANNA JR., G.L. Tratamento de esgoto em reator aeróbio de leito fluidizado trifásico. COPE/UFRJ. Rio de Janeiro: 1995.

FAST WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS, disponível em <http://www.epa.gov/NE/assistance/ceitts/wastewater/techs/fast.html> acessado em 03/03/2003.

FRANCISCO JUNIOR, R. A nova tecnologia de biofilme Kaldnes-MBBR. **Saneamento Ambiental**, n. 95, p 46-48, 2003.

FRIED, J. and LEMMER, H. On the dynamics and function of ciliates in Sequencing Batch Biofilm Reactors (SBBR). In: **International Specialized Conference on Biofilm Monitoring**. Porto- Portugal. Edition électronique. p 299-302, 2002. 1CD-ROM.

FRIJTERS, C.T.M.J., VELLINGE, S., JORNA, T. AND MULDER, R. Extensive nitrogen removal in a new type of airlift reactor. **Water Science and Technology**, v. 41 n°4-5 p. 469-476, 2000.

GADOTTI, R. F. E DANIEL, L. A. Comparação de meios suporte em reator aeróbio utilizado como pós-tratamento de efluente anaeróbio seguido de ozonização. In: **22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES**, Joinville SC, 2003. 1CD.

GARBOSSA, L.H.P., LAPA, K.R., FORESTI, E. Avaliação de desempenho de reator misto radial de leito fixo para tratamento e remoção de nitrogênio de esgoto sanitário. In: **SINAFERM2003 – XIV Simpósio Nacional de Fermentações**. Florianópolis, SC, 2003. 1CD-ROM.

GARRIDO-FERNANDEZ, J.M., MENDEZ, J.M., LEMA, J.M. AND LAZAROVA, V. The circulating floating bed reactor: effect of particle size distribution of the carrier on ammonia conversion. **Water Science and Technology**, v. 41 n° 4-5 p.393-400, 2000.

GEBARA, D., DALL'AGLIO SOBRINHO, M. E RUGGERI JUNIOR, H.C. Acompanhamento de crescimento da biomassa comparado a remoção da DBO em reator aeróbio de leito fluidizado. **VI SIBESA- Vitória ES**. 2002. 1CD-ROM.

GEBARA, F. Activated sludge biofilm wastewater treatment system **Water Research**, v. 33; n°1, p. 230-238, 1999.

GONÇALVES, R.F., PASSAMANI, F.P.S., SILVA, A.L.B., MARTINELI, G. BAUER, D.G. Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário. In: Pós tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – coletânea de Trabalhos técnicos. **PROSAB**, v.1, 2000.

GONÇALVES, R.F, CHERNICHARO, C.A.L, ANDRADE NETO, C.O., ALEM SOBRINHO, P. KATO, M.T., COSTA, R.H.R., AISSE, M.M. ZAIAT, M. Pós- tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: **Pós- tratamento de efluentes**

**de reatores anaeróbios.** PROSAB2. Segrac Editora e Gráfica Ltda, Belo Horizonte, MG. 544 p., 2001.

GRANDO ALVES, K.C., **Tratamento de efluentes têxteis usando reator de leito fluidizado trifásico aeróbio com pré ou pós ozonização.** Dissertação de mestrado em Engenharia Ambiental-UFSC, Florianópolis: 2000.

GUARINO, C.F., NELSON, M.D., MARRAZO, W.J. Philadelphia develops SURFACT. **50<sup>th</sup> WPCF Conference**, Philadelphia, 1977 *apud* WANNER, J., KUCMAN, K.; GRAU, P. Activated sludge process combined with biofilm cultivation; **Water Research**, v. 22 n° 2, p. 207-215, 1988.

HARRISON, J.R. Survey of plants operating activated biofilter/activated sludge. **CWPCA-Northern Regional Conference and Training School**, 1980 *apud* NITROGEN CONTROL-EPA MANUAL. Technomic Publishing, Pennsylvania, USA, 311 p., 1993.

HEIN DE CAMPOS, R. **Utilização de Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio em Sistema de Tratamento Combinado de Águas Residuárias.** Dissertação de Mestrado – UFSC. Florianópolis, 2001.

HEM, L.J., RUSTEN, B. AND ØDEGAARD, H Nitrification in a moving bed biofilm reactor. **Water Research**, v, 28, 6, p. 1425-1433, 1994.

HENZE, M., GRADY, C.P.L., GUJER, W., MARAIS,G.V.R. AND MATSUO, T. Activated Sludge Model N° 1. **IAWPRC Scientific and Technical Reports N° 1.** London, UK., 1987.

HENZE, M., KRISTENSEN, G.H., STRUBE, R. Rate-capacity characterization of wastewater for nutrient removal processes. **Water Science Technology**, 29, 7, p. 61-64, 1994, *apud* SPERANDIO, M. **Developement d'une procedure de compartimentation d'une eau residuaire urbaine et aplication a la modelisation dynamique de procedes a boues activées**. These doctorat, INSA-Toulouse, France, 1998, 231 p.

HOFFMAN, H. **Externe Anzucht von Nitrifikanten im Schlammwasser - ein Beitrag zur reduktion punktueller Stoffeinträge in Gewässer**. Veröffentlichung des Institutes für Kulturtechnik und Siedlungswasserwirtschaft, der Universität Rostock, No.3, 6, 2000.

HOFFMANN, H., PLATZER, C., HEPELER, D., BARJENBRUCH, M., BELLI FILHO, P. Combinação de tratamento Anaeróbio e Aeróbio com a Finalidade de Eliminação de Nutrientes In: **22. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA AMBIENTAL (ABES)**, Joinville, 2003.

HYDROXYL SYSTEMS. Disponível em [www.hydroxyl.com](http://www.hydroxyl.com) - acessado em 03/03/2003.

ISAACS, S. H., HENZE, M. Controlled carbon source addition to na alternating nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P removal. **Water Research**, 29, 1, p. 77-89, 1995 *apud* SPERANDIO, M. **Developement d'une procedure de compartimentation d'une eau residuaire urbaine et aplication a la modelisation dynamique de procedes a boues activées**. These doctorat, INSA-Toulouse, France, 1998, 231 p.

JIANLONG, W, HANCHANG, S., YI, Q. Wastewater treatment in a hybrid biological reactor (HBR): effect of organic loading rates. **Process Biochemistry**, 36, p. 297-303, 2000.

JORDÃO, E.P., PESSOA, C.A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 3<sup>a</sup> ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995.

JØRGENSEN, P.E., ERIKSEN, T. AND JENSEN, B.K. Estimation of viable biomass in wastewater and activated sludge by determination of ATP, oxygen utilization rate and FDA hydrolysis. **Water Research**, v. 26, no.11, p. 1495-1501, 1992.

KALDNES TECHNOLOGY. Disponível em [www.kaldnes.com](http://www.kaldnes.com) - acessado em 03/03/2003.

KNOWLES, G.; DOWNING, A.L.; BARRETT, M.J.: Determination of kinetic constants for nitrifying bacteria in mixed cultures with the aid of an electric computer; **J. Gen. Microbiol.** 38, p. 263-278, 1965.

LAZAROVA, V. & MANEM, J. Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. **Water Science and Technology**, v. 29, N° 10-11, p. 319-327, 1994.

LAZAROVA, V. & MANEM, J. Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. **Water Research**. v. 29, no.10, p. 2227-45, 1995.

LAZAROVA, V.; BELLAHCEN, D.; RYBACKI, D.; RITTMANN, B. AND MANEM, J. Population dynamics and biofilm composition in a new three-phase circulating bed reactor. **Water Science and Technology**, v. 37, (4-5) p. 149-158, 1998.



LAZAROVA, L.; NOGUEIRA, R.; MANEM, J. AND MELO, L. Influence of dissolved oxygen on nitrification kinetics in a circulating bed reactor. **Water Science and Technology** v. 37 n° 4-5, p. 189-193, 1998.

LEE, H.S., PARK, S.J., YOON, T.I. Wastewater treatment in a hybrid biological reactor using powdered minerals: effects of organic loading rates on COD removal and nitrification. **Process biochemistry**, 38, p. 81-88, 2002.

LEON BECERRIL, E. **Etude d'un Nouveau Réacteur de Type Lit Fluidise Inverse pour l'élimination du Carbone et de l'azote d'une Eau Résiduaire Urbaine.** DEA. INSA Toulouse, France, 68 p, 1997.

LOUKIDOU, M.X. AND ZOUBOULIS, A.I. Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment. **Environmental Pollution** 111, p. 273-281, 2001.

MARSILI-LIBELLI, S., TABANI, F. Accuracy analysis of a respirometer for activated sludge dynamic modelling. **Water Research**, 36, p 1181-1192, 2002.

MARTINS, C. **Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio utilizando diferentes materiais suporte.** Dissertação de mestrado, UFSC, Florianópolis, 2003.

MENDONÇA, N.M., GIANOTTI, E.P., NICIURA, C.L., CAMPOS, J.R. Nitrificação em reatores de filme fixo tratando efluente de reator anaeróbio de leito expandido: aspectos

cinéticos e microbiológico. In: **22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental-ABES**, Joinville SC, 2003. 1CD-ROM.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse**. 4 ed., McGraw-Hill, New York, USA, 1334p., 2003.

MISRA, C. AND GUPTA, K. Hybrid reactor for priority pollutant-trichloroethylene removal. **Water Research** , 35, n. 1 p. 160-166, 2001.

MORPER, M. AND WILDMOSER, A. Improvement of existing wastewater treatment plants efficiencies without enlargement of tankage by application of the LINPOR –PROCESS – case studies. **Water Science and Technology**, 22 (7-8):207-215, 1990.

MÜLLER, N. Implementing biofilm carriers into activated sludge process-15 years of experience. **Water Science and Technology**, 37,9, p. 167-174, 1998.

**NITROGEN CONTROL-EPA MANUAL**. Technomic Publishing, Pennsylvania, USA, 311 p., 1993.

NGUYEN, K-M. **Description et Modelisation des Films Biologiques Aerobies**. These de doctorat. INSA. Toulouse. France:, 1989.

OCHOA, J.C. **Performances épuratoires d'un réacteur type lit fluidisé inversé pour l'élimination du carbone et de l'azote d'une eau résiduaire urbaine**. DEA/GPS INSA/ Toulouse, 68 p, 1998.

OCHOA, J.C., COLPRIM, J., PALACIOS B., PAUL, E., CHATELLIER, P. Ativa heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended systems in a hybrid biological reactor. **Water Science and Technology** v. 46 n° 1-2, 2002

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B. AND WESTRUM, T; A new moving bed biofilm reactor – applications and results **Water Science and Technology**, v. 29, N° 10-11, p. 157-165, 1994

ØDEGAARD, H., GISVD, B., STRICKLAND, J. The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process. **Water Science and Technology**, v. 41 n°4-5 p. 383-391, 2000.

OYANEDEL, V.; GARRIDO, J.M.; COLPRIM, J.; LAZAROVA, V. AND MENDEZ, R., Comparison and modelling of the growth of heterotrophs and nitrifiers in biofilm and hybrid airlift reactors. **International Specialised Conference on Biofilm Monitoring**, Edição eletrônica, Porto- Portugal , p. 241-244, 2002. 1CD-ROM.

RIEFLER, R.G., AHLFELD, D.P., SMETS B.F. Respirometric assay for biofilm kinetics estimation: parameter identifiability and retrievability. **Biotechnology bioengineering**, 57, p. 35-46, 1998.

RINGLACE BIOMEDIA. Disponível em [www.ringlace.com](http://www.ringlace.com) - acessado em 03/03/2003.

RITTMANN, B.E., McCARTY, P.L. **Environmental Biotechnology: principles and applications**. McGraw Hill, 2001.

RODGERS, M.. Organic carbon removal using a new biofilm reactor. **Water Research**, v. 33, 6, p. 1495-1499, 1999.

RODGERS, M., ZHAN, X.M., GALLAGHER, B. A pilot plant study using a vertically moving biofilm process to treat municipal wastewater. **Bioresource Technology**, v. 89, p. 139-143, 2003.

ROSA, H.R., MONTEGGIA, L.O. Comportamento de reator anaeróbio de leito fluidizado inverso submetido a crescentes cargas orgânicas. In: **VI SIBESA**. Vitória ES, 2002.

ROZZI, A., ALBANO, C. BANI-HANI, A, MARCHESI, V., QUINTO, E. Kinetics of ammonia oxidation to nitrite in moving-bed biofilm reactors. In: **CONFERENCE ON BIOFILM SYSTEMS**. New York, 1999.

RYHINER, G. , BIROU, B. and GROS, H. The use of submerged structured packings in biofilm reactors for wastewater treatment. **Water Science and Technology**, 26 (3-4):723-31, 1992.

SAGBERG, P., DAUTHUILLE, P. and HAMON, M. Biofilm reactors: a compact solution for the upgrading of waste water treatment plants. **Water Science and Technology**., 26(3-4):733-42, 1992.

SALES, R. **Cinética de degradação de efluente têxtil por biofilme em leito fluidizado trifásico aeróbio**. Dissertação de mestrado.UFSC, Florianópolis, 52 p, 1999.

SCHMIDT, I., SLIEKERS, O., SCHIMID,M., BOCK, E., FUERST, J., KUENEN, J.G., JETTEN, M.S.M., STROUS, M. New concepts of microbial treatment process for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS Microbiology Reviews**, 772, 1-12, 2003.

SILVEIRA, I.C.T., MONTEGGIA, L.O. O uso de contadores biológicos rotatórios no tratamento de efluente hospitalar. In: **22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental-ABES**, Joinville SC, 2003. 1CD-ROM.

SLECHTA, A.F., MATTI, G.P. Activated biofilter process for biological wastewater treatment. **Wastewater Treatment and Reuse Seminar**. Lake Tahoe, CA, 1976 *apud* NITROGEN CONTROL-EPA MANUAL. Technomic Publishing, Pennsylvania, USA, 311 p., 1993.

SOUSA, V.P., CHERNICHARO, C.A.L. Concepção inovadora de um sistema compacto de tratamento de esgotos domiciliares – SISCOTE. In: **22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental-ABES**, Joinville SC, 2003. 1CD-ROM.

SPANJERS, H., OLSSON, G., KLAPWWIJK, A. Determining short-term biochemical oxygen demand and respiration rate in an aeration tank by using respirometry and estimation. **Water Research**, v. 28, n. 7, p. 1571-1583, 1994.

SPANJERS, H., VANROLLEGHEM, P.A., OLSSON. G., DOLD, P.L. Respirometry in control of the activated sludge process: principles. **IWA Scientific and Technical Report** n. 7, 1998.

SPERANDIO, M. **Developement d'une procedure de compartimentation d'une eau residuaire urbaine et aplication a la modelisation dynamique de procedes a boues activées.** These doctorat, INSA-Toulouse, France, 1998, 231 p.

SPERANDIO, M., PAUL, E. Estimation of Wastewater Biodegradable COD fractions by combining respirometric experiments in various So/Xo ratios. **Water Research**, v. 34, 4, p. 1233-1246, 2000.

**STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER.** 20<sup>th</sup> ed. American Public Health Association/American Works Association/Water Environment Federation. Washington DC, USA. 1998.

SU, J.L. AND OUYANG, C.F. Nutrient removal using a combined process with activated sludge and fixed biofilm. **Water Science and Technology** v. 34, 1, p. 477-486, 1996.

SURMACZ-GORSKA, J., GERNAEY, K., DEMUYNCK, C., VANROLLEGHEM, P., VERSTRAETE, W. Nitrification monitoring in activated sludge by oxygen uptake rate (OUR) measurements. **Water Research**, v. 30, n. 5, p. 1228-1236, 1996.

TAM, N.F.Y., WONG, Y.S., LEUNG, G. Significance of external carbon sources on simultaneous removal of nutrients from wastewater. **Water Science and Technology** v. 26, 5-6, p. 1047- 1055, 1992, *apud* SPERANDIO, M. **Developement d'une procedure de compartimentation d'une eau residuaire urbaine et aplication a la modelisation dynamique de procedes a boues activées.** These doctorat, INSA-Toulouse, France, 1998, 231 p.

TAVARES, C.R.G. **Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-reatores de Leito Fluidizado Trifásico**. Tese de doutorado. COPE/UFRJ. Rio de Janeiro: 1992.

VANROLLEGHEM, P.A., SPANJERS, H., PETERSEN, B., GINESTET, P., TAKACS, I. Estimating (combinations of) activated sludge model no. 1 parameters and components by respirometry. **Water Science and Technology**, v. 39, I, p. 195-214, 1999.

VILLAVERDE, S., POLANCO, F. FDZ, LACALLE, M.L. AND GARCIA, P.A. Influence of the suspended and attached biomass on the nitrification in a two submerged biofilters in series system. **Water Science and Technology**, v. 41 n° 4-5 p.169-176, 2000.

VIEIRA, L. G.T., FAZOLO, A., ZAIAT, M., FORESTI, E. Desenvolvimento de reator radial de leito fixo para remoção de nitrogênio de esgoto sanitário anaeróbio. In: **Pós tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – coletânea de Trabalhos técnicos**. PROSAB, V.1, 2000.

VOLERTSEN, J., JAHN, A., NIELSEN, J., HVITVED-JACOBSEN, T. AND NIELSEN, P.H. Comparison of methods for determination of microbial biomass in wastewater. **Water Research**, v. 35, no. 7, p. 1649-1658, 2001.

VON SPERLING, M.. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. V.1. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 2ª.edição. 1996, 243 p.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. V. 4. Lodos Ativados.** Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1997, 416 p.

VON SPERLING, M., HAANDEL, A.C., JORDÃO, E.P., CAMPOS, J.R., CYBIS, L.F., AISSE, M.M., ALEM SOBRINHO, P. Pós –tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistema de lodos ativados In. **Pós- tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.** PROSAB2. Segrac Editora e Gráfica Ltda, Belo Horizonte, MG, 2001, 544 p.

WANNER, J., KUCMAN, K.; GRAU, P. Activated sludge process combined with biofilm cultivation; **Water Research**, v. 22 n° 2, p. 207-215, 1988.

WOLFF, D.B. **Estudo da Tratabilidade de um Efluente Têxtil por Biomassa Fixa através de um Reator de Leito fluidizado Trifásico Aeróbio.** Dissertação de Mestrado. Engenharia Ambiental, UFSC. Florianópolis, 1997, 90p.

WOLFF, D.B.; COSTA, R.H.R., BASSANI, L. Textille Effluent Treatability in an Aerobic Three Phase Fluidized Bed Reactor In: **IAWQ SPECIALITY CONFERENCE ON MICROBIAL ECOLOGY OF BIOFILM**, Lake Bluff, USA 1998.



