Dib Gebara

**Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento
de esgoto sanitário**

Tese apresentada a Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção do título
de Doutor em Engenharia.

**São Paulo
2006**

Dib Gebara

**Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento
de esgoto sanitário**

Tese apresentada a Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção do
título de Doutor em Engenharia.

Área de concentração: Engenharia Hidráulica e
Sanitária

Orientador: Prof. Dr. Pedro Alem Sobrinho

**São Paulo
2006**

Este exemplar foi revisado e alterado em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, 29 de maio de 2006

Assinatura do autor: _____

Assinatura do Orientador: _____

FICHA CATALOGRÁFICA

Gebara, Dib

Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário / D. Gebara. -- ed.rev. -- São Paulo, 2006.

400 p.

Tese (Doutorado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária.

**1.Tratamento de esgotos sanitários 2.Reatores aeróbios
3.Flotação I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica.
Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária II.t.**

DEDICATÓRIA

À minha esposa ***Judite***
mãe de meus filhos e companheira, que me
acompanha, me apóia e é grande
incentivadora desta minha caminhada.

Aos meus filhos ***Ana Claudia e Dib Neto*** meu
orgulho e minha alegria.

À minha mãe ***Eneide***, pois mesmo viúva e me
esperando, educou-me mostrando o caminho
da honestidade e do bem servir, incentivando-
me e dando sempre seu apoio incansável para
meu crescimento pessoal.

Às minhas irmãs ***Laila e Nádia*** que sempre na
hora do aperto prontamente me ajudaram.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof Dr Pedro Alem Sobrinho, pelo apoio constante, pelos “pitos” e pela compreensão de minhas limitações, orientando-me sempre na condução deste trabalho, contribuindo sobremaneira para o meu crescimento profissional.

Ao Prof. Dr. Milton Dall’Aglio Sobrinho amigo desde os tempos de graduação e mestrado na Escola de Engenharia de São Carlos-USP, e depois na própria UNESP, sempre procurando me ajudar, deixando muitas vezes seu convívio familiar para me socorrer e mudando sua área de atuação na pesquisa, só para me ajudar.

À Profa Dra Mônica Pinto Barbosa amiga desde os tempos de mestrado na Escola de Engenharia de São Carlos-USP, e depois na própria UNESP, como ela toda hora diz minha segunda “mãe”, sempre pronta a me dar bronca e passar o pito, incentivando e cobrando o término deste trabalho.

Ao Prof Dr Roque amigo desde os tempos de graduação e mestrado na Escola de Engenharia de São Carlos-USP pelo constante incentivo em realizar este meu trabalho.

Ao Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária da Escola Politécnica-USP pelo apoio e carinho que me receberam para a realização de meu doutorado. Em particular aos Prof Dra Dione e Dr Sidney por momentos de ajuda e descontração nesta minha caminhada.

À Universidade Estadual Paulista - UNESP , através da Faculdade de Engenharia, Campus de Ilha Solteira pelo carinho que me recebeu a quase 25anos.

Aos colegas da pos - graduação da Poli: Solange, Danielle, Américo, Nuvolari e tantos outros, e em especial ao novo amigo Ricardo Costanzi pelo constante incentivo.

À Srta Iara e aos Srs Ricardo e Odorico funcionários da secretaria do PHD sempre solícitos prestando ajuda e fornecendo as informações necessárias com rapidez.

Quanto ao amigo Humberto este merece um agradecimento mais especial ainda, pois até hoje me ajuda fazendo os desenhos e esquemas de minha tese. Espero que neste ano de 2006 seu ingresso no doutorado da Escola Politécnica seja coroado de êxito.

Aos colegas da área de Hidráulica e Saneamento do Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira-UNESP, Mauricio, Geraldo, Edson, Jefferson, Tsunao e Milton, pela amizade, apoio e incentivo dado a mim nestes anos de convivência. Inclusive assumindo várias atividades para que eu pudesse terminar meu trabalho.

Aos colegas do Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira-UNESP pela amizade, apoio e incentivo me dado nestes anos de convivência.

Aos colegas da UNESP em especial os da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira pela amizade, apoio e incentivo me dado nestes quase 25 anos de convivência. Em especial quero agradecer os profs Milton, Carlos Augusto (Cory), Alcebiades (Maranhão) e Renato.

Aos Profs Adriano, Jose Antonio e Antonio Alves do Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira-UNESP, por terem me ajudado no projeto estrutural da Torre de Madeira onde foi instalado meu experimento.

Aos técnicos Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira-UNESP, srs Cavassano, Silvio, Mário, Gilson, Ronaldo, Ozias e Gilberto(hoje atuando em outro departamento) que com seu suor e amizade não se furtaram a construir a torre de 12m, dedicando o máximo de si, para que em um curto espaço de tempo pudesse ser instalado meu experimento, em troca de um simples obrigado. Gostaria de deixar registrado que espero um dia retribuir este gesto grandioso de vocês.

Aos funcionários do setor de manutenção da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira-UNESP, srs Marmelada, Moises e Edmilson pelo pronto atendimento sempre que necessário.

Aos ex-orientados e amigos Ellber, Fabrício, Alessandro, Fabio, Jean, Luciano Neves, Raphael, Sueila, Gustavo, Orlando, Saulo e Humberto pela confiança em mim depositada e na ajuda inicial prestada por vocês a este meu trabalho. O Gustavo está terminando seu doutorado e o Orlando esta começando seu doutorado na EESC-USP. O Saulo fez mestrado no ITA/EMBRAER.

À Prefeitura Municipal de Ilha Solteira/SP que permitiu a instalação de meu experimento junto à Estação Elevatória de Esgoto-R2, fornecendo material elétrico e pagando a conta de luz.

Aos funcionários da Prefeitura Municipal de Ilha Solteira/SP lotados no R2, Srs Daniel, Motorola e Tiquim, e como não poderia esquecer jamais do Sr Lazáro que ligou minha bancada à rede elétrica da estação, possibilitando realizar meu experimento.

À FAPESP pelo auxilio financeiro dado ao projeto de reatores aeróbios de Leito Fluidizado (Processo 01/12458-4).

À FUNDUNESP pelo auxilio financeiro dado a este projeto (Processos 279/2001 e 530/2003).

Por fim quero agradecer a DEUS, este arquiteto do universo, por tudo de bom que me tem proporcionado nesta vida e registrar meus agradecimentos a todos que de uma forma direta ou indireta me ajudaram nesta empreitada de minha vida, que por ventura tenha esquecido.

RESUMO

GEBARA, DIB (2006)- *Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário*. São Paulo, 400p. Tese (Doutorado), Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

Apresenta-se a investigação experimental do tratamento de esgoto sanitário, submetido apenas a gradeamento, por meio de reatores aeróbios de leito trifásico com circulação em tubos concêntricos induzida por injeção de ar. Foram construídos dois reatores com 0,25m de diâmetro externo, 0,20m de diâmetro interno e alturas de 6m (R6) e 12m (R12). O meio suporte utilizado (fase sólida) foi areia com 0,27mm de diâmetro médio. Os tempos de detenção hidráulica investigados variaram entre 1,0h e 8,0h, com concentração de sólidos de 50g/l e 100g/l.

Nas etapas iniciais do trabalho houve a necessidade de vazões de ar da ordem de 6000 l/h para manter o meio em suspensão, introduzindo uma quantidade de oxigênio superior ao necessário para o tratamento. Para diminuir a vazão de ar foi utilizado um propulsor axial no tubo de subida para auxiliar a circulação do meio trifásico, o que permitiu reduzir as vazões de ar para cerca de 3500 l/h. Os melhores resultados desta fase foram obtidos com TDH = 3h e 100g/l de areia. As remoções médias de DBO bruta, e filtrada, DQO bruta e filtrada e NTK foram de 89%, 99%, 84%, 95% e 87%, respectivamente, para o R12 e de 89%, 98%, 82%, 95% e 86%, respectivamente, para o R6, sem diferenças estatisticamente significativas entre os reatores. As remoções médias de fósforo total para os reatores R12 e R6 com TDH = 3h foram 31% e 32%.

Entretanto, foi produzida uma parcela de sólidos em suspensão de baixa sedimentabilidade, que prejudicava a qualidade do efluente final. As soluções investigadas para este problema foram a utilização de uma câmara de flotação no R12 e a diminuição do diâmetro do tubo de subida, implantada no R6. Ambos os reatores foram ensaiados com TDH = 3h e 100g/l de areia.

O sistema de flotação foi avaliado com taxas de recirculação de 15% e 20%. O efluente final resultante ainda continha uma parcela indesejável de biomassa suspensa. A remoção média de fósforo total durante essa etapa foi de 42 %. De forma geral não houve melhorias estatisticamente significativas na operação do flotador na remoção de fósforo e nos demais parâmetros avaliados. Entretanto ensaios em laboratório mostraram que com a adição de 75 mg/l de Cloreto Férrico a remoção de fósforo total aumentou para 87 %.

A redução do diâmetro do tubo interno no R6 permitiu diminuir as vazões iniciais para 1500 l/h sem problemas de suspensão do leito, sendo posteriormente aumentado para 2100 l/h por exigência do tratamento biológico. As remoções médias de DQO e DBO brutas, NT, e Fósforo Total situaram-se em 91%, 88%, 72% e 32% respectivamente. O reator apresentou bom desempenho hidrodinâmico, melhorando os problemas de sedimentabilidade do lodo e as características físicas do efluente.

A pesquisa mostra que a solução de leito trifásico com circulação é tecnicamente viável para o tratamento de esgoto sanitário submetido apenas a gradeamento. A câmara de flotação integrada mostrou-se tão eficiente quanto os decantadores, com a vantagem de permitir aumento significativo na remoção de fósforo com a adição de floclantes.

Os dados demonstraram também que é possível controlar as condições hidrodinâmicas para a produção de lodo com melhor sedimentabilidade e para otimizar a necessidade de injeção de ar, atuando sobre a relação entre os diâmetros interno e externo.

Os aspectos econômicos envolvidos na utilização eficiente do ar constituem a principal necessidade de pesquisa visando à adoção da tecnologia para a utilização proposta.

Palavras Chaves: leito fluidizado, biofilme, remoção de nitrogênio e fósforo, reatores aeróbios, esgoto sanitário

ABSTRACT

GEBARA,DIB (2006)- *Performance of an aerobic fluidized bed reactor in sanitary sewage treatment*. São Paulo, 400p. Tese (Doutorado), Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

The experimental investigation of the sanitary sewage treatment, submitted only to screening, through three-phase bed aerobic reactors with circulation in concentric tubes induced by air injection, is presented. Two reactors had been constructed, with 0.25 m external diameter, 0.20 m internal diameter, and 6m (R6) and 12m (R12) high, respectively. The support medium (solid phase) was sand with 0.27 mm medium diameter. The hydraulic detention times investigated ranged between 1.0 h and 8.0 h, with solid concentrations of 50 g/l and 100 g/l.

At the initial stages of the research, the reactors needed to work with air outflow of 6000 l/h, to maintain the support medium suspended, introducing an oxygen quantity higher than the necessary to the treatment. To reduce the air outflow, an axial propeller had been used at the ascent tube to aid the circulation, allowing to reduce the air outflows to about 3500 l/h. The best results for this stage had been obtained with HDT = 3h and 100g sand/l. The averaged removal of rough and filtered BOD, rough and filtered COD, and TKN for the R12 were 89%, 99%, 84%, 95%, and 87%, respectively. For the R6 the values were 89%, 98%, 82%, 95%, and 86%, respectively, without statistically significant differences between the R6 and R12. The averaged total phosphorus removal for R12 and R6 were 31 and 32%, with HDT = 3h.

However, a low sedimentability portion of suspending solids had been produced, which prejudiced the final effluent quality. The solutions investigated to solve this problem were a flotation chamber in the R12 and the reduction of the ascent tube diameter, in the R6. Both reactors had been analyzed with HDT = 3h and 100g sand/l.

The flotation system had been analyzed with recirculation rate of 15% and 20%. The final effluent still contained an undesired suspended biomass portion. The medium total phosphorus removal during this stage was 42%. Generally, there was no statistically significative improvements at the flotation tank operation in the phosphorus removal and others evaluated parameters. Laboratory assays, however, showed that adding 75 mg ferric chloride, the total phosphorus removal increased to 87%.

The intern tube diameter reduction at the R6 diminished the initial outflow to 1500 l/h, without bed suspension problems. The outflow was later increased to 2100 l/h, due to the biological treatment. The medium removal of CDO, BOD, NT ant total phosphorus were 91%, 88%, 72%, and 32%, respectively. The reactor presented good hydrodynamic performance, improving the sedimentability problems of the sludge and the effluent physical characteristics.

The research shows that the triphasic bed with circulation solution is technically feasible for the sanitary sewerage treatment submitted only to screening. The integrated flotation chamber was as efficient as the sedimentations tanks, with the advantage of to allow significative increase in the phosphorus removal with coagulants addition.

The data also shown that it is possible to control the hydrodynamic conditions to produce sludge with better sedimentability and to optimize the air injection necessity, influencing the relation between the internal and the external diameters.

The economical aspects involved in the efficient use of the air constitutes the principal research necessity, aiming the adoption of the technology to the proposed use.

Key words: fluidized bed, biofilm, nitrogen and phosphorus removal, aerobic reactors, sanitary sewage.

Lista de Figuras

Figura 1.1: Esquema de um reator BAS, tipo “air-lift”, segundo Heijnen (1990)	24
Figura 3.1: Formas de fluidização do leito. Adaptado de Levenspiel e Kunii (1991).....	28
Figura 3.2: Volume de controle utilizado no balanço de quantidade de movimento. Adaptado de Courderc (1985)	31
Figura 3.3: Relação entre queda de pressão e velocidade para um leito de areia uniforme. Adaptado de Shirai (1958, apud Levenspiel e Kunii, 1991)	36
Figura 3.4: Expansão do leito e início de borbulhamento em relação à velocidade de fluxo ascendente. L_f = altura do leito; L_m = 130,8cm. Adaptado de Morooka (1973, apud Levenspiel e Kunii, 1991) e Miyauchi et al (1981, apud Levenspiel e Kunii, 1991)	37
Figura 3.5: Representação esquemática de um biofilme. Adaptado de Von Sperling (1996).....	39
Figura 3.6: Gradientes de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras. Adaptado de Von Sperling (1996).....	39
Figura 3.7: Estrutura do biofilme – (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato (aumentado da esquerda para direita) e das forças de atrito (diminuindo da esquerda para direita); (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades. Adaptado de Nicolella et al. (2000b)	43
Figura 3.8: Classificação dos biofilmes segundo Heijnen et al. (1991).....	44
Figura 3.9: Variação no tempo da biomassa e remoção de substrato, indicando as fases de indução, acumulação e estabilização. Adaptado de Trulear e Characklis (1982)	46
Figura 3.10: Formas de imobilização e sua classificação em termos do fenômeno físico de localização. Adaptado de Karel et al. (1985).	48
Figura 3.11: Esquema de um reator USB (Upflow Sludge Blanket). Adaptado de Nicolella et al. (2000a).....	49
Figura 3.12: Esquema de um reator BFB (Biofilm Fluidized Bed). Adaptado de Nicolella et al. (2000a).....	50
Figura 3.13: Esquema de um reator ESGB (Expanded Granular Sludge Blanket). Adaptado de Nicolella et al. (2000a)	50
Figura 3.14: Esquema de um reator IC (Internal circulation). Adaptado de Nicolella et al. (2000a)....	51
Figura 3.15: Esquema do processo de tratamento por leito fluidizado. Adaptado de Heijnen et al. (1989)	53
Figura 3.16: Variáveis envolvidas em projetos de reatores de leito expandido/fluidizado. Adaptado: Mendonça, (2004) e Nicolella et al. (2000a).....	55
Figura 3.17: Efeito da velocidade sobre a concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981)	63
Figura 3.18: Efeito do tamanho do meio na concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981)	64
Figura 3.19: Efeito da espessura do biofilme na concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981).....	65
Figura 3.20: Efeito do teor de umidade do biofilme sobre a concentração de biomassa. Adaptado de Shieh et al.(1981)	65
Figura 3.21: Comportamento da fração volumétrica de gás no tubo interno com injetores cilíndricos. Adaptado de Merchuk et al. (1997).....	67
Figura 3.22: Variação da fração volumétrica de gás no tubo de subida em função da velocidade superficial do gás, concentração de sólidos e diâmetros dos orifícios (● - 1,6mm; □ - 1,0mm; ▼ - 0,5mm) (a) sólidos de baixa massa específica, (b) sólidos com alta massa específica. Adaptado de Freitas et al. (2000).....	68
Figura 3.23: Esquema de um reator BAS (Biofilm Airlift Suspension). Adaptado de Nicolella et al. (2000a).....	70
Figura 3.24: Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás Adaptado de Heijnen et al. (1997)	72
Figura 3.25: Representação esquemática da expansão no tubo interno (subida) e externo (descida) como função da velocidade superficial do gás. Adaptado de Van Benthum et al. (1999b).....	75

Figura 3.26: Influência da concentração e massa específica dos sólidos sobre a fração volumétrica de gás em função do diâmetro do orifício do injetor e da vazão de ar (2100 l/h: O - baixa massa específica, ● - alta massa específica; 5300 l/h: □ - baixa massa específica, ■ - alta massa específica; 8000 l/h: ◇ - baixa massa específica, ◆ - alta massa específica; 11800 l/h: ▽ - Baixa massa específica, ▼ - alta massa específica). Adaptado de Freitas et al. (2000)	77
Figura 3.27: Efeito da concentração e massa específica dos sólidos – a) sólidos de alta massa específica; b) sólidos de baixa massa específica. Adaptado de Freitas et al. (2000).....	78
Figura 3.28: Expansão (fração de gás) no tubo interno em função da potência inserida. Adaptado de Bello et al. (1984).....	79
Figura 3.29: Variação da expansão (fração de gás) no tubo interno. Adaptado de Bello et al. (1984) ..	79
Figura 3.30: Gráfico com os resultados de $K_L a$ dos trabalhos citados na tabela 3.15. Adaptado de Bello et al. (1984).....	81
Figura 3.31: $K_L a$ em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Dados obtidos por Bello et al. (1984), em modelos de circulação externa. Adaptado de Bello et al. (1984).....	82
Figura 3.32: $K_L a$ em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Adaptado de Bello et al. (1984)	82
Figura 3.33: Esquema do volume de controle no modelo de Chisti. Adaptado: Chisti et al. (1987).....	85
Figura. 3.34: Representação esquemática do fluxo de massa e de energia para modelo hidrodinâmico. Adaptado de Merchuk e Berzin (1995)	99
Figura 3.35: Representação esquemática do reator air-lift. Adaptado Merchuk e Berzin (1995)	99
Figura 3.36: Efeito do diâmetro das partículas na concentração de biomassa. Adaptado de Heijnen et al.(1991).....	110
Figura 3.37: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função da taxa de diluição. Adaptado de Heijnen et al. (1992)	111
Figura 3.38: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função do tempo de detenção hidráulico. Adaptado de Heijnen et al. (1992)	111
Figura 3.39: Efeito do tempo de detenção hidráulico no desenvolvimento do biofilme em reator BAS. Adaptado de Heijnen et al. (1992).....	112
Figura 3.40: Concentrações de nitrogênio, nas suas diversas formas, encontradas no esgoto sanitário em algumas regiões brasileiras. Adaptado de Mendonça (2004).....	113
Figura 3.41: Ciclo do nitrogênio. Adaptado de Colliver e Stephenson (2000).....	114
Figura 3.42: Reações e características envolvidas na nitrificação. Adaptado de Barnes e Bliss (1983) e Sedlak (1991)	115
Figura 3.43: Reações e características envolvidas na desnitrificação. Adaptado de Torres et al. (1998).....	118
Figura 3.44: Processos biológicos de remoção de nitrogênio	119
Figura 3.45: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Completamente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) ...	121
Figura 3.46: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Parcialmente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994).....	121
Figura 3.47: Perfil de nitrogênio no interior do biofilme. Adaptado de Iwai e Kitao,(1994)	122
Figura 4.1: Estrutura de suporte dos reatores	124
Figura 4.2: Esquema inicial da bancada experimental	125
Figura 4.3: Esquema inicial dos decantadores	126
Figura 4.4: Detalhe dos difusores de ar (pedra sinterizada).....	129
Figura 4.5: Detalhe do injetor de ar (PVC).....	129
Figura 4.6: Detalhe esquemático – Região do decantador.....	130
Figura 4.7: Etapas de Trabalho	131
Figura 4.8: Detalhe esquemático – Bomba de eixo vertical.....	132
Figura 4.9: Esquema do flotor proposto.....	134
Figura 4.10: Esquema alimentação – Sistema de flotação.....	135
Figura 4.11a: Rotâmetro	135
Figura 4.11b: Válvula e entrada câmara de flotação	135
Figura 4.12a: Câmara de flotação.....	136
Figura 4.12b: Injetores.....	136

Figura 4.13: Esquema do flutuador com os pontos de coleta das amostras.....	136
Figura 4.14: Exemplos da etapa de análise da sequência de dados e seleção dos pontos para o ajuste com dados brutos de dois ensaios.....	140
Figura 4.15: Exemplos da etapa de análise da sequência de dados e seleção dos pontos para o ajuste com dados brutos de dois ensaios.....	140
Figura 4.16: Exemplo da fase de estimativa inicial dos parâmetros de ajuste por meio visual.	141
Figura 4.17: Exemplo da tela após a execução da fase final do programa, com os valores calculados em vermelho.....	142
Figura 4.18: Esquema da sonda de condutividade elétrica com suas dimensões	
Fonte: Guardia Filho (2001).	145
Figura 4.19: Foto da sonda utilizada.	145
Figura 4.20: Ambiente de trabalho do programa de aquisição.....	146
Figura 4.21 – Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador.....	146
Figura 4.22: Esquema dos pontos de coleta de amostras de sólidos.....	149
Figura 4.23: Esquema da determinação da expansão do leito.....	150
Figura 4.24: Aparato experimental fonte: (Metcalf e Eddy, 1991).....	154
Figura 4.25: Curva de calibração da proveta	156
Figura 5.1: Expansão total observada no reator R12 com água limpa.....	159
Figura 5.2: Expansão total observada no reator R6 com água limpa	160
Figura 5.3: Comportamento da expansão em função da vazão de ar para várias quantidades de areia no reator R12	161
Figura 5.4: Variação da expansão com a variação da quantidade de areia no reator R12, para várias vazões de operação.....	161
Figura 5.5: Comportamento da expansão em função da vazão de ar para várias quantidades de areia no reator R6	162
Figura 5.6: Variação da expansão com a variação da quantidade de areia no reator R6, para várias vazões de operação.....	162
Figura 5.7: Concentração de areia ao longo da altura do reator R12, observada com vazões de ar entre 1.000 l/h e 5.000 l/h.....	163
Figura 5.8: Concentração de areia ao longo da altura do reator R12, observada com vazões de ar entre 1.000 l/h e 7.000 l/h.....	164
Figura 5.9: Concentração de areia ao longo da altura do reator R12 em função das vazões de ar, para concentração nominal esperada de 100g/l	165
Figura 5.10: Concentração de areia ao longo da altura do reator, observada com vazões de ar entre 4.000 l/h e 8.000 l/h, para concentração nominal esperada de 125g/l.....	166
Figura 5.11: Curva de calibração da proveta para determinação da massa de areia em função do volume sedimentado.....	167
Figura 5.12: Relação entre a areia colocada no reator R12 (concentração nominal) e a concentração média em suspensão observada para vazões de 2000 a 6000 l/h.....	168
Figura 5.13: Efeito do diâmetro interno sobre as velocidades de circulação induzidas pelo ar.....	169
Figura 5.14: Velocidades de circulação induzidas em função da velocidade superficial do ar injetado, para várias configurações de reatores.....	169
Figura 6.1: K_{La20} do R12 em função da vazão de ar injetada e do tipo de injetor.....	172
Figura 6.2: K_{La20} do R6, configuração 250-200 em função da vazão de ar injetada.....	173
Figura 6.3: K_{La20} dos reatores R12 e R6 em função da vazão de ar injetada.....	173
Figura 6.4: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da vazão de ar para os dois reatores	174
Figura 6.5: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE), em função da vazão de ar injetado, para as duas alturas de reator utilizadas.....	175
Figura 6.6: Proporção transferida ao meio do oxigênio disponível no ar injetado.....	175
Figura 6.7: Efeito da concentração de meio suporte sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio (K_{La}) do R12.....	176
Figura 6.8: Efeito da concentração de areia sobre a taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) no R12	176

Figura 6.9: Efeito da concentração de meio suporte sobre a taxa de transferência de oxigênio por Watt consumida (SAE) no R12	177
Figura 6.10: Efeito da adição de areia sobre a fração do oxigênio disponível que é transferida pelo ar ao meio (SOTE) no R12	177
Figura 6.11: Efeito da concentração de meio suporte sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio (K_La) do R6.....	178
Figura 6.12: Efeito da concentração de areia sobre a taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) no R6	178
Figura 6.13: Efeito da concentração de meio suporte sobre a taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) no R6.....	178
Figura 6.14: Efeito da adição de areia sobre a fração do oxigênio disponível que é transferida pelo ar ao meio (SOTE) no R6	179
Figura 6.15: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da vazão de ar para os dois reatores com adição de areia (meio trifásico).....	179
Figura 6.16.- Resultado do ensaio de K_La realizado no R6 com as configurações 250-100 e 250-200.	180
Figura 6.17: Taxa padrão de transferência de oxigênio em função da vazão de ar para as configurações 250-200 e 250-100	181
Figura 6.18: Eficiência padrão de aeração das configurações 250-100 e 250-200	181
Figura 7.1: Concentração DBO bruta afluente – Campanhas 24 horas	182
Figura 7.2: Concentração DQO bruta afluente – Campanhas 24 horas.....	183
Figura 7.3: Concentração nitrogênio amoniacal afluente – Campanhas 24 horas.....	183
Figura 7.4: Concentração NTK Afluente – Campanhas 24 horas	184
Figura 7.5: Concentração de sólidos totais, fixos e voláteis no sfluente – Campanha 24 horas (2 e 3/05/2000).....	184
Figura 7.6: Concentração de sólidos totais, fixos e voláteis no afluente – Campanha 24 horas (31/05 e 1/06/2000)	185
Figura 7.7: Curvas granulométricas obtidas nos ensaios de caracterização do meio suporte	185
Figura 9.1: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 4h e 50g/l de concentração de areia	191
Figura 9.2: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 4h e 50g/l de concentração de areia	193
Figura 9.3: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 50g/l de concentração de areia	195
Figura 9.4: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 50g/l de concentração de areia	197
Figura 9.5: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 100g/l de concentração de areia	198
Figura 9.6: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 100g/l de concentração de areia	200
Figura 9.7: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de areia	202
Figura 9.8: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de areia	203
Figura 9.9: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l de concentração de areia	205
Figura 9.10: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l de concentração de areia	206
Figura 9.11: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH de 4h e 50g/l de concentração de areia.....	208
Figura 9.12: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH de 8h e 50g/l de concentração de areia.....	209
Figura 9.13: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH de 8h e 100g/l de concentração de areia.....	210
Figura 9.14: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de areia	211

Figura 9.15: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de areia	212
Figura 9.16: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 4h e 50g/l	214
Figura 9.17: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 4h e 50g/l.....	215
Figura 9.18: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 50g/l	216
Figura 9.19: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 50g/l.....	217
Figura 9.20: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 100g/l	218
Figura 9.21: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 100g/l.....	219
Figura 9.22: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l	220
Figura 9.23: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l.....	221
Figura 9.24: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l.....	222
Figura 9.25: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l	223
Figura 9.26: Concentração (a) e remoção (b) de fósforo total	227
Figura 9.27: Concentração (a) e remoção percentual (b) de ortofosfato	228
Figura 9.28: Concentração (a) e remoção (%) de fósforo total, TDH 3h e 2h	229
Figura 9.29: Concentração (a) e remoção percentual (b) de ortofosfato, TDH 3h e 2h	230
Figura 9.30: Características das séries de DBO afluente.....	233
Figura 9.31: Características básicas das séries de DBO efluente dos reatores.....	234
Figura 9.32: Efeito do TDH , concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a DBO bruta efluente	235
Figura 9.33: Características básicas das séries de DBO filtrada efluente dos reatores.....	236
Figura 9.34: Relação entre TDH e DBO filtrada na saída do reator R12 (a) e R6 (b) para as concentrações de meio suporte de 50g/l e 100g/l.....	237
Figura 9.35: Remoção de DBO filtrada em função do TDH para os dois reatores e concentrações de meio suporte investigadas.....	238
Figura 9.36: Características básicas da DQO afluente nos diversos ensaios	239
Figura 9.37: Características básicas das séries de DQO efluente dos reatores	240
Figura 9.38: Efeito do TDH , concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a DQO bruta efluente	241
Figura 9.39: Características básicas das séries de DQO filtrada efluente dos reatores.....	242
Figura 9.40: Efeito do TDH , concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a DQO filtrada efluente.	243
Figura 9.41: Características básicas do NTK afluente nos diversos ensaios.....	244
Figura 9.42: Características básicas do nitrogênio amoniacal afluente nos diversos ensaios.	246
Figura 9.43: Características básicas das séries de nitrogênio amoniacal efluente dos reatores	247
Figura 9.44: Características básicas das séries de nitrito (a) e nitrato (b) no efluente do R12.....	249
Figura 9.45: Características básicas das séries de nitrito (a) e nitrato (b) no efluente do R6	250
Figura 9.46: Efeito do TDH, concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a eficiência na remoção de nitrogênio	251
Figura 10.1: Resultados do monitoramento da DBO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	255
Figura 10.2: Remoção percentual da DBO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	255
Figura 10.3: Resultados do monitoramento da DQO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	256