### APÊNDICE A - Tabelas de resultados da série nitrogenada

**Tabela 1. Concentrações da série nitrogenada – afluente e efluente, reatores RH1 e RH2**

AFLUENTE					SAÍDA RH1				SAÍDA RH2			
Dia	TKN	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	TKN	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	TKN	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>
56	66,12	49,75	0,54	0,31	39,45	38,31	0,10	0,35	33,05	32,88	4,80	2,65
57	64,61	48,51	0,56	0,34	40,87	36,77	0,07	0,43	25,93	25,09	5,41	3,19
58	89,18	68,12	0,50	0,40	60,62	54,45	0,00	0,32	33,59	28,01	8,65	6,15
59	91,74	68,79	0,62	0,38	60,56	53,64	0,00	0,40	38,51	24,64	3,88	3,92
60	92,80	70,38	0,80	0,40	62,84	56,54	0,25	0,85	41,86	36,52	5,96	3,54
<b>61</b>												
<b>62</b>												
63	64,22	53,52	1,02	0,48	45,54	40,80	1,55	0,25	27,72	22,75	2,03	3,47
64	64,17	55,68	1,23	0,87	43,06	38,89	1,72	0,38	25,49	20,36	1,95	3,25
65	68,38	50,55	1,39	0,91	45,64	42,16	1,65	0,35	26,36	21,17	2,07	2,13
66	66,49	52,04	1,49	1,51	51,59	43,10	1,71	0,29	26,14	21,94	2,10	2,00
67	69,08	51,47	1,10	0,90	50,99	42,70	1,98	0,32	26,72	22,78	2,19	3,01
<b>68</b>												
<b>69</b>												
70	65,35	49,84	0,95	0,98	12,35	8,50	2,45	1,25	23,47	20,96	1,21	3,26
71	63,41	49,70	1,02	1,05	13,69	9,68	3,24	2,65	21,75	20,00	1,54	3,84
72	64,09	49,08	1,03	1,02	8,94	3,88	1,98	1,95	21,86	19,52	1,34	4,57
73	65,95	46,58	0,95	1,04	9,59	2,80	2,65	2,31	28,55	20,15	1,68	3,01
74	70,11	47,48	0,91	0,80	7,51	2,49	2,31	1,97	22,05	20,27	1,45	2,51
<b>75</b>												
<b>76</b>												
77	69,85	48,16	0,17	0,00	10,85	9,42	2,76	2,75	22,21	21,35	0,26	6,24
78	70,45	53,39	0,00	1,70	7,52	4,97	4,24	3,33	21,41	19,24	0,52	5,08



## Continuação da tabela 1

Dia	TKN	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	TKN	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	TKN	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>
105	68,59	48,70	0,71	2,79	4,98	2,31	1,28	0,52	24,98	18,26		1,09
106			0,80	6,20			1,92	0,38			21,46	0,54
107												
108												
109												
110												
111												
112												
113												
114			1,07	8,33			0,74	0,06			12,93	0,97
115			0,19	2,41			0,38	0,02			2,40	0,20
116			0,05	0,65			9,52	1,08			1,76	0,14
117												
118												
119												
120			0,14	1,06			0,51				14,82	0,08
	<b>Fase</b>	<b>B</b>										
175	50,42	35,62	0,00	0,62	7,79	1,32	14,85	0,00	18,00	6,92	6,37	0,03
176	51,21	35,53	0,00	0,74	7,47	1,06	15,45	0,05	18,01	7,93	5,35	0,00
177	52,97	40,22	0,00	0,00	7,24	2,37	14,57	0,03	18,26	10,91	2,17	0,00
178	51,82	40,13	0,00	0,38	7,20	2,31	14,21	0,00	18,05	13,01	7,49	0,00
179	52,62	39,25	0,00	0,29	5,88	1,23	17,35	0,00	19,25	12,79	8,68	0,00
<b>180</b>												
<b>181</b>												
182	56,45	43,49	0,00	0,78	9,22	1,97	17,55	0,00	23,45	17,82	12,91	0,19
183	58,67	44,55	0,00	0,73	9,34	1,88	16,51	0,00	26,69	16,86	13,51	0,06
184	63,17	49,01	0,26	0,14	9,15	2,71	20,56	0,04	25,49	20,54	14,88	0,12



**Continuação da tabela 1.**

<b>Dia</b>	<b>TKN</b>	<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	<b>N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup></b>	<b>N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup></b>	<b>TKN</b>	<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	<b>N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup></b>	<b>N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup></b>	<b>TKN</b>	<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	<b>N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup></b>	<b>N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup></b>
213	60,10	47,08			15,67	6,72			15,42	12,08		
214	59,71	45,85			13,13	6,80			15,89	13,68		
<b>215</b>												
<b>216</b>												
217	54,14	41,41			8,37	2,62			10,47	5,29		
218	49,65	37,98			9,55	2,15			16,22	6,13		
219	67,76	57,49			7,54	3,14			17,29	16,09		
220	68,11	55,15			11,14	3,42			19,71	17,92		
221	68,42	57,56			10,65	3,76			21,07	17,65		
<b>222</b>												
<b>223</b>												
224	45,62	31,85			6,57	1,75			5,64	1,31		
225	42,75	32,37			6,48	1,73			3,41	0,61		
226	53,40	39,19			8,28	3,18			14,50	6,72		
227	53,44	37,82	0,80	0,80	8,89	2,06	1,17	12,03	6,92	3,64	1,52	0,98

**Tabela 2. Concentração NTK e N-NH<sub>4</sub> do lodo**

Dia	Descarte RH1 (mg/L)		Descarte RH2 (mg/L)	
	NTK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NTK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
56	205,54	23,56	134,12	17,89
57	201,12	24,13	135,45	15,64
58	192,5	21,13	127,2	16,54
59	149,65	61,6	50,65	50,65
60	224,6	69,35	142,05	43,28
<b>61</b>				
<b>62</b>				
63	224,25	58,55	118,05	31,4
64	214,2	52,95	104,45	26,44
65	243,55	57,97	118,9	31,66
66	226,15	51,73	120	31,32
67	236,3	54,68	135	34,3
<b>68</b>				
<b>69</b>				
70	198,4	27,5	202,55	37,17
71	186,05	24,01	215,15	39,33
72	167,6	20,35	233,7	26,35
73	235,2	19,98	250,5	25,15
74	200,05	20,76	283,15	24,57
<b>75</b>				
<b>76</b>				
77	224,15	19,2	258,35	26,54
78	176,35	18,59	248,4	22,48
79	209,7	27,93	263,15	49,79
80	225,75	32,56	282,25	51,32
81	225,3	32,98	302	42,65
<b>82</b>				

	NTK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NTK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
<b>83</b>				
84	242,25	21,6	290,85	45,25
85	298,4	22,55	246,95	41,39
86	242,25	21,58	239,9	39,76
87	220,95	18,82	259,2	38,49
88	220,2	21,35	283,3	40,14
<b>89</b>				
<b>90</b>				
91	184,65	16,67	191,23	22,36
92	166,75	16,81	302,1	42,32
93	183,3	15,45	186,55	38,95
94	170,25	13,81	189,56	41,24
95	161,3	12,63	200,95	22,62
<b>96</b>				
<b>97</b>				
98	175,6	11,59	248	25,31
99	169,56	12,65	234	21,03
100	172,54	12,45	220	19,56
101				
102				
<b>103</b>				
<b>104</b>				
105	170,65	13,77	225,54	33,72
	<b>Fase</b>	<b>B</b>		
<b>174</b>				
175	65,25	6,84		19,72
176	62,1	8,86		18,67
177	62,12	7,15		23,84
178	57,4	13,01	72,05	22,69
179	24,98	9,15	37,25	19,1

	NTK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NTK	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
<b>180</b>				
<b>181</b>				
182	64,06	12,65	85,23	26,36
183	63,65	11,03	89,45	22,77
184	92,2	27,63	119,55	13,18
185	76,15	28,63	93,25	12,46
186	73,45	14,06	100,4	26,84
<b>187</b>				
<b>188</b>				
189	69,9	8,25	74,3	23,85
190	63,65	8,19	78,95	26,45
191	68,2	7,56	89	31
192	72,2	8,97	95,9	32,49
193	82,1	12,53	102,7	34,13
<b>194</b>				
<b>195</b>				
196	85,5	17,07	92,9	13,38
197	57,5	13,17	58,1	29,47
198	63,4	9,1	53,1	16,3
199			60,75	13,88
200				
201				
202				
203	51	9,98	131,6	22,25
204				
205	74,39	13,11	107,98	18,43
206	49,92	4,51	159,05	11,8
207	99,65	11,71	151,8	16,57
208				
209				
210			53	22,9



	<b>NTK</b>	<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	<b>NTK</b>	<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>
211	33	11,51	54	25,6
212				
213	39	10,51	72,64	22,28
214	34,36	10,85	48,34	21,21
<b>215</b>				
<b>216</b>				
217	21,2	7,06	42,04	12,36
218	27,26	9,37	38,14	12,13
219	22,76	7,15	73,24	25,27
220	25,76	8,24	78,36	26,9
221	42,52	8,93	53,36	23,91
<b>222</b>				
<b>223</b>				
224	78,84	10,02	73,24	12,5
225	56,94	9,23	64,84	14,67
226	71,15	6,2	92,9	13,38
227	89,15	8,46	91,1	11,44

### APÊNDICE B - Tabela de resultados das análises de DQO

**Tabela 3. Concentrações DQO total e filtrada, afluente e efluente – RH1 e RH2 e DQO<sub>carbono</sub>**

<b>Dia</b>	<b>Total esg. (mg/L)</b>	<b>DQO<sub>carbono</sub> (mg/L)</b>	<b>DQOaflu (mg/L)</b>	<b>TotalRH1<sub>ef</sub> (mg/L)</b>	<b>TotalRH2<sub>ef</sub> (mg/L)</b>	<b>DQOf<sub>esg</sub> (mg/L)</b>	<b>FiltrRH1<sub>ef</sub> (mg/L)</b>	<b>FiltrRH2<sub>ef</sub> (mg/L)</b>
56	326	3491	<b>408</b>	226	65	125	32	25
57	299	3599	<b>385</b>	121	142	99	47	44
58	389	3634	<b>473</b>	115	122	162	57	44
59	372	3631	<b>457</b>	103	85	129	39	36
60	343	3536	<b>426</b>	93	91	115	34	32
<b>61</b>								
<b>62</b>								
63	258	3536	<b>344</b>	78	74	134	42	40
64	231	3216	<b>309</b>	80	72	166	46	44
65	337	3216	<b>412</b>	44	43	184	5	4
66	338	3023	<b>408</b>	120	74	171	36	24
67	306	3023	<b>373</b>	136	40	139	37	35
<b>68</b>								
<b>69</b>								
70	280	3023	<b>351</b>	66	40	93	22	18
71	266	3006	<b>337</b>	100	41	117	39	48
72	264	2835	<b>331</b>	52	17	121	28	18
73	370	2716	<b>426</b>	82	52	164	45	32
74	291	2617	<b>351</b>	111	48	127	62	34
<b>75</b>								
<b>76</b>								
77	275	2672	<b>337</b>	112	145	108	50	64
78	243	2799	<b>306</b>	107	43	79	43	35
79	456	2887	<b>519</b>	94	54	203	57	29



<b>Dia</b>	<b>Total esg.</b> (mg/L)	<b>DQO<sub>carbono</sub></b> (mg/L)	<b>DQOaflu</b> (mg/L)	<b>TotalRH1<sub>ef</sub></b> (mg/L)	<b>TotalRH2<sub>ef</sub></b> (mg/L)	<b>DQOf<sub>esg</sub></b> (mg/L)	<b>FiltrRH1<sub>ef</sub></b> (mg/L)	<b>FiltrRH2<sub>ef</sub></b> (mg/L)
<b>110</b>								
<b>111</b>								
112								
113								
114	377	3015	<b>444</b>	125	49	225	38	32
115	370	2750	<b>430</b>	107	42	158	29	25
116	342	2996	<b>409</b>	109	56	140	41	31
<b>117</b>								
<b>118</b>								
<b>119</b>								
120	280	3237	<b>355</b>	128	94	117	43	50
121	327	2980	<b>394</b>	111	84	138	37	44
122	374	2722	<b>434</b>	93	73	160	31	38
123	359	2830	<b>422</b>	141	94	157	85	49
124								
125								
126	273	2739	<b>335</b>	143	98	117	47	40
127	234	2871	<b>301</b>	150	118	97	51	33
128	408	2875	<b>470</b>	164	298	181	48	45
129	389	2588	<b>444</b>	131	118	147	35	27
130	354	2836	<b>417</b>	167	130	131	35	43
	<b>Fase</b>	<b>B</b>						
169	289	2878	<b>351</b>	145	104	115	91	60
170	440	2880	<b>498</b>	183	109	224	47	38
171	388	2880	<b>448</b>	157	157	217	47	47
172	398	2986	<b>460</b>	288	127	178	55	53
<b>173</b>								
<b>174</b>								
175	350	2904	<b>411</b>	121	89	143	55	39
176	348	2707	<b>404</b>	119	93	141	47	36

<b>Dia</b>	<b>Total esg.</b> (mg/L)	<b>DQO<sub>carbono</sub></b> (mg/L)	<b>DQOaflu</b> (mg/L)	<b>TotalRH1<sub>ef</sub></b> (mg/L)	<b>TotalRH2<sub>ef</sub></b> (mg/L)	<b>DQOf<sub>esg</sub></b> (mg/L)	<b>FiltrRH1<sub>ef</sub></b> (mg/L)	<b>FiltrRH2<sub>ef</sub></b> (mg/L)
177	313	2707	<b>371</b>	111	144	149	42	38
178	309	2707	<b>366</b>	104	89	147	49	44
179	271	3315	<b>343</b>	95	159	115	40	37
<b>180</b>								
<b>181</b>								
182	286	4608	<b>389</b>	135	162	153	46	80
183	215	3196	<b>286</b>	109	147	116	36	42
184	342	3076	<b>407</b>	127	103	213	71	60
185	317	2971	<b>381</b>	126	99	209	39	36
186	263	2994	<b>328</b>	120	87	149	37	35
<b>187</b>								
<b>188</b>								
189	230	3084	<b>298</b>	139	120	137	60	41
190	164	2935	<b>230</b>	130	78	59	34	24
191	311	2971	<b>375</b>	127	68	143	36	17
192	300	3032	<b>365</b>	101	69	141	40	28
193	270	2973	<b>334</b>	88	71	132	39	35
<b>194</b>								
<b>195</b>								
196	319	2930	<b>381</b>	99	99	139	31	31
197	259	3013	<b>325</b>	120	110	130	47	27
198	341	2672	<b>397</b>	92	116	155	41	29
199	326	3203	<b>395</b>	168	78	142	139	32
200								
<b>201</b>								
<b>202</b>								
203	329	2852	<b>389</b>	168	85	149	100	44
204								
205	445	3041	<b>507</b>	184	67	198	48	36
206	425	3593	<b>500</b>	151	170	199	43	40

<b>Dia</b>	<b>Total esg. (mg/L)</b>	<b>DQO<sub>carbono</sub> (mg/L)</b>	<b>DQOaflu (mg/L)</b>	<b>TotalRH1<sub>ef</sub> (mg/L)</b>	<b>TotalRH2<sub>ef</sub> (mg/L)</b>	<b>DQOf<sub>esg</sub> (mg/L)</b>	<b>FiltrRH1<sub>ef</sub> (mg/L)</b>	<b>FiltrRH2<sub>ef</sub> (mg/L)</b>
207	361	3579	<b>438</b>	192	111	195	124	67
<b>208</b>								
<b>209</b>								
210	294	3593	<b>372</b>		81	138		30
211	281	3585	<b>360</b>	203	104	103	57	40
212								
213	307	3590	<b>385</b>	252	86	116	34	37
214	293	3828	<b>377</b>	164	87	89	38	41
<b>215</b>								
<b>216</b>								
217	364	3564	<b>441</b>	136	81	99	45	26
218	263	3636	<b>344</b>	172	240	76	42	98
219	326	3578	<b>404</b>	118	74	104	33	27
220	291	3620	<b>370</b>	171	69	115	43	25
221	276	3592	<b>355</b>	179	74	81	25	26
<b>222</b>								
<b>223</b>								
224	267	3807	<b>352</b>	137	92	117	34	29
225	223	3626	<b>304</b>	106	61	75	31	15
226	339	3355	<b>411</b>	110	183	95	24	25
227	337	3441	<b>411</b>	145	76	91	28	20

### APÊNDICE C - Tabela de resultados das análises de sólidos

**Tabela 4. Concentrações de sólidos totais e voláteis, nos reatores e na saída dos sistemas de RH1 e RH2**

Dia	Afluente (g/L)			RH-1 (g/L)			Saída RH-1 (mg/L)			RH-2 (mg/L)			Saída RH-2 (mg/L)		
	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%
56				1,93	1,48	77%	0,060	0,050	84%	1,28	0,98	77%	0,041		
57	0,153	0,131	86%	2,17	1,80	83%	0,065	0,055	85%	1,30	1,03	79%	0,037	0,029	79%
58	0,160	0,142	89%	1,94	1,60	83%	0,076	0,061	80%	1,17	0,97	83%	0,065	0,054	83%
59	0,163	0,146	90%	2,10	1,76	84%	0,055	0,045	82%	1,26	1,02	81%	0,037	0,030	81%
60	0,156	0,141	90%	2,18	1,82	84%	0,040	0,033	84%	1,24	1,03	83%	0,042	0,035	83%
61															
62															
63	0,165	0,149	90%	2,08	1,77	85%	0,030	0,025	84%	1,18	0,97	83%	0,042	0,035	568%
64	0,044	0,040	91%	2,16	1,83	85%	0,028	0,024	85%	1,00	0,83	83%	0,040	0,033	83%
65	0,107	0,091	85%	2,22	1,90	86%	0,029	0,027	93%	1,00	0,85	85%	0,030	0,026	85%
66	0,113	0,107	95%	2,19	1,87	85%	0,067	0,065	97%	1,12	0,96	85%	0,058	0,049	85%
67	0,126	0,104	83%	2,24	1,96	88%	0,038	0,032	84%	1,49	1,28	86%	0,029	0,023	78%
68															
69															
70	0,111	0,086	77%	2,33	1,98	85%	0,035	0,029	85%	2,162	1,83	85%	0,036	0,027	74%
71	0,136	0,112	83%	2,14	1,81	85%	0,029	0,025	85%	2,281	1,91	84%	0,016	0,014	85%
72	0,152	0,125	83%	2,28	1,93	85%	0,037	0,031	85%	2,251	1,88	84%	0,009	0,008	85%
73	0,164	0,140	85%	2,31	1,98	86%	0,034	0,029	85%	2,738	2,30	84%	0,064	0,055	85%
74	0,150	0,133	89%	2,44	2,05	84%	0,047	0,040	85%	2,731	2,26	83%	0,050	0,043	85%
75															
76															
77	0,140	0,114	81%	2,49	2,32	93%	0,041	0,035	85%	2,949	2,48	84%	0,075	0,064	85%
78	0,139	0,112	81%	2,37	1,93	81%	0,068	0,056	82%	2,879	2,28	79%	0,025	0,020	79%
79	0,212	0,178	84%	2,69	2,15	80%	0,060	0,052	87%	2,901	2,296	79%	0,013	0,010	79%
80	0,198	0,172	87%	2,61	2,09	80%	0,037	0,031	84%	3,204	2,48	77%	0,015	0,012	77%







	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%
147															
148				1,539			0,083			1,533			0,073		
149															
150				1,1			0,093			1,2			0,3		
<b>Fase B</b>															
161				0,99			0,0983			1,175			0,075		
162				0,97			0,082			1,171			0,062		
163				1,10			0,064			1,386			0,071		
164				1,09			0,172			1,24			0,089		
165				1,108			0,072			1,243			0,066		
<b>166</b>															
<b>167</b>															
<b>168</b>															
169	0,151	0,136		1,271	1,11	87%	0,098	0,086	88%	1,065	0,92	86%	0,068	0,058	85%
170	0,16	0,15		1,264	1	79%	0,113	0,090	80%	1,4	1,175	84%	0,069	0,058	84%
171	0,172			0,958	0,766	80%	0,172	0,138	80%	1,268	1,078	85%	0,056	0,048	85%
172	0,152	0,139		0,98	0,856	87%	0,166	0,141	85%	1,315	1,112	85%	0,062	0,053	85%
173															
174															
175	0,167	0,148		1	0,828	83%	0,055	0,046	83%	1,412	1,172	83%	0,036	0,030	83%
176															
177	0,148	0,134		0,858	0,72	84%	0,054	0,045	84%	1,298	1,08	83%	0,075	0,063	84%
178	0,12			0,866	0,727	84%	0,062	0,052	84%	1,194		0%	0,054	0,045	84%
179	0,152	0,14		0,629	0,531	84%	0,053	0,045	84%	0,825	0,692	84%	0,116	0,097	84%
<b>180</b>															
<b>181</b>															
182	0,172	0,153		1,146	0,95	83%	0,083	0,069	83%	1,19	1	84%	0,11	0,092	84%
183	0,152	0,14		1,288	1,088	84%	0,063	0,053	84%	0,98	0,819	84%	0,1	0,084	84%
184	0,124			1,243	0,99	80%	0,064	0,051	80%	0,81	0,679	84%	0,05	0,042	84%
185	0,175	0,122		1,048	0,91	87%	0,115	0,076	80%	0,91	0,69	76%	0,09	0,068	76%
186	0,16	0,13		1,09	0,9	83%	0,072	0,060	83%	0,93	0,73	78%	0,051	0,040	78%

	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%	SST	SSV	%
<b>187</b>															
<b>188</b>															
189	0,104			0,77	0,673	87%	0,069	0,059	85%	0,768	0,641	83%	0,058	0,047	83%
190	0,09	0,082		0,688	0,596	87%	0,088	0,075	85%	0,762	0,62	81%	0,057	0,047	81%
191	0,18	0,132		0,864	0,686	79%	0,067	0,054	80%	0,912	0,7	77%	0,054	0,042	77%
192	0,17	0,122		1,15	0,816	71%	0,058	0,043	74%	0,886	0,682	77%	0,041	0,034	77%
193	0,165	0,126		1,025	0,758	74%	0,061	0,045	74%	0,989	0,7	71%	0,042	0,032	77%
<b>194</b>														0,000	
<b>195</b>														0,000	
196	0,176	0,156		1,29	1,027	80%	0,07	0,056	80%	1,022	0,788	77%	0,074	0,066	77%
197	0,156	0,14		1,144	0,936	82%	0,084	0,069	82%	1,008	0,78	77%	0,076	0,059	77%
198	0,18	0,158		1,092	0,88	81%	0,065	0,053	82%	1,2	0,96	80%	0,085	0,068	80%
199	0,171	0,148		1,106	0,898	81%	0,133	0,109	82%	0,98	0,77	79%	0,058	0,046	79%
200															
<b>201</b>															
<b>202</b>															
203	0,172	0,152		0,78	0,642	82%	0,114	0,093	82%	1,389	1,152	83%	0,076	0,063	83%
204				0,696	0,57	82%				1,618	1,321	82%		0,000	
205	0,184	0,15		1,069	0,906	85%	0,123	0,105	85%	1,56	1,268	81%	0,046	0,037	81%
206	0,183	0,154		0,9	0,65	72%	0,088	0,070	80%	1,479	1,24	84%	0,125	0,105	84%
207	0,154	0,145		1,022	0,857	84%	0,117	0,104	89%	1,4	1,169	84%	0,06	0,050	84%
<b>208</b>															
<b>209</b>															
210	0,166	0,148								1,34	1,13	84%	0,036	0,030	84%
211	0,153	0,142		0,813	0,692	85%	0,121	0,103	85%	1,318	1,106	84%	0,035	0,029	84%
212															
213	0,167	0,148		0,644	0,572	89%	0,185	0,164	89%	1,098	0,906	83%	0,046	0,038	83%
214	0,166	0,15		0,626	0,528	84%	0,11	0,096	87%	0,908	0,752	83%	0,046	0,038	83%
<b>215</b>															
<b>216</b>															
217	0,185	0,15		0,538	0,43	80%	0,07	0,058	83%	1,12	0,938	84%	0,049	0,036	73%

	<i>SST</i>	<i>SSV</i>	%	<i>SST</i>	<i>SSV</i>	%	<i>SST</i>	<i>SSV</i>	%	<i>SST</i>	<i>SSV</i>	%	<i>SST</i>	<i>SSV</i>	%
218	0,15	0,13		1,02	0,824	81%	0,114	0,095	83%	0,87	0,68	78%	0,17	0,148	87%
219	0,19	0,15		0,51	0,38	75%	0,062	0,055	89%	0,956	0,754	79%	0,04	0,032	80%
220	0,17	0,127		0,833	0,662	79%	0,128	0,104	81%	1,119	0,868	78%	0,047	0,04	85%
221	0,15	0,118		0,88	0,68	77%	0,122	0,097	80%	0,99	0,752	76%	0,045	0,035	78%
222															
223															
224	0,12	0,11		1,31	1,028	78%	0,093	0,074	80%	1,308	1,011	77%	0,053	0,04	75%
225	0,125	0,114		0,812	0,648	80%	0,075	0,06	80%	1,24	0,953	77%	0,045	0,035	77%
226	0,184	0,164		0,849	0,681	80%	0,083	0,066	80%	1,04	0,814	78%	0,143	0,126	88%
227	0,178	0,164		0,952	0,794	83%	0,095	0,076	80%	0,967	0,772	80%	0,049	0,039	80%



<b>Dia</b>	<b>N-Input</b>	<b>N-Output</b>	<b>N-Assimilado</b>	<b>N-Nitrificável</b>	<b>N-Nitrificado</b>	<b>N-Denitrificado</b>	<b>N-Input</b>	<b>N-Output</b>	<b>N-Assimilado</b>	<b>N-Nitrificável</b>	<b>N-Nitrificado</b>	<b>N-Denitrificado</b>
77	3150,9	963,6	269,7	2881,2	2436,3	2187,3	3150,9	1579,0	293,8	2857,1	1865,0	1571,9
78	3463,2	839,2	218,6	3244,6	2991,9	2624,0	3391,1	1589,8	395,6	2995,5	2063,9	1801,3
79	4195,8	832,5	301,6	3894,2	3634,1	3363,3	4195,8	1930,6	387,5	3808,3	2551,3	2265,2
80	4226,0	966,5	266,7	3959,3	3637,7	3259,5	4226,0	2025,3	529,5	3696,5	2448,2	2200,6
81	4279,8	1222,8	417,1	3862,8	3432,6	3057,1	4279,8	2379,7	580,5	3699,3	2198,1	1900,1
<b>82</b>												
<b>83</b>												
84	3197,4	1013,5	380,0	2817,4	2734,0	2183,9	3061,4	1710,4	440,2	2621,2	1607,6	1351,0
85	2986,7	1039,5	593,9	2392,8	2331,9	1947,2	2986,7	1552,5	559,9	2426,8	1603,3	1434,2
86	3108,6	716,9	308,8	2799,8	2703,8	2391,7	3108,6	1696,7	696,4	2412,2	1539,1	1411,9
87	3077,9	744,4	408,8	2669,0	2596,7	2333,5	3211,7	1521,3	553,0	2658,7	1827,0	1690,4
88	2950,2	493,0	413,1	2537,1	2457,2	2457,2	3081,3	1197,6	400,8	2680,6	1883,7	1883,7
<b>89</b>												
<b>90</b>												
91	2768,0	394,8	320,1	2447,8	2373,2	2373,2	2768,0	897,7	474,9	2293,1	1870,3	1870,3
92	3270,7	548,8	360,0	2910,7	2721,9	2721,9	3066,3	1642,0	438,2	2628,1	1424,3	1424,3
93	2568,2	458,1	294,5	2273,7	2110,1	2110,1	2511,1	960,2	246,6	2264,5	1550,9	1550,9
94	2684,3	288,8	235,1	2449,1	2395,5	2395,5	2684,3	1180,9	224,0	2460,2	1503,4	1503,4
95	2546,1	408,6	367,6	2178,5	2137,5	2137,5	2546,1	639,9	373,8	2172,3	1906,2	1906,2
<b>96</b>												
<b>97</b>												
98	2736,0	532,3	309,8	2426,2	2348,0	2203,7	2736,0	1588,8	929,6	1806,4	1147,2	1147,2
99	2776,5	951,0	322,8	2453,7	2393,8	1825,5	2776,5	1773,7	540,9	2235,6	1422,3	1002,8
100	2753,6	493,1	334,7	2418,9	2334,2	2260,4	2753,6	2238,6	583,3	2170,3	1441,6	515,0

<b>Dia</b>	<b>N-Input</b>	<b>N-Output</b>	<b>N-Assimilado</b>	<b>N-Nitrificável</b>	<b>N-Nitrificado</b>	<b>N-Denitrificado</b>	<b>N-Input</b>	<b>N-Output</b>	<b>N-Assimilado</b>	<b>N-Nitrificável</b>	<b>N-Nitrificado</b>	<b>N-Denitrificado</b>
<b>Fase</b>	<b>B</b>											
175	2296,8	1214,2	506,3	1790,5	1707,8	1082,6	2296,8	1027,2	387,4	1909,4	1539,0	1269,6
176	2337,8	1215,4	482,9	1854,9	1774,9	1122,3	2337,8	983,5	349,6	1988,1	1579,5	1354,3
177	2383,7	1167,9	424,9	1958,7	1830,4	1215,7	2383,7	860,1	214,1	2169,6	1614,9	1523,5
178	2349,0	1131,0	383,4	1965,6	1816,3	1218,0	2349,0	1363,4	409,6	1939,4	1300,9	985,6
179	2381,0	1077,7	259,0	2121,9	2033,7	1303,2	2381,0	1324,9	344,6	2036,4	1421,5	1056,1
<b>180</b>												
<b>181</b>												
182	2575,4	1383,3	511,0	2064,3	1930,9	1192,1	2575,4	1879,7	472,5	2102,8	1247,2	695,7
183	2673,0	1343,1	524,8	2148,2	2025,0	1329,9	2673,0	2052,7	680,6	1992,4	1191,6	620,3
184	2860,7	1621,2	529,3	2331,4	2106,7	1239,5	2860,7	2182,8	633,9	2226,8	1309,3	677,8
185	2818,8	1450,6	407,4	2411,4	2172,4	1368,2	2818,8	2073,8	872,6	1946,2	1313,3	745,0
186	2810,7	1527,1	572,9	2237,8	2121,4	1283,6	2810,7	2166,4	858,0	1952,7	1334,7	644,3
<b>187</b>												
<b>188</b>												
189	2773,8	662,0	546,8	2227,0	2134,1	2111,8	2773,8	1961,4	376,5	2397,3	1474,6	812,4
190	2748,2						2748,2	1876,4	373,8	2374,4	1507,4	871,7
191	3226,5	671,2	469,2	2757,3	2574,7	2555,3	3226,5	2122,5	408,8	2817,7	1706,0	1104,0
192	3217,5	667,1	395,1	2822,4	2562,2	2550,4	3217,5	2369,0	257,4	2960,1	1501,0	848,5
193	3171,2	747,8	436,5	2734,6	2472,2	2423,4	3171,2	2340,7	310,9	2860,2	1567,2	830,5
<b>194</b>												
<b>195</b>												
196	2716,7	676,3	439,5	2277,1	2069,0	2040,4	2716,7	2014,3	478,7	2238,0	1422,2	702,3
197	2667,6	601,5	366,0	2301,6	2103,2	2066,1	2667,6	1902,5	259,3	2408,3	1510,3	765,1
198	2309,0	455,3	369,1	1939,9	1853,7	1853,7	2309,0	934,0	350,5	1958,4	1375,0	1375,0
199	2225,7	358,5	249,7	1976,0	1867,2	1867,2	2225,7	661,6	306,8	1918,9	1564,1	1564,1
200												
<b>201</b>												
<b>202</b>												
203	2785,5	707,1	530,6	2254,9	2078,4	2078,4	2785,5	1738,0	1152,3	1633,2	1047,5	1047,5
204												
205	2161,4	775,0	670,0	1491,4	1386,4	1386,4	2161,4	734,3	620,6	1540,8	1427,1	1427,1

<b>Dia</b>	<b>N-Input</b>	<b>N-Output</b>	<b>N-Assimilado</b>	<b>N-Nitrificável</b>	<b>N-Nitrificado</b>	<b>N-Denitrificado</b>	<b>N-Input</b>	<b>N-Output</b>	<b>N-Assimilado</b>	<b>N-Nitrificável</b>	<b>N-Nitrificado</b>	<b>N-Denitrificado</b>
206	2294,1	531,2	404,0	1890,1	1762,9	1762,9	2294,1	1246,2	667,7	1626,4	1047,9	1047,9
207	2310,3	844,9	683,2	1627,1	1465,4	1465,4	2310,3	836,4	643,1	1667,2	1473,9	1473,9
<b>208</b>												
<b>209</b>												
210	2844,9			2844,9	2844,9	2844,9	2844,9	645,2	122,5	2722,4	2199,7	2199,7
211	2521,4	785,0	519,8	2001,5	1736,4	1736,4	2521,4	1075,3	399,9	2121,5	1446,1	1446,1
212												
213	2704,5	815,7	490,9	2213,6	1888,8	1888,8	2704,5	939,7	342,1	2362,4	1764,8	1764,8
214	2687,0	690,2	360,5	2326,5	1996,7	1996,7	2687,0	862,3	201,6	2485,4	1824,6	1824,6
215												
216												
217	2436,3	437,1	298,7	2137,6	1999,2	1999,2	2436,3	608,9	336,9	2099,4	1827,4	1827,4
218	2234,3	475,5	362,1	1872,1	1758,8	1758,8	2234,3	835,4	528,7	1705,6	1398,8	1398,8
219	3049,2	393,0	236,1	2813,1	2656,2	2656,2	3049,2	1020,9	242,4	2806,8	2028,3	2028,3
220	3065,0	567,6	392,3	2672,7	2497,3	2497,3	3065,0	1143,2	281,2	2783,8	1921,7	1921,7
221	3078,9	586,6	397,8	2681,1	2492,3	2492,3	3078,9	1100,5	261,8	2817,1	1978,4	1978,4
222												
223												
224	2052,9	483,4	382,2	1670,7	1569,5	1569,5	2052,9	530,4	425,5	1627,4	1522,5	1522,5
225	1923,8	399,7	305,0	1618,8	1524,0	1524,0	1923,8	403,0	318,6	1605,1	1520,7	1520,7
226	2403,0	507,4	355,0	2048,0	1895,6	1895,6	2403,0	982,1	645,5	1757,5	1421,0	1421,0
227	2476,8	570,3	462,5	2014,3	1906,5	1906,5	2476,8	655,6	456,6	2020,2	1821,2	1821,2



### APÊNDICE E - Cálculo de cargas orgânicas volumétricas

**Tabela 6. Cargas Volumétricas Total, filtrada, entrada e saída e cargas volumétricas eliminadas, RH1 e RH2**

CV Total ( mg/ L. d)					CVFiltr ( mg/ L. d)				Cve (tot) ( mg/ L. d)		Cve (filtr) ( mg/ L. d)	
Dia	RH1(ent)	Cvsaída	Cvsaída	RH2 (ent)	RH1(ent)	Cvsaída1	Cvsaída2	RH2(ent)	RH1	RH2	RH1	RH2
56		546	140	953	558	80	55	496		813		
57	1010	294	331	897	498	120	95	443	716	567	890	803
58	1242	278	286	1104	662	145	94	589	964	819	1097	1010
59	1199	249	198	1066	577	98	77	513	950	868	1100	988
60	1117	226	213	993	534	87	68	474	891	780	1030	925
61												
62												
63	902	189	172	802	584	106	87	519	713	630	796	715
64	811	209	169	720	643	115	101	572	602	551	696	619
65	1080	115	100	960	690	13	9	614	965	860	1067	951
66	1071	314	172	952	644	94	57	572	757	780	977	895
67	1023	370	97	909	576	96	85	512	652	812	927	824
<b>68</b>												
<b>69</b>												
70	922	169	93	820	445	58	42	396	753	727	864	778
71	884	256	95	786	505	101	109	449	628	692	783	677
72	868	133	39	772	503	72	41	447	736	733	797	731
73	1215	229	132	1080	642	116	78	570	987	949	1100	1002
74	922	283	113	820	503	159	78	447	639	707	763	742
<b>75</b>												
<b>76</b>												
77	886	288	338	787	459	127	147	408	598	449	758	640

<b>Dia</b>	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaída</b>	<b>Cvsaída</b>	<b>RH2 (ent)</b>	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaída1</b>	<b>Cvsaída2</b>	<b>RH2(ent)</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>
78	839	284	104	746	401	117	83	357	555	642	722	664
79	1363	240	125	1212	715	147	65	636	1124	1087	1217	1147
80	1254	244	137	1114	604	138	94	537	1010	978	1116	1020
81	1244	233	126	1106	486	109	83	432	1011	979	1135	1023
<b>82</b>												
<b>83</b>												
84	1151	194	126	1023	526	124	106	467	957	897	1026	917
85	1067	196	109	949	469	108	69	417	871	840	960	880
86	1021	185	114	907	619	106	91	550	835	793	914	816
87	1038	205	123	923	616	92	74	547	833	800	946	849
88	982	150	286	873	494	118	94	439	832	587	864	779
89												
90												
91	949	364	121	843	532	111	68	473	584	723	838	775
92	942	196	136	837	494	93	87	439	746	701	849	751
93	1232	170	180	1095	592	79	71	526	1063	916	1153	1024
94	1209	169	167	1074	657	109	65	584	1040	908	1099	1009
95	1203	259	193	1069	551	118	74	490	944	877	1085	995
96												
97												
98	986	157	185	876	484	80	83	431	829	691	906	793
99	908	566	177	807	462	311	112	411	342	631	597	695
100	1089	251	134	968	634	97	64	564	838	834	992	904
101	979	462	146	870	641	110	68	570	517	724	869	802



<b>Dia</b>	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaída</b>	<b>Cvsaída</b>	<b>RH2 (ent)</b>	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaída1</b>	<b>Cvsaída2</b>	<b>RH2(ent)</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>
133	1054			937		113	82					
134	139			122		44	24					
169	918	347	243	816	474	276	128	422	571	573	643	689
170	1304	436	254	1159	752	113	80	669	868	905	1191	1080
171	1173	380	366	1043	734	115	101	652	793	677	1057	941
172	1206	681	296	1072	643	134	111	572	525	775	1071	961
173												
174												
175	1077	290	206	957	547	132	83	486	787	751	946	875
176	1059	285	217	941	530	112	76	472	774	725	947	865
177	971	265	336	863	551	100	82	490	706	527	871	781
178	959	248	207	852	546	118	94	485	710	645	840	758
179	899	227	370	799	500	95	79	445	672	429	804	720
180												
181												
182	1020	323	377	907	680	111	169	604	697	530	909	737
183	750	261	341	666	497	85	89	442	489	325	664	578
184	1066	304	241	947	738	171	128	656	761	707	895	820
185	997	301	231	886	719	94	77	639	696	655	903	809
186	860	287	202	764	568	89	74	505	573	562	771	690
187												
188												
189	782	333	279	695	542	143	87	482	449	416	638	608
190	602	311	181	535	335	82	51	298	291	354	520	484
191	981	304	159	872	552	85	37	491	677	713	896	835
192	957	242	160	851	550	97	59	489	715	691	860	791