Figura 10.4: Remoção percentual da DQO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	256
Figura 10.5: Resultados de Nitrogênio em suas diversas formas no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	257
Figura 10.6: Concentração de sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e efluente do reator de 12 m com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	258
Figura 10.7: Concentração de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e efluente do reator de 12 m com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	258
Figura 10.8: Concentração de fósforo total (a), ortofosfato (b) e remoção de fósforo total e ortofosfato (c) no reator de 12 m com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte	260
Figura 10.9: Concentração de fósforo total (a), ortofosfato (b) e remoção de fósforo total e ortofosfato (c) no reator de 12m sem e com sistema de flotação	261
Figura 10.10: Vazões de ar durante a carreira da configuração 250-100.....	264
Figura 10.11: Dados de acompanhamento do oxigênio dissolvido na zona de reação	264
Figura 10.12: DBO de entrada (bruta) e de saída (bruta e filtrada), no R6 configuração 250-100	265
Figura 10.13: Aspecto visual do afluente e do efluente bruto e filtrado	265
Figura 10.14: DQO de entrada (bruta) e de saída (bruta e filtrada), no R6 configuração 250-100	266
Figura 10.15: Resultados de nitrogênio para a configuração 250-100, TDH = 3h.....	267
Figura 10.16: Fósforo na entrada (esgoto afluente)e saída (efluente) do reator R6 configuração 250-100.....	267
Figura 10.17: DBO bruta afluente aos ensaios com as duas configurações.....	269
Figura 10.18: DBO bruta e filtrada efluente dos ensaios com as duas configurações.....	269
Figura 10.19: Ensaios com DQO bruta afluente das duas Configurações	271
Figura 10.20: Efluente dos ensaios de DQO bruta e filtrada com as duas configurações	271
Figura 10.21: Dados de N amoniacal e NT afluente às duas configurações	273
Figura 10.22: Dados de N amoniacal, nitrito, nitrato e NT no efluente das duas configurações	273
Figura 10.23: Resultados das determinações analíticas de sólidos totais afluentes e efluentes	275
Figura 10.24: Resultados das determinações analíticas de sólidos suspensos afluentes e efluentes ...	276
Figura 11.1: Estimativa da espessura do biofilme.....	279
Figura 11.2: Estimativa da massa específica da biopartícula.....	280
Figura 11.3: Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico – R12.....	281
Figura 11.4: Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico e pH de 6,0 – Reator de 12m.....	283
Figura 11.5: Gráfico de turbidez em função do tempo de ensaio e concentração de cloreto férrico... 284	284
Figura 11.6: Concentração de Fósforo total em função do tempo de ensaio e concentração de cloreto férrico	285
Figura 11.7: Concentração de ortofosfato em função do tempo de ensaio e concentração de cloreto férrico	285
Figura 11.8: Determinação da taxa de recirculação (A/S) – R12.....	286
Figura 11.9: Determinação da taxa de recirculação (A/S) – R6.....	286
Figura 11.10: Concentrações obtidas em laboratório de fósforo total (a) e remoção média de fósforo total (b), com taxa de recirculação de 20%.....	287
Figura 11.11: Concentrações obtidas em laboratório de sólidos suspensos (a), e remoção média de sólidos suspensos (b), com taxa de recirculação de 20%.....	289
Figura 11.12: Concentrações obtidas em laboratório de sólidos suspensos voláteis (a), remoção média de sólidos suspensos (b), com taxa de recirculação de 20%	290
Figura 11.13: Concentrações obtidas em laboratório de DQO (a) e remoção média de DQO (b), com taxa de recirculação de 20%	291

Lista de Tabelas

Tabela 3.1: Velocidades mínimas de fluidização para distintos materiais suporte.	
Fonte: Mendonça (2004).....	35
Tabela 3.2: Razões do interesse pelo uso de biofilmes. Fonte Nicolella et al. (2000a).....	38
Tabela 3.3: Estágios da formação do biofilme. Fonte: Iwai e Kitao (1994)	42
Tabela 3.4: Critério de classificação das partículas para biofilme. Fonte: Heijnen et al. (1992).....	44
Tabela 3.5: Efeito do tipo de partícula na formação do biofilme. Fonte: Heijnen et al. (1992).....	45
Tabela 3.6: Principais aspectos da forma de imobilização de microrganismos para o tratamento de águas residuárias. Fonte: Cohen (2001).....	48
Tabela 3.7: Vantagens e desvantagens em reatores que utilizam biofilme aderido. Fonte Mendonça (2004)	51
Tabela 3.8: Características de projeto e operação de reatores de filme fixo. Fonte Metcalf e Eddy (1991); Bordacs e Young (1997); Droste (1997); Henze et al. (1997); Rocha et al. (2000); Nicolella et al. (2000a); Bosander e Westlund (2000)	52
Tabela 3.9: Aspectos positivos e negativos de um reator de leito expandido/fluidizado. Fonte: Cooper & Atkinson (1981); Stronach et al. (1986); Sutton e Mishra (1991); Schügerl (1997) e Pereira et al. (2000), Mendonça (2004)	54
Tabela 3.10: Relação entre os aspectos de projeto e operação com a geometria do reator. Fonte: Mendonça, (2004).	55
Tabela 3.11: Aplicações da tecnologia de reatores de leito expandido/fluidizado Fonte: Mendonça (2004)	55
Tabela 3.12: Problemas decorrentes da escolha do material. Fonte: Andrews e Trapasso (1985).....	57
Tabela 3.13: Características dos injetores utilizados por Merchuk et al. (1997).....	66
Tabela 3.14: Diferenças entre processo de tratamento convencional de esgoto, e o processo de reator BAS. Fonte Heijnen et al. (1993).....	71
Tabela 3.15: Dados de trabalhos com reatores de tubos concêntricos Fonte: Bello et al (1984).	81
Tabela 3.16: Valores de K_{La} em função da velocidade superficial do ar. Fonte: Lertpocasombut, (1991).	82
Tabela 3.17: Valores dos coeficientes de transferência de oxigênio, K_{La} (s^{-1}) em duas diferentes regiões do reator “air-lift” Fonte: Alberte, (2003).....	83
Tabela 3.18: Massa específica seca de biofilme. Fonte: Shieh et al.(1981).....	104
Tabela 3.19: Remoção de nitrogênio – Processos biológicos. Fonte: Kapoor e Viraraghan (1997); Van Loosdrecht e Jetten (1998).....	114
Tabela 4.1: Métodos	152
Tabela 4.2: Pressões de serviço e taxas de recirculação	155
Tabela 8.1: Concentrações e remoções médias – Carreira 2 (TDH = 2h, C = 50g/l)	187
Tabela 8.2: Concentrações e remoções médias – Carreira 3 (TDH = 1h, C = 50g/l)	188
Tabela 8.3: Concentrações e remoções médias – Carreira 4 (TDH = 8h, C = 50g/l)	189
Tabela 9.1: Resumo dos dados de DBO da série 4-50.....	192
Tabela 9.2: Resumo dos dados de DQO da série 4-50	194
Tabela 9.3: Resumo dos dados de DBO da série 8-50.....	194
Tabela 9.4: Resumo dos dados de DQO da série 8-50	196
Tabela 9.5: Resumo dos dados de DBO da série 8-100.....	199
Tabela 9.6: Resumo dos dados de DQO da série 8-100	199
Tabela 9.7: Resumo dos dados de DBO da série 4-100A	201
Tabela 9.8: Resumo dos dados de DQO da série 4-100A.....	201
Tabela 9.9: Resumo dos dados de DBO da série 3-100A	204
Tabela 9.10: Resumo dos dados de DQO da série 3-100A.....	204
Tabela 9.11: Resumo dos dados de DBO da série 2-100A	207
Tabela 9.12: Resumo dos dados de DQO da série 2-100A.....	207
Tabela 9.13: Valores médios do Nitrogênio em suas diversas formas e remoção média de nitrogênio	212

Tabela 9.14: Médias de sólidos totais, fixos e voláteis.....	213
Tabela 9.15: Médias de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis	214
Tabela 9.16: Balanço de sólidos totais no R12	224
Tabela 9.17: Balanço de sólidos totais no R6	224
Tabela 9.18: Balanço de sólidos suspensos no R12	225
Tabela 9.19: Balanço de sólidos suspensos no R6	225
Tabela 9.20: Valores médios do fósforo total e ortofosfato e remoções percentuais médias	230
Tabela 9.21: Teste de variância das médias de DBO bruta afluente.	232
Tabela 9.22: Teste de significância do efeito da altura sobre a DBO. Hipótese de nulo H_0 : DBO R12m = DBO R6m.....	233
Tabela 9.23: Características da DBO filtrada efluente e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : DBO R12m = DBO R6m	235
Tabela 9.24: Teste de variância das médias de DQO bruta afluente.....	238
Tabela 9.25 : Características da DQO bruta na saída e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : DQO R12m = DQO R6m.....	239
Tabela 9.26 : Características da DQO filtrada na saída e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : DQO R12m = DQO R6m.....	241
Tabela 9.27: Teste de variância das médias de NTK afluente. Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de NTK.....	244
Tabela 9.28: Teste de variância das médias de nitrogênio amoniacal afluente. Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de nitrogênio amoniacal.....	245
Tabela 9.29 : Dados do nitrogênio amoniacal efluente dos reatores e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : R12m = R6m	246
Tabela 9.30 : Características do nitrito e nitrato na saída e teste do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : R12 = R6.....	248
Tabela 9.31: Teste de variância das médias de fósforo total afluente. Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de fósforo total.....	252
Tabela 9.32 : Fósforo Total na saída e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : Fósforo Total R12 = Fósforo R6.....	252
Tabela 9.33: Teste de variância das médias de ortofosfato esgoto afluente. Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de ortofosfato	253
Tabela 9.34 : Ortofosfato na saída e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : Ortofosfato R12 = Ortofosfato R6	253
Tabela 10.1: Resultados de sólidos obtidos nos ensaios com o lodo no reator de 12 m.....	259
Tabela 10.2: Remoção percentual do R12 com e sem flutador.....	262
Tabela 10.3: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DBO	268
Tabela 10.4: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DQO	270
Tabela 10.5: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de Nitrogênio em suas diversas formas.....	272
Tabela 10.6: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de sólidos totais, totais fixos e totais voláteis.....	274
Tabela 10.7: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de sólidos suspensos, suspensos fixos e suspensos voláteis.....	275
Tabela 10.8: Remoção percentual das configurações 250-200 e 250-100.....	277
Tabela 11.1 : Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico - ensaio com jar-test no reator de 12m.....	281
Tabela 11.2: Ensaio sólidos sedimentáveis – Reator 12 m	282
Tabela 11.3: – Valores de turbidez em função do pH para concentração de 50mg/l de cloreto férrico - Reator 12 m.....	282
Tabela 11.4: Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico - ensaio com “jar-test” no reator de 12m e pH de 6,0.....	283
Tabela 11.5: Ensaio com uma concentração de 50 mg/l de cloreto férrico para pH de 6,0, 7,0, 8,0... 283	
Tabela 11.6: Ensaio com pH de 6,0 e para concentrações de cloreto férrico de 25, 50 e 75mg/l	284
Tabela 11.7: Resultados de fósforo para pH = 6,0, nas concentrações de 25,50 e 75mg/l de $FeCl_3$... 284	
Tabela 11.8: Resumo das determinações analíticas em ensaios de flotação	292
Tabela 11.9: Resumo das remoções percentuais em ensaios de flotação	293

Lista de Abreviaturas

BAS	Biofilm Airlift Suspension
BFB	Biofilm Fluidized Bed
EGSB	Expanded Granular Sludge Blanket
FBBR	Fluidized Bed Biofilm Reactors
GAC	Granular Activated Carbon
IC	Internal Circulation
SBBR	Sequency Batch Biofilm Reactor
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
USB	Upflow Sludge Blanket
CD	Coeficiente de Desuniformidade
SAE	Eficiência Padrão de Aeração ($L^{-2}T^2$)
SOTE	Eficiência de Transferência Padrão
SOTR	Taxa de Transferência Padrão de Oxigênio (MT^{-1})
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica (T)
COS	Carga Orgânica Superficial ($ML^{-2}T^{-1}$)
COV	Carga Orgânica Volumétrica ($ML^{-3}T^{-1}$)
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio (ML^{-3})
DQO	Demanda Química de Oxigênio (ML^{-3})
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl (ML^{-3})
OD	Oxigênio Dissolvido (ML^{-3})
SF	Sólidos fixos (ML^{-3})
ST	Sólidos Totais (ML^{-3})
SV	Sólidos Voláteis (ML^{-3})
SSF	Sólidos Suspensos Fixos (ML^{-3})
SST	Sólidos Suspensos Totais (ML^{-3})
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis (ML^{-3})

Lista de Símbolos

A	Área total (L^2)
A_e, A_d	Área do tubo externo ou região anular (downcomer) (L^2)
A_i, A_r	Área do tubo interno (riser) (L^2)
Ar	Número de Arquimedes
A/M	Relação alimento microrganismo
a	Superfície específica para todo leito (L^{-1})
a'	Superfície específica de uma partícula (L^{-1})
C_D	Coeficiente de arrasto
C_0	Concentração inicial, de oxigênio (ML^{-3})
$C_{\infty 20}$	Concentração de saturação de oxigênio a 20°C (ML^{-3})
C_{s20}	Concentração de oxigênio dissolvido a 20°C, pressão padrão de 1atm e 100% de umidade relativa (ML^{-3})
C_s, C_{∞}	Concentração de saturação de oxigênio (ML^{-3})
C_{st}	Concentração de oxigênio dissolvido a temperatura do teste, a uma pressão total padrão de 1atm e 100% de umidade relativa (ML^{-3})
$C_{x,part}$	Concentração de biomassa na partícula (ML^{-3})
$C_{x,susp}$	Concentração de biomassa na suspensão (ML^{-3})
D	Taxa de Diluição
d_{eff}	Diâmetro efetivo (L)
d_m	Diâmetro da partícula sem biofilme (L)
d_p	Diâmetro médio (L)
$\bar{d}_p$	Diâmetro médio das biopartículas (L)
d_{sph}	Diâmetro esférico equivalente (L)
E_1, E_2	Energia Total por unidade de tempo no ponto 1 e 2 (ML^2T^{-3})
$(Ed)_{b/t}$	Potência dissipada na base/topo (ML^2T^{-3})
$(Ed)_{d/su}$	Potência dissipada no tubo de descida/subida (ML^2T^{-3})
$(Ed)_{i/e}$	Potência dissipada no tubo interno/externo (ML^2T^{-3})
$(Ed)_{g,b}$	Potência dissipada pelo gás na base (ML^2T^{-3})
e_i	Expansão do leito entre o ponto i e a superfície (L)
F	Força resultante sobre o volume de controle (MLT^{-2})
F_D	Força de Arrasto (MLT^{-2})
F'_D	Força de arrasto no sistema (MLT^{-2})
Fp_i	Força devido a pressão (MLT^{-2})
F_{sup}	Força sobre as superfícies sólidas (MLT^{-2})
$f(\epsilon)$	Fator de correção (considera as interações entre partículas)
Ga	Número de Galileu
g	Aceleração da gravidade (LT^{-2})
H	Altura do tubo indutor de movimento (L)
H_b	Altura do leito expandido (L)
H'_b	Altura do leito após a retirada da amostra (L)
H_i	Altura efetiva do tubo interno (L)
h	Altura do leito expandido (com biofilme) (L)
h_0	Altura inicial do leito (partículas sem biofilme) (L)
h_D	Altura de dispersão (gás-líquido) (L)
h_i	Leitura no piezômetro (L)
K	Adimensional
$K_L a$	Coeficiente global de transferência de oxigênio (T^{-1})
$K_L a_{20}$	Coeficiente global de transferência de oxigênio a 20° C (T^{-1})
k_B	Coeficiente de atrito na base
k_e	Coeficiente de atrito no tubo externo.
k_f	Coeficiente de atrito
k_i	Coeficiente de atrito no tubo interno;
k_T	Coeficiente de atrito no topo

L	Distância entre as seções consideradas (L)
L_{mf}	Comprimento do leito na condição de fluidização mínima (L)
m_b	Massa de Biofilme por unidade de volume do leito expandido (ML^{-3})
m	Massa contida no sistema (M)
m'_s	Massa das biopartículas (M)
N	Nitrogênio
NH_3	Amônia- Nitrogênio Amoniacal
NH_4^+	Íon amônio
$N-NO_2^-$	Nitrogênio na forma de nitrito
$N-NO_3^-$	Nitrogênio na forma de nitrato
N_s	Volume total de partículas que ficaram no leito (L^3)
n	Índice de expansão
n'	número de biopartículas
P	Fósforo
P_b	Pressão barométrica ($ML^{-1}T^{-2}$)
P_h	Pressão no espaço superior do reator ($ML^{-1}T^{-2}$)
P_j	Pressão absoluta no ponto j, onde j = 1, 2, 3, 4 e 5 ($ML^{-1}T^{-2}$)
P_i	Pressão piezométrica no ponto i; onde i = 1 e 2 ($ML^{-1}T^{-2}$)
P_s	Pressão barométrica padrão de 1atm ($ML^{-1}T^{-2}$)
P_1	Pressão absoluta antes da compressão ($ML^{-1}T^{-2}$)
P_2	Pressão absoluta depois da compressão ($ML^{-1}T^{-2}$)
p_j	Pressão relativa no ponto j, onde j = 1, 2, 3, 4 e 5 ($ML^{-1}T^{-2}$)
Q	Vazão (L^3T^{-1})
Q_{ar}	Vazão de ar (injetor) (L^3T^{-1})
$Q_D, Q_{g,su}$	Vazão de gás na descida e subida (L^3T^{-1})
Q_i, Q_e	Vazão de líquido tubo interno e externo (L^3T^{-1})
Q_L	Vazão da fase líquida (L^3T^{-1})
Q_R	Vazão de recirculação (L^3T^{-1})
Q_s	Fluxo de gás na condição padrão (L^3T^{-1})
R	Constante particular do gás ($L^2T^{-2}\theta^{-1}$)
Re	Número de Reynolds
$Re_{p,mf}$	Número de Reynolds relativo à partícula na condição de fluidização mínima.
Re_t	Número de Reynolds terminal
r_A	Relação entre áreas tubo externo/interno
S_i	Área da seção da coluna no ponto i; onde i = 1 e 2 (L^2)
T	Temperatura durante o ensaio realizado ($^{\circ}C$)
T_1	Temperatura antes da compressão (K)
u	Velocidade superficial (LT^{-1})
$(u_G)_r$	Velocidade superficial do gás no tubo interno (riser) (LT^{-1})
u_{gs}	Velocidade superficial do gás (LT^{-1})
u_L	Velocidade superficial do líquido (LT^{-1})
u_{Le}	Velocidade superficial do líquido no tubo externo (LT^{-1})
u_{Li}	Velocidade superficial do líquido no tubo interno (LT^{-1})
u_t	Velocidade terminal de sedimentação (LT^{-1})
V	Volume total (L^3)
V_b	Volume unitário do leito fluidizado (L^3)
V'_b	Volume total de biofilme (L^3)
V_{gi}	Volume de gás no tubo interno (L^3)
V_{ge}	Volume de gás no tubo externo (L^3)
V'_m	Volume do meio sem biofilme (L^3)
V_s	Volume de sólidos (L^3)
V'_s	Volume do meio com biofilme (partículas + biofilme) (L^3)
V_{se}	Volume de sólido no tubo externo (L^3)
V_{si}	Volume de sólido no tubo interno (L^3)
v	Velocidade de ascensão do fluido (LT^{-1})
v_0	Velocidade ascendente do fluido (LT^{-1})

$\bar{V}_i$	Velocidade média ascensional do fluido no ponto i; onde i = 1 e 2 (LT^{-1})
v_{ge}	Velocidade absoluta do gás no tubo externo (LT^{-1})
v_{gi}	Velocidade absoluta do gás no tubo interno (LT^{-1})
v_L	Velocidade de circulação (LT^{-1})
v_{Le}	Velocidade do líquido no tubo externo (LT^{-1})
v_{Li}	Velocidade do líquido no tubo interno (LT^{-1})
v_{mf}	Velocidade mínima de fluidização (LT^{-1})
v_{mb}	Velocidade de borbulhamento (LT^{-1})
v_{sb}	Velocidade do grupo de bolhas (LT^{-1})
v_{se}	Velocidade absoluta do sólido no tubo externo (LT^{-1})
v_{si}	Velocidade absoluta do sólido no tubo interno (LT^{-1})
v_{sgi}, v_{sge}	Velocidade relativa do gás no tubo interno e externo (LT^{-1})
v_{sp}	Velocidade do grupo de partículas. (LT^{-1})
v_{ssi}, v_{sse}	Velocidade relativa das partículas no tubo interno e externo (LT^{-1})
X	Concentração de biomassa (ML^{-3})
w	Teor de umidade em peso do biofilme
W_b	Peso do biofilme por unidade de volume de leito expandido ($ML^{-2}T^{-2}$)
$(Ws)_{g,d/su}$	Trabalho realizado pelo gás por unidade de tempo no tubo de descida/subida (ML^2T^{-3})
$(Ws)_{g,t}$	Trabalho realizado pelo gás por unidade de tempo no topo (ML^2T^{-3})
$(Ws)_{L,b/d/su/t}$	Trabalho realizado pelo líquido por unidade de tempo na base/tubo de descida/tubo de subida/topo (ML^2T^{-3})
Ws	Trabalho realizado por unidade de tempo no sistema (ML^2T^{-3})
z	Cota em relação à uma referência qualquer (L)
z_1, z_2	Energia potencial (em termos de carga) no ponto 1 e 2 (L)
ΔEd	Variação da energia dissipada por unidade de tempo no sistema (ML^2T^{-3})
ΔEp	Variação da energia potencial por unidade de tempo (ML^2T^{-3})
ΔH_b	Variação na altura do leito (L)
ΔN	Número de partículas retiradas em uma amostra
$\Delta(PQ)$	Variação do trabalho realizado pela vazão (ML^2T^{-3})
Δh_B	Perda de carga na base (L)
Δh_T	Perda de carga no topo (L)
Δp	Queda de pressão ($ML^{-1}T^{-2}$)
Δp_b	Queda de pressão no leito ($ML^{-1}T^{-2}$)
Δp_g	Força motriz para o escoamento em termos de pressão ($ML^{-1}T^{-2}$)
Δp_f	Forças resistivas em termos de pressão ($ML^{-1}T^{-2}$)
Ω	Fator de correção de pressão
ϵ, ϵ_m	Porosidade do leito
ϵ_0	Porosidade inicial
ϵ_g	Fração volumétrica de gás;
$\epsilon_{ge/i}$	Fração volumétrica de gás no tubo externo/interno.
$\epsilon_{hi/e}$	Fração volumétrica de gás do tubo interno na fase homogênea
ϵ_{i-s}	Fração volumétrica média de gás entre o nível i e a superfície
ϵ_L	Fração volumétrica do líquido
$\epsilon_{Li}, \epsilon_{Le}$	Fração volumétrica do líquido no tubo interno e externo
ϵ_{mf}	Porosidade do leito no ponto de fluidização incipiente
ϵ_S	Fração volumétrica do sólido
ϵ_S^0	Fração volumétrica inicial de sólidos
$\epsilon_{si}, \epsilon_{se}$	Fração volumétrica de sólidos no tubo interno e externo
ϕ_s	Esfericidade da partícula
γ_L	Peso específico do líquido ($ML^{-2}T^{-2}$)
μ	Viscosidade do fluido ($ML^{-1}T^{-1}$)
$\mu_{m\acute{a}x}$	Taxa de crescimento específica máxima dos microorganismos

θ	Fator empírico de correção de temperatura
θ_C	Tempo de retenção celular (T)
ρ	Massa específica (ML ⁻³)
ρ_{bw}	Massa específica úmida (ML ⁻³)
ρ_{bd}	Massa específica seca do biofilme (ML ⁻³)
ρ_D	Massa específica de dispersão (ML ⁻³)
ρ_e	Massa específica da mistura no tubo externo (ML ⁻³)
ρ_{fi}	Massa específica do fluido no ponto i; onde i = 1 e 2 (ML ⁻³)
ρ_g	Massa específica do gás (ML ⁻³)
ρ_h	Termo que engloba o efeito da concentração e massa
ρ_i	Massa específica da mistura no tubo interno (ML ⁻³)
ρ_L	Massa específica do líquido (ML ⁻³)
ρ_{Li}, ρ_{Le}	Massa específica do líquido no tubo interno e externo (ML ⁻³)
ρ_p	Massa específica das partículas (ML ⁻³)
ρ_s	Massa específica dos sólidos (ML ⁻³)
ρ_{si}, ρ_{se}	Massa específica dos sólidos no tubo interno e externo (ML ⁻³)
σ	Espessura uniforme de um biofilme homogêneo (L)
τ	Fator de correção de temperatura
η	Razão entre a área do tubo interno e área total

Sumário

1. Introdução	23
2. Objetivos	26
3. Revisão Bibliográfica.....	27
3.1. Introdução	27
3.2. Leitos Fluidizados.....	28
3.2.1. Fenômeno da Fluidização.....	28
3.2.2. Caracterização do Leito.....	29
3.2.3. Condição Fundamental da Fluidização	31
3.2.4. Velocidade Mínima de Fluidização.....	33
3.2.5. Relação entre a Queda de Pressão e a Velocidade	35
3.2.6. Relação entre a Velocidade e a Porosidade do Leito.....	36
3.3. Tratamento Biológico com Biofilmes Fixos.....	37
3.3.1. Desenvolvimento do Biofilme.....	37
3.3.2. Reatores Biológicos de Filme Fixo	47
3.3.3. Reatores de Leito Expandido/Fluidizado	52
3.3.3.1. Expansão do Leito.....	57
3.3.3.2. Estimativa da Concentração de Biomassa.....	58
3.3.3.3. Efeito das Variáveis sobre a Concentração de Biomassa.....	62
3.3.3.4. Influência da Geometria dos Injetores no Comportamento Hidrodinâmico	66
3.4. Reatores Aeróbios de Leito Fluidizado com Circulação	69
3.4.1. Regime de Circulação de Bolhas.....	71
3.4.2. Regime de Circulação de Sólidos.....	73
3.4.3. Efeito da Fração Volumétrica de Gás sobre a Velocidade de Circulação	74
3.4.4. Efeito da Concentração de Sólidos e da Massa Específica sobre a Velocidade de Circulação	76
3.4.5. Efeito da Relação entre a Área do Tubo Externo e Interno sobre a Velocidade de Circulação	78
3.4.6. Transferência de Oxigênio	80
3.5. Modelos Hidrodinâmicos.....	83
3.5.1. Modelo proposto por Chisti et al. (1987)	84
3.5.2. Modelo proposto por Heijnen et al.(1997)	91
3.5.3. Dissipação de Energia segundo Merchuk e Berzin	98
3.6. Tratamento de Efluentes com Reatores de Leito Fluidizado	103
3.6.1. Resultados com Reatores de Leito expandido/Fluidizado.....	103
3.6.2. Resultados com Reatores de Leito Fluidizado com Circulação	106
3.6.2.1. Influência das Características da Partícula na formação do Biofilme.....	108
3.6.2.2. Efeito do Tempo de Detenção Hidráulica na formação do Biofilme.....	110
3.7. Conversões do Material Nitrogenado em Reatores Biológicos	112
3.7.1. Nitrificação e Desnitrificação em Sistemas Biológicos de Filme Fixo	113
3.7.1.1. Nitrificação	113
3.7.1.2. Desnitrificação	117
3.7.2. Tecnologia de Reatores Biológicos para a Remoção Simultânea de Carbono e Nitrogênio	119
3.7.3- Distribuição de Microrganismos Aeróbios e Anaeróbios no biofilme.....	120
4. Materiais e Métodos.....	123
4.1. Histórico das Etapas de Trabalho	123
4.1.1. Montagem e Descrição Geral das Instalações	123
4.1.2 – Avaliação inicial dos reatores.....	127
4.1.2.1 – Ensaio de Caracterização do Esgoto Afluente e Meio Suporte	127
4.1.2.2 – Ensaio Preliminares com Esgoto Sanitário.....	128
4.1.3. Início de Operação dos Reatores	130
4.1.3.1. Etapa 2	131
4.1.3.2. Etapa 3 (Bomba Axial)	132
4.1.3.3. Etapa 4 (Sistema de Flotação e Redução de Diâmetro)	133

4.2. Métodos e Ensaios Realizados	137
4.2.1. Taxas de Transferência de Oxigênio	137
4.2.1.1. Método do Ensaio.....	137
4.2.1.2. Metodologia de Cálculo do K_{La}	139
4.2.1.3. Metodologia de Cálculo da Capacidade de Transferência de Oxigênio	143
4.2.2. Ensaios de Caracterização Hidrodinâmica.....	145
4.2.2.1. Velocidades de Circulação.....	145
4.2.2.2. Capacidade de Suspensão e Distribuição do Meio Suporte	148
4.2.2.3. Expansão e Conteúdo Volumétrico de Ar.....	150
4.2.3. Determinações Analíticas Efetuadas	151
4.2.3.1. Métodos de Ensaio - Metodologia utilizada nas Determinações Analíticas realizadas	152
4.2.4. Rotina Experimental.....	152
4.2.5. Ensaios Complementares	153
4.2.5.1. Ensaio de Caracterização do Meio Suporte	153
4.2.5.2. Ensaio de Sedimentação do Efluente dos Reatores	154
4.2.5.3. Ensaio de Flotação em Laboratório com o Efluente dos Reatores	154
4.2.5.4. Monitoramento da Concentração de Areia no Interior dos Reatores.....	155
4.2.5.5. Monitoramento da espessura do Biofilme	156
5. Resultados da Caracterização Hidrodinâmica	159
5.1. Expansão do Leito	159
5.2. Capacidade de Suspensão do Meio Suporte.....	163
5.3. Velocidades de circulação induzidas	169
5.3.1. Influência do diâmetro do reator sobre as velocidades induzidas	169
6. Resultados da Transferência de Oxigênio.....	171
6.1. Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio K_{La}	171
6.2. Efeito da altura do reator.....	172
6.3. Influência da concentração de areia.....	176
6.4. Influência do diâmetro do tubo interno do reator	180
7. Caracterização do Esgoto Afluente e Meio Suporte.....	182
7.1. Ensaios de Caracterização do Esgoto Afluente.....	182
7.2. Ensaios de Caracterização do Meio Suporte.....	185
8. Avaliação Inicial da Operação dos Reatores.....	187
9. Monitoramento das Etapas 2 e 3 da Operação	190
9.1. DBO e DQO.....	191
9.2. Nitrogênio	208
9.3. Sólidos	213
9.4. Fósforo.....	226
9.5. Análise dos Efeitos de Altura, TDH e Concentração	231
9.5.1. DBO e DQO.....	232
9.5.2. Nitrogênio	243
9.5.3. Fósforo.....	251
10. Monitoramento da Etapa 4 de Operação dos Reatores	254
10.1. Flotador	254
10.1.1. DBO e DQO.....	255
10.1.2. Nitrogênio	257
10.1.3. Sólidos	258
10.1.4. Fósforo Total e Ortofosfato.....	259
10.1.5. Comparação dos Resultados do Reator R12 com e sem Flotação	262
10.2. Redução do Diâmetro interno.....	263
10.2.1. Dados obtidos com a configuração 250-100	263
10.2.2. Comparação entre as configurações 250-200 e 250-100	267

11. Ensaios Adicionais ao Monitoramento das Etapas de Trabalho.....	278
11.1. Estimativa da Espessura do Biofilme e Massa Específica da Biopartícula.....	278
11.2. Ensaio de Sedimentação em Laboratório com Adição de Cloreto Férrico	280
11.3. Resultados dos Ensaios de Flotação em Laboratório com Adição de Cloreto Férrico.	286
11.4. Estimativa de Produção de Lodo.....	294
12. Recomendações para Projeto e Operação	296
13. Conclusões e Recomendações.....	303
14. Bibliografia.	305
ANEXO A - Tabelas	318
ANEXO B – Resultados Preliminares.....	368
ANEXO C – Programa Ajuste $K_L a$	396

1. Introdução

Hoje em dia, face às grandes necessidades de tratamento de esgoto (sanitário ou industrial) nas sociedades modernas, desenvolvem-se continuamente novas tecnologias. Neste contexto se inclui a proposta do presente trabalho, que visa desenvolver um reator aeróbio de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos para o tratamento de esgoto sanitário submetido apenas a peneiramento prévio.

De acordo com dados do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística atualmente cerca de 75,6% da população brasileira reside na área urbana, sendo produzidos diariamente cerca de 14,5 milhões de metros cúbicos de esgoto (Mendonça, 2004), e somente 25,6% (média nacional) desses são tratados (SNIS, 2005).

A atual preocupação com o meio ambiente faz com que haja necessidade da implantação de novas tecnologias de tratamento de efluentes, de tal maneira que o crescimento e desenvolvimento urbano e industrial sejam compatíveis com a preservação dos recursos naturais.

Em resposta a esses problemas tem sido proposta a utilização da tecnologia aeróbia com biofilmes imobilizados em leitos expandidos e fluidizados.

Uma dessas tecnologias consiste no emprego de reatores aeróbios de leito fluidizado para o tratamento de esgotos sanitários. A figura 1.1 traz um desenho esquemático do reator aeróbio de leito fluidizado proposto por Heijnen et al. (1990), que apresenta a maioria das características comuns aos reatores com leito trifásico em circulação.

Os reatores de leito fluidizado vêm sendo largamente utilizados em processos biotecnológicos e no tratamento de águas residuárias de indústrias.

São constituídos na maioria dos casos de tubos concêntricos, também chamados de *internal-loop* ou podem ser confeccionados em tubos paralelos, constituindo-se assim os reatores com circulação externa ou *external-loop*.

Figura 1.1: Esquema de um reator BAS, tipo “air-lift”, segundo Heijnen (1990)

A utilização desta técnica permite tratar um grande volume de esgoto devido à formação de um biofilme em volta de pequenas partículas suspensas (por exemplo areia), com a vantagem adicional de ser um sistema compacto de tratamento.

A formação de biofilme é favorecida por um pequeno tempo de detenção hidráulica (menor que 4 h) e, segundo os estudos efetuados em Delft (Heijnen et al., 1989), mais de 95% da produção da biomassa no biofilme era transferida para a fase líquida e levada para fora do reator. Os estudos de indicaram uma boa remoção de DQO, e remoção quase total da amônia, convertida para nitrato, e oxidação de todo sulfeto a sulfato, isto em poucas semanas.

Resultados experimentais obtidos em modelos reduzidos (Ruggeri, 2002) demonstram, entretanto, que nos sistemas trifásicos de leito fluidizado o comportamento hidrodinâmico do leito influi grandemente nos resultados.

Resultados preliminares (Gebara et al., 2000) indicaram dificuldades de suspensão da fração sólida que obrigaram à manutenção de altas vazões de ar, sem o correspondente aproveitamento pela biomassa, levando a uma situação de ineficiência do processo com relação ao ar consumido.

Apesar dos bons resultados já relatados, em geral encontra-se na literatura a aplicação desta técnica apenas para pós - tratamento a um processo anaeróbico, e poucas referências à aplicação em tratamento único de esgotos sanitários.

Com base neste contexto foi desenvolvido este trabalho, visando demonstrar a viabilidade da tecnologia de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação no tratamento de esgotos sanitários, num sistema único e compacto.

Para tanto foi construída uma bancada com reatores em escala piloto, com alturas variáveis, e investigada a remoção da DQO (bruta e filtrada), DBO (bruta e filtrada), sólidos e nitrogênio em suas diversas formas, bem como a remoção de fósforo (total e ortofosfato), procurando relacioná-los com o tempo de detenção hidráulico e a carga orgânica aplicada.

Adicionalmente foram determinados nos reatores as características dinâmicas do escoamento (velocidade de circulação e expansão do leito) e de transferência de oxigênio, bem como foram desenvolvidas e testadas diferentes soluções construtivas visando a melhoria do desempenho e menor consumo de energia no sistema de alimentação de ar.

Dentre os vários resultados a serem apresentados ressalta-se que, com TDH = 3h, foram obtidas remoções de 90% de DBO bruta, 99% filtrada, 84% de DQO bruta, 95% filtrada, 72% de nitrogênio total e 32% de fósforo, demonstrando a viabilidade da tecnologia proposta para o tratamento de esgoto sanitário.

2. Objetivos

O objetivo geral deste trabalho é o levantamento experimental de parâmetros de desempenho e operação de reatores aeróbios de leito fluidizado por injeção de ar (“air-lift”), em escala piloto, no tratamento biológico de esgoto sanitário.

Os objetivos específicos são listados a seguir:

- ✓ caracterização dinâmica (velocidade e expansão do leito) e da capacidade de suspensão de sólidos em função das características geométricas e da vazão de ar;
- ✓ caracterização dos parâmetros de transferência de oxigênio e eficiência na utilização de ar;
- ✓ determinação da eficiência no tratamento de esgoto proporcionado pelo reator aeróbio de leito fluidizado funcionando como tratamento único;
- ✓ monitoramento da quantidade de biomassa no reator, o que permitirá constatar a acumulação de lodo, relacionando-a com as condições de funcionamento do reator;
- ✓ discutir a influência dos parâmetros de dimensionamento e operação do reator aeróbio de leito fluidizado controlados nos ensaios, tais como: altura do reator, diâmetro do tubo interno, concentração do material suporte do biofilme, tempo de detenção hidráulica e espessura do biofilme.

3. Revisão Bibliográfica

3.1. Introdução

A proposta tecnológica apresentada neste trabalho utiliza biofilmes fixos, aderidos ao redor de pequenas partículas sólidas mantidas em suspensão por jatos de ar. Os reatores apresentam, portanto, um meio trifásico com comportamento de leito fluidizado, que circula entre tubos concêntricos. De forma a abranger os conceitos empregados na solução proposta este capítulo aborda um resumo básico da teoria de leitos fluidizados no item 3.2. A seguir são examinados aspectos do tratamento biológico baseado em biofilmes fixos no item 3.3. Apresentam-se inicialmente o biofilme e seu crescimento e adesão às superfícies no item 3.3.1. Os reatores biológicos de filme fixo, categoria à qual pertence a solução estudada neste trabalho, são abordados de forma geral no item 3.3.2. O item 3.3.3 apresenta os reatores de leito expandido/fluidizado, e diversos aspectos relevantes para o dimensionamento nos seus sub itens. Finalmente são apresentados no item 3.4 os reatores de leito fluidizado com circulação, com detalhes sobre seu funcionamento e variáveis de controle compondo os diversos sub itens do item 3.4. Em vista da importância assumida pelas condições hidrodinâmicas nos reatores estudados, o item 3.5 dedica-se ao tema apresentando três abordagens de modelagem, representativas do estado atual do desenvolvimento. Uma vez entendidos os princípios teóricos básicos envolvidos no tratamento aeróbio com leitos trifásicos com circulação, o item 3.6 apresenta os principais resultados obtidos da aplicação desses reatores ao tratamento de efluentes, permitindo contextualizar a proposta tratada neste trabalho. A revisão da bibliografia termina no item 3.7 com uma abordagem dos princípios envolvidos na conversão da matéria nitrogenada, incluído pela relevância que o tema demonstrou possuir, à luz dos resultados obtidos ao longo da pesquisa, na questão da otimização do tratamento.

3.2. Leitos Fluidizados

3.2.1. Fenômeno da Fluidização

A fluidização ocorre em meios compostos por partículas sólidas submetidas a um fluxo ascendente de fluido, quando o arrasto iguala ou ultrapassa o valor do peso das partículas. Antes dessa ocorrência, o meio passa pelos estágios de leito fixo, leito expandido e de fluidização incipiente, ou mínima. Na fluidização mínima, a queda de pressão entre duas seções do leito provoca uma força ascendente que é igual ao peso do volume do fluido e das partículas contidas entre as duas seções. Essas situações estão esquematizadas na figura 3.1, itens (a) e (b), extraída de Levenspiel e Kunii (1991), assim como a maior parte dos comentários deste item.

Figura 3.1: Formas de fluidização do leito. Adaptado de Levenspiel e Kunii (1991)

A partir do estágio de fluidização incipiente, com o aumento da velocidade de fluxo, o leito passa por vários estágios de fluidização, esquematizados na figura 3.1. Pode desenvolver-se um estágio homogeneamente fluidizado (c), ou o leito pode apresentar heterogeneidades, definindo um leito fluidizado heterogêneo ou agregado. A desuniformidade de comportamento do leito fluidizado pode manifestar-se na forma de bolhas (d), escoamento axialmente pistonado (e), pistonado em toda a seção transversal (f) e de fluidização turbulenta (g). Com um aumento ainda maior da velocidade de fluxo as partículas começam a ser arrastadas em grande quantidade pelo fluxo ascendente, atingindo-se a fase de leito fluidizado pobre (h).

Os principais fatores que influenciam a forma em que ocorre a fluidização de um leito são o tamanho e a distribuição de tamanho dos sólidos e a relação entre as densidades do fluido e do sólido. Normalmente sistemas sólido-líquidos fluidizam mais homogeneamente, enquanto que sistemas sólidos-gases exibem maior grau de heterogeneidade.

Os modelos de contato convencionais entre fluidos e sólidos buscam reproduzir as condições de escoamento pistonado ideal, para permitir maior controle e uniformidade do processo. Entretanto, este não é o caso dos leitos fluidizados, onde os sólidos podem ser melhor representados por um escoamento com mistura completa, enquanto que o fluido segue um padrão de fluxo intermediário, de difícil descrição. Uma vez que para um projeto ótimo o contato adequado entre as fases é essencial, a caracterização dos leitos fluidizados pode tornar-se um problema difícil. Assim, o desenvolvimento de métodos satisfatórios para prever o padrão de comportamento tornou-se uma área importante de pesquisa em leitos fluidizados.

Por outro lado, o leito fluidizado oferece as vantagens de permitir uma operação automática contínua facilmente controlada, com condições isotérmicas devido à grande mistura dos sólidos. Além disso, o volume do reator, com conteúdo bem misturado, apresenta uma grande inércia térmica, respondendo lentamente a mudanças bruscas nas condições de operação. O processo é adequado para operação em larga escala e fornece grandes taxas de transferência entre o fluido e as partículas sólidas, quando comparado a outros meios de contato.

3.2.2. Caracterização do Leito

A caracterização de um leito envolve a determinação do tamanho dos sólidos, do volume de vazios e da superfície total das partículas.

O tamanho das partículas não esféricas envolve a determinação do diâmetro efetivo, d_{eff} . Este conceito surge ao representar o leito real por outro, constituído de esferas iguais de diâmetro d_{eff} , de tal forma que ambos os leitos apresentem a mesma área superficial e a mesma porosidade ε_m , dada por:

$$\varepsilon_m = \frac{\text{Volume de Vazios}}{\text{Volume Total}} \quad (3.1)$$

Para definir o diâmetro efetivo é necessário, preliminarmente, introduzir o conceito do diâmetro esférico equivalente, d_{sph} , dado pelo diâmetro da esfera com volume igual ao da partícula. É necessário também valer-se de uma quantificação da irregularidade da forma da partícula, que pode ser dada pela esfericidade ϕ_s , definida por:

$$\phi_s = \frac{\text{Superfície da Esfera de mesmo Volume}}{\text{Superfície da Partícula}} \quad (3.2)$$

Da definição decorre que $\phi_s = 1$ para esferas e sempre menor que 1 para qualquer outra partícula sólida. Com esses conceitos pode-se demonstrar, por considerações geométricas, que o diâmetro efetivo é:

$$d_{\text{eff}} = \phi_s \times d_{\text{sph}} \quad (3.3)$$

Com relação à área de contato entre as partículas e fluido são definidas as superfícies específicas da partícula e do leito. A superfície específica de uma partícula, a' , é dada por:

$$a' = \frac{\text{Superfície da Partícula}}{\text{Volume da Partícula}} \quad (3.4)$$

Para todo o leito, a superfície específica é definida como:

$$a = \frac{\text{Superfície de todas as Partículas}}{\text{Volume Total das Partículas}} \quad (3.5.a)$$

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon_m)}{\phi_s \times d_{\text{sph}}} \quad (3.5.b)$$

Para o caso de partículas de diferentes tamanhos é necessário definir um diâmetro médio, d_p . Levenspiel e Kunii (1991) e Courderc (1985) apresentam o procedimento básico para esse caso, que não será tratado aqui. Outro trabalho que pode ser citado, especificamente na área de tratamento de esgotos, é o de Ro e Neethling (1994).

3.2.3. Condição Fundamental da Fluidização

Um leito fluidizado por gás ou líquido é um sistema de duas fases, contendo uma fase fluida. Considerando um volume de controle com o fluido contido entre os planos verticais 1 e 2, conforme a figura 3.2.

Figura 3.2: Volume de controle utilizado no balanço de quantidade de movimento.
Adaptado de Courderc (1985)

Sendo as partículas sólidas externas ao volume de controle, pode-se escrever pela equação da quantidade de movimento em regime permanente (Bird et al., 1960), que:

$$F = \rho_{f1}(\bar{v}_1^2)S_1 - \rho_{f2}(\bar{v}_2^2)S_2 + p_1S_1 - p_2S_2 + mg \quad (3.6)$$

onde F = força resultante do volume de controle sobre as superfícies sólidas;

ρ_f = massa específica do fluido;

S = área da seção da coluna de fluido;

v = velocidade de ascensão do fluido.

No balanço, F é a força total do fluido no volume de controle sobre as superfícies sólidas, o que inclui a força sobre as paredes. Corresponde à reação à força das superfícies sólidas sobre o volume de controle, F_{sup} , indicada na figura 3.2. Geralmente, dada a grande diferença entre a área superficial das partículas e a área da parede do reator, pode-se desprezar as forças sobre esta última. Com essa consideração, a força F torna-se igual ao peso das partículas sólidas suspensas entre as duas seções:

$$F = -(1 - \epsilon_m)SL\rho_p g \quad (3.7)$$

onde ρ_p = massa específica das partículas;
 L = distância entre as seções consideradas;
 ϵ_m = índice de vazios do leito;
 o sinal negativo indica o sentido de baixo para cima.

No caso de um fluido incompressível, e supondo perfil uniforme de velocidades na entrada e saída, tem-se:

$$\rho_{f1}(\bar{v}_1^2)S_1 = \rho_{f2}(\bar{v}_2^2)S_2 \quad (3.8)$$

$$mg = \epsilon_m \rho_f SLg \quad (3.9)$$

Para fluidização por gás, pode ocorrer uma grande variação de pressão entre os níveis 1 e 2, tornando mais complicada a solução do problema.

Para grande parte das situações práticas, entretanto, os termos cinéticos e potenciais gravitacionais podem ser desprezados, devido à baixa densidade dos gases.

Utilizando os resultados de (3.7), (3.8) e (3.9) na equação do balanço da quantidade de movimento (3.6), obtém-se:

$$p_2 - p_1 = (1 - \epsilon_m)L\rho_p g + \epsilon_m \rho_f Lg \quad (3.10)$$

Introduzindo a pressão piezométrica $P = p + \rho g z$, com z igual à cota em relação a uma referência qualquer, tem-se da equação (3.10) que:

$$P_2 - P_1 = (1 - \varepsilon_m)(\rho_p - \rho_f)Lg \quad (3.11)$$

A equação (3.11) mostra que a queda de pressão ao longo de um leito fluidizado é igual ao peso imerso das partículas sólidas por unidade de área da seção transversal da coluna. Esta condição de igualdade constitui a condição fundamental de fluidização.

3.2.4. Velocidade Mínima de Fluidização

Considerando um leito sólido fluidizado por um gás, o início da fluidização ocorre quando as forças de arrasto provocadas pelo escoamento ascendente do gás equiparam-se ao peso aparente das partículas.

Esta condição, expressa na equação (3.11), pode ser reescrita da forma:

$$\frac{\Delta p_b}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g \quad (3.12)$$

onde $\Delta p_b = P_2 - P_1$ é a queda de pressão no leito;

L_{mf} = comprimento do leito na condição de fluidização mínima.

Deve-se lembrar que o volume de vazios na fluidização incipiente é maior que o existente na colocação do leito, de forma que ele deve ser determinado experimentalmente. Leva (1959) apresenta uma tabela com dados do índice de vazios na condição de fluidização mínima para vários tipos de partículas, que pode ser útil para fornecer uma ordem de grandeza dos valores, caso necessário.

A queda de pressão prevista por (3.12) pode também ser relacionada à velocidade, por meio de correlação de dados experimentais. Ergun (1952) apresentou a seguinte equação (válida para sólidos isotrópicos de tamanho uniforme d_p):

$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \frac{\mu v_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon_m}{\varepsilon_m^3} \frac{\rho_g v_0^2}{\phi_s d_p} \quad (3.13)$$

Pode-se determinar a velocidade mínima de fluidização, v_{mf} , igualando-se as equações (3.12) e (3.13) e multiplicando os dois membros por $\frac{d_p^3 \rho_g}{\mu^2}$, obtendo-se:

$$\frac{1,75}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s} \left(\frac{d_p v_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \left(\frac{d_p v_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (3.14)$$

Pode-se reconhecer na equação (3.14) o número de Reynolds relativo à partícula na condição de fluidização mínima,

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p v_{mf} \rho_g}{\mu} \quad (3.15)$$

e também o adimensional conhecido como número de Galileu, Ga , também chamado de número de Arquimedes, Ar , dado por:

$$Ar = Ga = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (3.16)$$

Com as definições de (3.15) e (3.16), a equação (3.14) torna-se:

$$\frac{1,75}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s} Re_{p,mf}^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2} Re_{p,mf} = Ga \quad (3.17)$$

Pela equação 3.14 observa-se que a massa específica e o tamanho da partícula, massa específica e viscosidade do fluido e porosidade do leito são as variáveis que determinam o valor da velocidade de fluidização a ser empregada. Entretanto a aplicação desta equação implica no fato de não se conhecer a porosidade mínima de fluidização. Para determinar v_{mf} , utilizam-se freqüentemente as correlações de Wen e Yu (1966) apud Cleasby e Fan (1981) que relacionam a porosidade do meio granular com o coeficiente de esfericidade. As equações 3.18 e 3.19 mostram estas expressões.

$$\frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \cong 11 \quad (3.18)$$

$$\frac{1}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \cong 14 \quad (3.19)$$

Combinando as equações 3.18 e 3.19 com a equação (3.14), obtém-se a condição de fluidização incipiente:

$$v_{mf} = \frac{\mu}{\rho_f d_p} (33,7^2 + 0,0408 Ga)^{1/2} - \frac{33,7\mu}{\rho_f d_p} \quad (3.20)$$

Em que o número de Galileu, Ga , é dado pela equação 3.16.

Na tabela 3.1 são mostrados os valores de velocidades mínimas de fluidização encontrados na literatura técnica para distintos materiais suporte utilizados para compor o leito de reatores expandido/fluidificados aplicados a processos anaeróbio e aeróbio.

Tabela 3.1: Velocidades mínimas de fluidização para distintos materiais suporte.

Fonte: Mendonça (2004)

Material suporte	Massa específica da partícula (g.cm ⁻³)	Tamanho (mm)	v_{mf} (cm.s ⁻¹)*	Referência
PVC ¹	1,310 a 1,380	2,90 a 3,9	0,83 a 2,13	Riedel e Gimenes (1995)
Areia	2,650	0,25 a 0,85	1,0	Silva (1995)
Antracito	1,637 a 1,705	0,59 a 2,40	0,15 a 1,05	Wiecheteck (1996)
Biolite	1,480	0,359	0,08	
Kaolin	1,841	0,377	0,12	Caldeón et al. (1996)
Pozzolana	1,988	0,387	0,15	
Poliestireno	1,140	2,33	0,49	
PVC	1,297	3,36	1,36	Bergamasco (1996)
PVC + DOP ²	1,205	4,68	1,49	
Poliamida	1,140	1,91	0,67	
PBT ³	1,443	1,87	1,19	Mendonça et al. (2000)
CAG	1,795	2,09	1,53	

*(Fator de conversão (m.h⁻¹) = 1 cm.s⁻¹ x 36); 1.PVC = cloreto de polivinil; 2. PVC +DOP = cloreto de polivinil tratado com DOP (Rhodia) e 3.PBT = polibutireno teretraftalato.

3.2.5. Relação entre a Queda de Pressão e a Velocidade

Um diagrama de queda de pressão Δp em função da velocidade ascendente do fluido v_0 é útil como um indicativo da qualidade da fluidização, especialmente quando não é possível observar visualmente o leito.

A figura 3.3, obtida de Shirai (1958, apud Levenspiel e Kunii, 1991), representa de maneira clara o comportamento da queda de pressão em função da velocidade de fluxo em leitos fixos e fluidizados, para o caso de partículas de forma e tamanho uniforme. No ensaio em questão, foi utilizado um leito de partículas de areia com tamanho uniforme de 160 μm .

Figura 3.3: Relação entre queda de pressão e velocidade para um leito de areia uniforme.
Adaptado de Shirai (1958, apud Levenspiel e Kunii, 1991)

A região entre a origem e o ponto A corresponde a um leito fixo, com as partículas apoiando-se umas sobre as outras e sobre o fundo da coluna, e a relação entre pressão e velocidade é praticamente linear.

No ponto A, inicia-se a fluidização com o volume de vazios aumentando de ε_m para ε_{mf} . A superfície do leito torna-se plana e horizontal, e as partículas do leito podem mover-se lentamente, rearranjando-se. Usualmente a pressão máxima atingida é ligeiramente maior que a pressão estática do leito.

A partir desse ponto, apesar do acréscimo de velocidade, a queda de pressão permanece aproximadamente constante. Quando a velocidade decresce, as partículas fluidizadas sedimentam-se novamente, formando um leito fixo de maior porosidade ε_{mf} .

3.2.6. Relação entre a Velocidade e a Porosidade do Leito

Como um exemplo do comportamento do leito fluidizado em relação à velocidade de fluxo ascendente, é apresentada a figura 3.4, obtida a partir de resultados experimentais de

Morooka (1973, apud Levenspiel e Kunii, 1991) e Miyauchi et al. (1981, apud Levenspiel e Kunii, 1991), para um reator gás-sólido com leito de partículas esféricas pequenas e leves.

Figura 3.4: Expansão do leito e início de borbulhamento em relação à velocidade de fluxo ascendente. L_f = altura do leito; $L_m = 130,8$ cm. Adaptado de Morooka (1973, apud Levenspiel e Kunii, 1991) e Miyauchi et al (1981, apud Levenspiel e Kunii, 1991)

A velocidade em que grandes vazios, bolhas, são observadas no leito, é denominada de velocidade de borbulhamento, v_{mb} . Em sistemas líquido-sólidos, tem-se geralmente uma fluidização suave, não ocorrendo o borbulhamento.

No caso da figura 3.4 observa-se que, com o aumento da velocidade do gás acima da velocidade mínima de fluidização, v_{mf} , o leito expande-se suavemente, sem borbulhamento observável, até velocidades da ordem de 3 v_{mf} . Nesse ponto, começam a formar-se as bolhas e a altura do leito diminui progressivamente.

3.3. Tratamento Biológico com Biofilmes Fixos

3.3.1. Desenvolvimento do Biofilme

As células microbianas podem se agregar na forma de flocos e biofilmes. Estas estruturas têm despertado grande interesse nos processos biotecnológicos e no tratamento de esgotos industriais e domésticos pela facilidade de separar a biomassa do corpo líquido.

Segundo Nicolella et al.(2000a), o biofilme pode ser definido como uma estrutura complexa de células e produtos extra celulares, como polímeros, no qual formam-se espontaneamente grânulos densos ou crescem aderidos a uma superfície sólida estática ou ainda em uma superfície sólida suspensa.

No campo da biotecnologia ambiental, o motivo pelo interesse do uso do biofilme é descrito na tabela 3.2.

Tabela 3.2: Razões do interesse pelo uso de biofilmes. Fonte Nicolella et al. (2000a)

Vantagens do uso de biofilmes no campo da biotecnologia ambiental
1 - Capacidade de tratar grandes volumes de solução;
2 – A existência de uma diversidade de microrganismos na estrutura do biofilme;
3 – Os sistemas podem ser operados com alta concentração de biomassa, sem a necessidade de sedimentar a biomassa retida. Apenas um tratamento posterior do efluente é necessário para remover o restante da biomassa suspensa (Desprendida).

Os tratamentos biológicos podem ser agrupados em duas categorias, segundo o mecanismo de crescimento e sustentação da biomassa: crescimento disperso e crescimento aderido. Nos sistemas de crescimento disperso não há estruturas de sustentação da biomassa. São exemplos desses sistemas as lagoas de estabilização, lodos ativados e reator anaeróbio de fluxo ascendente.

Os reatores de leito fluidizado pertencem à categoria de tratamentos com crescimento aderido, em que a biomassa cresce sobre um meio suporte, formando um biofilme. O meio suporte pode ser constituído por um material sólido natural (pedra, areia, solo) ou artificial (plásticos) ou, ainda, pela aglomeração da própria biomassa, constituindo grânulos, como no caso dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente, UASB.

O transporte de massa ou, no caso, substrato por processos difusivos nos flocos e biofilmes é resultado da existência de um gradiente de concentração nas suas proximidades. A profundidade da penetração do substrato depende da porosidade, concentração do substrato, da taxa de transferência de massa na interface líquido-biofilme e líquido-flocos e da taxa de reação dos microrganismos (Nicolella et al, 2000a). A relevância relativa desses fatores depende da estrutura física e propriedades estruturais dos flocos e biofilmes. Desta maneira os transportes de massa são geralmente mais rápidos em flocos devido a seu pequeno tamanho e sua alta porosidade. Seguindo esta linha de raciocínio poderia ser considerado desvantajoso o uso de biofilmes aderidos em partículas sólidas, entretanto, a alta velocidade de sedimentação colabora na retenção da biomassa.

Os compostos necessários para o desenvolvimento bacteriano são adsorvidos à superfície do biofilme, sendo em seguida transportados por difusão através do biofilme, e

metabolizados pelos microrganismos. Sólidos de natureza coloidal ou suspensa necessitam antes ser hidrolizados a moléculas menores. Os produtos finais do metabolismo são transmitidos em sentido contrário, na direção da fase líquida. A figura 3.5, extraída de Von Sperling (1996), ilustra o funcionamento do biofilme no tratamento de esgotos.

Figura 3.5: Representação esquemática de um biofilme. Adaptado de Von Sperling (1996)

Nos reatores aeróbios, como os de leito fluidizado, o oxigênio é consumido à medida que penetra no biofilme, até atingir valores que determinam condições anóxicas ou anaeróbicas. Podem desenvolver-se, portanto, duas camadas no biofilme, dependendo da quantidade de O.D. no fluido externo e da espessura do biofilme. Os gradientes de concentração resultantes do processo e o estabelecimento de camadas no biofilme são ilustrados pela figura 3.6, adaptada de Lubberding (1995, apud Von Sperling, 1996), por Von Sperling.

Figura 3.6: Gradientes de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras. Adaptado de Von Sperling (1996)

Os biofilmes podem se desenvolver em praticamente qualquer superfície exposta a um ambiente aquoso. O desenvolvimento de um biofilme sobre uma superfície exposta ao escoamento de um fluido é resultado de vários processos físicos, químicos e biológicos, incluindo os seguintes (Trulear e Characklis, 1982):

- ✓ transporte e adsorção de moléculas orgânicas à superfície;
- ✓ transporte de células microbianas para a superfície;
- ✓ transformações microbianas na superfície, com produção de polímeros extra-celulares que possibilitam a aderência do biofilme;
- ✓ desbastamento do biofilme causado pela ação de tensões de cisalhamento do escoamento.

A adsorção de uma camada orgânica ocorre em minutos após a exposição de uma superfície a um fluxo contendo microrganismos dispersos, nutrientes e moléculas orgânicas. Bayer (1968, apud Trulear e Characklis, 1982) sugere que a adsorção é um pré-requisito para a fixação biológica, condicionando a superfície.

O transporte das células microbianas do meio fluido para a superfície depende do regime de escoamento, podendo ocorrer por difusão molecular ou transporte turbilhonar nos escoamentos turbulentos. Em fluidos estáticos o transporte pode ocorrer por quimiotaxia (Trulear, op. cit.).

A adesão à superfície depende da produção de polissacarídeos que atuam como ligação entre os materiais. A produção de biofilme resulta do efeito combinado da reprodução celular e da produção de polímeros extra-celulares.

A taxa de produção do biofilme depende da difusão de nutrientes no interior do biofilme, seguindo-se sua síntese como biomassa. Desta forma, a depleção de oxigênio ou de nutrientes nas camadas internas do biofilme pode afetar significativamente o processo de produção (Trulear, op.cit.).

Simultaneamente ao desenvolvimento do biofilme, ocorre o processo de desbastamento, em que porções do biofilme são retiradas pelo fluxo, em um processo que depende fortemente das condições hidrodinâmicas do escoamento. Além do cisalhamento, pode ocorrer a diminuição de biomassa pelo desprendimento (“sloughing”) de porções massivas do biofilme, fenômeno atribuído à depleção de oxigênio e nutrientes nas camadas interiores do biofilme. Esse fenômeno é notado com mais frequência em filmes menos densos, que se desenvolvem em condições de escoamento com baixo cisalhamento.

Todos esses processos ocorrem simultaneamente, embora em ocasiões específicas alguns deles possam contribuir mais que os outros.

Segundo Iwai e Kitao (1994), o processo de formação do biofilme ocorre em três estágios, cujas características são apresentadas na tabela 3.3.

A espessura do biofilme aderido afeta a taxa de remoção do substrato nos reatores. Segundo Hoehn e Arliss (1973), em biofilmes finos (espessuras entre 0,7 e 120 μ m) a taxa de degradação do substrato é determinada pela população microbiana presente. Se aumentar o número de microrganismos presentes nessas condições, a taxa de remoção também aumentará. Esse tipo de situação leva a taxas de remoção que podem ser representadas pela equação de Monod, segundo Andrews e Trapasso (1985), dentre outros que observaram o mesmo fenômeno, citados por Safferman e Bishop (1996).

Em um biofilme espesso a difusão passa a ser o fator limitante e não mais a taxa de biodegradação. Desta forma, nessas situações, a degradação do substrato passa a depender da sua concentração no fluido em escoamento, resultando numa reação de primeira ordem. Um acréscimo de espessura além de um valor crítico, portanto, não causa melhoria na eficiência do tratamento, para uma concentração afluenta constante. Safferman e Bishop (1996), entretanto, afirmam que para um meio suporte esférico pode-se esperar um ligeiro aumento na eficiência de remoção nesses casos, devido ao aumento da área superficial, que leva a um aumento na quantidade de microrganismos ativos.

Tabela 3.3: Estágios da formação do biofilme. Fonte: Iwai e Kitao (1994)

Espessura do biofilme	Características
Fina	<ul style="list-style-type: none"> • O filme é fino e frequentemente não cobre toda a superfície do meio suporte; • O crescimento bacteriano se dá segundo uma taxa logarítmica; • Todos os microrganismos crescem nas mesmas condições, com o crescimento sendo similar ao de uma biomassa dispersa.
Intermediária	<ul style="list-style-type: none"> • A espessura do filme torna-se maior; • A taxa de crescimento bacteriano torna-se constante; • A espessura da camada ativa permanece inalterada, independentemente do aumento da espessura total do filme; • Caso o suprimento de matéria orgânica seja limitado, os microrganismos assumem um metabolismo suficiente apenas para sua manutenção, não havendo crescimento bacteriano; • Caso o suprimento de matéria orgânica seja inferior aos requisitos para manutenção, a espessura do biofilme torna-se menor.
Elevada	<ul style="list-style-type: none"> • A espessura do biofilme atinge um valor bastante elevado; • O crescimento microbiano é contraposto pelo próprio decaimento dos organismos, pelo consumo por outros organismos e pela tensão de cisalhamento; • Partes do biofilme podem ser desalojadas do meio suporte; • Caso o biofilme continue a crescer, sem ser desalojado do meio suporte, ocorrerão entupimentos do biofiltro.