<b>Dia</b>	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaída</b>	<b>Cvsaída</b>	<b>RH2 (ent)</b>	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaída1</b>	<b>Cvsaída2</b>	<b>RH2(ent)</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>
193	875	210	166	778	524	93	74	465	665	612	782	704
194												
195												
196	999	237	230	888	538	75	66	478	761	657	924	822
197	851	286	256	756	520	112	58	462	564	500	739	699
198	1040	219	271	924	563	98	61	501	821	653	942	864
199	1034	401	181	919	563	331	68	500	633	738	703	851
200												
201												
202												
203	1018	403	199	905	559	238	93	497	615	707	780	812
204												
205	1328	441	156	1180	696	114	77	619	887	1025	1214	1104
206	1311	360	396	1165	733	103	84	652	951	769	1208	1081
207	1147	460	258	1019	722	297	142	642	686	761	850	877
208												
209												
210			189	867			64	512		678		803
211	942	486	242	837	488	137	85	434	456	595	805	753
212												
213	1009	604	200	897	522	82	79	464	405	697	927	818
214	987	393	202	878	466	92	87	414	595	676	895	790
215												
216												
217	1154	324	188	1026	476	107	55	423	830	838	1047	971
218	901	412	560	801	422	106	208	375	489	241	795	592
219	1057	282	173	940	489	81	56	435	775	766	977	883

---

	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaida</b>	<b>Cvsaida</b>	<b>RH2 (ent)</b>	<b>RH1(ent)</b>	<b>Cvsaida1</b>	<b>Cvsaida2</b>	<b>RH2(ent)</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>	<b>RH1</b>	<b>RH2</b>
220	970	409	161	862	520	103	54	462	561	701	867	808
221	930	428	173	826	433	61	55	385	502	653	869	771
<b>222</b>												
<b>223</b>												
224	921	327	215	819	537	85	61	478	594	604	836	758
225	796	253	142	708	419	77	32	373	543	565	719	675
226	1077	264	425	958	453	60	53	403	813	532	1017	905
227	1077	347	177	958	447	71	43	397	730	780	1007	914

## APÊNDICE F - Produção do lodo

Tabela 7. Produção diária de lodo (g) e coeficiente de produção de lodo observado (g/g)

RH1					RH2			
DATA	Px diário (g)	DQO <sub>acumulada</sub> (g)	Px acumulado	Yobs	Px diário	DQO <sub>acumulada</sub> (g)	Px acumulado	Yobs
28/01/2002	1,2	45						
29/01/2002	11,15	11,40	11,15	0,75	6,00	15,89	6,00	0,37
30/01/2002	2,05	30,71	13,20	0,11	4,51	35,88	10,51	0,22
31/01/2002	7,96	50,08	21,15	0,43	6,05	55,45	16,55	0,31
01/02/2002	5,71	68,21	26,86	0,33	5,21	73,75	21,76	0,28
04/02/2002	11,79	110,26	38,65	0,32	13,30	116,22	35,06	0,35
05/02/2002	5,29	122,50	43,94	0,46	-1,13	128,47	33,93	-0,09
06/02/2002	4,59	139,93	48,53	0,27	1,82	147,23	35,75	0,10
07/02/2002	3,68	157,13	52,20	0,22	4,49	164,95	40,24	0,25
08/02/2002	4,89	172,83	57,09	0,32	7,87	181,28	48,10	0,48
11/02/2002	10,21	216,23	67,31	0,26	20,58	227,46	68,68	0,51
12/02/2002	0,98	230,01	68,29	0,07	4,04	240,87	72,72	0,30
13/02/2002	4,47	244,03	72,75	0,33	2,67	255,35	75,39	0,18
14/02/2002	4,23	261,91	76,99	0,24	13,41	275,19	88,80	0,67
15/02/2002	5,03	275,34	82,02	0,39	3,47	289,88	92,27	0,24
18/02/2002	16,94	315,38	98,96	0,45	21,15	323,03	113,42	0,59
19/02/2002	0,00	328,34	98,96	0,00	2,00	336,17	115,42	0,15
20/02/2002	10,28	349,75	109,23	0,49	4,20	358,87	119,63	0,18
21/02/2002	2,02	369,39	111,26	0,11	9,12	379,08	128,74	0,45
22/02/2002	4,59	389,36	115,85	0,24	4,37	399,33	133,11	0,21
25/02/2002	17,70	445,83	133,55	0,33	14,68	453,80	147,79	0,28
26/02/2002	4,97	462,73	138,52	0,30	6,60	471,23	154,39	0,38
27/02/2002	1,86	478,82	140,38	0,12	2,00	487,39	156,39	0,12
28/02/2002	3,00	494,85	143,38	0,19	10,19	504,20	166,58	0,60

DATA	Px diário (g)	DQO <sub>acumulada</sub> (g)	Px acumulado	Yobs	Px diário	DQO <sub>acumulada</sub> (g)	Px acumulado	Yobs
01/03/2002	8,77	509,46	152,15	0,63	2,00	519,61	168,58	0,13
04/03/2002	4,00	553,70	156,15	0,10	16,78	565,66	185,36	0,41
05/03/2002	4,92	569,52	161,07	0,32	5,97	580,52	191,33	0,40
06/03/2002	6,50	590,23	167,57	0,32	3,00	600,80	194,33	0,15
07/03/2002	2,00	609,58	169,57	0,11	9,37	620,79	203,70	0,47
08/03/2002	4,00	628,67	173,57	0,22	7,50	640,50	211,20	0,38
11/03/2002	20,50	676,49	194,07	0,47	11,64	687,62	222,83	0,27
12/03/2002	4,00	691,12	198,07	0,28	4,95	700,30	227,79	0,39
13/03/2002	5,14	708,58	203,21	0,30	3,00	718,21	230,79	0,17
14/03/2002	0,78	723,88	203,99	0,05	4,05	734,09	234,84	0,25
15/03/2002	4,43	738,71	208,42	0,31	4,48	749,41	239,32	0,29
18/03/2002	4,76	791,18	213,18	0,10	4,75	803,48	244,07	0,10
19/03/2002	5,23	803,20	218,41	0,46	6,90	816,88	250,97	0,51
27/03/2002	34,88	957,13	253,30	0,25	25,54	972,82	276,51	0,18
28/03/2002	6,79	976,09	260,09	0,37	5,00	991,98	281,51	0,26
29/03/2002	6,94	993,54	267,03	0,41	4,50	1009,87	286,01	0,25
02/04/2002	9,81	1052,38	276,84	0,19	16,98	1067,76	302,99	0,32
03/04/2002	2,88	1069,24	279,72	0,18	5,00	1084,37	307,99	0,30
04/04/2002	5,51	1088,28	285,23	0,30	5,40	1103,12	313,39	0,29
05/04/2002	6,77	1104,27	292,00	0,44	5,00	1120,79	318,39	0,28
08/04/2002	7,04	1145,26	299,04	0,18	11,31	1162,75	329,70	0,29
09/04/2002	2,30	1157,14	301,34	0,20	5,00	1175,46	334,70	0,39
10/04/2002	2,76	1177,10	304,10	0,14	3,33	1195,57	338,02	0,16
11/04/2002	5,04	1196,48	309,15	0,27	5,00	1215,31	343,02	0,25
12/04/2002	3,77	1214,52	312,92	0,22	5,00	1232,98	348,02	0,28
13/04/2002								
14/04/2002								
15/04/2002	17,96	1234,70	330,87	0,42				
<b>Fase B</b>								
22/05/2002	5,83	20,97	5,83	0,28	12,27	21,66	12,27	0,56
23/05/2002	4,12	39,58	9,95	0,23	4,32	40,58	16,59	0,23





DATA	Px diário (g)	DQO <sub>acumulada</sub> (g)	Px acumulado	Yobs	Px diário	DQO <sub>acumulada</sub> (g)	Px acumulado	Yobs
24/06/2002	21,57	501,96	198,22	0,38	36,64	527,34	208,31	2,23
25/06/2002	9,14	519,51	207,36	0,54	11,25	544,83	219,56	0,64
26/06/2002	10,63	540,88	217,99	0,51	6,63	566,98	226,19	0,30
27/06/2002	0,77	562,14	218,76	0,04	7,09	588,74	233,28	0,32
28/06/2002	11,20	577,10	229,96	0,79	4,89	606,46	238,17	0,27
<b>29/06/2002</b>								
<b>30/06/2002</b>								
01/07/2002	20,12	628,61	250,08	0,47	16,63	655,24	254,81	1,02
02/07/2002	5,82	642,77	255,90	0,43	5,22	670,50	260,03	0,34
03/07/2002	3,34	659,57	259,25	0,20	5,37	685,91	265,40	0,35
04/07/2002	7,30	675,89	266,55	0,46	1,16	702,46	266,56	0,07
05/07/2002	5,24	691,65	271,79	0,34	1,22	718,49	267,77	0,08
<b>06/07/2002</b>								
<b>07/07/2002</b>								
08/07/2002	10,50	746,93	282,30	0,21	20,13	777,21	287,91	1,03
09/07/2002	12,64	760,91	294,94	0,93	0,77	788,68	288,68	0,07
10/07/2002	1,30	778,10	296,24	0,08	4,72	806,53	293,40	0,26
11/07/2002	6,61	793,36	302,85	0,45	11,29	822,89	304,69	0,69
12/07/2002	6,42	808,65	309,27	0,43	1,99	838,52	306,68	0,13
<b>13/07/2002</b>								
<b>14/07/2002</b>								
15/07/2002	23,76	814,16	333,04	1,67	17,26	884,66	323,94	1,12
16/07/2002	4,00	826,81	337,04	0,33	2,66	898,39	326,61	0,19
17/07/2002	4,88	844,71	341,92	0,28	2,25	916,63	328,86	0,12
18/07/2002	7,07	862,42	348,99	0,41	3,77	935,08	332,63	0,20

## APÊNDICE G - Idade do lodo

Tabela 8. Idade do lodo em suspensão e total calculada e variação da idade do lodo (d)

Dia	Idade do lodo-XL RH1	Idade do lodo -Xt RH1	Idade do lodo -XL RH2	Idade do lodo -Xt RH2	Δ Idade do lodo RH1	Δ Idade do lodo RH2
56	6,40	12,20	4,49	7,25		2,76
57	6,50	11,75	4,63	7,44	5,24	2,80
58	5,74	10,92	3,74	6,25	5,18	2,51
59	6,87	12,60	4,60	7,46	5,74	2,86
60	7,80	14,07	4,42	7,23	6,27	2,80
<b>61</b>						
<b>62</b>						
63	8,37	15,41	4,52	7,55	7,04	3,03
64	8,64	15,64	10,97	19,57	7,00	8,59
65	11,90	21,28	14,11	25,22	9,37	11,10
66	8,79	15,82	8,63	14,70	7,03	6,07
67	12,05	21,46	19,67	30,05	9,41	10,38
<b>68</b>						
<b>69</b>						
70	12,03	21,08	12,72	17,35	9,05	4,63
71	12,46	22,66	16,93	22,77	10,20	5,84
72	11,58	20,49	13,28	17,93	8,91	4,64
73	12,07	21,21	9,92	12,77	9,14	2,85
74	10,75	18,45	11,58	14,92	7,70	3,34
<b>75</b>						
<b>76</b>						
77	11,52	19,62	9,92	12,57	8,10	2,65
78	10,08	17,52	13,06	16,63	7,44	3,57
79	11,73	19,35	13,17	16,75	7,62	3,57
80	13,93	23,26	10,10	12,59	9,33	2,48
81	12,46	20,65	13,32	16,65	8,19	3,33
<b>82</b>						

<b>Dia</b>	<b>Idade do lodo-XL RH1</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH1</b>	<b>Idade do lodo -XL RH2</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH2</b>	<b>Δ Idade do lodo RH1</b>	<b>Δ Idade do lodo RH2</b>
<b>83</b>						
84	12,44	19,66	17,80	22,11	7,22	4,31
85	12,68	19,91	17,60	21,70	7,23	4,11
86	13,63	21,25	17,06	21,46	7,62	4,40
87	11,65	18,74	15,10	18,55	7,08	3,44
88	9,36	14,57	16,86	21,18	5,21	4,32
<b>89</b>						
<b>90</b>						
91	7,33	14,25	16,39	20,21	6,92	3,82
92	10,65	20,18	16,03	19,65	9,53	3,62
93	10,08	18,03	8,73	11,65	7,95	2,92
94	10,22	18,71	12,25	15,83	8,48	3,58
95	10,03	19,59	12,23	15,91	9,56	3,68
<b>96</b>						
<b>97</b>						
98	10,65	18,58	12,06	15,64	7,94	3,58
99	11,65	20,71	13,11	16,68	9,06	3,57
100	11,63	20,88	12,64	16,62	9,25	3,98
101	11,54	20,71	12,54	16,49	9,18	3,95
102	11,44	20,75	12,34	16,39	9,31	4,05
<b>103</b>						
<b>104</b>						
105	7,95	15,93	13,98	18,90	7,98	4,92
106	5,69	11,40	5,93	8,02	5,71	2,09
107						
108						
109						
<b>110</b>						
<b>111</b>	18,27					
112						
113						
114	7,82	15,09	14,20	19,63	7,27	5,43

<b>Dia</b>	<b>Idade do lodo-XL RH1</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH1</b>	<b>Idade do lodo -XL RH2</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH2</b>	<b>Δ Idade do lodo RH1</b>	<b>Δ Idade do lodo RH2</b>
115	8,69	15,96	15,21	20,80	7,27	5,59
116	9,12	16,07	14,20	20,90	6,94	6,71
117						
118						
119						
120	12,64	23,09	9,21	13,13	10,44	3,92
121	12,64	23,09	9,21	13,13	10,44	3,92
122	9,51	16,98	11,10	15,75	7,47	4,65
123	7,57	13,22	7,14	9,76	5,66	2,62
<b>124</b>						
<b>125</b>						
126	10,36	18,60	9,87	13,94	8,24	4,07
127	8,36	15,50	10,90	15,30	7,14	4,40
128	11,49	21,50	17,08	23,76	10,00	6,68
129	10,89	20,34	12,69	17,71	9,45	5,02
130	6,44	12,08	7,94	11,50	5,64	3,56
131						
132						
133	6,70	12,22	2,01	2,98	5,52	0,97
134						
135						
136						
137						
<b>138</b>						
<b>139</b>						
140						
141	2,21	4,53	1,80	4,13	2,32	2,33
142						
143						
144						
145						
146						

Dia	Idade do lodo-XL RH1	Idade do lodo -Xt RH1	Idade do lodo -XL RH2	Idade do lodo -Xt RH2	Δ Idade do lodo RH1	Δ Idade do lodo RH2
147						
148	7,24	15,48	7,07	10,70	8,23	3,63
149						
150	2,66	6,88	1,53	2,54	4,22	1,00
151						
<b>152</b>						
<b>153</b>						
154						
155						
156						
157						
158						
159						
160						
161	4,31	11,92	5,48	9,16	7,61	3,67
162	5,04	14,13	3,58	5,98	9,09	2,40
163	5,40	14,00	3,74	5,86	8,60	2,12
164	1,89	4,92	3,05	4,99	3,03	1,94
165	2,98	7,70	3,58	5,84	4,71	2,26
166						
167						
168						
169	2,77	6,59	3,33	5,80	3,82	2,46
170	2,59	6,17	3,61	5,64	3,58	2,03
171	1,87	5,29	4,14	6,71	3,42	2,57
172	1,95	5,44	3,45	5,52	3,48	2,06
173						
174						
175	3,18	8,75	4,40	6,84	5,57	2,45
176						
177	3,02	9,19	3,47	5,57	6,16	2,10
178	2,87	8,66	3,78	6,27	5,79	2,49

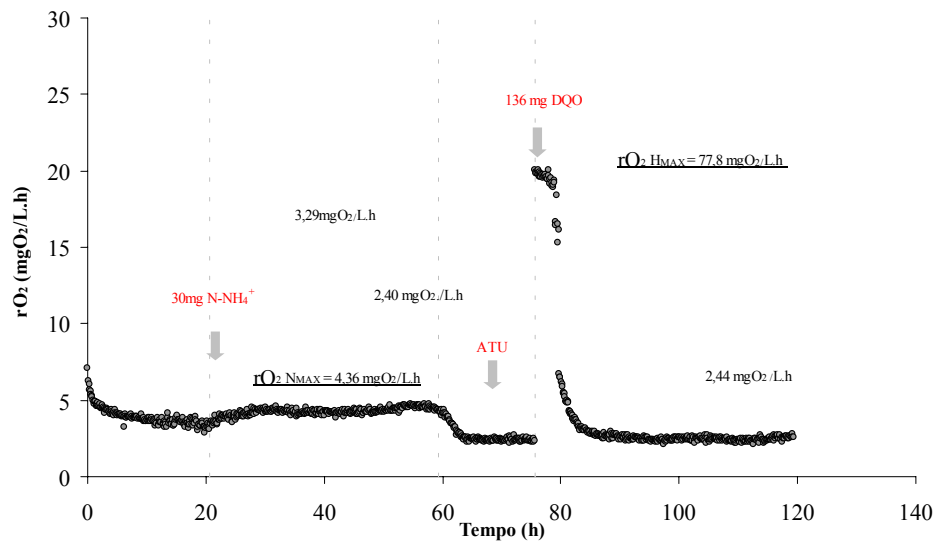
<b>Dia</b>	<b>Idade do lodo-XL RH1</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH1</b>	<b>Idade do lodo -XL RH2</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH2</b>	<b>Δ Idade do lodo RH1</b>	<b>Δ Idade do lodo RH2</b>
179	2,66	10,07	2,25	4,39	7,41	2,14
180						
181						
182	2,85	7,21	2,83	4,69	4,35	1,87
183	3,32	7,82	2,69	4,85	4,51	2,16
184	3,26	7,85	3,38	6,66	4,59	3,29
185	2,33	6,23	2,73	5,09	3,89	2,36
186	2,96	7,72	3,53	6,52	4,76	2,99
187						
188						
189	2,59	8,46	3,11	6,29	5,88	3,18
190	2,14	7,59	3,12	6,34	5,45	3,22
191	2,77	8,37	3,43	6,40	5,60	2,96
192	3,28	8,28	3,75	7,08	4,99	3,33
193	3,09	8,36	3,85	6,92	5,27	3,06
194						
195						
196	3,20	7,54	3,16	5,60	4,34	2,43
197	2,83	7,17	3,11	5,53	4,34	2,43
198	3,09	8,04	3,19	5,29	4,95	2,09
199	2,22	5,73	3,44	6,19	3,51	2,76
200						
<b>201</b>						
<b>202</b>						
203	1,98	6,42	3,54	5,54	4,44	2,00
204	5,03	17,66	5,58	8,29		
205	2,27	5,99	4,25	6,40	3,72	2,15
206	2,48	7,29	2,95	4,52	4,81	1,57
207	2,28	6,18	3,84	6,00	3,90	2,16
<b>208</b>						
<b>209</b>						
210			4,35	6,90		2,55

<b>Dia</b>	<b>Idade do lodo-XL RH1</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH1</b>	<b>Idade do lodo -XL RH2</b>	<b>Idade do lodo -Xt RH2</b>	<b>Δ Idade do lodo RH1</b>	<b>Δ Idade do lodo RH2</b>
211	1,96	6,17	4,36	6,96	4,21	2,60
212						
213	1,25	4,64	3,87	6,64	3,39	2,77
214	1,76	6,69	3,64	6,79	4,93	3,15
<b>215</b>						
<b>216</b>						
217	2,12	9,02	3,82	6,50	6,90	2,68
218	2,90	7,88	1,82	3,47	4,98	1,65
219	2,44	10,81	3,87	7,05	8,37	3,18
220	1,97	6,10	3,87	6,58	4,13	2,72
221	2,24	6,69	3,77	6,77	4,45	3,00
<b>222</b>						
<b>223</b>						
224	3,59	8,39	3,91	6,26	4,80	2,35
225	3,31	10,44	4,03	6,59	7,13	2,56
226	3,18	9,75	2,28	4,00	6,56	1,72
227	3,14	8,91	3,64	6,59	5,77	2,96