De acordo com essas considerações, portanto, conclui-se que as maiores taxas possíveis de remoção de substrato ocorrem quando a difusão no biofilme está na iminência de tornar-se o fator limitante. Com a quantidade de biomassa resultante dessa espessura de biofilme, portanto, a operação de um reator aeróbio de leito fluidizado seria maximizada com relação à eficiência de remoção.

O desenvolvimento do biofilme é caracterizado como a diferença entre o crescimento dos microrganismos somado com a aderência e o seu desprendimento (Nicolella et al., 2000a). Esta diferença determina a estrutura física do biofilme.

A formação do biofilme é fortemente influenciada pelas condições hidrodinâmicas dos reatores, alterando sua espessura e massa específica. A condição de fluxo turbulento garante uma maior interação entre as partículas por meio do atrito, ocasionando o controle da espessura e melhorando a condição do transporte de nutrientes às regiões mais profundas através de processos difusivos.

Além do atrito, as tensões de cisalhamento entre o meio líquido e a superfície também provocam alterações de espessura. Pode-se observar o efeito do meio líquido sobre as biopartículas na figura 3.7.

Figura 3.7: Estrutura do biofilme – (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato (aumentado da esquerda para direita) e das forças de atrito (diminuindo da esquerda para direita); (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades. Adaptado de Nicolella et al. (2000b)

A figura 3.7a representa o efeito das tensões entre o meio fluido e o biofilme. Estas tensões estão diminuindo da esquerda para direita, provocando uma mudança na sua superfície até o ponto de ocorrer o desprendimento do biofilme. A figura 3.7b mostra uma simulação numérica do escoamento próximo a superfície do biofilme. Podem-se observar fortes gradientes de velocidade o que sugere a existência de tensões de cisalhamento nesta região.

O aspecto negativo da influência da hidrodinâmica é que, dependendo das condições de fluxo, o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa poderá ocorrer e simultaneamente o carregamento para fora do reator devido à alta velocidade de circulação.

Heijnen et al. (1991, 1992) estudaram a escolha do material particulado com relação às propriedades de formação do biofilme. De acordo com Heijnen, considerações de custo e resistência mecânica, que deve ser suficiente para suportar o esforço de atrito no reator, limitam a escolha do material.

A figura 3.8 mostra a classificação dos biofilmes e as fases de crescimento dos mesmos.

Figura 3.8: Classificação dos biofilmes segundo Heijnen et al. (1991)

Observa-se que as partículas dividem-se em três classes:

Classe 1: Baixo potencial de formação de biofilme. A cobertura de biofilme é escassa e muito irregular.

Classe 2: Moderado potencial de formação de biofilme. A cobertura do biofilme nas partículas não é homogênea.

Classe 3: Bom potencial de formação de biofilme. A cobertura do biofilme nas partículas é homogênea.

A tabela 3.4 a seguir apresenta o critério de classificação das partículas para a formação de biofilme.

Tabela 3.4: Critério de classificação das partículas para biofilme. Fonte: Heijnen et al. (1992)

Propriedades do Biofilme	Classe de qualidade da partícula		
	Ruim (1)	Regular (2)	Boa (3)
Recobrimento: Qualitativo	irregular	não homogênea	homogênea
Recobrimento Quantitativo (mgSSV/gCarrier)	10	20 - 50	80 - 180
Espessura do Biofilme (μm)	-	0 - 40	60
Oxidação de NH_4^- (g NH_4^- - N/ g SSV.d)	0.1	0.6	0.7
Oxidação de NO_2^- (g NO_2^- - N/ g SSV.d)	0	0.1	0.9

Quanto à formação uniforme do biofilme fixado, Heijnen et al. (1992) consideram que há duas maneiras para determinação das características importantes no desenvolvimento do biofilme: o diâmetro da partícula e a rugosidade da superfície.

Ele cita o caso de partículas de lava, onde, com a mesma densidade e aspereza, o maior diâmetro (0,3 a 0,5mm) faz com que a partícula seja classificada como classe 2, enquanto que para partículas menores o biofilme desenvolve-se muito bem (vide tabela 3.5).

Tabela 3.5: Efeito do tipo de partícula na formação do biofilme. Fonte: Heijnen et al. (1992).

Material	Superfície	Diâmetro (mm)	Classe
Alumina	- - -	0.2 - 0.4	1
Basalto	áspera	0.2 - 0.3	3
	áspera	0.1 - 0.2	3
Lava		0.2 - 0.3	3
		0.3 - 0.5	2
Dióxido de Manganês	- - -	0.3 - 0.5	1
		0.3 - 0.8	1
Cristais de quartzo	suave	0.2 - 0.3	2
Sílica (esfera)	suave	0.8 - 1.3	1
Pozolana	áspera	0.3 - 0.6	2

O efeito da rugosidade é verificado pelo fato de que as partículas de classe 3 tem uma superfície áspera, enquanto que as partículas de superfície plana são classe 1 ou 2. Este poder resulta do fato que inicialmente o biofilme é formado nas cavidades superficiais das partículas, o que as protege do efeito do atrito. Quando as cavidades não estão presentes as microcolônias estão sujeitas ao atrito do líquido e ocorrerá uma separação eficaz.

O efeito da taxa de separação do biofilme na performance do reator pode ser ilustrado pelas características diferentes de nitrificação do biofilme formado nos diferentes tipos de partículas. Para as partículas classe 3, a separação do biofilme é menor que as partículas classe 1 (Heijnen et al., 1992). Uma baixa taxa de crescimento de biomassa resulta numa boa nitrificação. No caso de partículas classe 1 e 2, a maior taxa de perda das partículas resulta numa maior taxa de crescimento, não ocorrendo nitrificação ou ocorrendo de forma parcial.

Analisando-se agora o processo de desenvolvimento do biofilme com relação ao tempo decorrido, podem ser identificadas três fases distintas: indução, acumulação e estabilização (Trulear e Characklis, 1982).

A fase de indução é caracterizada pelo desenvolvimento de uma camada primária de biofilme numa superfície inicialmente limpa. A adsorção, seguida pelo transporte e fixação dos microrganismos são os processos mais significativos durante o período de indução.

Após o período de indução ocorre a fase de acumulação, que apresenta um estágio de crescimento logarítmico, seguida por um período com taxa de acumulação praticamente constante. Segundo Trulear (op.cit.), o crescimento logarítmico continua até que seja atingida uma espessura crítica do biofilme. A partir dessa espessura a taxa de remoção do substrato atinge um valor constante, não sendo afetada pelo aumento da espessura do biofilme, o que causa o período de taxa de acumulação praticamente constante.

A fase final do processo, fase de estabilização, ocorre quando a produção de biofilme iguala-se à quantidade retirada pelo escoamento. Portanto, durante a fase de estabilização, a espessura do biofilme permanece praticamente constante.

Essas três fases podem ser confirmadas pelos resultados experimentais de Trulear e Characklis (1982), obtidos a partir da operação de um reator com glicose como substrato, apresentados na figura 3.9.

Figura 3.9: Variação no tempo da biomassa e remoção de substrato, indicando as fases de indução, acumulação e estabilização. Adaptado de Trulear e Characklis (1982)

Safferman e Bishop (1996) apresentam uma discussão qualitativa da evolução do biofilme, ilustrado por fotografias.

Após um dia no reator os autores identificaram pequenas quantidades de bactérias, principalmente nas regiões protegidas dos grãos, além de uma grande quantidade de material orgânico não identificado.

Depois de dois dias uma grande quantidade de material filamentosos colonizara a superfície e a quantidade de partículas material orgânico decresceu.

A partir do terceiro dia a superfície foi recoberta por uma densa população de microrganismos filamentosos e não filamentosos, sendo também o primeiro dia em que as biopartículas atingiram a zona de saída do reator. Entre o quarto e o oitavo dia o material filamentosos desapareceu em grande parte, sendo substituído por pequenos bastões aderidos à superfície através de uma camada espessa de polisacarídeos. Os autores atribuem essa mudança de população a retirada do material que não se encontrava fortemente aderido à superfície do meio suporte.

3.3.2. Reatores Biológicos de Filme Fixo

Reatores biológicos de filme fixo são unidades que dispõem de meio suporte, constituído por materiais, peças ou acessórios, em cuja superfície ocorre a fixação e o desenvolvimento do biofilme (Campos, 1989).

Esses reatores, em função da movimentação do leito, podem ser divididos em dois grupos principais: os de leito fixo, que não apresentam movimento do leito, e os de leito móvel, quando o material suporte movimenta-se. Nesse último, a movimentação do leito é geralmente garantida por meio do fluxo ascendente ou descendente da água residuária, por agitação mecânica ou pela injeção de gás (Lazarova e Manem, 1994).

Devido ao fato de poderem ser operados sob elevada razão tempo de retenção celular/tempo de detenção hidráulica (θ_c /TDH), esses reatores vêm ganhando destaque no cenário biotecnológico, pois propiciam configurações de sistemas que requerem menor área para a estação de tratamento, envolvem processos menos dependentes da separação de biomassa e, sobretudo, retêm biomassa com concentração maior de organismos relevantes quando comparados ao sistema de lodos ativados (Speece, 1996; Ødegaard, 2000).

Entretanto, o sucesso desses reatores está diretamente ligado ao crescente avanço das técnicas de imobilização e retenção dos microrganismos. Estas têm permitido que esses reatores suportem bem as variações de cargas hidráulica e orgânica, bem como possibilitam o desenvolvimento dos processos aeróbio, anaeróbio e anóxico, dependentes apenas das condições de operação a que são submetidos (Droste, 1997; Cohen, 2001).

Hjortso e Roos (1995a, 1995b) e Wimpenney et al. (2000) citam que entre os exemplos de retenção microbiana empregada em reatores de filmes fixos, destacam-se os aglomerados de organismos na forma de flocos, grânulos e agregados de bactérias aderidas a suportes inertes, cujo grau e maneira com que as células agregam-se, são determinados por diversos fatores (físico-químicos, ambientais, nutricionais, fisiológicos, genéticos, etc.) dos organismos envolvidos na degradação dos compostos orgânicos e inorgânicos.

Tyagi e Vembu (1990) consideram que a retenção microbiana nesses reatores deve-se apenas a dois métodos de imobilização: aderência e encapsulamento. O primeiro abrange todos os fenômenos mediante os quais as células estão fixas à superfície do meio suporte, incluindo aqueles em que as células fixam-se ao meio suporte por adsorção não específica ou ligação covalente específica; e o segundo sendo decorrente do confinamento ou aprisionamento dos microrganismos nos poros de materiais fibrosos ou porosos.

Karel et al. (1985) mencionam ainda que as células retidas na forma de flocos ou grânulos definem o terceiro mecanismo de imobilização, conhecido como autoimobilização.

Cohen (2001) aponta para algumas diferenças adicionais entre a forma de imobilização por aderência e encapsulamento, as quais são mostradas na tabela 3.6.

Tabela 3.6: Principais aspectos da forma de imobilização de microrganismos para o tratamento de águas residuárias. Fonte: Cohen (2001)

Principais Aspectos	Forma de Imobilização	
	Aderência	Encapsulamento
Produção do recheio	Simples e de baixo custo	Complexa, alto custo, alguns materiais de polímeros apresentam problemas de toxicidade
Adaptação a mudanças no fluido	População microbiana pode adaptar-se a mudanças	População microbiana não pode adaptar-se a mudanças
Resistência a difusão	Restrição à difusão são baixas	Vários materiais poliméricos sofrem restrições à difusão relativamente alta
Eficiência do tratamento com diferentes contaminantes	Alta diversidade microbiana pode efetivamente tratar fluido que contém diferentes contaminantes	Número pequeno de espécies microbianas não pode tratar fluido com diferentes contaminantes
Controle dos microrganismos dominantes no reator	Controle limitado	Espécies microbianas desejadas podem ser controladas
Possibilidade de ocasionar um processo de degradação sequencial	Não possível	Possível
Possibilidade de ocasionar um processo de oxi-redução em ambiente aeróbio	Não possível	Possível
Plasmídeo e estabilidade dos microrganismos	Baixo	Alto
Produção de bio-aerossol	Relativamente alta	Baixa
Produção de lodo	Maiores quantidades de lodo	Menores quantidades de lodo
Resistência a concentrações altas de compostos tóxicos	Baixa resistência	Alta resistência
Possibilidade de armazenar o recheio com microrganismos	Muito complexa	Simples
Possibilidade de mudar os microrganismos no reator	Depende do projeto, geralmente muito complexa	Simples

Na Figura 3.10 são ilustradas esquematicamente as formas de imobilização, classificadas em termos do fenômeno físico.

Figura 3.10: Formas de imobilização e sua classificação em termos do fenômeno físico de localização. Adaptado de Karel et al. (1985)

Com relação aos reatores de filme fixo que fazem uso desses “mecanismos”, citam-se: filtros biológicos anaeróbio e aeróbio, reator anaeróbio horizontal de leito fixo, reator anaeróbio ou aeróbio de leito expandido/fluidificado, reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e reator anaeróbio ou aeróbio de leito de lodo granular expandido (EGSB).

O desenvolvimento de reatores que utilizam o biofilme aderido data de meados da década de 1970. Nicolella et al.(2000a) apresentam revisão bibliográfica com uma série de reatores com aplicação em águas residuárias. Os principais tipos de reatores aplicados são os USB (Upflow Sludge Blanket), BFB (Fluidized Bed), EGSB (Expanded Granular Sludge Blanket), BAS (Biofilm Airlift Suspension) e (IC) Internal Circulation.

Nos reatores USB as condições hidrodinâmicas são mais tranquilas devido à baixa velocidade superficial do líquido. O esgoto afluente entra na base destes reatores em movimento ascendente passando por uma manta de lodo onde a matéria orgânica é rapidamente convertida. Na fase de conversão da matéria, forma-se gás e este causa a circulação da fase líquida e do lodo. Seções de sedimentação promovem uma separação efetiva das fases e o lodo destituído do gás submerge novamente para a base do reator. A movimentação ocorrida neste processo garante uma mistura efetiva entre a manta de lodo e o esgoto afluente.

Os reatores USB operam com tempos de detenção hidráulica menores que 48 horas. O acúmulo de sólidos suspensos é apontado como um grande problema operacional nestes reatores.

A figura 3.11 mostra um esquema dos reatores USB.

Figura 3.11: Esquema de um reator USB (Upflow Sludge Blanket).
Adaptado de Nicolella et al. (2000a)

Os reatores BFB são apropriados para tratar contaminantes orgânicos e inorgânicos que requerem uma alta idade da biomassa e baixa concentração de sólidos suspensos (Nicolella et al., 2000a). Nestes reatores o afluente é bombeado através do leito de pequenas partículas com biofilme com uma velocidade suficiente para causar a fluidização. O leito fluidizado oferece uma grande área superficial para o crescimento biológico. O esquema de um reator BFB é apresentado na figura 3.12.

Figura 3.12: Esquema de um reator BFB (Biofilm Fluidized Bed).
Adaptado de Nicolella et al. (2000a)

Os reatores EGSB combinam as características de um reator USB e BFB. A biomassa se desenvolve na forma granular e a velocidade superficial do líquido aproxima-se dos BFB. A figura 3.13 mostra um esquema de um reator EGSB.

Figura 3.13: Esquema de um reator EGSB (Expanded Granular Sludge Blanket).
Adaptado de Nicolella et al. (2000a)

Os reatores ESGB e IC são uma evolução do conceito dos reatores USB e operaram com uma velocidade superficial do líquido alta, minimizando o efeito do acúmulo de sólidos suspensos no seu interior, como observado no USB (Nicolella et al., 2000b). Os reatores IC operam como dois USB conectados um sobre o outro. No compartimento inferior existe uma manta granular expandida onde a maior parte da matéria orgânica é convertida. Nesta etapa forma-se gás devido à conversão da matéria orgânica, sendo ele portanto responsável pela circulação do lodo através de um tubo de subida (riser). Parte desse lodo, ao atingir a zona de sedimentação, retorna à base do reator e o restante da matéria é convertida no segundo compartimento funcionando como um pós tratamento. Pode-se observar um esquema de um reator IC na figura 3.14.

Figura 3.14: Esquema de um reator IC (Internal circulation).
Adaptado de Nicolella et al. (2000a)

A tabela 3.7 mostra as vantagens e desvantagens do uso de reatores que utilizam biofilme aderido.

Tabela 3.7: Vantagens e desvantagens em reatores que utilizam biofilme aderido.
Fonte Mendonça (2004)

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none"> - Alta velocidade de sedimentação, possibilitando a redução de sistemas para clarificação externa; - Alta concentração de biomassa; - Oferece grande área superficial para o crescimento dos microrganismos; - Grande transferência de massa resulta em elevada conversão da matéria orgânica; - Reatores compactos; - Alta idade do lodo e baixa formação de lodo excedente. 	<ul style="list-style-type: none"> - A formação do biofilme sobre o meio suporte requer um tempo inicial longo; - Controle da espessura do biofilme é difícil; - O crescimento excessivo do biofilme causa o carregamento do meio suporte para fora do reator; - Os distribuidores para fluidizar o sistema podem apresentar um custo elevado e problemas de entupimento e de manutenção da fluidização uniforme.

A tabela 3.8 apresenta algumas características de projeto de reatores de leito móvel e fixo de escala plena, que são empregadas no tratamento de águas residuárias domésticas e industriais por processos anaeróbio e aeróbio.

Tabela 3.8: Características de projeto e operação de reatores de filme fixo. Fonte Metcalf e Eddy (1991); Bordacs e Young (1997); Droste (1997); Henze et al. (1997); Rocha et al. (2000); Nicolella et al. (2000a); Bosander e Westlund (2000)

Características	Filtro Biológico	Bio-disco	UASB	Leito Fluidificado anaeróbio
⁽¹⁾ COV (kgDQO.m ³ .d ⁻¹)	0,4 a 10	4 a 5 ⁽³⁾	2 a 12	1 a 30
⁽²⁾ Relação A/M	0,5 a 1	-	0,5 a 1	0,5 a 1
TDH (h)	20 a 96	0,7 a 2,9	3,5 a 15	2 a 24
θ_c (dia)	30 a 100	3 a 30	30 a 50	5 a 30
SSV (g/L)	10 a 30	5 a 15	20 a 70	10 a 90
Velocidade (m/h)	-	-	0,5 a 2	4 a 39
Eficiência _{DPO} (%)	40 a 90		60 a 95	70 a 95
(1) COV=Carga orgânica volumétrica; (2) A/M=relação alimento/microorganismo; (3) COS=carga orgânica superficial (gDBO/m ² .d)				

3.3.3. Reatores de Leito Expandido/Fluidizado

Os reatores biológicos de leito expandido ou fluidizado são considerados umas das mais recentes inovações tecnológicas no tratamento de águas residuárias, concebidas no âmbito dos chamados reatores não convencionais (Campos, 1989; Speece, 1996 e Droste, 1997).

Nesses reatores, a fase sólida é formada pelas biopartículas (material suporte + biofilme), as quais se destinam à retenção da biomassa no reator, enquanto que a fase líquida é constituída pelo esgoto a ser tratado. A fase gasosa, por sua vez, é oriunda da introdução de oxigênio (ar) quando o processo é aeróbio e da geração interna de biogás no caso do processo anaeróbio.

Desde o início dos anos 70, segundo Heijnen et al. (1989), o tratamento anaeróbio tem ganho importância, como consequência do crescente conhecimento do processo microbiológico envolvido e com o desenvolvimento de reatores aperfeiçoados, com altas concentrações de biomassa, constituindo-se no momento em uma tecnologia madura, no que diz respeito aos reatores de leito fluidizado.

Entre as inúmeras configurações que tem sido desenvolvidas para proporcionar altas concentrações de biomassa, pode-se citar o processo de contato, o reator filtro, o reator UASB e os sistemas de leito fluidizado. Dentre os trabalhos que analisaram os diferentes tipos de reator, podem ser citados Bouker (1983) e Callander e Barford (1983).

Nos reatores anaeróbios de leito fluidizado a biomassa cresce na forma de um biofilme, ao redor de pequenas partículas, que são mantidas em estado fluidizado por um fluxo ascendente de água. Esse tipo de reator de leito fluidizado é chamado genericamente de reator FBBR (Fluidized Bed Biofilm Reactors).

O leito de material granular (areia, carvão antracitoso, carvão ativado granular, terra diatomácea etc.) tem suas partículas envolvidas por microrganismos, as quais permanecem suspensas pelo resultado do movimento vertical ascendente ou descendente da massa líquida quando são utilizadas, respectivamente, partículas suporte de densidade maior ou menor que a da água residuária a ser tratada (Fan, 1989). A figura 3.15, extraída de Heijnen et al. (1989), mostra o funcionamento esquemático de um reator de leito expandido/fluidizado, FBBR.

Figura 3.15: Esquema do processo de tratamento por leito fluidizado.
Adaptado de Heijnen et al. (1989)

A configuração de leito fluidizado proporciona muitas vantagens em relação aos processos convencionais. Devido à massa específica alta das partículas empregadas como base, como areia, por exemplo, a velocidade de sedimentação é bastante alta (50m/h), permitindo aplicação de grandes velocidades de líquido no reator (10 a 30m/h). Devido à alta velocidade do líquido o sedimento inerte presente no esgoto não se acumula no reator e, portanto, a atividade do lodo é alta. As concentrações típicas de biomassa situam-se próximas a 40kg/m^3 , como consequência da grande área superficial de aderência das partículas de suporte, superando $2000\text{m}^2/\text{m}^3$. Em consequência da grande concentração de biomassa e da grande atividade biológica consegue-se obter altas capacidades de tratamento, levando a reatores compactos.

Dentre os diversos estudos realizados a partir de 1970, podem ser citados os de Jeris (1982), desenvolvendo o reator HY-FLO, o reator proposto por Sutton e Mishra (1991), denominado reator ANYTRON e os de Heijnen et al. (1989).

Como em todo o sistema de tratamento esse tipo de reator apresenta aspectos positivos e negativos. De uma maneira geral podem ser agrupados em: biomassa, operação e construção. Tais aspectos são melhor descritos na tabela 3.9.

Tabela 3.9: Aspectos positivos e negativos de um reator de leito expandido/fluidizado. Fonte: Cooper & Atkinson (1981); Stronach et al. (1986); Sutton e Mishra (1991); Schügerl (1997) e Pereira et al. (2000), Mendonça (2004)

Aspecto	Positivo	Negativo
Biomassa	<ul style="list-style-type: none"> - Alta concentração de biomassa que permite tratar efluentes de cargas alta e baixa; - Espessura do biofilme pode ser controlada e otimizada; - Biomassa adapta-se vários efluentes. 	<ul style="list-style-type: none"> - Materiais suporte de custo elevado; - Reposição do material suporte devido o desgaste.
Operação	<ul style="list-style-type: none"> - Elevada eficiência de remoção; - Operação sob regimes contínuo e intermitente; - Trabalham com TDH relativamente baixo; - Potencialidade de tratar efluentes com sólidos suspensos sem problemas de colmatação. 	<ul style="list-style-type: none"> - Controle da velocidade; - Consumo de energia elevado; - Reposição do material suporte; - Desgaste do material suporte.
Construção	<ul style="list-style-type: none"> - Demanda por pequenas áreas e volumes; - Apresentam boa possibilidade de modulação; - Dependendo do material de execução o reator pode ser transportado. 	<ul style="list-style-type: none"> - Revestimento contra corrosão; - Dispositivo para a remoção de espuma e introdução do material suporte.

Alguns autores (Horváth,1994 e Narayanan et al., 1995) apontam aspectos favoráveis à recirculação de efluentes na operação de reatores de filme fixo, entre os quais podem ser destacados:

- ✓ Atenuação das variações de carga que são amortizadas pela recirculação;
- ✓ Distribuição espacial da carga torna-se mais uniforme, o que favorece o crescimento do biofilme.

Sreekrishnan et al. (1991) e Romli et al. (1994) chamam a atenção para a necessidade de se reduzir a recirculação do efluente ao mínimo valor possível, a fim de se obter um menor custo na operação do reator. Relatam ainda que a diluição do esgoto afluente e a razão de recirculação necessária para manter as condições hidrodinâmicas estabelecidas em projeto, são os principais fatores a serem ponderados.

Estes fatores estão inter-relacionados com a geometria do reator (altura e diâmetro), conforme pode ser observado na tabela 3.10.

Tabela 3.10: Relação entre os aspectos de projeto e operação com a geometria do reator. Fonte: Mendonça, (2004).

Relação H/D*	Diluição	Bombeamento	Distribuição	Custo	Área da Base
Alta	alta	Menor	fácil	maior	pequena
Baixa	baixa	Maior	difícil	menor	grande

Mendonça, (2004) e Nicolella et al. (2000a) apontam considerações a respeito do leito, da hidráulica e do processo com relação às variáveis envolvidas no projeto e na operação de reatores de leito expandido/fluidizado. A Figura 3.16 mostra o esquema proposto por eles.

Figura 3.16: Variáveis envolvidas em projetos de reatores de leito expandido/fluidizado. Adaptado: Mendonça, (2004) e Nicolella et al. (2000a)

Na tabela 3.11 pode-se observar que a aplicação tecnológica em escala plena de reatores de leito expandido/fluidizado, tem sido utilizada para tratar as diversas águas residuárias.

Tabela 3.11: Aplicações da tecnologia de reatores de leito expandido/fluidizado
Fonte: Mendonça (2004)

Reator (m³)	Água Residuária	Processo	Leito	θ_H	Referência
3,3 a 10	Água com alga	Aeróbio	CAG+cristobalita	1h	Tanaka et al. (2001)
230	Esgoto sanitário	Desnitrificação	Areia	10min	Bosander & Westlund (2000)
541	Coqueira	Aeróbio	Areia	7h	Sutton et al. (1999)
700	Cervejaria	Anaeróbio	Pedra-pomes	3 a 4h	Jördening & Mösche (1999)
32	Esgoto sanitário	Anaeróbio	CAG	3,2h	Pereira et al. (2000)
-	Papel e celulose	Anaeróbio	Biolite	2 a 24h	Holst et al. (1997)
6,2	Esgoto sanitário	Desnitrificação	Areia	5,7min	Semon et al. (1997)
4,5	Esgoto sanitário	Nitrificação	Antracito	2h	Hosaka et al. (1991)

A seleção do material suporte representa um dos aspectos cruciais a serem ponderados no projeto de um reator de leito fluidizado. Além dos testes experimentais e de ensaios de fluidificação, deverá ser objeto de etapas de caracterização física e química, além de se levantar o custo da utilização do mesmo (Mendonça, 2004).

Entre as partículas pesquisadas e empregadas nesse tipo de reator, como suporte, podem-se citar: areia (Cooper e Atkinson, 1981; Hamada, 1992 e Cuba Terán, 1995), carvão antracitoso (Hosaka et al., 1991), carvão ativado granular (GAC) (Sutton e Mishra, 1994; Pereira et al., 2000), quitina (Tavares, 1992), materiais poliméricos (Bergamasco, 1996). No entanto, somente os três primeiros materiais têm sido utilizados em estações de tratamento de águas residuárias.

As principais características físicas a serem avaliadas durante a escolha do suporte são: tamanho, forma, densidade, área superficial, resistência, durabilidade e rugosidade (Speece, 1996).

De acordo com Fan (1989) e Levenspiel e Kunii (1991), o tamanho das partículas, exerce influência na área superficial disponível para a colonização microbiana, bem como nas características de expansão do leito e transferência de massa (substrato e oxigênio quando o reator é aeróbio).

Entre os pesquisadores existe consenso em se utilizar nesses reatores uma faixa de tamanho de partícula não muito ampla, haja visto que quanto maior for o diâmetro da partícula, menor a superfície específica e, dependendo da partícula, maior será a velocidade ascensional, para obter-se a expansão desejada, e conseqüentemente maior será o consumo de energia elétrica (Marin et al., 1998, apud Mendonça, 2004).

De acordo com vários autores (Nicolella et al., 2000a, Mendonça, 2004 e Stronach et al., 1986) a faixa de tamanho de partícula empregada nesses reatores situa-se entre 0,1 e 3,0mm. É importante mencionar ainda que, apesar de as partículas menores proporcionarem baixo custo de energia para atingir-se o regime de fluidificação, elas ocasionam condições operacionais no reator um tanto difíceis de serem controladas, em virtude de causarem instabilidade no leito (Marin et al., 1998, apud Mendonça, 2004).

Andrews e Trapasso (1985) resumem na tabela 3.12 os problemas decorrentes da escolha incorreta do material suporte.

Tabela 3.12: Problemas decorrentes da escolha do material. Fonte: Andrews e Trapasso (1985)

Discriminação	Muito Grande	Muito Pequeno
Tamanho	<ul style="list-style-type: none"> - Velocidade de sedimentação alta exige leitos espessos para permitir tempo de contato adequado resultando no aumento das forças de cisalhamento; - A redução do valor da relação área biofilme/volume de reator resulta em valores pequenos de carga orgânica. 	<ul style="list-style-type: none"> - Resistência na transferência de massa do líquido se $Re < 1$; - Manuseio difícil.
Densidade	<ul style="list-style-type: none"> - Idem anterior. - Estratificação reversa como a velocidade de sedimentação decresce com a relação volume do biofilme/volume de partícula suporte, os biofilmes mais espessos se movem para parte superior do leito, onde existe menor carga orgânica volumétrica. 	<ul style="list-style-type: none"> - Idem anterior.
Coefficiente de desuniformidade (CD)	<ul style="list-style-type: none"> - A estratificação baseada no tamanho das partículas causa: <ul style="list-style-type: none"> - aumento significativo da porosidade nas partes superiores do leito; - curto circuito, se durante a operação houver retirada de partícula do leito para a remoção do biofilme. 	<ul style="list-style-type: none"> - Há estímulo para haver mistura de sólidos, que por sua vez tende a distribuir uniformemente a espessura do biofilme em todo volume do reator.

3.3.3.1. Expansão do Leito

Para um dado conjunto de condições de operação, uma análise do mecanismo de fluidização proporciona informação sobre a espessura do biofilme (em equilíbrio) e a porosidade do meio. Essa informação pode ser usada então para calcular a concentração de biomassa no reator.

Várias correlações experimentais e teóricas tem sido propostas para definir relações quantitativas entre os fatores que caracterizam o sistema fluidizado. Mulcahy e La Motta (1978, apud Shieh et al, 1981) desenvolveram uma relação em que a porosidade do leito foi determinada através de um parâmetro denominado índice de expansão, relacionado à velocidade de sedimentação terminal das biopartículas.

A abordagem mais comum, entretanto, é determinar em primeiro lugar uma relação empírica para uma partícula isolada e então estendê-la para abranger sistemas de muitas partículas, por meio de um fator de correção dependente da porosidade do leito.

Considerando uma partícula isolada, suspensa em um meio fluido infinito, a força de arrasto é dada por:

$$F_D = \frac{\pi d_p^3}{6} (\rho_p - \rho_f) g \quad (3.21)$$

Em sistemas de muitas partículas, a força de arrasto depende da porosidade no reator. Baseado em estudos experimentais extensivos de diferentes sistemas de leito fluidizado, tem sido sugerida por muitos pesquisadores a relação seguinte:

$$F_D' = f(\varepsilon)F_D \quad (3.22)$$

onde: $f(\varepsilon)$ é um fator de correção que leva em conta as interações entre as partículas.

Wen e Yu (1966) demonstraram que $f(\varepsilon)$, pode ser dada, para $Re < 100$ por:

$$f(\varepsilon) = \frac{Ga}{18Re + 2,7Re^{1,687}} \quad (3.23)$$

Os mesmos autores defendem que $f(\varepsilon)$ pode ser dada aproximadamente por:

$$f(\varepsilon) = e^{-4,7} \quad (3.24)$$

Somando as equações (3.23) e (3.24) tem-se:

$$e^{-4,7}Ga = 18Re + 2,7Re^{1,687} \quad (3.25)$$

3.3.3.2. Estimativa da Concentração de Biomassa

A partir da equação (3.25), que relaciona as condições de fluidização no reator, pode-se desenvolver equações para estimar a concentração de biomassa no reator, com base nas seguintes hipóteses:

- ✓ meio suporte esférico com d_m e ρ_m ;
- ✓ biofilme homogêneo com espessura uniforme σ .

Neste caso o diâmetro da biopartícula é:

$$d_p = d_m + 2\sigma \quad (3.26)$$

Com relação à porosidade, tem-se a porosidade inicial ε_0 e também a porosidade do leito com o meio contendo o biofilme, ε :

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{V'_m}{h_0 A} \quad (3.27)$$

$$\varepsilon = 1 - \frac{V'_s}{hA} \quad (3.28)$$

sendo:

h_0 = altura inicial do leito fluidizado, com partículas sem biofilme;

h = altura do leito expandido, com biofilme;

V'_m = volume das partículas sem biofilme;

V'_s = volume do meio com biofilme (partículas mais biofilme);

ε_0 = porosidade do leito fluidizado sem biofilme;

ε = porosidade do leito com a presença de biofilme nas partículas.

O volume total do biofilme sob essas condições de operação é:

$$V'_b = V'_s - V'_m = hA(1 - \varepsilon) \left(1 - \frac{h_0}{h} \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \right) \quad (3.29)$$

Considerando-se o volume total de biofilme V'_b pode-se então calcular V_b , a quantidade por volume unitário do leito fluidizado:

$$V_b = \frac{V'_b}{hA} \quad (3.30)$$

$$V_b = (1 - \varepsilon) \left(1 - \frac{h_0}{h} \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \right) \quad (3.31)$$

Considerando-se a massa específica úmida do biofilme, ρ_{bw} , tem-se que a massa de biofilme por unidade de volume do leito expandido, m_b é:

$$m_b = \rho_{bw} V_b = \rho_{bw} (1 - \varepsilon) \left(1 - \frac{h_o}{h} \frac{1 - \varepsilon_o}{1 - \varepsilon} \right) \quad (3.32)$$

A massa seca do biofilme por unidade de volume do leito expandido define a concentração de biomassa,

$$X = \rho_{bw} (1 - w) V_b \quad (3.33)$$

onde: w é o teor de umidade do biofilme (kg/kg).

Utilizando a equação (3.31), e lembrando que $\rho_{bw} (1 - w)$ é igual à massa específica do biofilme seco, ρ_{bd} , a equação (3.33) torna-se:

$$X = \rho_{bd} (1 - \varepsilon) \left(1 - \frac{h_o}{h} \frac{1 - \varepsilon_o}{1 - \varepsilon} \right) \quad (3.34)$$

Assumindo que todas as partículas estão recobertas por uma espessura uniforme de biofilme, σ , é possível relacionar o número de bio-partículas, n' , aos volumes, com ou sem biofilme, com as equações:

$$V'_s = hA(1 - \varepsilon) = n' \frac{\pi d_p^3}{6} \quad (3.35)$$

$$V'_m = h_o A(1 - \varepsilon_o) n' \frac{\pi d_m^3}{6} \quad (3.36)$$

Combinando-se as equações (3.35) e (3.36) verifica-se que:

$$\frac{h_o}{h} \frac{1 - \varepsilon_o}{1 - \varepsilon} = \left(\frac{d_m}{d_p} \right)^3 \quad (3.37)$$

Com esse resultado, a concentração de biomassa, equação (3.34), pode ser expressa em função dos diâmetros da bio-partícula, d_p e da partícula sem biofilme, d_m , por:

$$X = \rho_{bd}(1 - \varepsilon) \left[1 - \left(\frac{d_m}{d_p} \right)^3 \right] \quad (3.38)$$

Com o resultado da equação (3.37), pode-se agora calcular a massa específica da partícula ρ_p conforme indicado pela equação (3.39). A massa específica é dada por:

$$\rho_p = \rho_m \left(\frac{d_m}{d_p} \right)^3 + \rho_{bw} \left[1 - \left(\frac{d_m}{d_p} \right)^3 \right] \quad (3.39)$$

Com a massa da partícula pode agora ser empregada na equação (3.25) que relaciona as condições de fluidização no reator.

Analisando-se as equações (3.25), (3.38) e (3.39), verifica-se que a concentração de biomassa no leito fluidizado do reator é principalmente uma função do tamanho da bio-partícula (que depende da espessura do biofilme) e das características hidráulicas do sistema, desde que as características do biofilme, tais como massa específica e teor de umidade, não sejam afetadas pelas condições de operação.

Portanto, o desenvolvimento teórico de Shieh et al. (1981), exposto neste item, demonstra que o desempenho de um reator de leito fluidizado é influenciado por inúmeras variáveis que podem ser controladas pelo projetista. Essas variáveis incluem a altura do leito expandido, a altura inicial do leito ou a quantidade de material sólido utilizado para suporte de crescimento, a espessura do biofilme e a área transversal do fluxo do reator. Para um dado meio suporte, a espessura de equilíbrio do biofilme depende da velocidade ascendente do fluxo, da altura expandida do leito e do volume do meio suporte.

Na mesma linha de abordagem, Mulcahy e Shieh (1987) desenvolveram um modelo de previsão da biomassa em um reator FBBR (Fluidized Bed Biofilm Reactor) para denitrificação. Como substrato foi utilizado o efluente sedimentado de uma unidade de aeração de um sistema de tratamento de esgotos sanitários. O modelo é baseado na correlação de Richardson-Zaki (1954) entre a porosidade e a velocidade superficial de fluidização. As equações que descrevem o modelo serão apresentadas a seguir.

A relação entre porosidade e a velocidade superficial é a correlação de Richardson - Zaki:

$$\frac{u}{u_t} = \varepsilon^n \quad (3.40)$$

A velocidade terminal de sedimentação é dada por:

$$u_t = \left[\frac{[0,75(\rho_s - \rho_f)gd_p]}{C_D \rho_f} \right]^{0,5} \quad (3.41)$$

Correlação empírica entre o coeficiente de arrasto C_D e o número de Reynolds terminal, Re_t :

$$C_D = a Re_t^b \quad (3.42)$$

Correlação empírica entre o índice de expansão n e o número de Reynolds Terminal, Re_t :

$$n = c Re_t^d \quad (3.43)$$

A massa específica da partícula e a concentração de biomassa no leito são determinadas segundo equações 3.38 e 3.39.

3.3.3.3. Efeito das Variáveis sobre a Concentração de Biomassa

Aplicando a técnica de análise de sensibilidade do modelo teórico de produção de biomassa Shieh et al.(1981) foram capazes de desenvolver previsões teóricas de como a produção de biomassa é afetada pelas variações da velocidade ascendente do fluxo, tamanho das partículas do meio suporte, espessura do biofilme e conteúdo de umidade do biofilme.

a) Velocidade de fluxo

O efeito da velocidade de fluxo ascendente sobre a concentração de biofilme pode ser resumido na figura 3.17. As conclusões que podem ser obtidas da figura são as seguintes:

- ✓ Quanto maior a espessura do biofilme, maior a taxa de diminuição da concentração de biomassa com o aumento da velocidade. Portanto, o decréscimo na concentração de biomassa com o aumento da velocidade de fluxo é muito mais significativo quando o biofilme é mais espesso;
- ✓ Para um dado tamanho do meio, existe uma velocidade superficial em que duas diferentes espessuras de biofilme produzem a mesma concentração de biomassa no reator.

Figura 3.17: Efeito da velocidade sobre a concentração de biomassa.
Adaptado de Shieh et al.(1981)

b) Tamanho das partículas

A concentração de biomassa prevista pelo modelo de Shieh (op.cit.) para vários diâmetros das partículas é apresentada na figura 3.18.

Figura 3.18: Efeito do tamanho do meio na concentração de biomassa.
Adaptado de Shieh et al.(1981)

As curvas mostram, como uma tendência única, um aumento na concentração de biomassa com o aumento de tamanho do meio, até que um máximo é atingido. O valor máximo depende tanto do meio quanto da velocidade ascendente. A figura 3.18 mostra também a tendência de carregamento de biomassa para meios de tamanho menor quando uma espessura crítica de biofilme é atingida.

Devido à existência de um ponto de máximo para cada curva, é possível obter a mesma concentração de biomassa com tamanhos diferentes de partículas, para uma velocidade de fluxo e espessura do filme.

c) Espessura do Biofilme

O efeito da espessura do biofilme sobre a concentração de biomassa é mostrado na figura 3.19. Verifica-se que, para meios de tamanho menor, a manutenção de biofilmes mais finos apresenta a vantagem de prevenir o arrastamento da biomassa em altas velocidades de fluxo.

Figura 3.19: Efeito da espessura do biofilme na concentração de biomassa.
Adaptado de Shieh et al.(1981)

d) Teor de Umidade de Biofilme

O conteúdo de umidade do biofilme influi na concentração de biomassa segundo apresentado na figura 3.20.

Figura 3.20: Efeito do teor de umidade do biofilme sobre a concentração de biomassa.
Adaptado de Shieh et al.(1981)

A figura 3.20 mostra que pequenas variações no teor de umidade causam mudanças significativas na concentração de biomassa. Entretanto, esse teor depende das características do esgoto a ser tratado e da população microbiana existente no sistema, de forma que o conteúdo de umidade não é um parâmetro que possa ser controlado pelo projetista.

3.3.3.4. Influência da Geometria dos Injetores no Comportamento Hidrodinâmico

A qualidade da fluidização pode sofrer a influência do tipo de injetor utilizado. Injetores com poucos orifícios podem ocasionar leitos não homogêneos, mesmo com baixas vazões de gás, observando-se uma canalização do gás na região central do leito.

Em contrapartida, a utilização de injetores com vários orifícios promove leitos mais homogêneos, ocorrendo um padrão heterogêneo quando altas vazões de gás são alcançadas. Este modelo, entretanto, pode não ser o mais econômico do ponto de vista do consumo de ar, devido às maiores perdas resultantes.

Merchuk et al. (1997) testaram sete diferentes tipos de injetores, sendo quatro cilíndricos (perfurados e confeccionados em vidros sinterizados) e três no formato de placas porosas (confeccionados em pedras sinterizadas). Os injetores cilíndricos tinham 0,02m de diâmetro e 0,03m de altura. Os injetores na forma de placas tinham 0,04m de diâmetro. O reator empregado nos ensaios possuía uma área de $2,83 \times 10^{-3} \text{ m}^2$ para o tubo de subida e de $2,80 \times 10^{-3} \text{ m}^2$ para o tubo de descida, as quais correspondem a tubos com aproximadamente 0,06m de diâmetro.

A tabela 3.13 apresenta algumas características dos injetores utilizados.

Tabela 3.13: Características dos injetores utilizados por Merchuk et al. (1997)

Tipo de injetor	Tamanho do poro
C1 (Cilíndrico perfurado)	$3 \times 10^{-3} \text{ m}$
C2 (Cilíndrico perfurado)	$0,5 \times 10^{-3} \text{ m}$
C3 (Cilíndrico em pedra sinterizada)	120 μm
C4 (Cilíndrico em pedra sinterizada)	60 μm
P1 (Placa em pedra sinterizada)	120 μm
P2 (Placa em pedra sinterizada)	60 μm
P3 (Placa em pedra sinterizada)	30 μm

Alguns dos parâmetros como área e diâmetro dos orifícios têm mostrado forte influência na fração volumétrica de gás e no coeficiente de distribuição (Ohki et al., 1970, apud Merchuk et al., 1997). Neste mesmo artigo o autor comenta a existência de três regimes: regime uniforme de bolhas; regime de transição e heterogêneo.

Foi observado que os injetores cilíndricos de vidro sinterizado apresentaram os três regimes à medida que variava a vazão de gás. Estes mesmos injetores cilíndricos, mas perfurados, apresentaram uma mudança mais gradual na fração volumétrica de gás do leito e a transição entre o regime uniforme e heterogêneo menos acentuada.

Os injetores de placas de vidro sinterizado apresentaram o mesmo comportamento dos injetores cilíndricos (Merchuk et al., 1997).

A figura 3.21 representa o comportamento das frações volumétricas de gás para os injetores cilíndricos.

Figura 3.21: Comportamento da fração volumétrica de gás no tubo interno com injetores cilíndricos. Adaptado de Merchuk et al. (1997)

Freitas et al. (2000) verificaram um comportamento semelhante em reatores de tubos paralelos (external-loop) com um volume de 60 litros, 2,07m de altura e diâmetro de 0,05m para o tubo de subida e 0,158m para o tubo de descida, a respeito do regime de transição, constatando que a medida que aumentava o diâmetro dos orifícios, a transição apresentava-se mais suavizada.

Alguns autores indicam que o fenômeno de coalescência começa com baixas vazões de ar à medida que o diâmetro dos orifícios é aumentado. Já com injetores de diâmetro menor, este fenômeno deve ocorrer a vazões maiores e então um valor máximo da fração volumétrica de gás deverá ocorrer e, logo após atingido este valor, a coalescência entre as bolhas resultará no aumento do seu tamanho e conseqüentemente em um decréscimo na fração.

Entretanto existe uma discordância nos resultados apresentados por Merchuk et al. (1997), que diz que a geometria dos injetores tem grande influência na fração. A figura 3.22 mostra que a influência do diâmetro dos orifícios na fração do tubo de subida não é muito significativa.

Em alguns casos, com baixa concentração de sólidos, o aumento do diâmetro do orifício ocasionou um decréscimo na fração do tubo de subida, sendo isto negligenciado em concentrações maiores que 10% (Freitas et al., 2000).

Figura 3.22: Variação da fração volumétrica de gás no tubo de subida em função da velocidade superficial do gás, concentração de sólidos e diâmetros dos orifícios (● - 1,6mm; □ - 1,0mm; ▼ - 0,5mm) (a) sólidos de baixa massa específica, (b) sólidos com alta massa específica.

Adaptado de Freitas et al. (2000)

O diâmetro dos orifícios afeta o tamanho inicial das bolhas. As bolhas com tamanho grande apresentam tempo de residência menor comparado com bolhas de menor tamanho. Esta alta velocidade de ascensão resulta em uma redução na fração porque um volume menor de gás estará presente em um determinado tempo, afetando desta maneira a velocidade de circulação do líquido.

Sob condições de alta turbulência, o tamanho das bolhas independe do diâmetro inicial (ditado pelo tamanho dos orifícios dos injetores) e passa a ser controlado pelo equilíbrio entre as forças dinâmicas, que colaboram para seu rompimento, e a tensão superficial que tenta preservar o tamanho e a forma da bolha (Chisti, 1989, apud Freitas et al., 2000).

Para alta quantidade de sólidos, as bolhas acabam não possuindo um tempo suficiente para agir independentemente e a coalescência e o rompimento passam a ser os fatores importantes, sendo portanto negligenciado o efeito da geometria dos injetores.

Gebara et al. (2000) testaram dois tipos de injetores, sendo um de PVC perfurado e outro confeccionado em vidro sinterizado, em dois reatores de leito fluidizado de 6 e 12 metros, respectivamente.

Através de suas observações em campo e em modelos de acrílico transparente verificou-se, nos ensaios com água limpa, que o injetor de PVC descarregava jatos contínuos de ar que se fracionavam posteriormente. Apresentava também um padrão de tamanho mais homogêneo. O injetor de pedra porosa apresentou um comportamento inverso, passando de uma distribuição inicialmente homogênea para um padrão heterogêneo, apresentando bolhas pequenas e grandes a medida que aumentavam as vazões de ar (Gebara et al., 2000), corroborando resultados obtidos por Merchuk et al. (1997) e Freitas et al. (2000).

Do ponto de vista da taxa de transferência de oxigênio, ambos injetores apresentaram desempenho equivalente (Gebara et al., 2000).

3.4. Reatores Aeróbios de Leito Fluidizado com Circulação

O difícil controle da espessura do biofilme é apontado como sendo uma desvantagem na operação com reatores do tipo expandido/fluidizado, tais como o USB e BFB. Nos reatores de leito fluidizado com circulação conseguida por meio de jatos de ar, o controle desta espessura se mostra possível, resultando em biofilmes densos, conforme Heijnen et al. (1990).

Os reatores deste tipo são chamados na bibliografia de “Loop Reactors”, podendo ser a circulação conseguida externamente ou internamente. A figura 3.23 mostra um esquema de um modelo de reator BAS proposto por Heijnen et al. (1993), representante da classe de reatores com circulação interna (“internal loop”) obtida em tubos concêntricos.

Figura 3.23: Esquema de um reator BAS (Biofilm Airlift Suspension).
Adaptado de Nicolella et al. (2000a)

Os reatores possuem duas regiões conectadas onde o meio, em uma região, circula em fluxo ascendente constituindo o tubo de subida (riser) e na outra região em fluxo do topo para a base constituindo o tubo de descida (downcomer).

O ar é injetado na base desses reatores e move-se em fluxo ascendente no tubo de subida. Dependendo do regime de circulação das bolhas, o tubo de descida pode estar sem a presença de bolhas, parcialmente preenchido ou completamente, podendo ainda ocorrer uma recirculação das bolhas do tubo de descida para o de subida.

A diferença entre o gás retido nos dois tubos cria uma diferença de massa específica, sendo esta responsável pela circulação da fase líquida. Dependendo da velocidade da fase líquida, as partículas sólidas irão começar a circular com o líquido.

A interação entre as três fases (sólida, líquida e gasosa) resulta em um sistema que se comporta como um misturador ideal.

Para se obter uma alta eficiência no tratamento com uma baixa produção de lodo e uma nitrificação total é necessário uma grande idade do lodo. Isto é obtido com maior eficiência pela imobilização da biomassa nos biofilmes contidos nas superfícies do reator (Pascik et al., 1984), utilizando-se partículas em suspensão, fazendo desta forma que se aumente consideravelmente a área superficial.

O desenvolvimento do biofilme pode ser descrito como um processo de 3 (três) fases (Heijnen et al., 1992): 1) adaptação das células (microrganismos); 2) formação de microcolônias e 3) formação do biofilme. Ainda, segundo Heijnen, a adaptação dos microrganismos já é um procedimento bastante conhecido, ao contrário da turbulência no

sistema com elevado atrito entre as partículas. Da mesma maneira, a formação de biofilme tem sido bastante examinada.

Ainda no mesmo artigo Heijnen diz sobre as diferenças entre a formação de biofilme em reatores de suspensão com air-lift e os sistemas convencionais de biofilmes: 1) área superficial específica relativamente elevada, 2) condição de fluxo turbulento, 3) geometria esférica do biofilme, e 4) mudança da área superficial do biofilme durante o seu crescimento. A tabela 3.14 a seguir fornece algumas diferenças entre os sistemas mencionados.

Tabela 3.14: Diferenças entre processo de tratamento convencional de esgoto, e o processo de reator BAS. Fonte Heijnen et al. (1993)

	Lodo Floculado	Biofilme em Partículas Suspensas
Velocidade de sedimentação do lodo	1m/h	50m/h
Partículas inertes	Acumulação no lodo	sem acumulação
Sólidos suspensos voláteis	5g/l	40g/l
Velocidade superficial no decantador	< 1m/h	10-30m/h
Geometria do reator	Volumoso e amplo	compacto e alto
Altura/Diâmetro	<<1	>1
Área requerida	grande	pequena

Desta forma vê-se que o fenômeno da formação de biofilme em pequenas partículas em suspensão num reator com circulação provocada por injeção de ar ("air-lift") tem grande importância na performance do processo, especificamente a separação do biofilme devido ao atrito, que com certeza pode ter um efeito dominante neste processo (Heijnen et al., 1993).

3.4.1. Regime de Circulação de Bolhas

Vários autores têm observado a ocorrência de diferentes regimes de circulação de gás. Siegel et al. (1986, apud van Benthum et al., 1999a) descrevem a existência desses regimes e sua dependência sobre a zona de separação gás-líquido e da velocidade do líquido no tubo externo (ou tubo de descida).

A figura 3.24 apresenta esses regimes em função da velocidade superficial do gás.

Figura 3.24: Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás.
Adaptado de Heijnen et al. (1997)

Pela figura 3.24, visualizam-se os seguintes regimes com o aumento da vazão de gás:

Regime I: Não há presença de gás no tubo externo. Este efeito ocorre em baixas vazões de gás, onde a velocidade da fase líquida é insuficiente para carregar as bolhas para o tubo externo, ou seja, a velocidade do meio líquido é menor que a velocidade relativa das bolhas ($v_{Le} < u_{gs}$).

Regime II: Nesta fase ocorre a presença de bolhas de gás no tubo externo e este poderá estar parcialmente ou completamente preenchido pelas bolhas. As bolhas parecem estar estacionadas na coluna externa, não apresentando grandes deslocamentos dirigidos verticalmente para baixo. A velocidade de circulação da fase líquida é praticamente igual a velocidade relativa da bolha ($v_{Le} = u_{gs}$).

Regime III: Completa recirculação de gás. Todas as bolhas que são levadas para o tubo externo caminham por toda sua extensão e retornam novamente ao tubo interno. A velocidade do líquido é maior que a velocidade relativa das bolhas. Devido à recirculação das bolhas para o tubo interno, a quantidade de gás contida no tubo interno é maior que a injetada pelos borbulhadores ($v_{Le} > u_{gs}$).

3.4.2. Regime de Circulação de Sólidos

Aumentando-se a vazão de gás, três regimes distintos podem se desenvolver em relação ao comportamento dos sólidos: leito fixo - leito fluidizado e leito de completa suspensão e circulação dos sólidos.

No regime de leito fixo, o tubo interno comporta-se como uma coluna de bolhas e não há circulação do líquido no tubo externo, permanecendo estático. As partículas sólidas encontram-se totalmente depositadas na base do reator.

A condição de operação que deve ser satisfeita para a completa suspensão dos sólidos, ou seja, para que o reator opere no regime de fluidização está representada pela relação abaixo (Garcia-Calvo et al., 1999):

$$\varepsilon_g - \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \varepsilon_s^0 \geq 0 \quad (3.44)$$

sendo ε_s^0 = fração volumétrica inicial de sólidos.

Nesta relação, para que ocorra a suspensão dos sólidos, a massa específica aparente no tubo interno (subida) deve ser menor ou igual a massa específica aparente no tubo externo (descida).

A distribuição inicial é decisiva na mudança de leito fixo para leito de circulação, porque determina a vazão de gás necessária para suspensão dos sólidos (Garcia-Calvo et al., 1999). Aumentando a vazão até valores próximos ao mínimo necessário para a fluidização do leito o valor da fração volumétrica inicial de sólidos (ε_s^0) irá corresponder aos sólidos inicialmente sedimentados na base do tubo interno. Se a vazão de gás for menor que a velocidade mínima de fluidização, as partículas irão sedimentar. Alguns autores (Heijnen et al. 1997), relatam que na partida dos reatores uma vazão de gás maior que a mínima é necessária para fluidizar o leito devido à resistência oferecida pelas partículas em função do arranjo entre elas.

No decréscimo da vazão de gás, de altos valores até uma vazão próxima da mínima necessária para a fluidização, a expansão no tubo interno deverá contrabalancear a diferença de sólidos no tubo externo e interno, de maneira a garantir que a massa específica no tubo interno seja menor ou igual à massa específica do externo.

Reduzindo-se a vazão de gás a valores muito baixos, de maneira a provocar a sedimentação dos sólidos na base do reator, o valor da fração volumétrica inicial de sólidos deverá computar a diferença de sólidos no tubo interno e externo.

Garcia-Calvo et al. (1999) calculam esta fração pela equação abaixo:

$$\varepsilon_s^0 = \varepsilon_{si} - \varepsilon_{se} \quad (3.45)$$

Quando é atingido o estado de fluidização, a distribuição de sólidos muda com o aumento da vazão de gás. Os reatores começam a comportar-se como um sistema trifásico (sólido, líquido e gás).

A diferença entre o leito fluidizado e o leito de completa suspensão e circulação de sólidos é estabelecida pelo valor da velocidade do líquido. Quando a velocidade do líquido é maior ou igual à velocidade de sedimentação do sólido, as partículas começarão a circular pelo tubo externo e interno.

Reatores com baixa razão entre a área interna e externa mudam de leito fixo para leito de completa suspensão de sólidos diretamente (Petrovic et al., 1993, apud Garcia-Calvo et al., 1999).

No leito, quando os sólidos encontram-se suspensos, a velocidade do líquido é maior que a velocidade de sedimentação, satisfazendo a condição a seguir:

$$v_L \geq u_t \quad (3.46)$$

3.4.3. Efeito da Fração Volumétrica de Gás sobre a Velocidade de Circulação

O conhecimento da relação entre a fração de gás no tubo interno (subida)/externo(descida) e a vazão de gás é importante porque determina a velocidade de circulação do líquido e sólidos em um meio trifásico e a expansão nestes reatores (Van Benthum et al, 1999a, 1999b).

A circulação do meio líquido é ocasionada pela diferença de massas específicas existente entre o tubo interno e externo. Esta diferença de massas específicas está ligada à quantidade de gás retido no compartimento interno e externo. Como a quantidade de gás no

tubo interno é maior que no tubo externo, este se apresenta menos denso. Desta maneira, uma circulação dirigida para baixo (movimento descendente) irá acontecer.

O comportamento da velocidade se altera em cada regime de circulação de bolhas.

Van Benthum et al. (1999a, 1999b) descrevem que no regime I a velocidade do líquido no tubo externo aumenta rapidamente a medida que é aumentada a vazão de gás.

Já no regime II, o tubo externo pode estar parcialmente ou inteiramente preenchido pelas bolhas de gás. Quando o tubo se encontra parcialmente preenchido, forma-se uma cortina de gás, sendo que não há presença de bolhas abaixo desta cortina.

À medida que a vazão de gás é aumentada, o equilíbrio é brevemente perturbado e a cortina movimenta-se para baixo até que uma nova condição de equilíbrio seja atingida. Aumentando continuamente a vazão de gás, esta cortina irá se distribuir ao longo de todo tubo externo, do topo até a base, caracterizando o limite entre o regime II e regime III.

No regime III a velocidade aumenta com o aumento da vazão de gás.

A figura 3.25 mostra uma representação esquemática, segundo Van Benthum et al. (1999b), do comportamento da expansão no tubo externo e interno em função da vazão de gás.

Figura 3.25: Representação esquemática da expansão no tubo interno (subida) e externo (descida) como função da velocidade superficial do gás.
Adaptado de Van Benthum et al. (1999b)

No regime I há gás apenas no tubo interno. O aumento da velocidade é explicado pelo aumento da diferença da fração volumétrica de gás entre o tubo interno e externo.

Quando o regime II é atingido, a diferença permanece constante, existindo a tendência da velocidade permanecer constante.

Estes regimes podem ser comparados aos regimes observados por Merchuk et al. (1997). O regime homogêneo descrito por Merchuk corresponde ao regime I e II relatado por Van Benthum e o regime de transição e heterogêneo ao regime III.

Dall'Aglio Sobrinho et al. (2001) observou a existência desses regimes em um modelo reduzido de 2 metros de altura e diâmetro interno e externo de 50 e 100 milímetros.

Adotando em seu experimento duas configurações, sendo uma onde o tubo interno apresentava sua saída livre e a outra submersa ou pressurizada, notou, no caso em que a saída não era pressurizada, a existência de um quarto regime, caracterizado como regime 0. Neste regime de funcionamento, os reatores assemelham-se a uma coluna de bolhas, largamente utilizada em processos industriais. A circulação do meio líquido é praticamente nula neste regime de operação.

A mudança na declividade da reta vista na figura 3.25 corresponde ao regime III ou heterogêneo, onde estão presentes bolhas de diversos tamanhos. As bolhas maiores tendem a apresentar uma velocidade de ascensão maior, diminuindo a fração de gás no tubo interno e dificultando sua entrada para o tubo externo, resultando no comportamento descrito pela figura. E isto também colabora para que a fração de gás no tubo interno se desenvolva muito mais rapidamente que no tubo externo.

A observação do comportamento da velocidade e das frações são bons indicadores para identificar o regime em que os reatores estão operando.

Segundo Heijnen et al. (1997), a modelagem hidrodinâmica é essencialmente diferente em cada regime mencionado.

A abordagem hidrodinâmica ainda pode se tornar difícil em cada regime devido aos efeitos de escala. Heijnen et al. (1997) relata que pode ser complicado operar no regime de completa circulação de gás (regime III) em modelos reduzidos. Isto acaba impulsionando alguns autores a modelarem o regime III apenas em escalas maiores.

3.4.4. Efeito da Concentração de Sólidos e da Massa Específica sobre a Velocidade de Circulação

A introdução progressiva de sólidos nos reatores resulta em um significativo decréscimo da fração volumétrica de gás no tubo interno devido a uma redução da área de fluxo do gás e do líquido.

A presença de sólidos ocasiona um aumento da coalescência e do diâmetro das bolhas o que ocasiona, como já visto anteriormente, uma redução da fração de gás no tubo interno e externo.

Segundo Freitas et al. (2000), quando os reatores estão operando a vazões baixas, o efeito da massa específica tem pouca influência sobre a fração de gás no tubo interno, podendo em altas vazões ser negligenciado o seu efeito. Nas figuras 3.26 e 3.27 observam-se os resultados encontrados por Freitas et al. (2000).

Resultados similares foram obtidos por Hwang et al. (1995, apud FREITAS et al.,2000), Verlaan et al.(1987, apud FREITAS et al.,2000) e Freitas e Teixeira (1997).

Apesar de alguns resultados apresentarem um pequeno efeito da massa específica dos sólidos sobre o comportamento hidrodinâmico, existem ainda algumas divergências entre os trabalhos publicados.

Figura 3.26: Influência da concentração e massa específica dos sólidos sobre a fração volumétrica de gás em função do diâmetro do orifício do injetor e da vazão de ar (2100 l/h: ○ - baixa massa específica, ● - alta massa específica; 5300 l/h: □ - baixa massa específica, ■ - alta massa específica; 8000 l/h: ◇ - baixa massa específica, ◆ - alta massa específica; 11800 l/h: ▽ - Baixa massa específica, ▼ - alta massa específica).

Adaptado de Freitas et al. (2000)

Figura 3.27: Efeito da concentração e massa específica dos sólidos – a) sólidos de alta massa específica; b) sólidos de baixa massa específica. Adaptado de Freitas et al. (2000)

Freitas e Teixeira (1997) observavam que a concentração e a massa específica dos sólidos teriam uma considerável influência sobre a expansão, velocidade e tempo de mistura em experimentos conduzidos em reatores de tubos concêntricos, em contradição a seus próprios resultados obtidos mais tarde, como pode ser observado nas figuras 3.26 e 3.27.

3.4.5. Efeito da Relação entre a Área do Tubo Externo e Interno sobre a Velocidade de Circulação

Vários aspectos geométricos no projeto dos reatores que utilizam o sistema *air-lift*, vêm demonstrando forte influência no comportamento hidrodinâmico, incluindo a configuração da zona de liberação de gás, altura dos reatores e desenho dos injetores.