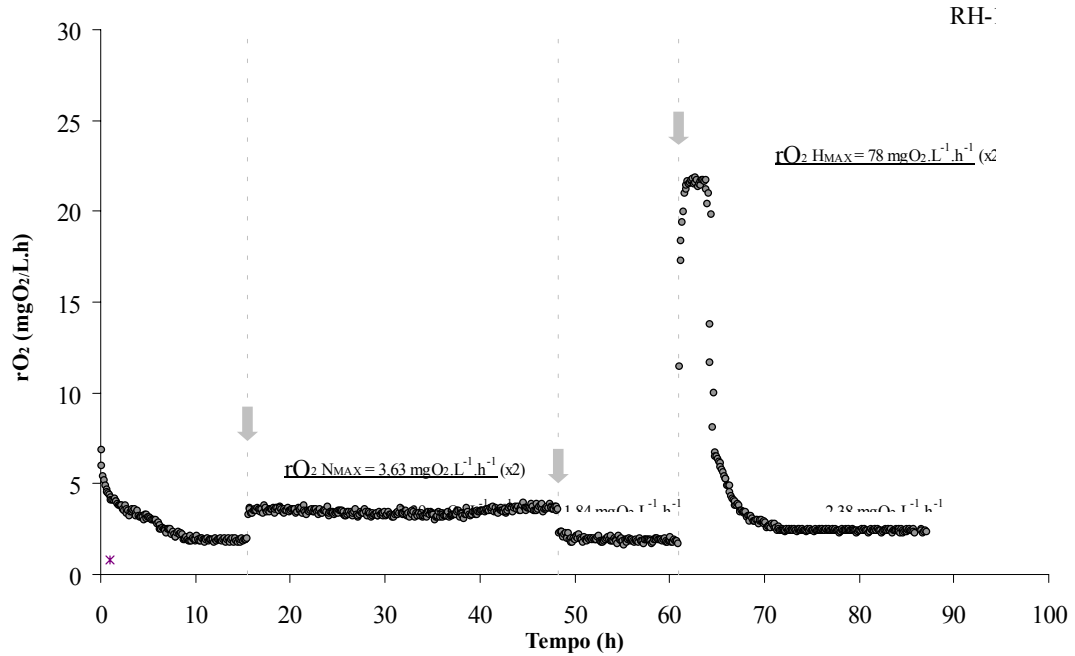


APÊNDICE H - Respirometria da fase A

Figura 1. Respirograma do lodo - RH1



(a)



(b)

RH1

Figura 2. Respirograma do lodo – RH2

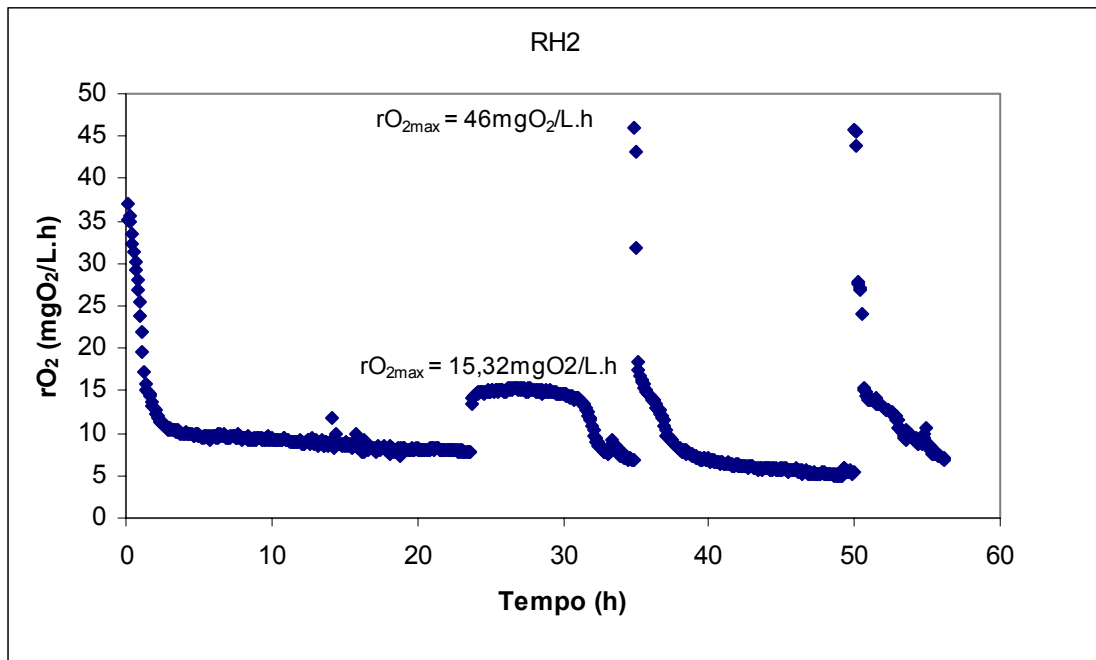


Figura 3. Respirograma do suporte P4

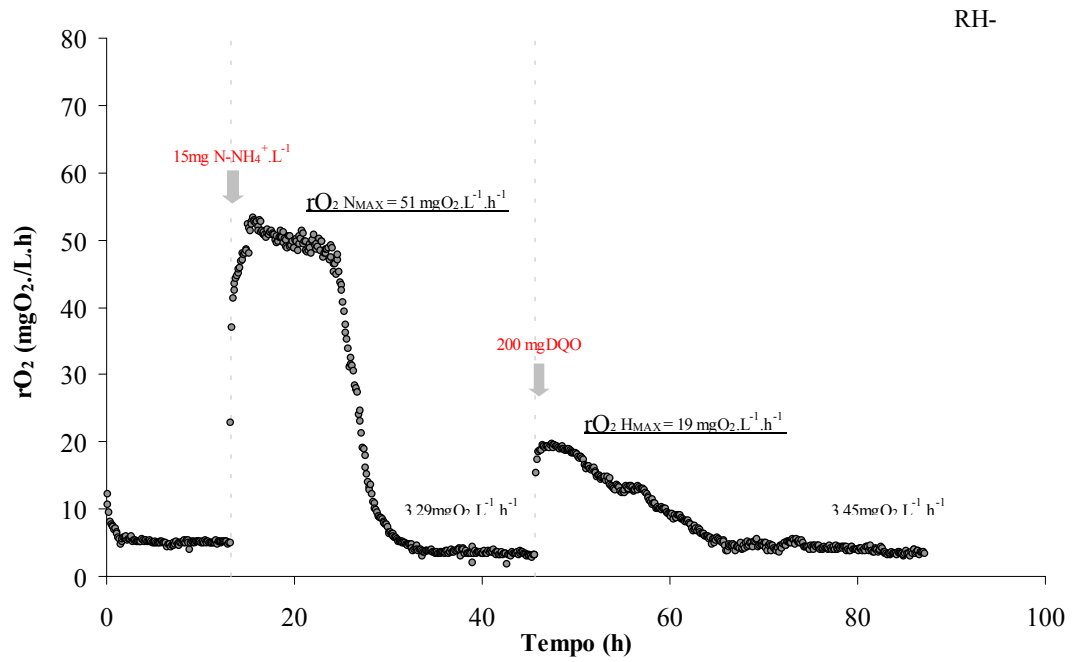
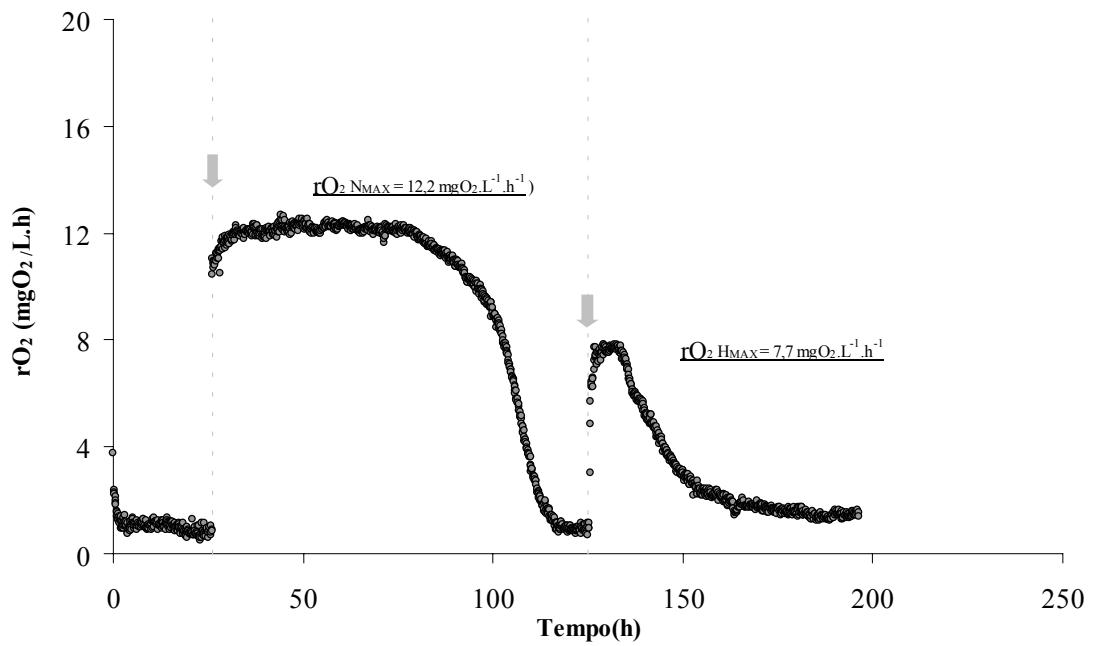


Figura 4. Respirograma do suporte P5



## APÊNDICE I - Respirometria da fase B

Figura 5. Respirograma do lodo – RH1

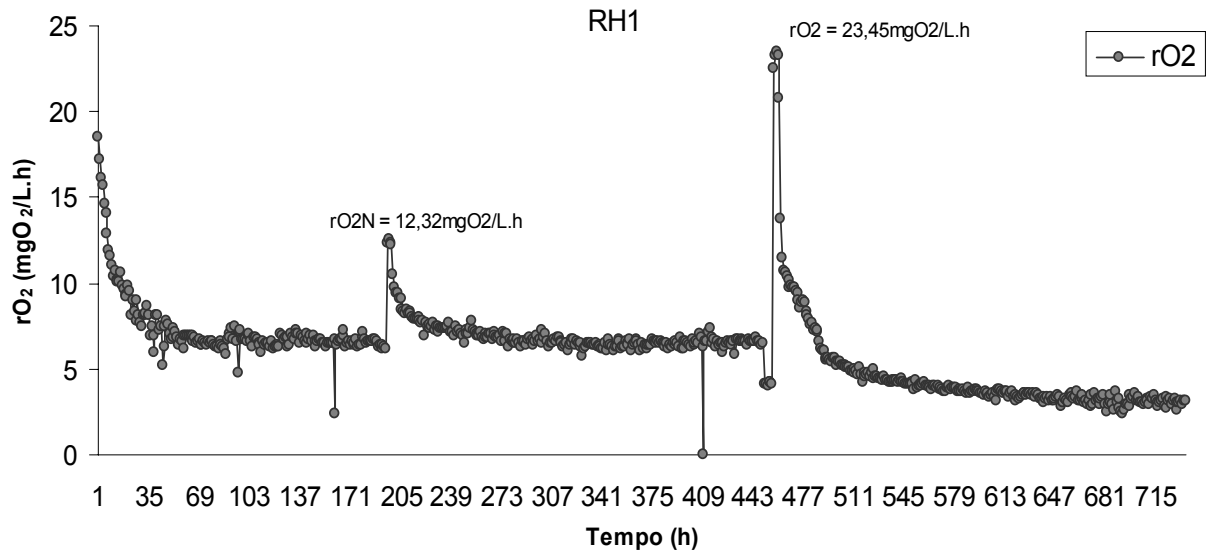
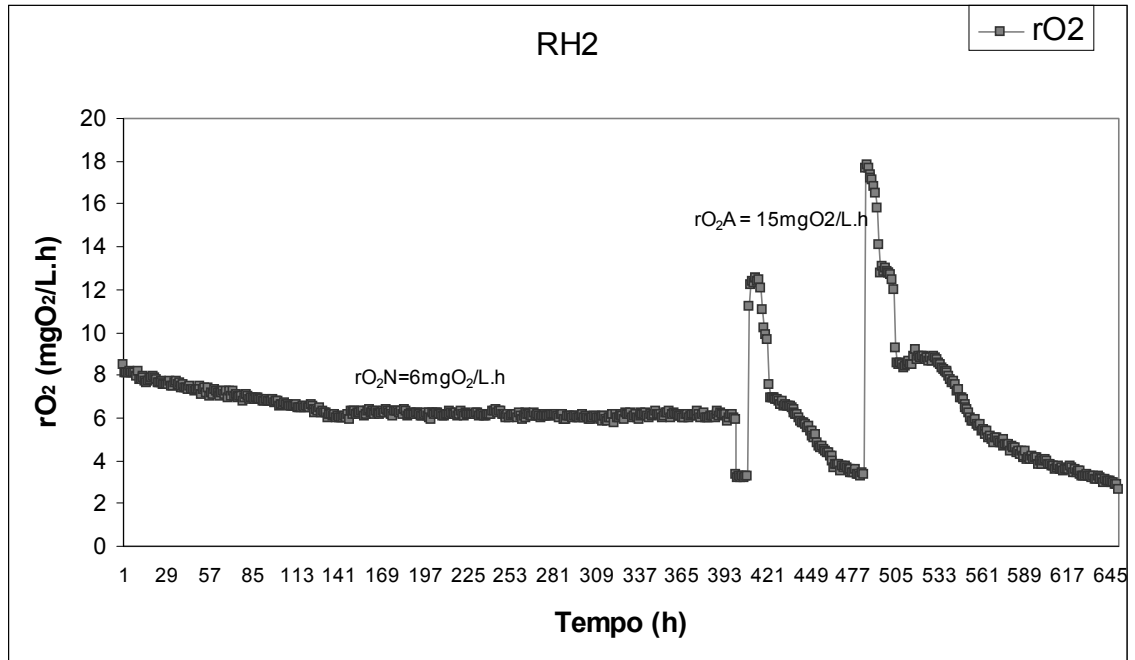
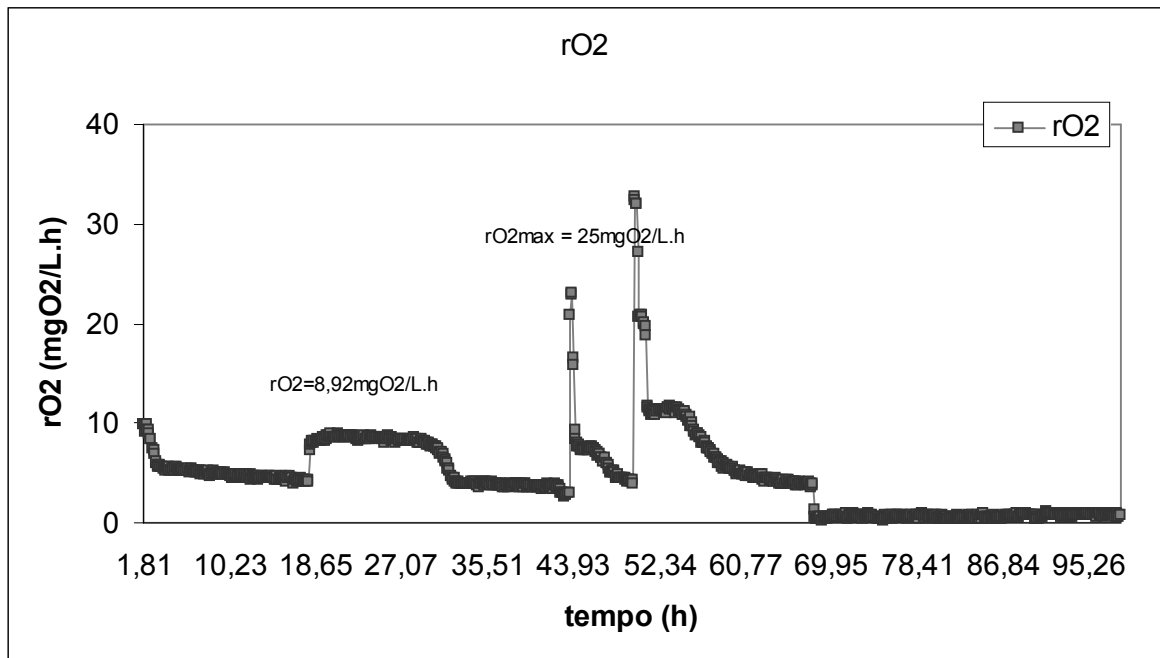


Figura 6. Respirograma do lodo – RH2

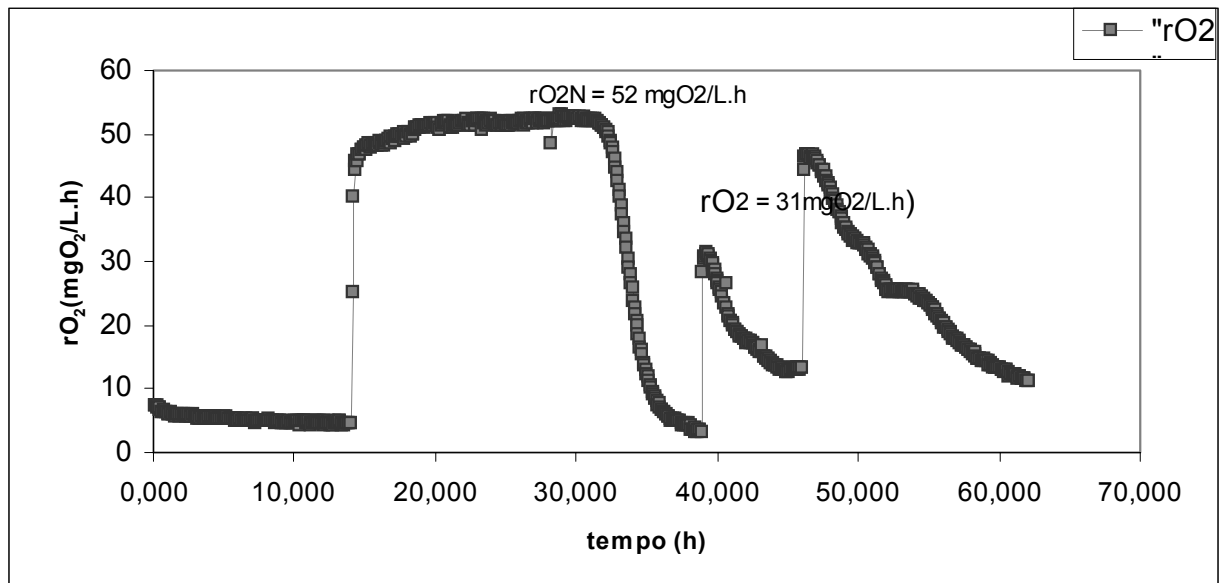


(a)



(b)

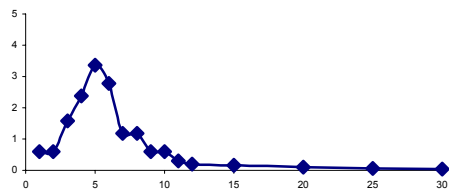
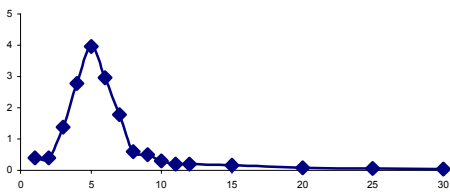
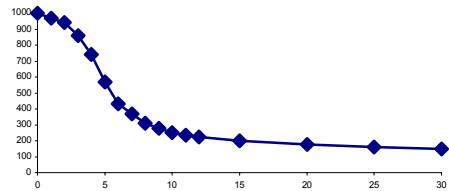
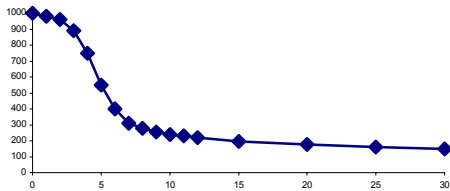
Figura 7. Respirograma do suporte P4



**APÊNDICE J - Índice Volumétrico do lodo – Fase A**

**Figura 9. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (18/12/2001)**

RH-1			RH-2		
Data	<u>18/12/2001</u>	Velocidade	Data	<u>18/12/2001</u>	Velocidade
Tempo (min)	Volume (ml)	m/h	Tempo (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	980	0,40	1	970	0,59
2	960	0,40	2	940	0,59
3	890	1,39	3	860	1,58
4	750	2,77	4	740	2,38
5	550	3,96	5	570	3,37
6	400	2,97	6	430	2,77
7	310	1,78	7	370	1,19
8	280	0,59	8	310	1,19
9	255	0,50	9	280	0,59
10	240	0,30	10	250	0,59
11	230	0,20	11	235	0,30
12	220	0,20	12	225	0,20
15	195	0,17	15	200	0,17
20	175	0,08	20	175	0,10
25	160	0,06	25	160	0,06
30	150	0,04	30	150	0,04
<b>SST(g/L)</b>	1,6		<b>SST(g/L)</b>	1,5	
<b>IVL</b>	92		<b>IVL</b>	97	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	3,96		<b>V<sub>MAX</sub></b>	3,37	

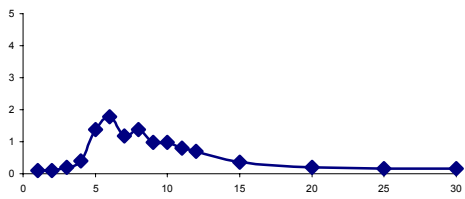
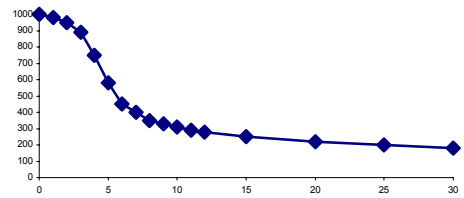
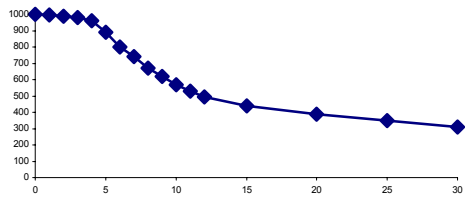


**NTU 58**

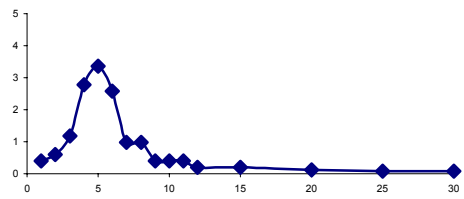
**NTU 61**

**Figura 10. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (28/01/2002)**

RH-1			RH-2		
Data	28/01/2002	Velocidade	Data	28/01/2002	Velocidade
Tempo (min)	Volume (ml)	m/h	Tempo (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	995	0,10	1	980	0,40
2	990	0,10	2	950	0,59
3	980	0,20	3	890	1,19
4	960	0,40	4	750	2,77
5	890	1,39	5	580	3,37
6	800	1,78	6	450	2,57
7	740	1,19	7	400	0,99
8	670	1,39	8	350	0,99
9	620	0,99	9	330	0,40
10	570	0,99	10	310	0,40
11	530	0,79	11	290	0,40
12	495	0,69	12	280	0,20
15	440	0,36	15	250	0,20
20	390	0,20	20	220	0,12
25	350	0,16	25	200	0,08
30	310	0,16	30	180	0,08
<b>SST(g/L)</b>	1,9		<b>SST(g/L)</b>	1,3	
<b>SVI</b>	161		<b>SVI</b>	141	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	1,78		<b>V<sub>MAX</sub></b>	3,37	



**NTU**                      20

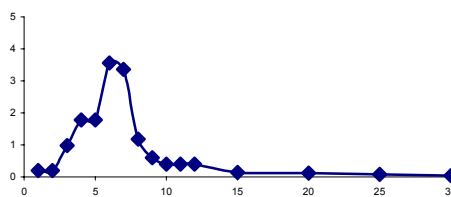
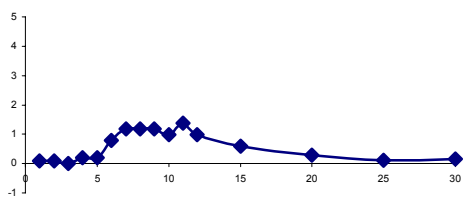
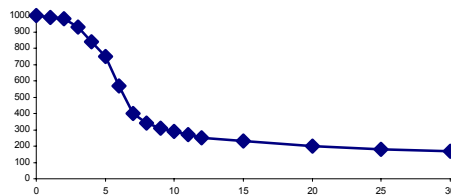
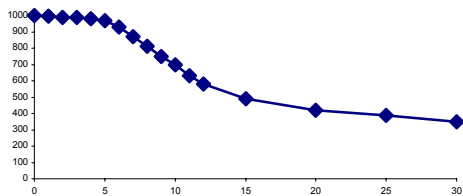


**NTU**                      35



**Figura 11. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (29/01/2002)**

RH-1			RH-2		
Data	29/01/2002	Velocidade	Data	29/01/2002	Velocidade
Temp (min)	Volume (ml)	m/h	Temp (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	995	0,10	1	990	0,20
2	990	0,10	2	980	0,20
3	990	0,00	3	930	0,99
4	980	0,20	4	840	1,78
5	970	0,20	5	750	1,78
6	930	0,79	6	570	3,56
7	870	1,19	7	400	3,37
8	810	1,19	8	340	1,19
9	750	1,19	9	310	0,59
10	700	0,99	10	290	0,40
11	630	1,39	11	270	0,40
12	580	0,99	12	250	0,40
15	490	0,59	15	230	0,13
20	420	0,28	20	200	0,12
25	390	0,12	25	180	0,08
30	350	0,16	30	170	0,04
<b>SST (g/L)</b>	<b>2,2</b>		<b>SST (g/L)</b>	<b>1,3</b>	
<b>SVI</b>	<b>161</b>		<b>SVI</b>	<b>131</b>	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	<b>1,39</b>		<b>V<sub>MAX</sub></b>	<b>3,56</b>	

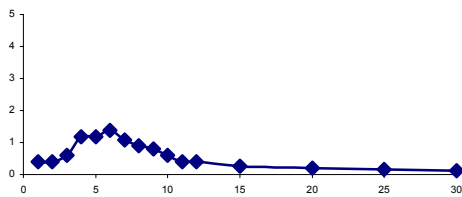
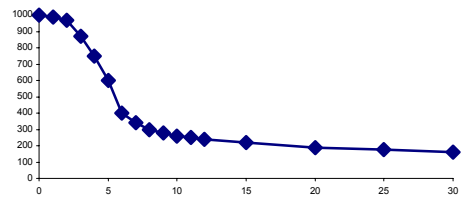
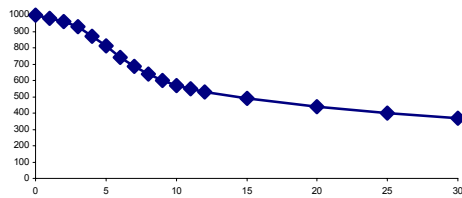


**NTU**                      **27**

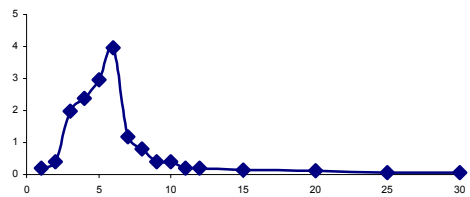
**NTU**                      **24**

**Figura 12. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (30/01/2002)**

RH-1			RH-2		
Data	<u>30/01/2002</u>	Velocidade	Data	<u>30/01/2002</u>	Velocidade
Temp (min)	Volume (ml)	m/h	Temp (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	980	0,40	1	990	0,20
2	960	0,40	2	970	0,40
3	930	0,59	3	870	1,98
4	870	1,19	4	750	2,38
5	810	1,19	5	600	2,97
6	740	1,39	6	400	3,96
7	685	1,09	7	340	1,19
8	640	0,89	8	300	0,79
9	600	0,79	9	280	0,40
10	570	0,59	10	260	0,40
11	550	0,40	11	250	0,20
12	530	0,40	12	240	0,20
15	490	0,26	15	220	0,13
20	440	0,20	20	190	0,12
25	400	0,16	25	175	0,06
30	370	0,12	30	160	0,06
<b>SST (g/L)</b>	1,9		<b>SST (g/L)</b>	1,2	
<b>SVI</b>	191		<b>SVI</b>	137	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	1,39		<b>V<sub>MAX</sub></b>	3,96	



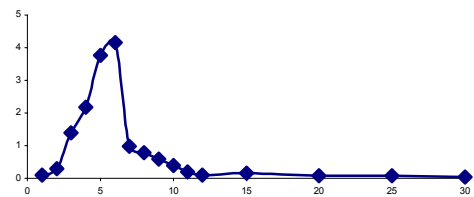
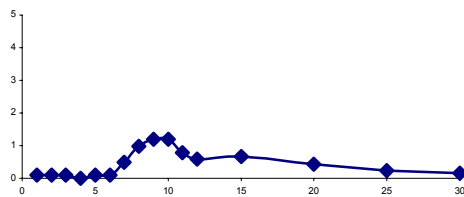
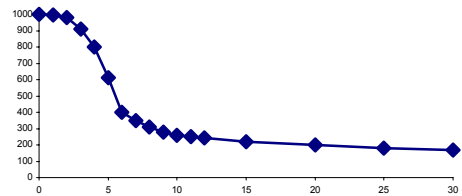
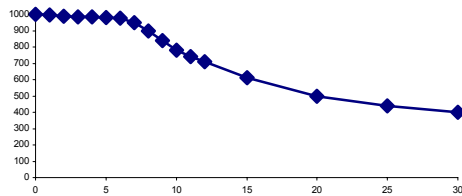
**NTU**                      **24**



**NTU**                      **15**

**Figura 13. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (31/01/2002)**

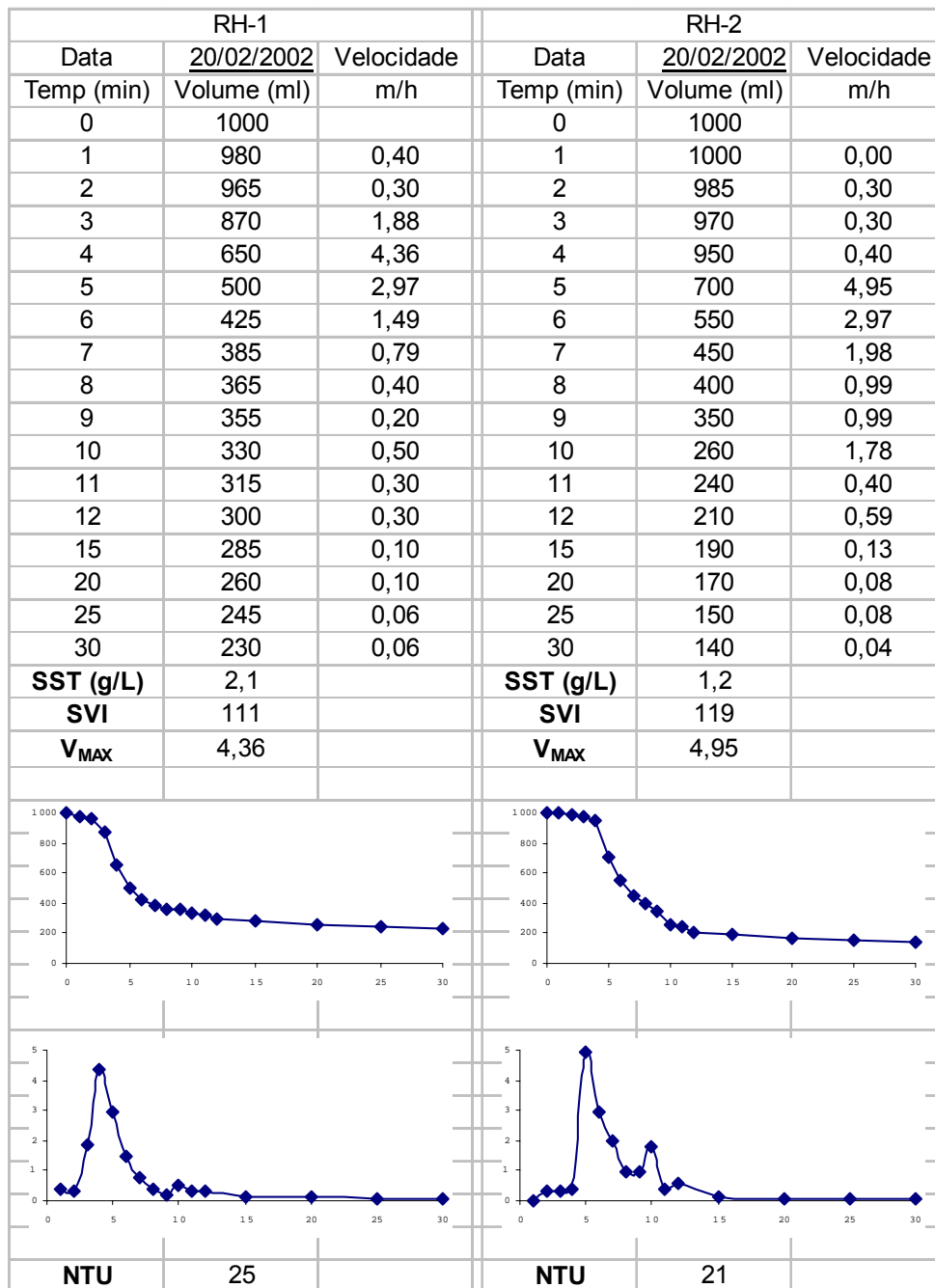
RH-1			RH-2		
Data	31/01/2002	Velocidade	Data	31/01/2002	Velocidade
Temp (min)	Volume (ml)	m/h	Temp (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	995	0,10	1	995	0,10
2	990	0,10	2	980	0,30
3	985	0,10	3	910	1,39
4	985	0,00	4	800	2,18
5	980	0,10	5	610	3,76
6	975	0,10	6	400	4,16
7	950	0,50	7	350	0,99
8	900	0,99	8	310	0,79
9	840	1,19	9	280	0,59
10	780	1,19	10	260	0,40
11	740	0,79	11	250	0,20
12	710	0,59	12	245	0,10
15	610	0,66	15	220	0,17
20	500	0,44	20	200	0,08
25	440	0,24	25	180	0,08
30	400	0,16	30	170	0,04
<b>SST (g/L)</b>	2,1		<b>SST (g/L)</b>	1,3	
<b>SVI</b>	191		<b>SVI</b>	134	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	1,19		<b>V<sub>MAX</sub></b>	4,16	