Alguns autores têm publicado trabalhos a respeito da relação entre a área externa/interna (A_e/A_i), na tentativa de controlar o comportamento hidráulico. Bello et al., (1984), investigou a influência da relação (A_e/A_i), em dois tipos de reatores, sendo um de

circulação externa e o outro em tubos concêntricos. Pelas figuras 3.28 e 3.29 observam-se os resultados obtidos.

Figura 3.28: Expansão (fração de gás) no tubo interno em função da potência inserida.
Adaptado de Bello et al. (1984)

Figura 3.29: Variação da expansão (fração de gás) no tubo interno.
Adaptado de Bello et al. (1984)

Uma significativa influência deste parâmetro é observada nas figuras 3.28 e 3.29. O aumento da velocidade de circulação apresentado nos resultados obtidos por Bello et al. (1984) é acompanhado pelo aumento da relação entre os diâmetros em reatores de circulação externa.

O acréscimo da velocidade explica a redução da fração de gás no tubo interno devido ao tempo de residência das bolhas ser cada vez menor à medida que a velocidade cresce.

Os experimentos conduzidos em um reator de tubos concêntricos não demonstraram qualquer variação significativa da fração no tubo interno. Entretanto isto não evidencia que (A_e/A_i) , não tenha qualquer efeito sobre a fração e a velocidade, como foi observado por Gravilescu e Tudose (1998). Sua experimentação foi idealizada em um reator de tubos concêntricos e foi verificado que ocorria um aumento da força motriz para a circulação à medida que (A_e/A_i) aumentava, concordando com os resultados em reatores de circulação externa apresentados por Bello et al. (1984).

Isto mostra a possibilidade de controlar a hidráulica dos reatores, alterando apenas os diâmetros.

3.4.6. Transferência de Oxigênio

Nos reatores aeróbios de leito fluidizado grande parte do ar injetado é requerido para manter o meio suporte em suspensão. Entretanto a quantidade de ar a ser injetada deverá levar em consideração o oxigênio necessário para que os processos de oxidação da matéria orgânica e nitrogenada não sejam comprometidos. A quantidade de oxigênio transferido durante a injeção de ar torna-se um parâmetro de controle importante nestes dispositivos.

A capacidade de um reator em transferir oxigênio para o meio é avaliada por diversos índices que são calculados a partir da determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio, K_La .

Diversos autores vêm publicando valores de K_La em diversas geometrias de reatores de leito fluidizado por jatos de ar e alguns destes trabalhos relatam o efeito do comportamento hidrodinâmico sobre este parâmetro.

Bello et al. (1984) apresentaram um trabalho cujo foco principal em suas discussões era a hidrodinâmica e a transferência de massa em reatores de leito fluidizado em tubos concêntricos e paralelos. Este trabalho apresentou também uma revisão com vários resultados de K_La obtidos por outros autores.

A tabela 3.15 apresenta alguns parâmetros geométricos de reatores com tubos concêntricos relatados na literatura e citados no trabalho de Bello et al. (1984).

As figuras 3.31 e 3.32 apresentam valores de K_{La} em função da potência de injeção de ar por unidade de volume dos reatores.

Figura 3.31: K_{La} em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Dados obtidos por Bello et al. (1984), em modelos de circulação externa. Adaptado de Bello et al. (1984)

Figura 3.32: K_{La} em função da potência injetada pelo ar por volume unitário. Adaptado de Bello et al. (1984)

Os resultados apresentados na figura 3.31 foram obtidos em modelos de recirculação por tubo externo com 1,80m de altura total e com 4 relações diferentes entre as áreas de descida e subida, variando entre 0,11 e 0,69. A curva com relação nula entre as áreas refere-se a uma coluna de bolhas, ou seja, sem recirculação. A figura 3.32 apresentou os resultados de K_{La} em função da potência injetada para reatores de tubos concêntricos, com circulação interna e 1,80m de altura.

A tabela 3.16 apresenta um resumo de valores de K_{La} em função da velocidade superficial do ar obtidos por diversos autores.

Tabela 3.16: Valores de K_{La} em função da velocidade superficial do ar. Fonte: Lertpocasombut, (1991).

Referência	Velocidade Superficial do ar(cm/s)	K_{La} (s^{-1})	OBS
Lertpocasombut, 1991	0,16	0,0022	
	0,28	0,0040	
	0,53	0,0073	
Bigot,1990	0,5	0,0100	Água limpa
	1	0,0200	Água limpa
	1,5	0,0300	Água limpa
	2	0,0350	Água limpa
	2,5	0,0500	Água limpa
Ryhiner et al.,1988	2,4	0,0650	Água limpa
	3,2	0,0250	
	4,1	0,0350	

Na tabela 3.17 observa-se valores de K_{La} em função da velocidade superficial do ar em duas regiões diferentes do reator (sedimentador e tubo de aeração), obtidos por Alberte (2003). Este experimento foi conduzido em um reator aeróbio de leito fluidizado com tubos concêntricos.

Tabela 3.17: Valores dos coeficientes de transferência de oxigênio, K_{La} (s^{-1}) em duas diferentes regiões do reator “air-lift” Fonte: Alberte, (2003)

Velocidade Superficial (cm/s)	K_{La} (s^{-1}) (sedimentador)	K_{La} (s^{-1}) (tubo aeração)
0,31	0,000056	0,000833
0,62	0,00006	0,001017
0,93	0,000061	0,001089
1,24	0,000217	0,001283
1,55	0,000544	0,001500
1,86	0,000525	0,001333

3.5. Modelos Hidrodinâmicos

O desenvolvimento de modelos hidrodinâmicos que descrevam o comportamento hidráulico dos reatores é essencial para otimizar sua utilização nos diversos ramos da biotecnologia e tratamento de águas residuárias.

Heijnen et al. (1997) basearam seu modelo sobre reatores em escala reduzida operando no regime III, na tentativa de reproduzir o comportamento em escalas industriais. Neste trabalho Heijnen desenvolve seu modelo sobre o balanço de quantidade de movimento. O modelo pode ser utilizado em um sistema bifásico (gás – líquido) podendo ser estendido para um sistema trifásico (gás-líquido-sólido).

Existem poucos trabalhos tratando de modelos nos regimes I e II em escalas industriais. O que causa certo distanciamento em retratar modelos nos dois primeiros regimes são as instabilidades que podem ocorrer quando vazões muito baixas são empregadas. Do ponto de vista do tratamento biológico, a operação dos reatores no regime II pode trazer vantagens no processo de desnitrificação.

Além das equações baseadas no balanço da quantidade de movimento, outros autores como Hwang e Cheng (1997), Gavrilescu e Tudos (1998), Garcia – Calvo et al. (1999), têm realizado seus equacionamentos sobre o balanço de energia fixando como volume de controle o tubo interno ou tubo externo.

A maioria desses modelos, entretanto, necessita de expressões adicionais que correlacionem as frações volumétricas de gás e a presença de sólidos no tubo interno / externo. A predição destas frações em reatores que configuram o sistema air-lift é muito difícil porque são fortemente dependentes da geometria (Heijnen et al., 1997).

Chisti e Moo-Young (1993) usaram uma relação empírica para a fração de gás no tubo interno, combinada com uma expressão muito simples para predizer a fração de gás no tubo externo, comparando isto a 90% da fração no tubo interno. Sua relação, segundo Heijnen et al. (1997), não apresenta uma expressão adicional para o aumento da fração de gás no tubo interno como resultado da recirculação, ficando apenas válida no regime II.

3.5.1. Modelo proposto por Chisti et al. (1987)

O modelo apresentado por Chisti et al. (1987) leva em consideração o balanço de energia no reator. Desta maneira pode-se escrever que a energia adicionada ao sistema se iguala à energia dissipada.

$$E_i = (Ed)_i + (Ed)_e + (Ed)_b + (Ed)_t + (Ed)_F \quad (3.47)$$

sendo: E_i – energia inserida no sistema devido à expansão isotérmica do gás;

$(Ed)_i$ – energia dissipada pela cortina de bolhas no tubo interno;

$(Ed)_e$ – energia dissipada devido à estagnação do gás no tubo externo;

$(Ed)_{b/t}$ – energia dissipada devido à reversão do fluxo na base/topo;

$(Ed)_F$ – energia dissipada devido à fricção no tubo interno e externo.

A energia inserida por unidade de tempo pode ser expressa na forma:

$$E_i = Q P_h \ln \left(1 + \frac{\rho_D g h_D}{P_h} \right) \quad (3.48)$$

sendo: P_h – pressão no espaço superior do reator (N/m^2);
 ρ_D – massa específica de dispersão (kg/m^3);
 g – aceleração da gravidade (m/s^2);
 h_D – altura de dispersão (gás-líquido) (m);
 Q – vazão de gás (m^3/s).

O autor simplifica a equação (3.47) negligenciando o efeito do atrito no tubo interno e externo. Isto se mostra possível em fluidos newtonianos de baixa viscosidade segundo Lee et al. (1986, apud Chisti et al., 1987).

Considerando o esquema apresentado pela figura 3.33 e fazendo o balanço de energia, fixando o volume de controle no tubo interno, pode-se então escrever.

Figura 3.33: Esquema do volume de controle no modelo de Chisti.
 Adaptado: Chisti et al. (1987)

a) Balanço no tubo interno

$$E_1 + \frac{E_i}{\gamma_L Q} = E_2 + \frac{(Ed)_i}{\gamma_L Q} \quad (3.49)$$

$$\frac{p_1}{\gamma_L} + z_1 + \frac{E_i}{\gamma_L Q} = \frac{p_2}{\gamma_L} + z_2 + \frac{(Ed)_i}{\gamma_L Q} \quad (3.50)$$

Os termos de energia nas equações (3.49 e 3.50) estão representados em termos de carga.

A pressão no ponto (1) pode ser escrita:

$$p_1 = p_2 + (1 - \varepsilon_{gi}) \rho_L g h_D \quad (3.51)$$

sendo: ε_{gi} – fração volumétrica de gás no tubo interno;
 ρ_L – massa específica do líquido (kg/m³).

Substituindo (3.51) em (3.50) e multiplicando a equação resultante por $\gamma_L Q$, obtém-se:

$$(1 - \varepsilon_{gi}) h_D \rho_L g Q + E_i = (Ed)_i + \underbrace{(z_2 - z_1) \rho_L g Q}_{h_D} \quad (3.52)$$

Desenvolvendo chega-se:

$$E_i = (Ed)_i - \underbrace{\rho_L g h_D (1 - \varepsilon_{gi}) u_{Li} A_i}_{\text{perda de energia em termos de pressão}} + \underbrace{\rho_L g h_D u_{Li} A_i}_{\text{ganho de energia potencial}} \quad (3.53)$$

Portanto a energia dissipada por unidade de tempo no tubo interno (E_{di}) pode ser escrita como:

$$(Ed)_i = E_i - \rho_L g h_D u_{Li} A_i \varepsilon_{gi} \quad (3.54)$$

sendo: u_{Li} – velocidade superficial do líquido no tubo interno (m/s);
 A_i – área do tubo interno (m²).

b) Balanco no tubo externo

Admitindo o tubo externo como volume de controle pode-se escrever o balanço como

$$E_2 = E_1 + \frac{(Ed)_e}{\gamma_L Q} \quad (3.55)$$

$$\frac{p_2}{\gamma_L} + z_2 = \frac{p_1}{\gamma_L} + z_1 + \frac{(Ed)_e}{\gamma_L Q} \quad (3.56)$$

Substituindo a equação (3.51) em (3.56) obtém-se:

$$\underbrace{(z_2 - z_1)}_{h_D} = h_D(1 - \varepsilon_{ge}) + \frac{(Ed)_e}{\gamma_L Q} \quad (3.57)$$

sendo: ε_{ge} – Fração volumétrica de gás no tubo externo.

Reescrevendo a equação (3.57) e multiplicando por $\gamma_L Q$ tem-se:

$$(Ed)_e + \underbrace{h_D(1 - \varepsilon_{ge})\rho_L g Q}_{\text{ganho de energia de pressão}} - \underbrace{h_D\rho_L g Q}_{\text{perda de energia potencial}} \quad (3.58)$$

Desenvolvendo a equação (3.57), pode-se escrever a energia dissipada por unidade de tempo no tubo externo como:

$$(Ed)_e = h_D \rho_L g u_{Le} A_e \varepsilon_{ge} \quad (3.59)$$

sendo: u_{Le} – velocidade superficial do líquido no tubo externo (m/s);

A_e – área do tubo externo (m²).

Resta obter as equações que representem as perdas na base e no topo dos reatores devido à reversão do fluxo.

Chisti et al. (1987) comentam em seu artigo que as perdas de carga na base e no topo podem ser calculadas exatamente da mesma forma que as perdas localizadas em tubos, ou seja:

$$\Delta h_B = k_B \frac{v_{Le}^2}{2g} \text{ (base)} \quad (3.60)$$

$$\Delta h_T = k_T \frac{v_{Li}^2}{2g} \text{ (topo)} \quad (3.61)$$

A energia dissipada por unidade de tempo pode ser escrita como:

$$(Ed)_b = \rho_L g Q \Delta h_B \quad (3.62)$$

$$(Ed)_t = \rho_L g Q \Delta h_T \quad (3.63)$$

Substituindo (3.60) em (3.62) e (3.61) em (3.63) e somando as equações (3.62) e (3.63), tem-se a expressão que representa a potência dissipada na base e no topo:

$$(Ed)_b + (Ed)_t = \frac{1}{2} \rho_L \left[v_{Li}^3 k_T A_i (1 - \varepsilon_{gi}) + v_{Le}^3 k_B A_e (1 - \varepsilon_{ge}) \right] \quad (3.64)$$

sendo: k_B – coeficiente de atrito na base;

k_T - coeficiente de atrito no topo;

v_{Li} – velocidade do líquido no tubo interno (m/s);

v_{Le} – velocidade do líquido no tubo externo (m/s).

As velocidades reais correspondem às velocidades superficiais segundo Chisti et al. (1987) da seguinte maneira:

$$u_{Li} = v_{Li} (1 - \varepsilon_{gi}) \quad (3.65)$$

$$u_{Le} = v_{Le} (1 - \varepsilon_{ge}) \quad (3.66)$$

A equação da continuidade para o fluxo líquido entre o tubo interno e externo fica:

$$Q_i = Q_e \Rightarrow A_i u_{Li} = A_e u_{Le} \quad (3.67)$$

Tomando (3.65) e (3.66) e substituindo em (3.67) chega-se a:

$$A_i (1 - \varepsilon_{gi}) v_{Li} = A_e (1 - \varepsilon_{ge}) v_{Le} \quad (3.68)$$

Usando as equações (3.65) e (3.68) na equação (3.64) chega-se à potência dissipada no topo e na base do reator.

$$(Ed)_b + (Ed)_t = \frac{1}{2} \rho_L u_{Li}^3 A_i \left[\frac{k_T}{(1 - \varepsilon_{gi})^2} + k_B \left(\frac{A_i}{A_e} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{ge})^2} \right] \quad (3.69)$$

Finalmente substituindo a equação (3.54), (3.59) e (3.69) na equação (3.47) e explicitando o termo u_{Li} , obtém-se a equação que prediz a velocidade superficial do líquido no tubo interno.

$$u_{Li} = \left[\frac{2gh_D(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge})}{\frac{k_T}{(1 - \varepsilon_{gi})^2} + k_B \left(\frac{A_i}{A_e} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{ge})^2}} \right]^{0,50} \quad (3.70)$$

Esta equação tem a necessidade do conhecimento das frações de gás no tubo interno e externo. Como já citado estas expressões extras para as frações são difíceis de obter devido a sua forte dependência da geometria.

Chisti et al. (1987) englobam o efeito da razão entre as áreas interna e externa na sua equação, parâmetros que demonstraram ter influência na velocidade de circulação.

Os coeficientes k_B e k_T variam nas diversas configurações geométricas de reatores que podem aparecer. Contudo Chisti et al. (1987) observaram que se existir semelhança geométrica os coeficientes deverão ser bem próximos. Deve ser ressaltado que os efeitos da abertura da zona de recirculação entre o tubo externo e interno localizado na base dos reatores também devem ser englobados nestes coeficientes, assim como realizado por Chisti et al. (1987).

O modelo apresentado calcula satisfatoriamente a velocidade superficial do líquido no tubo interno ao longo de uma vasta faixa de escalas de operação.

Outro aspecto na equação (3.70) é o fato dela não levar em consideração a concentração e a massa específica dos sólidos. A massa específica, como já comentado, pode apresentar uma pequena influência na velocidade, em contra partida, a concentração vem demonstrando ter influência marcante.

O modelo poderia ainda assim ser utilizado em reatores operando com baixa concentração de sólidos e de massas específicas muito próximas à da fase líquida, como apresentado por Garcia – Calvo et al. (1999).

Hwang e Cheng (1997) apresentaram um modelo baseado nas equações apresentadas por Chisti et al. (1987). A equação tem a seguinte estrutura:

$$u_{Le} = \left[\frac{2[\rho_h(\epsilon_{hi} - \epsilon_{he}) + \rho_g(\epsilon_e - \epsilon_i)gh_D]}{\rho_h \left[\frac{k_T + k_i}{(1 - \epsilon_{gi})^2} \left(\frac{A_e}{A_i} \right)^2 + \frac{k_B + k_e}{(1 - \epsilon_{ge})^2} \right]} \right]^{0,5} \quad (3.71)$$

sendo: ρ_h – massa específica pseudo – homogênea da mistura sólido – líquido (kg/m^3);
 $\epsilon_{hi/e}$ – fração volumétrica de gás da fase homogênea no tubo interno/externo;
 $k_{i/e}$ – coeficiente de atrito no tubo interno/externo;
 ρ_g – massa específica do gás.

Na equação (3.71) a velocidade superficial do líquido explicitada é a do tubo externo. Comparando com o modelo de Chisti et al. (1987), observa-se a inclusão do atrito da parede no tubo interno e externo. Além disso, na equação de Hwang e Cheng (1997), o efeito da concentração de sólidos e sua massa específica estão englobados no termo ρ_h .

O termo ρ_h é definido como sendo:

$$\rho_h = \rho_L \epsilon_L + \rho_s \epsilon_s \quad (3.72)$$

sendo: $\rho_{L/s}$ – massa específica do líquido/sólido (kg/m^3);
 $\epsilon_{L/s}$ – fração volumétrica do líquido/sólido;

A fração volumétrica pode ser calculada como:

$$\epsilon_s = \frac{V_s}{V_s + V} \quad (3.73)$$

sendo: V_s – volume de sólidos;
 V – volume total.

3.5.2. Modelo proposto por Heijnen et al.(1997)

Heijnen et al. (1997) propõem um modelo para reatores bifásicos (gás-líquido) e trifásicos (gás – líquido - sólido) de tubos concêntricos operando no regime III. Suas equações são baseadas no balanço de quantidade de movimento.

Este balanço é definido como sendo:

$$\textit{Forças de gravidade} = \textit{Forças de fricção}$$

Traduzindo em termos de pressão, pode-se escrever:

$$\Delta p_g = \Delta p_f \quad (3.74)$$

Isto implica dizer que a força motriz para o escoamento representada pelo termo Δp_g deverá superar as forças resistivas representadas por Δp_f , para que a circulação aconteça.

A força motriz para o escoamento é representada em termos de pressão da seguinte forma:

$$\Delta p_g = \rho_e g H_i - \rho_i g H_i \Rightarrow \frac{\Delta p_g}{g H_i} = \rho_e - \rho_i \quad (3.75)$$

sendo: $\rho_{e/i}$ – massa específica média no tubo externo/interno;

H_i – Altura efetiva do tubo interno.

Pela equação (3.75) é mostrado que a diferença de peso no tubo interno e externo causa a circulação do meio. A massa específica em um meio trifásico segundo Heijnen et al. (1997) pode ser representada por:

$$\rho = \varepsilon_g \rho_g + \varepsilon_L \rho_L + \varepsilon_s \rho_s \quad (3.76)$$

sendo: ρ - massa específica da mistura;

$\rho_{g/L/s}$ – massa específica do gás/líquido/sólido;

$\varepsilon_{g/L/s}$ – fração volumétrica de gás/líquido/sólido;

Desprezando a massa específica do gás, obtemos a massa específica da mistura no tubo interno e externo, como pode ser observado na equação (3.77):

$$\rho_i = \varepsilon_{Li}\rho_L + \varepsilon_{si}\rho_s \quad (3.77)$$

$$\rho_e = \varepsilon_{Le}\rho_L + \varepsilon_{se}\rho_s \quad (3.78)$$

Sendo os sub-índices indicativos de que está se tratando do tubo externo (e) e tubo interno (i).

A fração volumétrica para a fase líquida é dada pela equação (3.79):

$$\varepsilon_L = 1 - \varepsilon_g - \varepsilon_s \quad (3.79)$$

Introduzindo as equações (3.77), (3.78) e (3.79) em (3.75) o termo que representa a força motriz pode ser escrita como:

$$\frac{\Delta p_g}{gH_i} = (\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge})\rho_L - (\varepsilon_{si} - \varepsilon_{se})(\rho_s - \rho_L) \quad (3.80)$$

A equação (3.80) mostra que se a concentração de sólidos no tubo interno for maior que no tubo externo a força motriz sofrerá um decréscimo. Outro aspecto a ser notado é a possibilidade de trabalhar tanto um sistema trifásico como um bifásico, quando a massa específica do sólido e do líquido forem próximas. Enquanto o modelo apresentado por Chisti et al. (1987) tem uma limitação quanto a sua utilização em meios trifásicos, o modelo de Heijnen et al. (1997) não apenas possibilita esta transição como também leva em conta o efeito da massa específica do sólido sobre a circulação.

As forças de atrito foram apresentadas da mesma forma que Chisti et al. (1987), utilizando, entretanto, termos de pressão e não de energia, podendo então ser escritas na forma:

$$\Delta p_f = k_f \frac{1}{2} \rho_L v_L^2 \quad (3.81)$$

sendo: k_f – coeficiente de atrito;
 v_L – velocidade de circulação.

O coeficiente k_f do modelo apresenta ser dependente da velocidade de circulação, mas mostra ser constante em um sistema bifásico (Verlaan et al., 1986, apud Heijnen, 1997). Este coeficiente deverá englobar todos os efeitos de fricção tais como o atrito da parede, o fluxo reverso na base e no topo e as perdas devido a presença dos injetores.

Na equação (3.81) o cálculo é realizado sobre a massa específica do líquido, o que é uma simplificação em se tratando de meios trifásicos. Entretanto Heijnen et al. (1997) afirmam que tal simplificação é bastante razoável.

Levando as equações (3.81) e (3.80) em (3.74) obtém-se:

$$v_L = \left[\frac{2gH_i}{k_f} \left[(\epsilon_{gi} - \epsilon_{ge}) - (\epsilon_{si} - \epsilon_{se}) \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \right]^{1/2} \quad (3.82)$$

A equação (3.82) é dependente ainda da expansão e da fração volumétrica dos sólidos presente no meio e trabalhar com estes parâmetros pode ser custoso. Alguns autores têm lançado mão de equações empíricas para contornar o problema. Entretanto isto limita seu uso a um caso particular. Este problema é contornado por Heijnen et al. (1997) realizando um balanço de volume nas fases líquida, sólida e na fase gás do sistema.

a) **Balanço de volume (fase gás)**

O balanço aplicado à fase gás incorpora o efeito da recirculação das bolhas. Pode então ser representado da seguinte forma:

$$\underbrace{v_{gi} \epsilon_{gi} A_i}_{\text{Vazão de gás no tubo interno}} = \underbrace{v_{ge} \epsilon_{ge} A_e}_{\text{Vazão devido a recirculação do gás}} + \underbrace{A u_{gs}}_{\text{Vazão injetada}} \quad (3.83)$$

sendo: v_{gi} – velocidade absoluta do gás no tubo interno;
 v_{ge} – velocidade absoluta do gás no tubo externo;
 u_{gs} – velocidade superficial do gás baseado na área total;
 $A_{e/i}$ – área do tubo externo/interno;
 A – área total.

A velocidade absoluta do gás pode ser escrita como sendo:

$$V_{gi} = (V_{Li} + v_{sgi}) \quad (3.84)$$

$$V_{ge} = (V_{Le} - v_{sge}) \quad (3.85)$$

sendo: v_{sgi} e v_{sge} – velocidade relativa do gás no tubo interno e externo;

V_{Li} e V_{Le} – velocidade do líquido no tubo interno e externo.

Heijnen et al. (1997) faz a suposição que a velocidade relativa das bolhas é semelhante a velocidade desenvolvida por um grupo de bolhas podendo então ser escrito que:

$$V_{sgi} = V_{sge} = V_{sb} \quad (3.86)$$

sendo: V_{sb} – velocidade do grupo de bolhas.

Tomando as equações (3.84), (3.85) e (3.86) e introduzindo na equação (3.83) e dividindo os membros por A , resulta:

$$(V_{Li} + V_{sb})\epsilon_{gi} \times \eta = (V_{Le} - V_{sb})\epsilon_{ge}(1 - \eta) + u_{gs} \quad (3.87)$$

sendo: $\eta = \left(\frac{A_i}{A} \right)$, a razão entre área do tubo interno e área total.

b) Balanço de volume (fase líquida)

A vazão da fase líquida no tubo externo deve ser igual à vazão no tubo interno. Então:

$$V_{Li} A_i \underbrace{(1 - \epsilon_{gi} - \epsilon_{si})}_{\epsilon_{Li}} = V_{Le} A_e \underbrace{(1 - \epsilon_{ge} - \epsilon_{se})}_{\epsilon_{Le}} \quad (3.88)$$

No regime III as diferenças entre as frações de líquido no tubo interno e no externo não devem ser muito grandes podendo então escrever:

$$v_{Li}A_i = v_{Le}A_e \quad (3.89)$$

A velocidade de circulação pode ser determinada como a média entre as velocidades presentes no tubo interno e externo.

$$v_L = \frac{v_{Li}A_i + v_{Le}A_e}{A} \quad (3.90)$$

A relação apresentada na equação (3.89) juntamente com (3.90) fornece a seguinte relação:

$$v_L = 2\eta v_{Li} = 2(1 - \eta)v_{Le} \quad (3.91)$$

Com este resultado pode-se reescrever a equação (3.87) na forma:

$$(v_L + 2\eta v_{sb})\epsilon_{gi} = [v_L - 2(1 - \eta)v_{sb}]\epsilon_{ge} + 2u_{gs} \quad (3.92)$$

A equação (3.92) combinada com a expansão global resulta em uma relação entre a diferença de expansão do tubo interno e externo como função da velocidade superficial do gás, a expansão global e a velocidade de circulação. A fração volumétrica global de gás pode ser expressa como:

$$\epsilon_g = \frac{V_{gi} + V_{ge}}{V} = \eta\epsilon_{gi} + (1 - \eta)\epsilon_{ge} \quad (3.93)$$

sendo: V_{gi} – volume de gás no tubo interno;

V_{ge} – volume de gás no tubo externo;

V – volume total.

Portanto a combinação da equação (3.93) com a (3.92) resulta:

$$(\epsilon_{gi} - \epsilon_{ge}) = 2 \frac{(u_{gs} - \epsilon_g v_{sb})}{v_L} \quad (3.94)$$

c) Balço de volume (fase s3lida)

Para a fase s3lida a mesma aproxima33o feita para fase l3quida pode ser usada. Admitindo que n3o haja adi33o de part3culas s3lidas podemos dizer que o fluxo de s3lidos no tubo interno seja equiparado ao fluxo no tubo externo.

$$v_{si}\epsilon_{si}A_i = v_{se}\epsilon_{se}A_e \quad (3.95)$$

sendo: v_{si} e v_{se} – velocidade absoluta do s3lido no tubo interno e externo;

A velocidade absoluta dos s3lidos pode ser escrita da mesma maneira que foi adotada para o g3s:

$$v_{si} = (v_{Li} - v_{ssi}) \quad (3.96)$$

$$v_{se} = (v_{Le} + v_{sse}) \quad (3.97)$$

sendo: v_{ssi} e v_{sse} – velocidade relativa das part3culas no tubo interno e externo.

Novamente se faz a suposi33o que a velocidade relativa das part3culas 3 semelhan3e 3 velocidade desenvolvida por um grupo de part3culas. Ent3o:

$$v_{ssi} = v_{sse} = v_{sp} \quad (3.98)$$

sendo: v_{sp} – velocidade do grupo de part3culas.

Tomando as equa33es (3.96), (3.97) e (3.98) e introduzindo na equa33o (3.95) e dividindo os membros por A , resulta:

$$(v_{Li} - v_{sp})\epsilon_{si}\eta = (v_{Le} + v_{sp})\epsilon_{se}(1 - \eta) \quad (3.99)$$

Adotando a rela33o obtida pela equa33o (3.91) e combinado com (3.99), obt3m - se:

$$(v_L - 2\eta v_{sp})\epsilon_{si} = [v_L + 2(1-\eta)v_{sp}]\epsilon_{se} \quad (3.100)$$

A fração de sólidos, presente no sistema, pode ser determinada da mesma forma que foi feita para a expansão global.

$$\epsilon_s = \frac{V_{si} + V_{se}}{V} = \eta\epsilon_{si} + (1-\eta)\epsilon_{se} \quad (3.101)$$

sendo: V_{si} – volume de sólido no tubo interno;

V_{se} – volume de sólido no tubo externo;

V – volume total.

Combinando as equações (3.100) e (3.101) resulta:

$$(\epsilon_{si} - \epsilon_{se}) = 2\epsilon_s \frac{v_{sp}}{v_L} \quad (3.102)$$

A diferença entre as frações de sólidos presentes no tubo interno e externo passa a ser uma função da velocidade do grupo de partículas, da fração de sólidos presente no sistema e da velocidade de circulação.

Tomando as equações (3.94) e (3.102) e introduzindo-as na equação (3.82), o resultado é uma equação explícita para a velocidade de circulação.

$$v_L = \left[\left(\frac{4gH_i}{k_f} \right) \left[u_{gs} - \epsilon_g v_{sb} - \epsilon_s v_{sp} \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \right]^{1/3} \quad (3.103)$$

Se os parâmetros forem constantes, então a velocidade de circulação pode ser uma função da geometria do reator, representada pelos termos de atrito e altura efetiva do tubo interno, e pela velocidade superficial do gás, massa específica do sólido e expansão global. Deve também ser conhecida a relação entre a expansão global e a velocidade superficial do gás. Não há nenhum termo explícito para a relação entre a área do tubo interno e externo no modelo proposto.

O modelo, segundo os resultados apresentados por Heijnen et al.(1997), pode prever a velocidade de circulação do líquido no regime III razoavelmente. Entretanto para obter mais precisão nos resultados seria necessário um conhecimento maior das relações entre frações volumétricas de gás e a distribuição de gás e sólidos.

3.5.3. Dissipação de Energia segundo Merchuk e Berzin

O atrito com a parede e a dissipação da energia associada às bolhas é considerado como o mecanismo de perda de energia em reatores air-lift (Merchuk e Berzin, 1995).

O modelo de perturbação das bolhas (bubble wake) proposto por Schmidt et al. (1992, apud Merchuk e Berzin, 1995) mostra que a perturbação do líquido pela presença das bolhas associa um efeito laminar criado por um gradiente de velocidades próximo à superfície das bolhas similar ao que ocorre próximo a uma superfície sólida, e uma dissipação turbulenta na esteira das bolhas.

Merchuk e Berzin (1995) propõem um modelo matemático baseado na 1ª lei da termodinâmica para calcular a energia dissipada em cada região do reator. Seu modelo levou em conta as seguintes suposições:

- ✓ Comportamento ideal do gás. O trabalho realizado pelo gás no líquido (e vice versa) pode ser expresso como uma expansão isotérmica das bolhas;
- ✓ A energia dissipada pela fase gasosa no interior das bolhas é desprezada, como também a energia potencial devido a baixa massa específica das bolhas;
- ✓ Energia é dissipada por atrito próximo da interface líquido e parede e também no interior do meio líquido;
- ✓ Temperatura do líquido foi considerada constante.

A representação esquemática do fluxo de massa e energia é apresentada na figura 3.34

Figura. 3.34: Representação esquemática do fluxo de massa e de energia para modelo hidrodinâmico. Adaptado de Merchuk e Berzin (1995)

Com as suposições já citadas, o balanço global da energia (Bird, 1992, apud Merchuk e Berzin, 1995), em termos de potência, foi escrito assim:

$$\Delta(PQ) + \Delta E_p + E_d = W_s \quad (3.104)$$

O primeiro termo representa o trabalho realizado por unidade de tempo pela vazão, o segundo termo relaciona-se a variação da energia potencial do sistema e E_d está relacionada à potência dissipada por unidade de volume. E W_s é o trabalho realizado por unidade de tempo pelo sistema considerado. A figura 3.35 mostra o esquema com os 5 pontos localizados no reator que foram considerados nas expressões matemáticas.

Figura 3.35: Representação esquemática do reator air-lift. Adaptado Merchuk e Berzin (1995)

No tubo de subida, segue a expressão do balanço da fase gasosa para expressar o trabalho realizado por unidade de tempo pela expansão do gás:

$$(Ws)_{g,su} = Q_{g,su} P_4 \ln\left(\frac{P_5}{P_4}\right) \quad (3.105)$$

sendo: $(Ws)_{g,su}$ = trabalho realizado, por unidade de tempo, pela fase gás no tubo de subida;

$Q_{g,su}$ = vazão de ar injetada no sistema;

P_4 ; P_5 = pressão absoluta no ponto 4 e 5 (Pa);

O balanço da fase do líquido no tubo de subida é expresso assim:

$$Q_L (p_5 - p_4) + Q_L \rho_L g H + (Ed)_{su} = (Ws)_{L,su} \quad (3.106)$$

sendo: $(Ws)_{L,su}$ = trabalho realizado por unidade de tempo pela fase líquida no tubo de subida;

$(Ed)_{su}$ = potência dissipada no tubo de subida;

Q_L = vazão da fase líquida;

ρ_L = massa específica da água;

H = altura do tubo indutor de movimento;

p_i = pressão relativa no ponto i.

Desde que o trabalho realizado pelo gás é ganho no líquido, tem-se:

$$(Ws)_{g,su} = -(Ws)_{L,su} \quad (3.107)$$

Portanto a potência dissipada no tubo de subida foi igual:

$$(Ed)_{su} = Q_L (p_4 - p_5) - \rho_L Q_L g H - Q_{g,su} P_4 \ln\left(\frac{P_5}{P_4}\right) \quad (3.108)$$

Para o topo do reator, o balanço da fase gasosa segue:

$$(Ws)_{g,t} = Q_{ar} P_4 \ln\left(\frac{P_1}{P_5}\right) + Q_D P_4 \ln\left(\frac{P_2}{P_5}\right) \quad (3.109)$$

sendo: Q_D = vazão de gás no tubo de descida;

Q_{ar} = vazão de ar (injetor);

$(Ws)_{g,t}$ = trabalho realizado por unidade de tempo, pelo gás, no topo;

P_i = pressão absoluta no ponto i;

O balanço da fase líquida no topo foi determinado assim:

$$(Ws)_{L,t} = Q_L (p_2 - p_5) + (Ed)_t \quad (3.110)$$

sendo: $(Ws)_{L,t}$ = trabalho realizado por unidade de tempo pela fase líquida no topo;

$(Ed)_t$ = potência dissipada no topo.

O termo de energia potencial foi desconsiderado devido ao fato de não haver mudança de energia potencial no topo do reator. Substituindo a equação (3.109) e (3.110) na equação (3.107) e reajustando os termos, tem-se a potência dissipada no topo:

$$(Ed)_t = Q_L (p_5 - p_2) - Q_{ar} P_4 \ln\left(\frac{P_1}{P_5}\right) - Q_D P_4 \ln\left(\frac{P_2}{P_5}\right) \quad (3.111)$$

Para o tubo de descida segue o mesmo raciocínio. Mas agora é o líquido que realiza trabalho de compressão do gás. Para o esquema da figura 3.35, o trabalho realizado por unidade de tempo pelo gás no tubo de descida segue:

$$(Ws)_{g,d} = Q_D P_4 \ln\left(\frac{P_3}{P_2}\right) \quad (3.112)$$

E o balanço de energia da fase líquida segue:

$$Q_L (p_3 - p_2) - Q_L \rho_L g H + (Ed)_d = (Ws)_{L,d} \quad (3.113)$$

sendo: $(Ws)_{L,d}$ = trabalho realizado por unidade de tempo pelo líquido no tubo de descida.

Usando a mesma analogia para o tubo de subida, a potência dissipada no tubo de descida pode ser escrita como:

$$(Ed)_d = Q_L (p_2 - p_3) + \rho_L Q_L g H - Q_D P_4 \ln \left(\frac{P_3}{P_2} \right) \quad (3.114)$$

Em que os dois primeiros termos indicam o ganho de energia do líquido e terceiro termo é função da energia usada para comprimir o gás. Para a base do reator o balanço da fase gasosa fica:

$$(Ed)_{g,b} = Q_D P_4 \ln \left(\frac{P_4}{P_3} \right) \quad (3.115)$$

sendo: $(Ed)_{g,b}$ = energia dissipada por unidade de tempo na fase gás na base.

Aqui não há mudança de energia potencial para o líquido. A expressão para o balanço da fase líquida foi definida assim:

$$(Ws)_{L,b} = Q_L (p_4 - p_3) + (Ed)_b \quad (3.116)$$

sendo: $(Ws)_{L,b}$ = trabalho realizado por unidade de tempo pelo líquido na base.

Fazendo a mesma analogia para o topo do reator, surgiu a equação da potencia dissipada na base $(Ed)_b$:

$$(Ed)_b = Q_L (p_3 - p_4) - Q_D P_4 \ln \left(\frac{P_4}{P_3} \right) \quad (3.117)$$

Merchuk e Berzin (1995) comentam que a maioria dos modelos existentes à época da publicação do trabalho não levava em conta a energia transferida entre as fases gasosa e líquida, promovendo apenas um balanço de pressões, assumindo que as quedas de pressão no topo e na base contrabalançam exatamente as diferenças de pressão hidrostática existentes entre os tubos de subida e descida. A atualização da revisão efetuada no corrente trabalho mostra que, até o presente momento, a maioria dos modelos continua a se basear nos mesmos princípios e sujeitos à mesmas críticas formuladas por Merchuk e Berzin (1995).

3.6. Tratamento de Efluentes com Reatores de Leito Fluidizado

3.6.1. Resultados com Reatores de Leito expandido/Fluidizado

Shieh et al (1981), visando determinar a adequação de seu modelo teórico, exposto no item anterior, desenvolveram uma investigação experimental com duas plantas piloto. Uma delas tratando um esgoto rico em carboidratos com DBO_5 de aproximadamente 4000mg/l, denominada Planta A e outra, tratando esgoto sanitário primário com DBO em torno de 80mg/l, Planta B. Os reatores usados eram retangulares, com áreas de 0,37m² e 2,22m², com altura de 4,6m.

O meio utilizado foi areia quartzita. A altura do leito fluidizado foi controlada entre 3,05m e 3,66m, durante um período de 24h. Uma vez atingido o máximo, a mistura de areia e biomassa era bombeada para uma peneira vibratória, sendo a areia retornada ao reator e a biomassa descartada.

Os vários parâmetros e variáveis necessários para validar o modelo foram determinados diretamente, e as técnicas especialmente desenvolvidas para esse fim são apresentadas pelos autores Shieh et al. (1981).

Os experimentos foram repetidos com taxa de alimentação de 0,23m³/h e de recirculação 8,86m³/h, 12,95m³/h e 5,68m³/h. O segundo experimento foi realizado com vazões de 71,36m³/h e 44,7m³/h.

Os erros relativos entre os valores de biomassa previstos pelo modelo e os verificados experimentalmente foram menores que 10%, com exceção de um caso.

Outro teste foi realizado durante uma operação diária rotineira do experimento A, com a tomada de microfotografias das biopartículas. Baseado nas fotos a espessura média do biofilme foi estimada em 50µm. Tomando-se como base os valores previstos pelo modelo,

calculou-se uma concentração de sólidos de 12249mg/l, enquanto que o valor medido da concentração de sólidos voláteis no reator foi de 12451mg/l.

Uma informação importante para a utilização do modelo refere-se à massa específica seca do biofilme. A tabela 3.18 a seguir reúne informações publicadas por vários autores com diferentes substratos nos reatores.

Tabela 3.18: Massa específica seca de biofilme. Fonte: Shieh et al.(1981)

Substrato	Configuração do Reator	ρ (g/ml)	Observações
Glucose	reator anular	0.095	
Glucose	reator tubular	0.030	Si = 20mg/l a
		0.040	Si = 30mg/l
		0.050	Si = 70mg/l
Meio Sintético	reator tubular	0.105	$\sigma = 100\mu\text{m}$ c
		0.030	$\sigma > 400\mu\text{m}$
Esgoto Municipal	reator tubular	0.050	$\sigma = 100\mu\text{m}$
		0.045	$\sigma = 500\mu\text{m}$
		0.030	$\sigma = 1100\mu\text{m}$
Esgoto Municipal	plano inclinado	0.033	
Esgoto Municipal	filtro biológico	0.077	
Esgoto industrial	“rotating biological contactor”	0.028	$\sigma = 1100 - 3800\mu\text{m}$
Esgoto Sintético com Amônia	biofilme	0.050-0.080	
Efluente secundário nitrificado	leito fluidizado	0.065	$\sigma \leq 300\mu\text{m}$
		0.097-0.011 σ b	$300\mu\text{m} < \sigma < 630\mu\text{m}$ b
		0.030	$\sigma > 630\mu\text{m}$
Carbo-hidrato	sistema “Oxitron”	0.072	$\sigma = 150\mu\text{m}$
		0.068	$\sigma = 163\mu\text{m}$
Esgoto Municipal	sistema “Oxitron”	0.075	$\sigma = 89\mu\text{m}$
		0.048	$\sigma = 113\mu\text{m}$
		0.039	$\sigma = 292 - 312\mu\text{m}$

a: Si = concentração de substrato afluente

b: Glucose + Concentrado de Carne + Acetato de Sódio Hidratado

c: σ = espessura do biofilme

Mulcahy e Shieh (1987) empregaram um reator de bancada para obter os dados para validação de seu modelo, usando como substrato o efluente de uma unidade de aeração de um sistema de tratamento de esgotos sanitários, com adição de metanol e nitrato de sódio.

O reator media 0,038m de diâmetro por 1,75m de comprimento e era dotado de um misturador, instalado em altura regulável sobre o leito fluidizado, para controlar mecanicamente a espessura do biofilme. O meio utilizado foi composto de partículas de vidro aproximadamente esféricas com $\rho=2,42\text{g/ml}$ e $680\mu\text{m}$ de diâmetro.

Com esse arranjo experimental foi possível controlar a espessura do biofilme em 20 diferentes valores, entre 40 e 1200 μ , bastando para isso variar a altura de instalação do misturador.

A espessura do biofilme foi determinada com um microscópio equipado com micrômetro na ocular. A concentração de biomassa fixada nas partículas foi determinada como a concentração de sólidos totais voláteis, medida por meio da diferença entre a concentração na amostra do leito e no substrato líquido.

A porosidade do leito ε foi determinada a partir da medição da altura expandida do leito, antes e após a retirada de uma amostra, cujo peso era determinado, segundo o procedimento exposto a seguir:

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_s}{H_b A} \quad (3.118)$$

sendo: V_s = volume total das biopartículas no leito;

H_b = altura do leito expandido.

O número de partículas retirado na amostra, ΔN , provoca uma redução na altura do leito ΔH_b , que é medida. O número de partículas é:

$$\Delta N = \frac{m's}{\rho_s (\pi \bar{d}_p^3 / 6)} \quad (3.119)$$

onde: $m's$ é o massa das biopartículas na amostra;

$\bar{d}_p^3$ é o diâmetro médio das biopartículas;

ρ_s é a massa específica das biopartículas.

A partir da equação 3.119 e com o valor de ΔH_b o volume total das biopartículas que ficaram no leito pode ser calculado por:

$$N_s = \frac{H'_b \Delta N \pi \bar{d}_p^3 / 6}{\Delta H_b} \quad (3.120)$$

onde: H'_b é a altura do leito após a retirada da amostra.

A velocidade terminal de sedimentação foi determinada a partir da medição da velocidade em uma coluna transparente, de biopartículas de amostras retiradas do reator.

Os resultados permitiram conciliar a força de arrasto ao número de Reynolds terminal, equação (3.42) com um coeficiente de correlação - 0,74 e a correlação de Richardson - Zaki, eq (3.40), com coeficiente de correlação 0,99, indicando que o modelo fornece uma boa descrição do fenômeno da fluidização em reatores FBBR para desnitrificação.

O reator demonstrou ser capaz de operar com altas vazões de líquido mantendo uma eficiência excelente, segundo os autores. A eficiência na remoção de nitrato variou entre 70 e 96%, quando o reator foi operado com cargas de nitrato entre 10,1 e 22,3 kg/m³ h, e tempos de detenção hidráulicos entre 3 e 6 minutos, e substrato com concentração de nitrato entre 16 e 57 mg/l. A concentração de equilíbrio da biomassa variou entre 5 e 16 g/l.

Os resultados experimentais positivos obtidos confirmaram o modelo proposto por Mulcahy e Shieh (1987) de forma que é possível determinar a concentração de biomassa num reator FBBR de forma independente, permitindo calcular a altura do leito expandido a ser mantida, a espessura do biofilme, a frequência da limpeza necessária e a quantidade de lodo gerada.

3.6.2. Resultados com Reatores de Leito Fluidizado com Circulação

Segundo Nicolella et al. (2000b) um dispositivo com funcionamento semelhante aos reatores de leito fluidizado com circulação por jatos de ar vem sendo empregado sob o nome de Circox. Este conceito foi desenvolvido e patenteado pela Gist-Brocades e vem demonstrando boa taxa de remoção da matéria orgânica em conjunto com tratamento anaeróbio.

Os reatores CIRCOX, utilizados para pós tratamento em conjunto com o pré tratamento anaeróbio, apresentaram taxas de remoção de matéria orgânica em termos de DQO igual a 80 e 93,5% (Nicoletta et al., 2000b). Os reatores apresentam um volume de 140m³ e 385m³, respectivamente.

Heijnen et al. (1991, 1992) apresentaram resultados de experimentos conduzidos em um reator BAS de bancada, com 2 litros, relação H/D = 20 e razão entre áreas interna e externa dos tubos igual a 0,8.

Os experimentos foram realizados com vistas a determinar a influência das características das partículas e do tempo de detenção hidráulico sobre a dinâmica do crescimento do biofilme.

A influência das características das partículas foi estudada sob as condições seguintes: velocidade superficial do gás 3,8cm/s, 35°C, concentração do meio 125g/l, tempo de detenção hidráulico de 1 e 2 horas. O substrato utilizado foi o efluente de um reator anaeróbio, com concentrações de amônia variando entre 100 e 200mg-N/l, DQO entre 150 e 200mg/l.

A influência do tempo de detenção hidráulico foi estudada sob as seguintes condições: velocidade superficial de 7,5cm/s, 30°C, concentração de partículas 175g/l e tempo de detenção hidráulico variando de 0,5h a 4,0h. Utilizou-se como substrato esgoto artificial contendo nutrientes e acetato. As diferentes fases da formação do biofilme foram determinadas por observação microscópica.

Em trabalho subsequente, Heijnen et al. (1993) analisaram os aspectos envolvidos no scale-up dos reatores, discutindo considerações de projeto envolvidas no scale-up dos fenômenos de transferência e do desempenho da remoção biológica, com dados de um reator piloto de 0,35m³ e um reator de 300m³. O reator piloto empregado possuía altura 11m e diâmetro 0,2m, enquanto que o reator em escala natural possui altura 19m e diâmetro 4,5m. Os aspectos envolvidos na ampliação de escala estudados no trabalho foram a escolha do material de suporte ao biofilme e seu diâmetro, porcentagem de gás mantido na água recirculada, circulação do líquido, transferência de oxigênio e perdas de material particulado e, finalmente, comparação das eficiências de remoção.

Quanto à operação de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação por jatos de ar no Brasil, pode ser citado o trabalho de Furtado et al. (1998), em que apresentaram resultados da operação de um reator aeróbio de leito fluidizado em tubos concêntricos. O reator utilizado tinha volume de 5 litros, e foi alimentado com efluente secundário da estação de tratamento de esgotos da refinaria de petróleo de Duque de Caxias.

O reator utilizou carvão vegetal com partículas de 2mm de diâmetro como meio suporte em quantidade equivalente a 4% do volume total. Mantendo constantes as cargas de nitrogênio amoniacal de 25mg/l, o reator foi operado em 3 experimentos de 15 dias com TDHs de 6h, 8h e 10h. Outras cargas poluidoras somavam uma demanda química de oxigênio de cerca de 70mg/l (matéria carbonácea). As velocidades superficiais de ar utilizadas foram de 0,66cm/s, 0,50cm/s e 0,40cm/s para os 3 tempos de detenção, respectivamente.

Os resultados demonstraram que os TDHs de 8 e 10 horas foram capazes de reduzir as concentrações de nitrogênio amoniacal para menos que os limites legais permitidos, de 5mg/l. Ocorreu ainda uma pequena diminuição da DBO, associada pelos autores ao crescimento preferencial da população microbiana nitrificante, em detrimento das heterotróficas.

Outro trabalho interessante por levar a uma proposta para evolução do projeto dos reatores aeróbios de leito fluidizado em tubos concêntricos foi apresentado por Van Benthum et al. (1999a, 1999b). Os autores propuseram incluir uma extensão, na forma de uma terceira câmara externa, ao reator de tubos concêntricos, para permitir a nitrificação e desnitrificação do efluente. O reator passa a ter, com esta proposta, 3 tubos concêntricos, sendo a recirculação pela terceira câmara restringida por meio orifícios e controle da expansão, de forma que a terceira câmara fique livre de bolhas e proporcione as condições necessárias aos microrganismos nitrificantes.

Mais recentemente, Pollice et al. (2002) mostraram a influência da aeração e do tempo de retenção do lodo na oxidação da amônia a nitrito e nitrato e Gieseke et al. (2002) a possibilidade de remoção de N e P num reator.

3.6.2.1. Influência das Características da Partícula na formação do Biofilme

A quantidade de biomassa que pode ser acumulada no reator depende da área superficial das partículas e a espessura do biofilme.

De acordo com Heijnen (1993), a penetração de oxigênio num biofilme não excede a 100µm de sua camada. Portanto, biofilmes espessos não contribuem para a capacidade de conversão aeróbia.

O total da área superficial das partículas está relacionado com a fração volumétrica de sólidos no reator e o diâmetro das partículas.

Com respeito à fração volumétrica de sólidos, é bastante conhecido que altos valores levam ao decréscimo de transferência de oxigênio, além da possibilidade do "air-lift" não suspender as partículas (Heijnen, 1993). Além disso, a velocidade de recirculação pode diminuir consideravelmente com altos valores de sólidos.

Para o material particulado permanecer em suspensão, a velocidade de circulação é de grande importância. Três resultados se mostraram importantes: 1) Para velocidade baixa do gás a velocidade de circulação é maior que a velocidade de ascensão de uma única bolha, (0,25m/s), o que demonstra que o gás recircula no tubo de descida. Esse fato está de acordo com a constatação de que a incorporação de gás que ocorre é praticamente a mesma que ocorre nas colunas sem recirculação; 2) A adição de material particulado (carreado) leva ao decréscimo de velocidade de circulação. Mais especificamente leva a que existe uma velocidade superficial crítica do ar, abaixo do qual a circulação não pode ser mantida (0,005 a 0,015m/s - Heijnen et al. (1993); 3) A velocidade de circulação obtida para a situação sem partículas concorda com as correlações da literatura para a velocidade do líquido, (Heijnen et al, 1984), prevista por $v_L = (gH u_{gs})^{1/3}$. Segundo Heijnen et al. (1993), os efeitos de velocidade superficial do gás e a concentração de partículas têm o mesmo efeito tanto em escala natural, como no reator em escala piloto. Duas diferenças merecem atenção: a velocidade de circulação do líquido em escala natural é maior de acordo com a fórmula acima. No entanto, as partículas permanecem em suspensão mesmo a baixas velocidades do gás, na escala natural ($< 1\text{cm/s}$).

Destas observações considera-se que ocorre mistura ideal líquido/sólido no reator natural de air-lift. Mesmo considerando-se reatores de diferentes alturas não se detectou a existência de gradientes de concentração de sólidos. Analisando este aspecto, foi realizado um ensaio preliminar com água limpa nos laboratórios da FEIS, em um pequeno modelo de reator com "air –lift", com o objetivo de se detectar possíveis problemas hidráulicos. Os resultados não revelaram a ocorrência de tais problemas, utilizando até 15% (v/v) de fração volumétrica de sólidos. No entanto, para esta fração, constatou-se problema na partida hidráulica do reator, que deve ocorrer sempre que, por qualquer motivo, seja interrompido o fluxo do "air-lift".

Heijnen et al. (1991) informam que é possível investigar o efeito do diâmetro da partícula e a máxima quantidade de biomassa no biofilme em reator utilizando a teoria convencional de fluidização líquido-sólido. Para tanto apresenta a figura 3.36 a seguir.

Figura 3.36: Efeito do diâmetro das partículas na concentração de biomassa.
Adaptado de Heijnen et al.(1991)

Como se pode observar pela figura, o diâmetro ótimo é cerca de 0,2mm, utilizando-se partículas de areia. Partículas de diâmetros pequenos apresentam baixa velocidade de sedimentação e por consequência são levadas para fora. Grandes diâmetros diminuem a área superficial e como consequência forma-se menor quantidade de biomassa (Heijnen et al., 1991).

No mesmo ensaio preliminar, já citado anteriormente, foram utilizadas partículas de 0,27mm e não se constatou problemas.

3.6.2.2. Efeito do Tempo de Detenção Hidráulica na formação do Biofilme.

De acordo com Heijnen et al. (1992), a formação de biofilmes somente tem lugar se a taxa de diluição (D) for maior do que a taxa de crescimento específica máxima dos microrganismos ($\mu_{\text{máx}}$). A razão para esta condição é que para $D < \mu_{\text{máx}}$ os microrganismos não fixados podem acumular no reator e estes microrganismos suspensos podem hidrolisar a união de polímeros de microrganismos fixos.

Na figura 3.37 a seguir é mostrada a concentração de biomassa na partícula dividida pela concentração de biomassa em suspensão em função da taxa de diluição.

Figura 3.37: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função da taxa de diluição. Adaptado de Heijnen et al. (1992)

Na figura 3.37 fica claro que, quanto maior a taxa de diluição, maior a formação de biofilme. No reator haverá sempre uma competição entre o crescimento de microrganismos em suspensão e os microrganismos presentes nos biofilmes.

Segundo Heijnen et al. (1992), a formação de biofilme somente ocorrerá se os microrganismos em suspensão forem retirados rapidamente do reator. Desta forma, o efeito do tempo de detenção hidráulica, a uma carga orgânica aplicada constante, é bastante significativo, ou seja, quanto menor o tempo de detenção hidráulico, maior a formação de biofilme.

Para mostrar tal afirmação, Heijnen nos fornece os resultados contidos nas figuras 3.38 e 3.39 a seguir.

Figura 3.38: Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função do tempo de detenção hidráulico. Adaptado de Heijnen et al. (1992)

Figura 3.39: Efeito do tempo de detenção hidráulica no desenvolvimento do biofilme em reator BAS.
Adaptado de Heijnen et al. (1992)

Note-se ainda que, de acordo com Heijnen et al. (1992), as três fases da figura 3.39 correspondem às três classes de partícula definidas anteriormente.

3.7. Conversões do Material Nitrogenado em Reatores Biológicos

Nesse item são abordados aspectos referentes à origem do nitrogênio em águas residuárias e sua presença em efluente de reatores anaeróbios, assim como fundamentos da remoção biológica de nitrogênio e a configuração de sistemas biológicos desenvolvidos para remoção conjunta de matéria carbonácea e nitrogenada.

O material nitrogenado presente nas águas residuárias pode ser encontrado sob várias formas (Metcalf e Eddy, 1991).

Segundo comentam van Haandel e Marais (1999), esse material no esgoto sanitário apresenta-se, predominantemente, na forma de nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico, e ocasionalmente são observados traços de nitrogênio nitrito (N-NO_2^-) e nitrato (N-NO_3^-).

No esgoto sanitário, a parcela orgânica do nitrogênio é proveniente das proteínas, aminoácidos e uréia, e a do nitrogênio amoniacal é oriunda da decomposição das proteínas e hidrólise da uréia (Sedlak, 1991). Essa última forma de nitrogênio é composta ainda pela amônia (NH_3) e íon-amônio (NH_4^+), cuja proporção de cada composto dependerá do pH e temperatura da água residuária (Hammer e Hammer Jr., 1996).

No Brasil, segundo levantamento bibliográfico realizado por Mendonça (2004) e tendo com base os dados de nitrogênio da Figura 3.40, a média dos valores do material nitrogenado é de cerca de 65% amoniacal e 35% orgânico presente no esgoto sanitário.

Figura 3.40: Concentrações de nitrogênio, nas suas diversas formas, encontradas no esgoto sanitário em algumas regiões brasileiras. Adaptado de Mendonça (2004)

A necessidade de produzir-se efluente que atenda a legislação brasileira em termos de nitrogênio (Resolução CONAMA N.20, 18/06/86), bem como atenuar ou até mesmo elimine problemas atuais e potenciais como: o consumo do oxigênio no corpo receptor; toxicidade para os peixes e outros seres vivos do ambiente aquático; eutrofização e a possibilidade de causar doenças (Kapoor e Viraraghavan, 1997 e Torres et al., 1998) têm promovido a busca de alternativas técnicas viáveis com a realidade local.

3.7.1. Nitrificação e Desnitrificação em Sistemas Biológicos de Filme Fixo

3.7.1.1. Nitrificação

A remoção biológica do nitrogênio presente nas águas residuárias depende basicamente da forma química desse elemento no meio, de séries de reações de oxidação-redução, dos microrganismos autotróficos e heterotróficos envolvidos, e das condições físico-químicas (Herbert, 1999). A Figura 3.41 ilustra as formas químicas do nitrogênio e os processos envolvidos no ciclo desse elemento.

Figura 3.41: Ciclo do nitrogênio. Adaptado de Colliver e Stephenson (2000)

Segundo Sedlak (1991), a remoção biológica do nitrogênio presente em águas residuárias envolve três processos básicos: assimilação, nitrificação e desnitrificação. A tabela 3.19 descreve sucintamente estes processos biológicos.

Tabela 3.19: Remoção de nitrogênio – Processos biológicos. Fonte: Kapoor e Viraraghan (1997); Van Loosdrecht e Jetten (1998)

Processos	Descrição	
	Autotrófica	Heterotrófica
Nitrificação	O nitrogênio amoniacal é convertido a nitrito e posteriormente esse último é oxidado a nitrato	A oxidação do nitrogênio amoniacal por microrganismos heterotróficos ocorre mediante a disponibilidade de substrato orgânico e geração de energia pela reação de nitrificação, como o realizado pela <i>Thiosphaera</i> (<i>Paracoccus pantotropha</i>)
Desnitrificação	Compostos reduzidos de enxofre e hidrogênio servem como substratos e o dióxido de carbono ou bicarbonato servem como fontes de carbono para síntese celular	As bactérias heterotróficas em ambiente anóxico utilizam matéria orgânica para a conversão do nitrato a formas mais reduzidas (N_2 , N_2O e NO)

Entre esses, a nitrificação autotrófica e desnitrificação heterotrófica são os processos mais aplicados para a remoção de nitrogênio em água e esgoto.

A nitrificação é um processo biológico, portanto presume a ação de seres vivos, levada a cabo por bactérias especiais, mas que ocorre naturalmente em sistemas onde existam condições aeróbias e a presença de nitrogênio amoniacal.

Embora pareça bastante simples, este processo precisa ocorrer sob condições controladas, caso contrário os próprios produtos do metabolismo destas bactérias causarão aumento de toxidez no meio, o que é muito nocivo para as mesmas.

A nitrificação compreende a primeira etapa para remoção dos compostos nitrogenados. Nesse processo, Nitrosomonas, Nitrosococcus, Nitrospira, Nitrosolobus Nitrosovibrio são as bactérias responsáveis pela transformação da amônia a nitrito, etapa essa denominada de nitrificação. E as bactérias envolvidas na nitrificação (conversão do nitrito a nitrato) são Nitrobacter, Nitrococcus, Nitrospira e Nitrospina (Hagopian e Riley,1998).

Além disso, esse processo, em decorrência da oxidação do nitrogênio amoniacal e síntese, apresenta certas características, as quais são descritas na Figura 3.42 (Barnes e Bliss,1983 e Sedlak,1991).

Figura 3.42: Reações e características envolvidas na nitrificação.
Adaptado de Barnes e Bliss (1983) e Sedlak (1991)

Em relação à bioquímica, o processo de nitrificação envolve muito mais do que a oxidação sequencial da amônia para nitrito, pelas Nitrossomonas, e nitrito para nitrato, pelas Nitrobacter. Várias reações intermediárias e enzimas estão envolvidas no processo. Além disto, deve ser considerada a resposta dos organismos nitrificadores às condições do ambiente em que se encontram. Esta informação tem importância no projeto de processo dos sistemas de nitrificação que assegure que as nitrificadoras sejam capazes de ter atividades metabólicas eficientes.

Efeito da temperatura

O processo de nitrificação ocorre numa larga faixa de temperatura, de 4° a 45° C, sendo a temperatura ótima para Nitrossomonas igual a 35°C, e de 35° a 42°C como ótima para as Nitrobacter. Este processo é fortemente dependente da temperatura.

A taxa de nitrificação decresce acima de 30° - 35°C. Esta faixa de temperatura é limitada pelo resultado de dois processos interativos: o aumento antecipado da taxa de reação com a temperatura e a desnaturação de proteínas acima da temperatura crítica.

Efeito da concentração de oxigênio dissolvido

A concentração de oxigênio dissolvido - OD tem efeito significativo nas taxas de crescimento das nitrificadoras, em tratamentos biológicos. A modelagem do crescimento das Nitrossomonas, através da equação de Monod, com OD sendo concentração limitadora do crescimento, os valores para os coeficientes de meia-saturação tem sido relatados na faixa de 0,15 a 2,0mg/l OD. Estes coeficientes crescem com o aumento de temperatura.