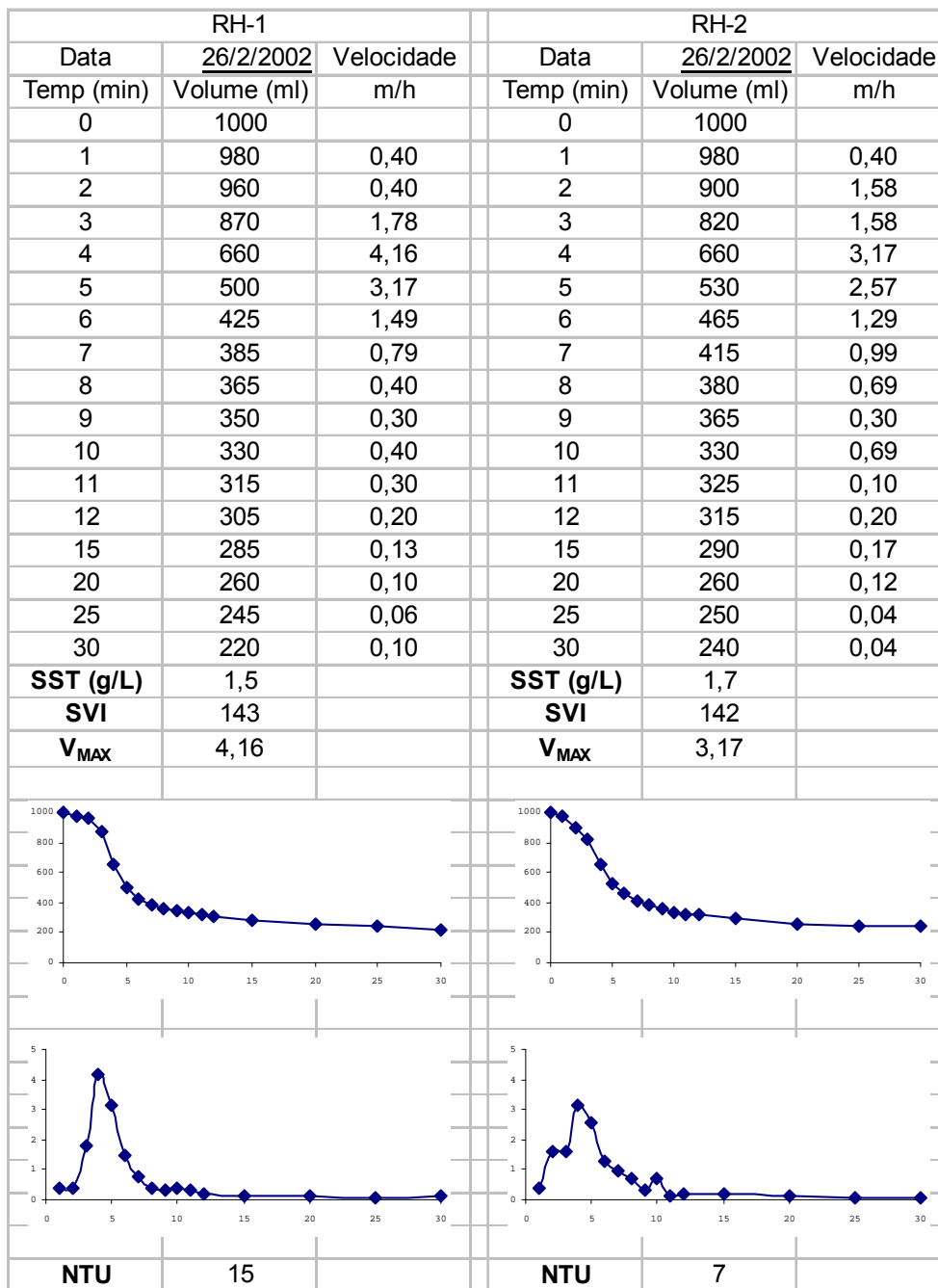
**NTU**                      **23**

**NTU**                      **17**

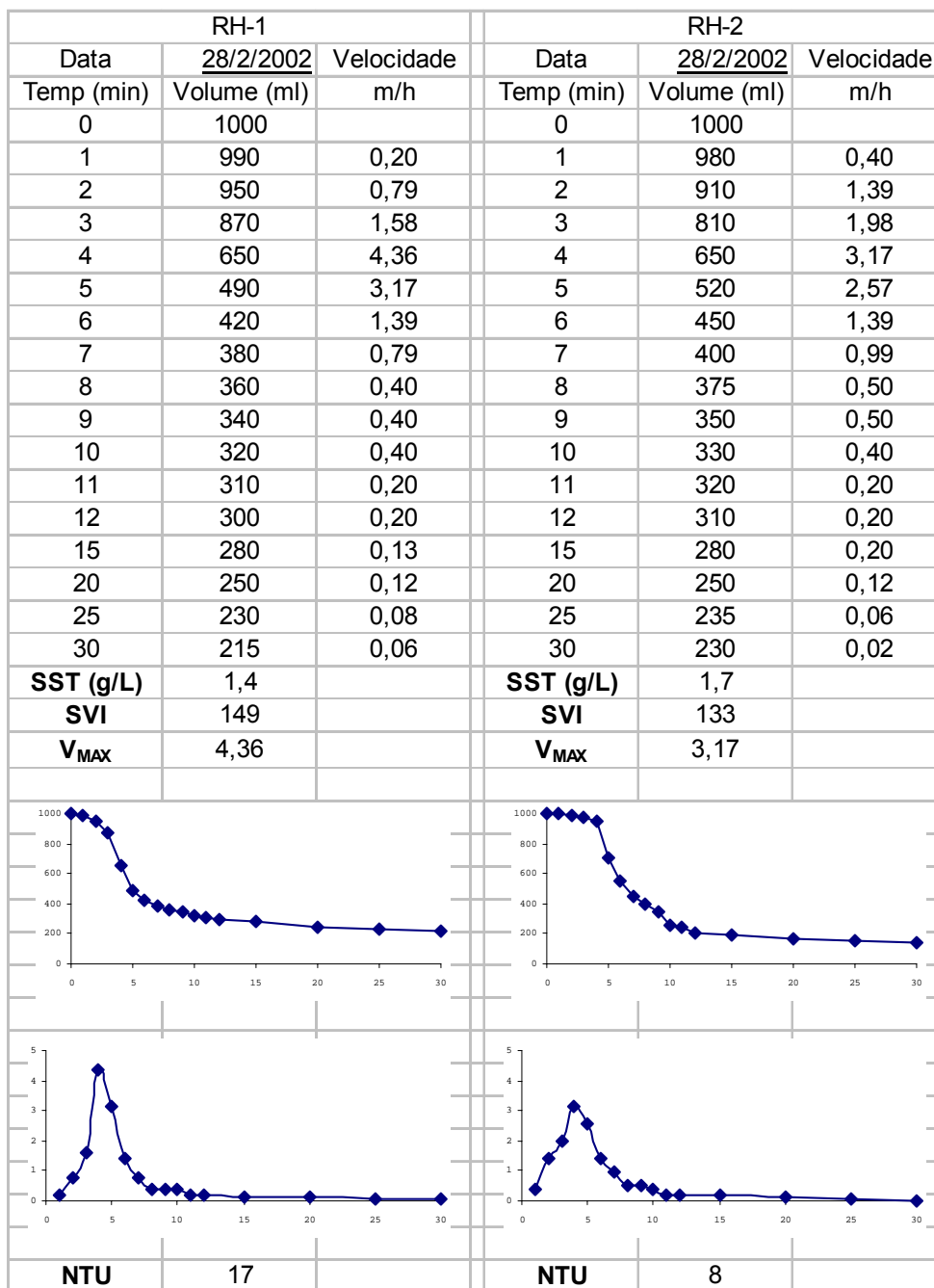
**Figura 14. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (20/02/2002)**



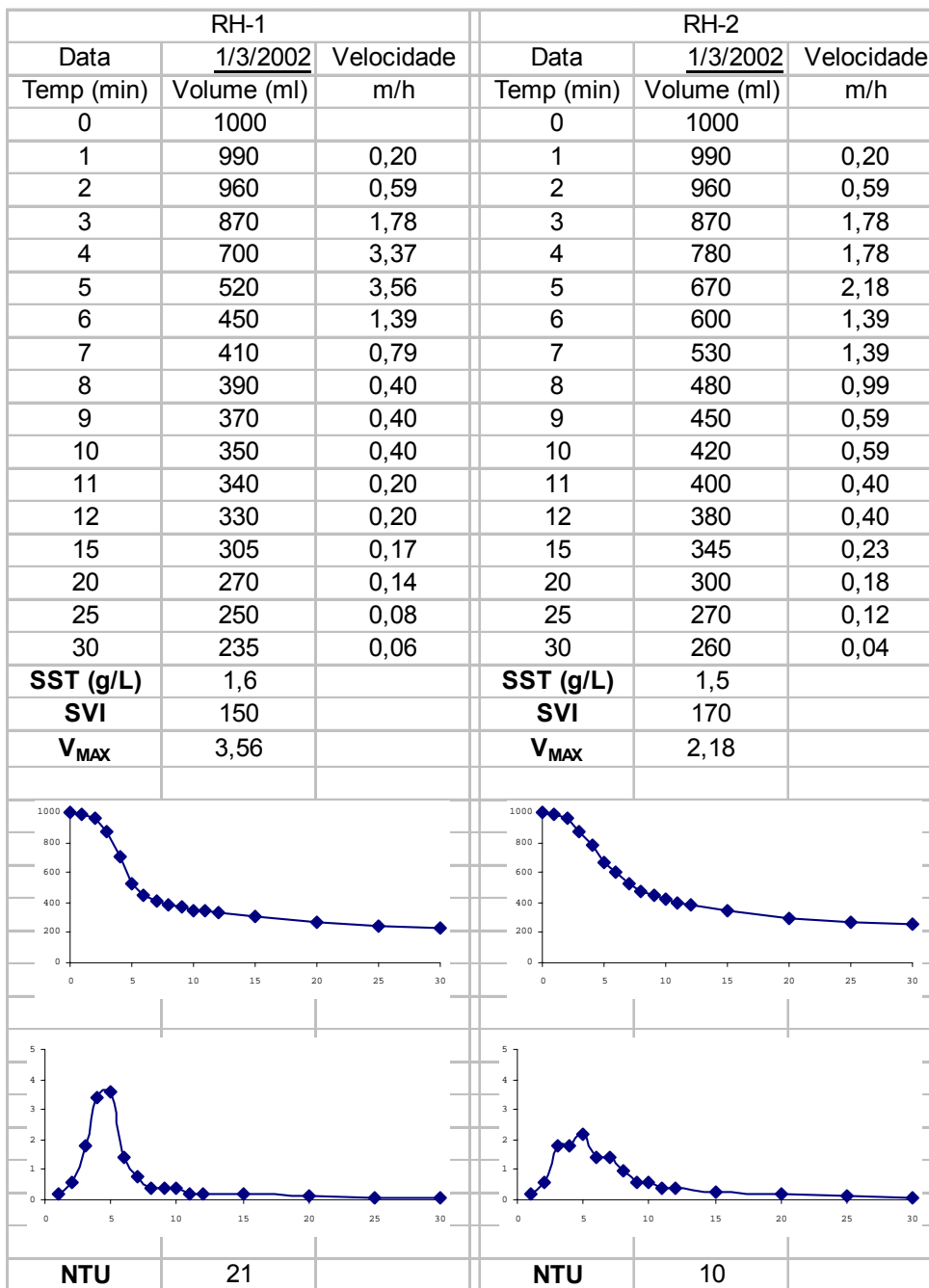
**Figura 15. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (26/02/2002)**



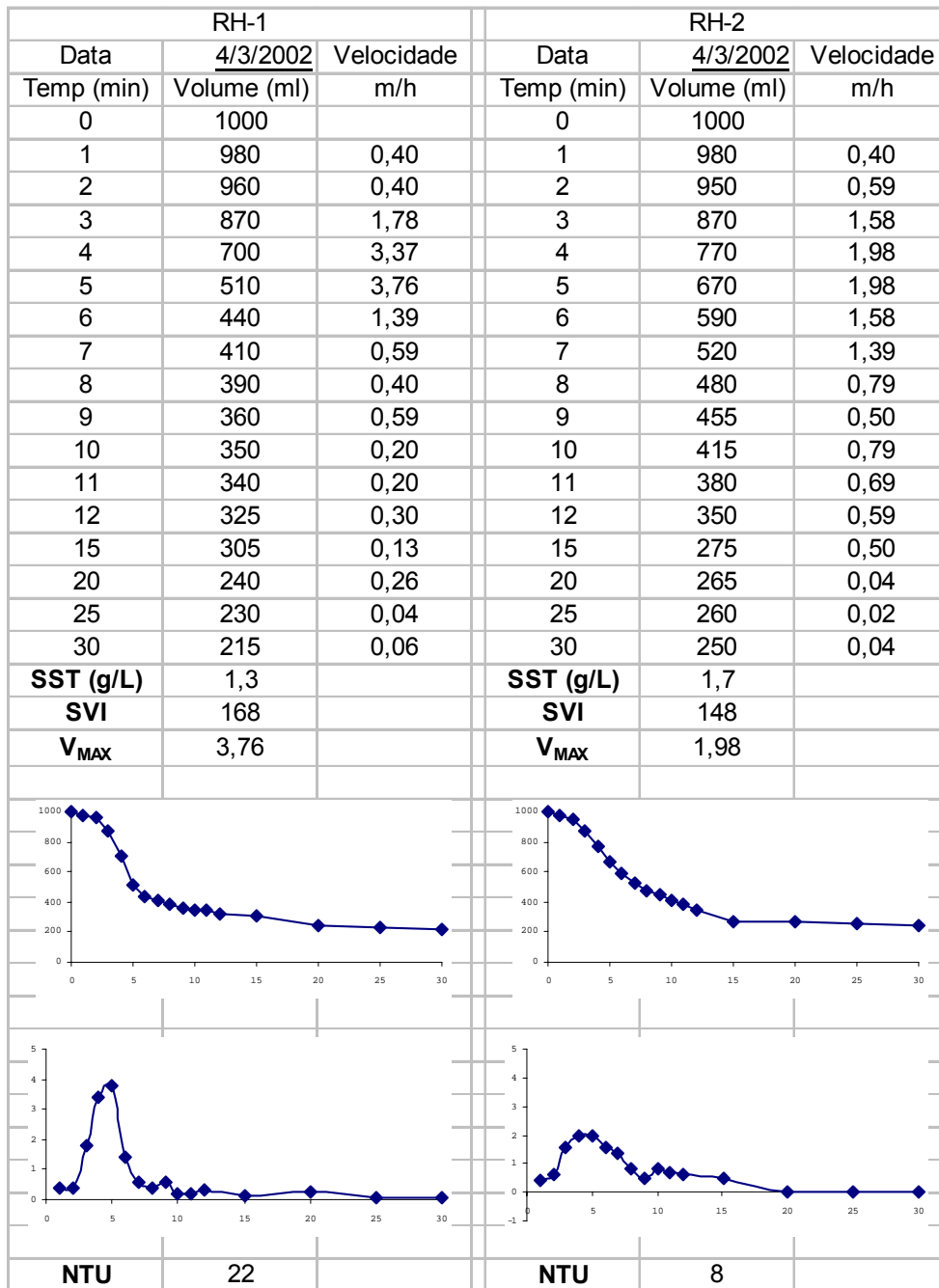
**Figura 16. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (28/02/2002)**



**Figura 17. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (01/03/2002)**

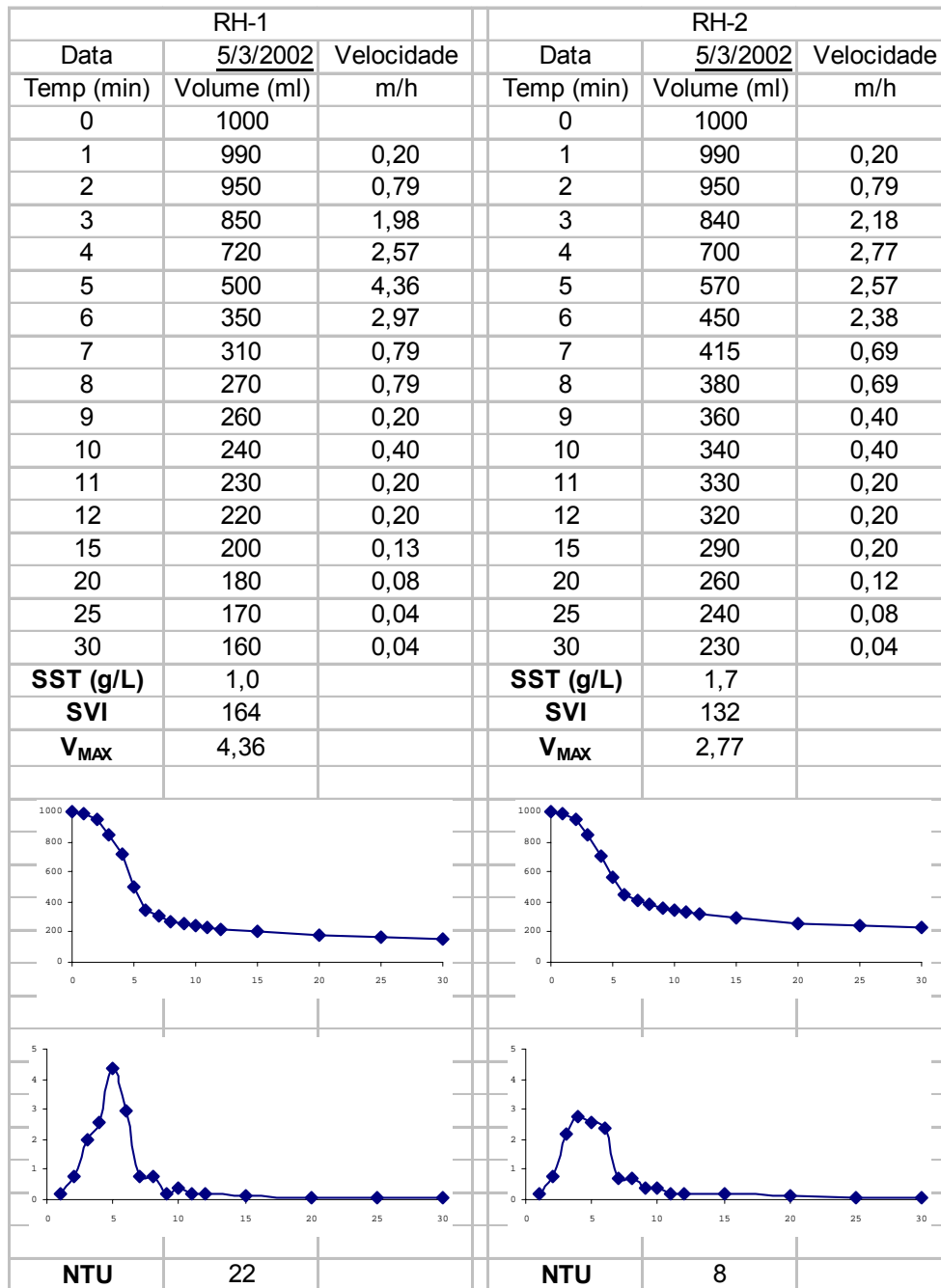


**Figura 18. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (04/03/2002)**

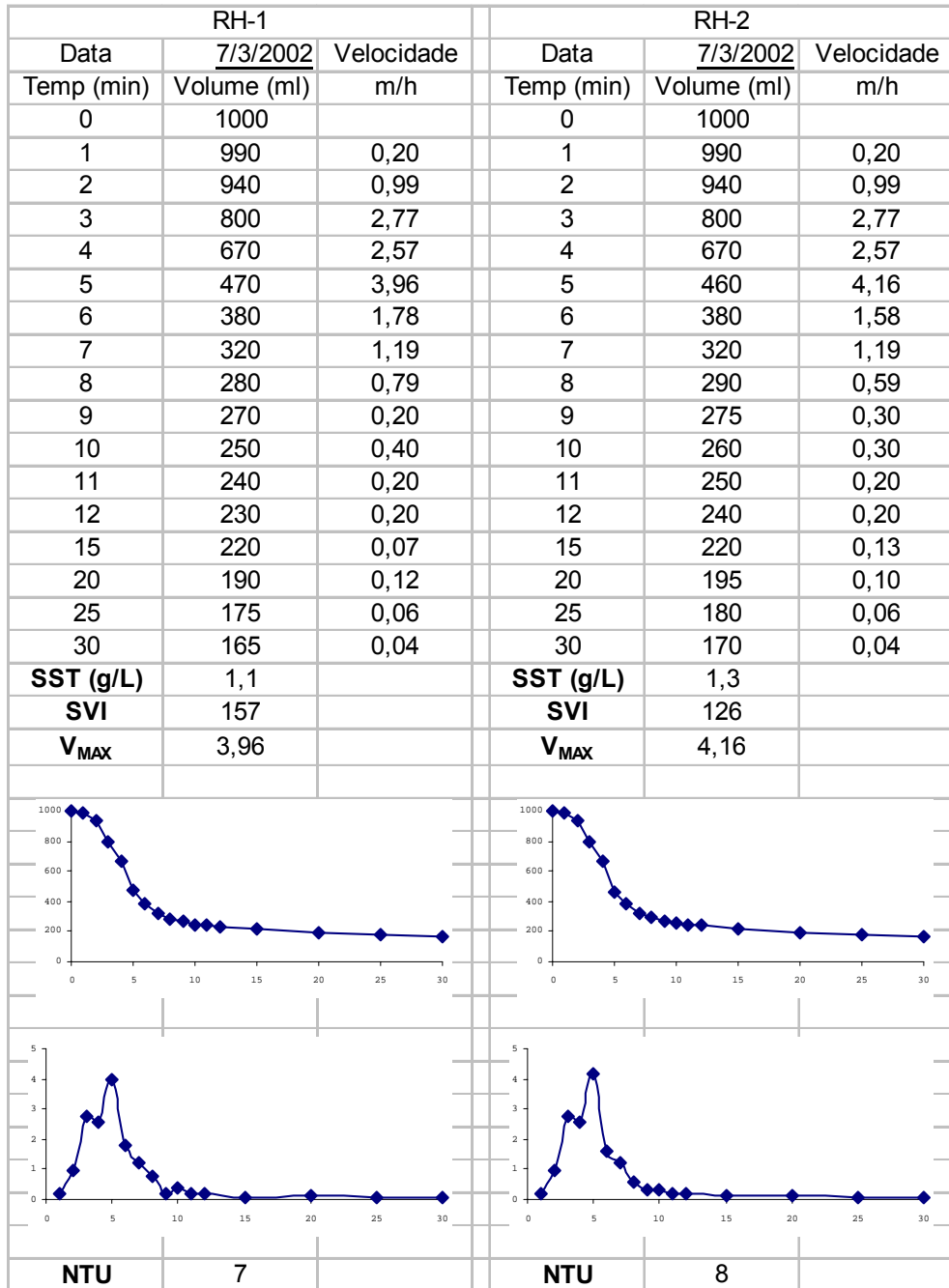




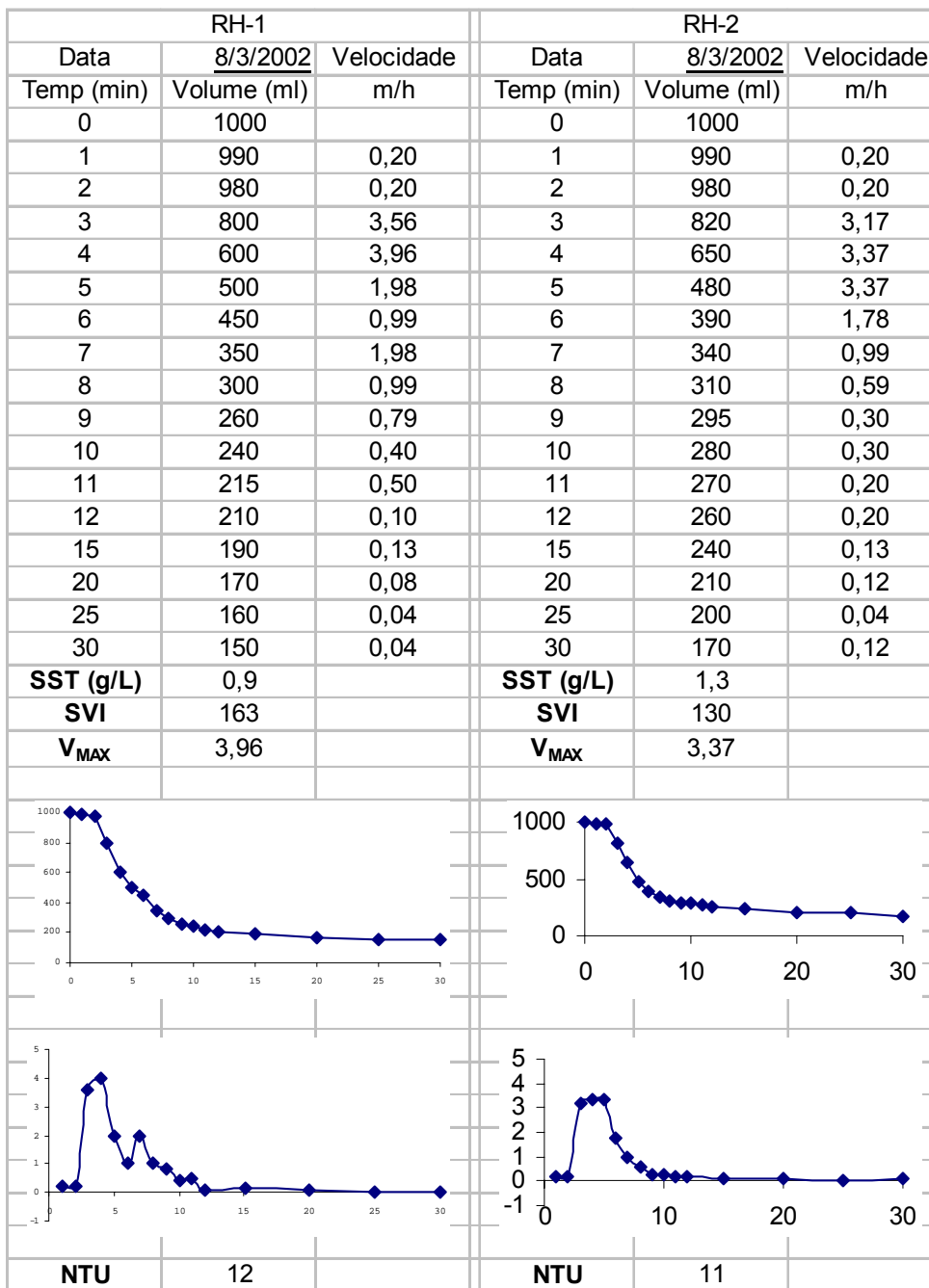
**Figura 19. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (05/03/2002)**



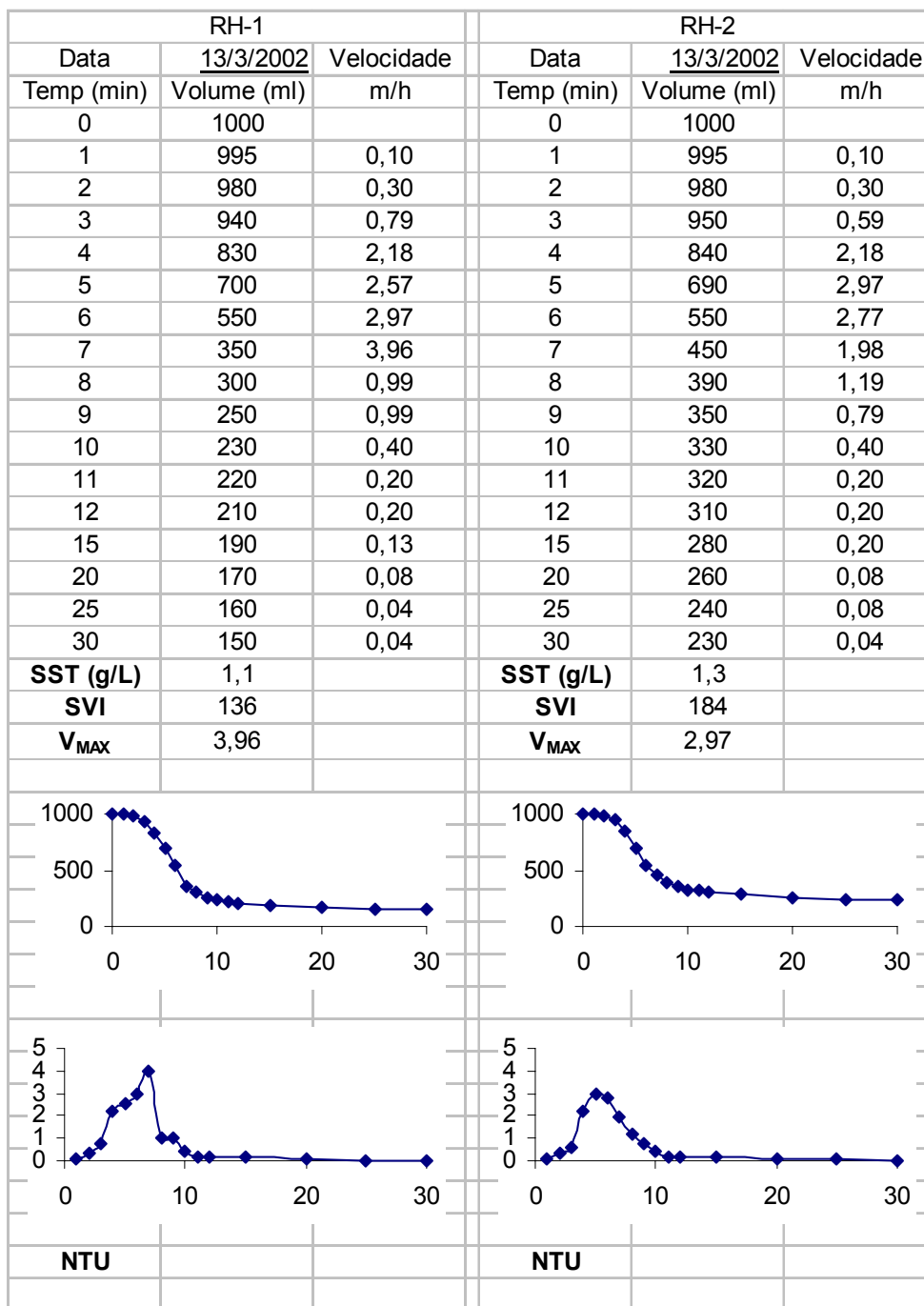
**Figura 20. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (07/03/2002)**



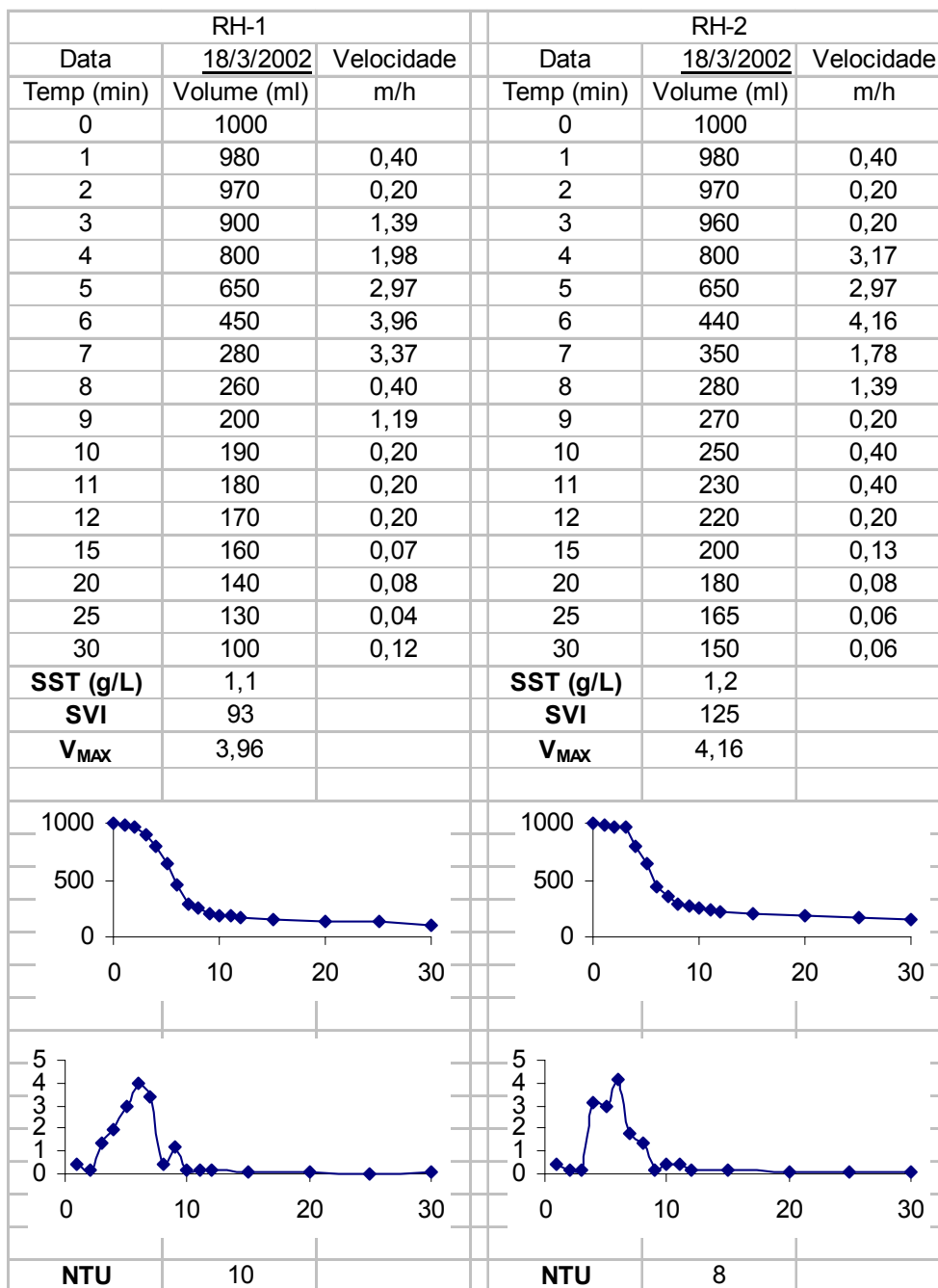
**Figura 21. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (08/03/2002)**



**Figura 22. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (13/03/2002)**



**Figura 23. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (18/03/2002)**

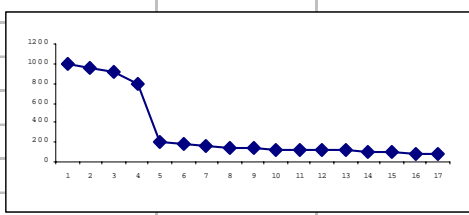
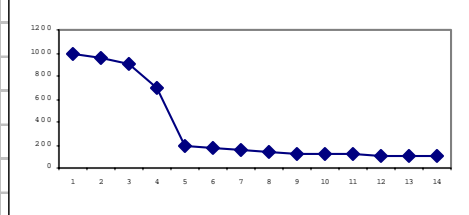
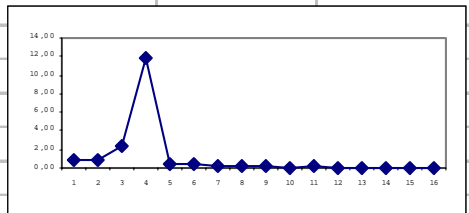
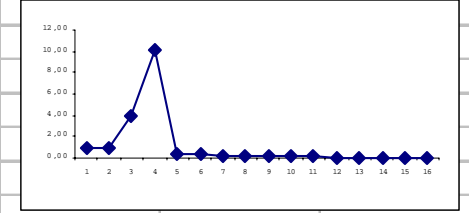


**APÊNDICE L - Índice Volumétrico do lodo – Fase B**

**Figura 24. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (18/05/2002)**

RH-1			RH-2		
Data	18/6/2002	Velocidade	Data	18/6/2002	Velocidade
Temp (min)	Volume (ml)	m/h	Temp (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	960	0,79	1	950	0,99
2	920	0,79	2	900	0,99
3	800	2,38	3	700	3,96
4	200	11,88	4	190	10,10
5	180	0,40	5	170	0,40
6	160	0,40	6	150	0,40
7	150	0,20	7	140	0,20
8	140	0,20	8	130	0,20
9	131	0,18	9	120	0,20
10	129	0,04	10	115	0,10
11	120	0,18	11	110	0,10
12	119	0,02	12	109	0,02
15	110	0,06	15	100	0,06
20	100	0,04	20	90	0,04
25	90	0,04	25	85	0,02
30	90	0,00	30	85	0,00
<b>SST (g/L)</b>	1,1		<b>SST (g/L)</b>	1,0	
<b>SVI</b>	79		<b>SVI</b>	85	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	11,88		<b>V<sub>MAX</sub></b>	10,10	

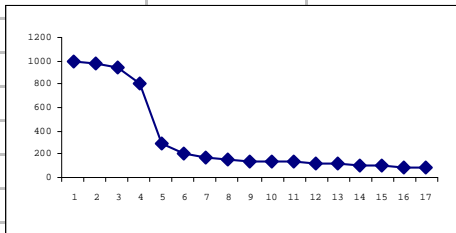
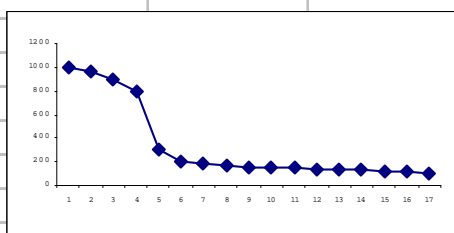
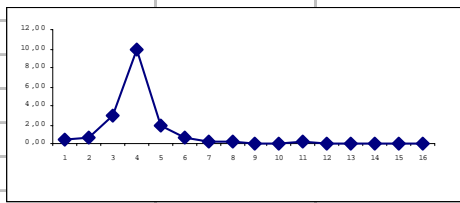
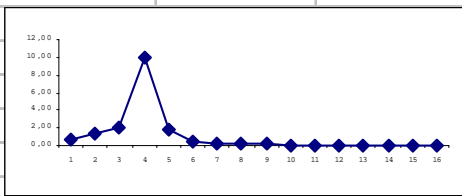
  

	
	
<b>NTU</b> 59	<b>NTU</b> 45

**Figura 25. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (20/06/2002)**

RH-1			RH-2		
Data	20/6/2002	Velocidade	Data	20/6/2002	Velocidade
Temp (min)	Volume (ml)	m/h	Temp (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	980	0,40	1	970	0,59
2	950	0,59	2	900	1,39
3	800	2,97	3	800	1,98
4	300	9,90	4	300	9,90
5	200	1,98	5	210	1,78
6	170	0,59	6	185	0,50
7	155	0,30	7	170	0,30
8	140	0,30	8	160	0,20
9	135	0,10	9	150	0,20
10	130	0,10	10	145	0,10
11	120	0,20	11	140	0,10
12	119	0,02	12	139	0,02
15	110	0,06	15	130	0,06
20	100	0,04	20	120	0,04
25	90	0,04	25	110	0,04
30	80	0,04	30	100	0,04
<b>SST (g/L)</b>	1,1		<b>SST (g/L)</b>	0,9	
<b>SVI</b>	72		<b>SVI</b>	108	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	9,90		<b>V<sub>MAX</sub></b>	9,90	

			
			
<b>NTU</b>	78	<b>NTU</b>	43

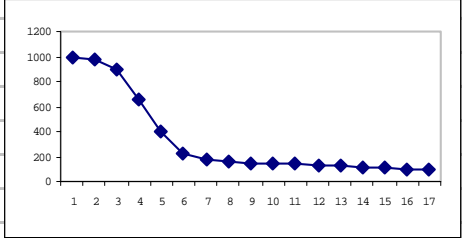
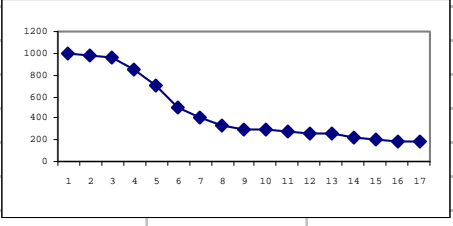
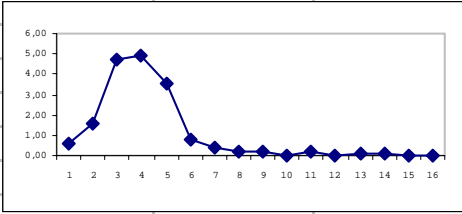
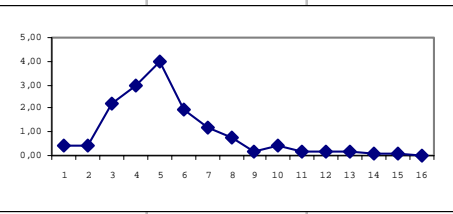




**Figura 27. Índice Volumétrico do lodo – RH1 e RH2 (15/07/2002)**

RH-1			RH-2		
Data	15/7/2002	Velocidade	Data	15/7/2002	Velocidade
Tempo (min)	Volume (ml)	m/h	Tempo (min)	Volume (ml)	m/h
0	1000		0	1000	
1	970	0,59	1	980	0,40
2	890	1,58	2	960	0,40
3	650	4,75	3	850	2,18
4	400	4,95	4	700	2,97
5	220	3,56	5	500	3,96
6	180	0,79	6	400	1,98
7	160	0,40	7	340	1,19
8	150	0,20	8	300	0,79
9	140	0,20	9	290	0,20
10	139	0,02	10	270	0,40
11	130	0,18	11	260	0,20
12	129	0,02	12	250	0,20
15	120	0,06	15	230	0,13
20	105	0,06	20	210	0,08
25	100	0,02	25	190	0,08
30	95	0,02	30	180	0,04
<b>SST (g/L)</b>	1,3		<b>SST (g/L)</b>	1,3	
<b>SVI</b>	73		<b>SVI</b>	138	
<b>V<sub>MAX</sub></b>	4,95		<b>V<sub>MAX</sub></b>	3,96	

			
			
<b>NTU</b>	105	<b>NTU</b>	86

## APÊNDICE M - Biomassa fixa

### Determinação da biomassa fixa no reator ( $X_b$ )

Para a determinação de  $X_b$ , inicialmente tomou-se um determinado volume de partículas colonizadas. Previamente, foi determinado o peso seco do mesmo volume de partículas limpas.

Após a solubilização da biomassa, conforme procedimento do item capítulo 3, foi determinado o COT das amostras para cada suporte colonizado e do branco (mesmo procedimento de solubilização feito com suporte limpo) (em duplicata). O valor da biomassa na amostra foi, então, determinado por:

$$\text{mg COT} = (\text{valor médio COT amostras} - \text{valor COT branco}) (\text{mg/L}) \text{ Volume de soda (L)}$$

Dividiu-se o valor encontrado pelo volume de suporte utilizado na amostra, fazendo-se as devidas conversões, obteve-se a biomassa da amostra em gCOT/ Lsuporte. Multiplicando-se este valor pelo volume de suporte no reator, determinou-se a biomassa fixa no reator em gCOT.

Em um biofilme tipo, determinado no INSA/Toulouse, a relação COT/SST = 2,3804

Então:

$$X_b = \text{gCOT} \times 2,3804 \text{SST}$$

**APÊNDICE N – Medida da rugosidade dos suportes P4 e P5**

- 1. Certificado de calibração**
- 2. Perfis da rugosidade**