A relação entre o OD e a cinética da nitrificação apresenta as seguintes relações:

- ✓ O valor de OD para o qual a nitrificação é limitada pode ser de 0,5 a 2,5mg/l, tanto em sistemas de crescimento suspenso como naqueles de crescimento agregado, em condições de equilíbrio, dependendo do grau do transporte de massa ou resistência difusional, e do tempo de retenção dos sólidos;
- ✓ Um alto tempo de retenção de sólidos pode ser necessário para garantir nitrificação completa em baixas concentrações de OD, e para condições onde a resistência difusional seja significativa;
- ✓ Sob condições transientes de carga orgânica de choque, as resistências difusionais e a competição das heterotróficas com as nitrificadoras podem aumentar o valor limitante do OD significativamente;
- ✓ Também sob condições transientes, a conversão do nitrito a nitrato pode tornar-se a etapa limitante da taxa, no processo de nitrificação. Em tais condições a acumulação do nitrito não está correlacionada com baixos valores de OD.

Podemos concluir que a taxa de crescimento das Nitrossomonas não está limitada em níveis de OD acima de 1,0mg/l, mas, na prática, é requerido um OD maior do que 2,0mg/l.

Efeito do pH

Para fins de projeto, é suficiente levar em consideração que a taxa de nitrificação pode cair significativamente se o pH é reduzido abaixo da zona neutra, e que para uma ótima performance o melhor é manter o pH na faixa de 6,5 a 8,0. A aclimação das nitrificadoras atenua os efeitos do pH, dentro da zona especificada.

Segundo Colliver e Stephenson (2000), a maioria das bactérias nitrificantes tem seu crescimento favorável sob: temperatura de 25 a 30°C, pH de 7,5 a 8,0, concentrações de amônia e nitrito, respectivamente, entre 2 e 10mM e 2 a 30mM e concentração de oxigênio de 3 a 4mgO₂ / l. Nessas condições o tempo de geração é de cerca de 8h para Nitrossomonas e 10h para Nitrobacter.

Efeito dos inibidores

Os organismos nitrificadores são suscetíveis a uma imensa série de inibidores orgânicos e inorgânicos. Como regra geral de aclimação, as nitrificadoras podem adaptar-se a muitos inibidores, desde que estes estejam constantemente presentes no reator biológico. A inibição da nitrificação pode ocorrer através da interferência com o metabolismo celular ou com as reações oxidativas. Entretanto deve-se tomar cuidado ao interpretar as concentrações de compostos inibitórios de literaturas, pois a aclimação pode ocorrer e remover efetivamente o efeito inibitório (Ferreira, 2002).

3.7.1.2. Desnitrificação

Processo que tem como reação a conversão das formas oxidadas de nitrogênio - nitrato - N-NO₃⁻ e nitrito - N-NO₂⁻, em nitrogênio gasoso através da oxidação da matéria orgânica (carbono) oriunda de fontes de carbono orgânico presente no próprio efluente sob a forma de DBO. Seu requisito é o baixo nível de OD disponível no meio, de tal forma que os microrganismos utilizam o oxigênio do N-NO₃⁻ e do N-NO₂⁻ para respiração, ao invés do oxigênio do ar. Acima de 1,0mg/l de OD a desnitrificação é inibida pela maior facilidade de utilização do O₂.

As formas de nitrogênio presentes no efluente bruto precisam ser convertidas de nitrogênio orgânico em nitrogênio amoniacal, para que as nitrificadoras o convertam em

nitritos e nitratos. Uma ampla faixa de bactérias facultativas heterotróficas, utilizam o oxigênio quimicamente ligado ao N-NO_2^- e N-NO_3^- para oxidação de matéria carbonácea. Este processo é denominado desnitrificação anóxica (anóxico significa meio aeróbio com ausência de oxigênio livre).

A desnitrificação biológica envolve a redução, por via biológica, do nitrato a nitrito e nitrito a nitrogênio gasoso. O nitrito e o nitrato fornecem oxigênio para respiração microbiana da própria reação de desnitrificação.

Assim sendo, a condição adequada para a desnitrificação - oxigênio ausente mas nitrato presente- é denominada de anóxica.

Muitos microrganismos presentes em sistemas de tratamento de efluentes por lodos ativados são desnitrificadores, mesmo em sistemas não dimensionados para operar com desnitrificação. A presença destes organismos, nestes sistemas, deve-se ao seu caráter facultativo, isto é, eles podem utilizar oxigênio ou nitrato como aceptor de elétrons. As desnitrificadoras podem proliferar em sistemas aeróbios graças à sua habilidade de utilizar o oxigênio para oxidar a matéria orgânica de forma eficiente.

A desnitrificação compreende a última etapa para a remoção de nitrogênio por via biológica. Nesse processo podem-se citar: *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum* como algumas espécies de bactérias envolvidas no processo (Torres et al., 1998). A exemplo da nitrificação, esse processo, apresenta características particulares, as quais são ilustradas na figura 3.43.

Figura 3.43: Reações e características envolvidas na desnitrificação.
Adaptado de Torres et al. (1998)

A desnitrificação pode ocorrer paralelamente à nitrificação em sistemas aeróbios de lodos ativados. Isto pode ser devido à formação de zonas pobres em oxigênio, criando zonas anóxicas no interior dos flocos das colônias de lodo ativado. O aporte de nitrato a estas zonas, favorece a ocorrência da desnitrificação, que também pode ocorrer em clarificadores, onde a disponibilidade de oxigênio é escassa e a de nitrato é mais alta, oriunda das zonas de nitrificação aeradas.

Os principais fatores responsáveis pelo controle do processo de desnitrificação são: temperatura, pH, concentração de OD, natureza da fonte de carbono, tempo de retenção celular (θ_c), concentração de nitrato, e a presença de substâncias tóxicas (Metcalf e Eddy, 1991).

3.7.2. Tecnologia de Reatores Biológicos para a Remoção Simultânea de Carbono e Nitrogênio

A literatura técnica, em função da remoção do carbono e nitrogênio, classifica os reatores biológicos que efetuam tais processos em duas categorias principais. O primeiro grupo realiza a remoção desses compostos em unidades distintas recebendo assim a denominação de fases separadas (Figura 3.44.a), e o segundo grupo designado de processo combinado, executa simultaneamente a oxidação do carbono, nitrificação e desnitrificação em duas (Figura 3.44.b) ou numa única unidade (Figura 3.44.c). A Figura 3.44 mostra um esquema dos reatores biológicos para remoção conjunta de carbono e nitrogênio presentes no esgoto sanitário.

Figura 3.44: Processos biológicos de remoção de nitrogênio

Além disso, a desnitrificação recebe as denominações de pré-desnitrificação e pós-desnitrificação. A primeira (pré-desnitrificação) ocorre quando o reator desnitrificante antecede o reator nitrificante, o qual então receberá efluente desse último e utilizará o próprio material orgânico afluente (esgoto bruto) como fonte de carbono para remoção do nitrato. E, na segunda situação (pós-desnitrificação), a redução do nitrato acontece por meio da alimentação do reator desnitrificante com licor misto do reator nitrificante, o qual terá como fontes de carbono o material orgânico não metabolizado no reator nitrificante e/ou adição de fonte de carbono (Van Haandel e Marais, 1999).

Em virtude de os processos de nitrificação e desnitrificação requererem ambientes diferentes, acreditava-se não ser possível realizar esses processos em único reator. No entanto, o avanço tecnológico obtido na última década demonstrou existirem duas possibilidades para a ocorrência desses processos: a primeira, que incorpora operações sequenciais no tempo, submetendo o reator a condições anóxicas ou aeróbicas (Rodríguez et al., 1998) e a segunda, que utiliza a auto-imobilização ou immobilização de bactérias nitrificantes e desnitrificantes em materiais suporte (Campos, 1989; Fdez-Polanco e Garcia, 1994; Chui et al., 1996; Ros e Vrtovsek, 1998; Menoud et al., 1999).

3.7.3- Distribuição de Microrganismos Aeróbios e Anaeróbios no biofilme

O biofilme possui uma estrutura espacial heterogênea, onde é possível observar a existência de diversas espécies de microrganismos. As figuras 3.47 e 3.48 apresentam o perfil de um biofilme aderido a uma partícula sólida, idealizado por Hagedorn-Olsen et al. (1994), onde, de acordo com os autores, é possível observar como se comporta o perfil da concentração de oxigênio no interior do biofilme.

A figura 3.45 propõe a existência de uma região aeróbia localizada na camada mais externa do biofilme e uma anaeróbia - anóxica localizada na camada mais interna do filme próxima ao material suporte.

Figura 3.45: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Completamente penetrado pelo nitrato.

Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994)

Figura 3.46: Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Parcialmente penetrado pelo nitrato.

Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994)

A figura 3.46 propõe uma configuração um pouco diferente, dependendo da espessura do biofilme, ou seja, a existência de uma região aeróbia localizada na camada mais externa do biofilme, uma anaeróbia localizada na camada mais interna do filme, próxima ao material suporte e, no meio destas duas, uma camada anóxica.

Segundo estes autores, pode ocorrer a condição apresentada na figura 3.45 ou 3.46, dependendo da espessura do biofilme, que é fortemente influenciada pelas condições de fluxo do reator.

Apesar de ainda não haver trabalhos conclusivos com relação à distribuição dos microrganismos no interior do biofilme, diversos trabalhos apresentados na literatura propõem que os organismos heterotróficos devem estar presentes na camada mais externa, ou seja, na linha aeróbia do biofilme e os organismos autotróficos, de crescimento mais lento, deverão aparecer nas camadas mais internas.

A figura 3.47 apresenta o perfil da concentração de nitrogênio através do biofilme, conforme proposto por Iwai e Kitao (1994).

Segundo Iwai e Kitao (1994), a coexistência de duas regiões anaeróbia e aeróbia é conveniente para a remoção biológica de nitrogênio.

Figura 3.47: Perfil de nitrogênio no interior do biofilme. Adaptado de Iwai e Kitao (1994)

A eficiência no processo de nitrificação e desnitrificação dependerá da concentração de oxigênio no meio líquido e da espessura do biofilme. Iwai e Kitao (1994) argumentam que deve existir uma concentração ótima de oxigênio no meio líquido para promover a máxima remoção de nitrogênio.

Okabe et al. (1995, apud Giseke et al., 2002) relatam que a presença de substrato nos esgotos resulta na competição por oxigênio dissolvido e espaço no biofilme entre as bactérias nitrificadoras e as bactérias heterotróficas. Segundo o autor a inibição ou a eliminação das bactérias nitrificadoras por esta competição interespecie leva a um decréscimo na eficiência ou até mesmo na falência do processo de nitrificação e desnitrificação.

Giseke et al. (2002) elucidam o grande potencial dos reatores que utilizam biomassa aderida em remover simultaneamente matéria orgânica e nutrientes como nitrogênio e fósforo. Neste trabalho Giseke relata que, graças à heterogeneidade e à existência de várias comunidades de microrganismos em um único sistema o biofilme pode ser exposto alternadamente a condições aeróbias e anaeróbias para melhorar a remoção biológica de fósforo. Van Benthum et al. (1997) propuseram a inserção de uma terceira câmara anóxica para melhorar a eficiência na remoção de nitrogênio. Giseke et al. (2002) concluem no trabalho que a remoção simultânea pode ser obtida em um reator SBBR (Sequencing Batch Biofilm Reactor).

4. Materiais e Métodos

4.1. Histórico das Etapas de Trabalho

A implantação de uma bancada experimental na escala piloto deu-se a partir de raras informações de conteúdo tecnológico e de projeto de engenharia, obrigando a uma recriação da tecnologia envolvida e a um processo de desenvolvimento muito intenso, para permitir o início da aquisição de dados em condições aceitáveis de controle das variáveis envolvidas. Nesse processo foram utilizados também, além de dados da bibliografia, informações qualitativas obtidas de modelos reduzidos em escala de laboratório.

A construção do reator, os testes de funcionamento e modificações que se mostraram necessárias tomaram um tempo muito maior do que o esperado, em vista das ocorrências imprevistas, oriundas tanto da escala do protótipo quanto do ineditismo da proposta. Os itens a seguir apresentam de forma cronológica as principais fases percorridas ao longo da pesquisa, detalhando as modificações ocorridas na bancada e no projeto dos reatores.

4.1.1. Montagem e Descrição Geral das Instalações

Para a investigação experimental do tratamento de esgoto sanitário realizado em Ilha Solteira, foram construídos dois reatores de leito fluidizado por jatos de ar (air-lift) em escala piloto com 0,25m de diâmetro externo, 0,20m de diâmetro interno, com alturas de 6 e 12 metros, respectivamente. Os reatores foram instalados junto a uma das estações elevatórias de esgoto de Ilha Solteira, localizada na zona sul da cidade. Os reatores foram construídos com tubos de PVC e o topo e a base, em aço.

Inicialmente foram executadas algumas melhorias nas instalações, cuja necessidade foi se evidenciando a partir do trabalho de campo no local do experimento. Assim, foi executado um piso cimentado para a colocação dos compressores, abrangendo a área das caixas de esgoto peneirado e das bombas centrífugas, bem como foram construídas as caixas de

passagem de esgoto necessárias para que o excesso de esgoto peneirado e o esgoto tratado retornassem para o poço de sucção da estação de recalque. Outro serviço complementar executado no período constou da execução das instalações elétricas da torre, compreendendo o quadro de comando das bombas e do compressor, e das tomadas para instrumentos nos patamares.

Foi executada também a instalação hidráulica, com tomadas de água tratada em todos os patamares e no piso inferior para lavagem das peneiras e do local do ensaio.

Os primeiros problemas detectados ocorreram devido à exposição do equipamento às intempéries. A fase de testes do equipamento com água limpa ocorreu em época de muitas chuvas, levando a danos nos quadros elétricos que tiveram que ser totalmente refeitos, com substituição de disjuntores, chaves de proteção e partida. Foi detectada também a necessidade de uma proteção para as águas pluviais que invadiram o local do experimento. Para evitar que a água de chuva atingisse o compressor foi necessária a construção de uma mureta para desviar as águas pluviais.

Estes problemas foram verificados antes mesmo de se colocar esgoto nos reatores e colocá-los em funcionamento. A foto da figura 4.1 mostra a estrutura de suporte dos reatores.

A estrutura que suporta os reatores foi construída em madeira, com dimensões de 3,5m por 3,5m, dotada de patamares regularmente espaçados e escada de acesso, para permitir a instrumentação e retirada de amostras ao longo do reator.

Figura 4.1: Estrutura de suporte dos reatores

O esgoto utilizado no experimento foi retirado do poço de sucção da estação elevatória, passando após por uma peneira, sendo aduzido posteriormente por meio de bomba centrífuga até a uma caixa superior, dotada de mecanismo para controle e medição da vazão afluente. Após isso, é encaminhado ao reator de 12m por uma entrada especialmente construída para tal finalidade, em localização adequada, visando evitar entupimento e melhorando as características de recirculação das partículas. O excesso de esgoto aduzido vai para uma segunda caixa dotada do mesmo mecanismo anterior que alimenta o reator de 6m. O esquema inicialmente proposto da bancada experimental pode ser observado na figura 4.2.

Figura 4.2: Esquema inicial da bancada experimental

O excesso de vazão desta última caixa de medição e controle retorna ao poço de sucção através de uma tubulação. A figura 4.3 mostra um detalhe dos decantadores inicialmente propostos.

Figura 4.3: Esquema inicial dos decantadores

Para prover de ar os difusores que provocam a expansão do leito e fornecem o oxigênio necessário à estabilização da matéria orgânica, foi utilizado um compressor de duplo estágio, de aproximadamente 5HP, com tanque de reserva de 300 litros, a fim de evitar variações bruscas na pressão de entrada de ar. Para proporcionar maior controle da vazão, a tubulação foi dotada de uma válvula reguladora de pressão. Posteriormente no decorrer do experimento fez-se necessário a instalação de mais um compressor, sendo colocado um de 7,5HP, com tanque de reserva de 500 litros. Os compressores trabalhavam alternadamente 12h cada um por dia.

Após o término da construção dos reatores e após a execução das melhorias já descritas, iniciou-se a fase de testes hidráulicos de funcionamento do sistema. Os testes de estanqueidade foram realizados com água limpa, não se constatando nenhum vazamento.

Após essa fase, os reatores foram ensaiados para verificar o funcionamento dos borbulhadores e da parte de alimentação de ar, compreendendo filtros, válvulas reguladoras de pressão, rotâmetros e válvulas de fecho do sistema. Os ensaios procuraram aferir a faixa de vazões de ar obtidas, o comportamento qualitativo do meio fluidizado em função das vazões e a presença de bolhas no decantador.

Procurou-se identificar também nesses ensaios as faixas de pressão nas válvulas reguladoras que proporcionariam vazões mais estáveis nos rotâmetros. Isto porque verificou-se que a entrada em operação do compressor produzia variações nas vazões reguladas de ar, um efeito que diminuía com o aumento da pressão de regulação. Por outro lado, quanto maior a pressão regulada fornecida aos borbulhadores, menores os tempos entre partidas do

compressor de ar, forçando desnecessariamente o equipamento a um regime de trabalho para o qual não foi previsto. Foi identificada a necessidade de uma válvula de retenção na tubulação de ar, para evitar refluxo de esgoto para dentro do sistema de ar no caso de falha no compressor de ar.

Após essa fase foram iniciados os testes exploratórios com a presença de areia, ainda com água limpa. Nesses ensaios, procurou-se verificar as vazões de ar necessárias para que as partículas de areia ficassem em suspensão e sua compatibilidade com as vazões admissíveis nos conjuntos de borbulhadores com duas pedras porosas.

Outro aspecto operacional muito importante, identificado em estudos prévios com modelos reduzidos, refere-se à capacidade de ressuspensão das partículas de areia sedimentadas, o que se espera ocorrer após alguma parada do reator. Durante essa etapa do trabalho essas características foram investigadas com várias concentrações de areia no reator e com várias vazões de ar.

Buscou-se também observar, qualitativamente, as características da recirculação induzida pelo jato de ar, e do funcionamento do decantador, procurando identificar a presença de areia na saída, relacionando-a com as vazões de ar. Um dos aspectos preocupantes notados foi a presença de bolhas de ar saindo pelo decantador, escapando da área interna prevista para a separação entre o ar e o meio fluidizado, principalmente nas maiores vazões.

Na fase de conclusão da montagem e ajustes de funcionamento hidráulico, foram observados o funcionamento de entrada e saída de líquido do reator e a estabilidade das vazões afluentes ao longo do tempo.

4.1.2 – Avaliação inicial dos reatores

4.1.2.1 – Ensaios de Caracterização do Esgoto Afluente e Meio Suporte

Após o término da construção e testes iniciais com os reatores foram realizadas campanhas para caracterização do esgoto afluente dos reatores. As amostras afluentes foram coletadas durante 24h em intervalos regulares de 2h. As análises físico - químicas realizadas foram DBO, DQO, sólidos totais, nitrogênio amoniacal, NTK. Os procedimentos adotados poderão ser observados no item 4.2.3.

Os ensaios de caracterização do meio suporte foram realizados durante o processo de montagem e testes iniciais dos reatores. O método empregado para caracterizar o material poderá ser observado no item 4.2.5.1

4.1.2.2 – Ensaios Preliminares com Esgoto Sanitário

Para avaliar o desempenho dos reatores durante a etapa de ensaios preliminares variaram-se vazões nos reatores, mudando com isso o tempo de detenção hidráulica (TDH). Preliminarmente foram previstos TDH's de 1h e 2h. Os valores obtidos com esses tempos não foram significativos, sendo influenciados pelas instabilidades ocorridas no leito devido a vazão de ar ser bastante elevada o que sem dúvida comprometeu o funcionamento do reator. Desta maneira os tempos foram modificados para a faixa entre 4h, 6h e 8h.

As concentrações de meio suporte (areia) utilizadas nesta etapa foram de 30g/l e 50g/l, sempre considerando apenas o volume do reator.

Novamente os resultados não foram adequados e acabaram apenas servindo como indicativo inicial para uma escolha adequada de TDH e concentração do meio suporte. Portanto serão apresentados neste trabalho apenas os resultados com TDH de 1h, 2h e 8 h com concentração de meio suporte de 50g/l.

Durante esta etapa o elemento de vidro sinterizado utilizado como difusor de ar do mecanismo de recirculação por jato de ar (“air-lift”), tinha sua localização centralizada em relação ao tubo interno, cerca de 50cm acima do fundo da tubulação externa. De inicio foram colocadas 2 pedras sinterizadas, posteriormente com o ensaio de determinação do coeficiente de transferência de O_2 , foi necessária a colocação de 4 pedras no borbulhador e logo após 6 pedras, devido às vazões de ar requeridas. O método empregado para determinação do K_{La} e toda informação necessária a respeito destes ensaios podem ser encontrados no item 4.2.1

A foto da figura 4.4 mostra um detalhe dos difusores de ar.

Figura 4.4: Detalhe dos difusores de ar (pedra sinterizada)

Durante a operação dos reatores com os novos injetores de 6 pedras, observando-se o comportamento das bolhas no topo dos reatores, verificou-se que, à medida que se aumentava a vazão de ar, a heterogeneidade do leito aumentava e havia o aparecimento de grandes cavidades sugerindo a ocorrência do pistonamento. Os injetores de pedra porosa apresentaram também problemas de resistência mecânica insuficiente. Em diversas ocasiões houve rompimento das pedras, provavelmente provocados pelos transientes de pressão que se originam durante a expulsão da água condensada das tubulações de ar.

Devido ao comportamento hidrodinâmico insatisfatório apresentado com o uso dos injetores de pedra, foi proposto a troca por injetores cilíndricos confeccionados em PVC com um diâmetro de 40mm. Estes foram perfurados em 6 carreiras de 36 furos. Cada furo possui um diâmetro aproximado de 1mm espaçados cerca de 3mm entre eles. Os novos difusores de ar foram centralizados em relação ao tubo interno, cerca de 1,20m acima do fundo. Novamente foram realizados ensaios de K_La com os novos injetores.

A foto da figura 4.5 mostra um detalhe dos injetores confeccionados em PVC.

Figura 4.5: Detalhe do injetor de ar (PVC)

Nesta etapa, além da troca dos injetores, houve uma pequena modificação nos decantadores. Na tentativa de melhorar as condições hidráulicas nesta região, foi aumentado o comprimento de soleira dos vertedores, por meio de uma calha de coleta localizada internamente. Em decorrência disso o volume do decantador foi diminuído, instalando-se os vertedores cerca de 0,20m abaixo da cota original. O volume do decantador, originalmente de $0,83\text{m}^3$ foi reduzido para $0,69\text{m}^3$ e o comprimento total de soleira aumentado de 2,36m para 8,01m. A figura 4.6 mostra um detalhe esquemático desta modificação.

Figura 4.6: Detalhe esquemático – Região do decantador

4.1.3. Início de Operação dos Reatores

Após a etapa preliminar descrita no item 4.1.2 teve início o período de experimentação durante o qual a bancada sofreu ainda algumas modificações adicionais com o intuito de melhorar as condições hidrodinâmicas e a qualidade do efluente final. Com isso o período de experimentação pode ser dividido em três etapas de trabalho, além da etapa preliminar já comentada conforme exposto no diagrama da figura 4.7.

Figura 4.7: Etapas de Trabalho

4.1.3.1. Etapa 2

Com os novos injetores, os reatores entraram em funcionamento com TDH de 4 horas e uma concentração de meio suporte igual a 50g/l. Após um período de 3 meses os reatores começaram a operar com TDH de 8 horas, mantendo-se a mesma concentração de areia. no interior dos reatores.

Após o mesmo período de operação, adicionou-se mais areia e os reatores começaram a funcionar com uma concentração de meio suporte igual a 100g/l e TDH de 8 horas.

Nesta etapa de trabalho houve a necessidade dos reatores operarem com vazões de ar elevadas, da ordem de 5000 a 5500 l/h para manter o meio suporte em suspensão. Entretanto a alta vazão de ar necessária para provocar o arraste das partículas sólidas constitui-se num dos maiores fatores de ineficiência energética do tratamento nos reatores de leito fluidizado por jatos de ar.

Como proposta para diminuir a vazão de ar, optou-se pela inserção de um propulsor axial para auxiliar a circulação do meio trifásico, que foi testada na etapa 3.

4.1.3.2. Etapa 3 (Bomba Axial)

Nesta etapa, houve o acréscimo de um propulsor de eixo vertical no tubo interno de cada reator. Os demais componentes da bancada permaneceram os mesmos da etapa 1. Pela figura 4.8, pode-se visualizar o esquema proposto, mantendo o mesmo “lay-out” de alimentação da etapa anterior.

Figura 4.8: Detalhe esquemático – Bomba de eixo vertical

Na etapa anterior, como já foi comentado, os reatores operavam com uma vazão de ar muito elevada para manter as partículas do meio suporte em suspensão, principalmente nas fases iniciais de desenvolvimento do biofilme. Como resultado, ocorreram diversas paradas hidráulicas do reator, ocorrendo a sedimentação do meio suporte, o que causava dificuldades de ressuspensão.

De um modo geral, devido a essas dificuldades hidráulicas, durante a etapa 1 registrou-se um residual de oxigênio muito grande no topo dos reatores, demonstrando que era introduzida uma quantidade de oxigênio superior ao que era necessário para a oxidação da matéria carbonácea e nitrogenada.

A introdução do propulsor no sistema ajudou na fluidização do leito, permitindo a redução da vazão de ar, sem comprometer a suspensão do meio suporte.

Os reatores funcionaram com uma concentração de areia igual a 100g/l. Os tempos de detenção nesta etapa foram de 8h, sendo posteriormente reduzidos para 6h, 4h, 3h e 2h.

Um outro aspecto a ser relatado durante esta etapa de operação foi a ocorrência de uma parcela de sólidos em suspensão de difícil sedimentação nos decantadores que eram levados para fora do sistema prejudicando a qualidade do efluente final, sendo este um problema relatado na literatura, como por exemplo em Nicolella et al. (2000a, 2000b). Ensaaios de sedimentação realizados em laboratório com o efluente final dos reatores, conforme método apresentado no item 4.2.5.2, evidenciaram a má sedimentabilidade do lodo. Este comportamento reduziu o interesse pela locação de unidades de sedimentação em separado, além disso, a adoção de tal unidade poderia descaracterizar a proposta inicial de uma única unidade, integrada e compacta. Portanto uma câmara de flotação foi proposta para minimizar os sólidos suspensos no efluente dos reatores.

4.1.3.3. Etapa 4 (Sistema de Flotação e Redução de Diâmetro)

A etapa 4 foi realizada com TDH de 3h e concentração de meio suporte de 100g/l em ambos os reatores. Nesta etapa foi testado um sistema de flotação no reator de 12m e o efeito da modificação na relação entre áreas de subida e descida no reator de 6m. Essa decisão foi embasada pelos resultados das etapas anteriores que apontaram diferenças estatisticamente não significativas entre o desempenho dos reatores de 12m e de 6m. Com isso o delineamento experimental permitiu investigar os efeitos de duas modificações simultaneamente.

O sistema de flotação foi proposto a partir da realização de testes em laboratório com o esgoto afluente em uma célula de flotação. Os procedimentos adotados nesses testes são apresentados no item 4.2.5.3. Os bons resultados obtidos com os testes de laboratório embasaram a proposta de inclusão do flotador integrado ao reator.

A outra alternativa para melhoria do efluente testada nesta etapa foi a redução do diâmetro do tubo interno, cujos resultados no tratamento foram avaliados no reator de 6m de altura.

Sistema de Flotação

A figura 4.9 mostra o esquema do flotador proposto. A parte interna do decantador foi utilizada para criar a câmara de flotação. A câmara possui um diâmetro externo de 0,75m e interno de 0,40m, dado pelo diâmetro da câmara de separação de ar. O líquido sai da câmara através de 4 aberturas horizontais dotadas de defletores verticais que dirigem o fluxo para baixo ao penetrar no decantador. Para o sistema de recirculação foi locada uma câmara pressurizada.

Parte do efluente do reator deveria ser levado a uma caixa de passagem onde existe um sistema de recalque que conduziria este efluente à câmara pressurizada. Entretanto, devido às baixas vazões de recirculação empregadas, houve entupimento dos injetores do sistema de flotação pelo acúmulo de sólidos existente no efluente. Para contornar este problema optou-se pelo uso de água limpa como fluido de recirculação ao invés de parte do efluente.

Para o controle de nível no interior da câmara pressurizada foi utilizada uma chave de bóia ligada à bomba. A pressão no interior da câmara situou-se na faixa de 5 a 6atm.

Figura 4.9: Esquema do flotador proposto

Entre o compressor e a câmara existe uma válvula reguladora de pressão, cuja função é manter constante a pressão de saída. A água de recirculação passa por um filtro, sendo a vazão regulada através de um rotâmetro de alma cônica.

A figura 4.10 mostra um detalhe esquemático da alimentação do sistema de flotação contendo seus principais componentes.

Figura 4.10: Esquema alimentação – Sistema de flotação

Nesta fase do trabalho optou-se em manter apenas o reator de 12m em funcionamento com o sistema de flotação. A concentração de areia no interior do reator permaneceu a mesma da etapa anterior, ou seja, 100g/l. O TDH durante toda essa etapa foi de 3h e apenas foi alterada a taxa de recirculação no sistema de flotação, começando com 15% e após 2 meses de operação este valor foi alterado para 20%. Nas figuras 4.11a e 4.11b, pode-se observar fotos que mostram detalhes dos componentes de controle de vazão do sistema.

Figura 4.11a: Rotâmetro

Figura 4.11b: Válvula e entrada câmara de flotação

As figuras 4.12a e 4.12b mostram detalhes da câmara de flotação onde podem ser observadas as aberturas horizontais da câmara (a) e os injetores na zona de reação (b).

Figura 4.12a: Câmara de flotação

Figura 4.12b: Injetores

Após o início de operação do R12 com o sistema de flotação foi verificado que o efluente final ainda continha uma parcela indesejável de biomassa suspensa. A discussão sobre os resultados obtidos com esse sistema é apresentada no item 10. Desta maneira durante o período de monitoramento foram realizados novamente ensaios em laboratório em uma célula de flotação, cujos procedimentos são apresentados no item 4.2.5, adicionando-se cloreto férrico nas concentrações de 5, 15, 25, 50, 75, 100 e 125mg/l. Esses ensaios também tinham o objetivo de verificar se a adição de coagulante melhoraria a remoção de fósforo no sistema.

Os parâmetros utilizados para verificar o efeito da adição do cloreto férrico foram DQO, sólidos suspensos e fósforo total. A figura a seguir mostra os pontos onde as amostras para o ensaio foram retiradas.

Figura 4.13: Esquema do flotador com os pontos de coleta das amostras

Os resultados referentes a este ensaio encontram-se no item 10 dos resultados e discussões.

Redução do Diâmetro Interno no Reator de 6m

Como já citado anteriormente, a quantidade de ar necessária para manter o meio suporte em suspensão é muito maior do que o que é requerido para os processos biológicos existentes no interior dos reatores. Este fato causa uma certa ineficiência no sistema, já que grande parte da energia empregada no tratamento é destinada a produção de ar comprimido. A partir de dados obtidos por Ruggeri (2002), que mostraram que no tubo interno, o menor diâmetro tende a ser mais eficiente para provocar as velocidades de circulação, optou-se por alterar o diâmetro interno do reator de 6m de 200mm para 100mm.

O reator de 6m operou com uma concentração de areia igual a 100g/l e a vazão de ar necessária para manter a areia suspensa, com a troca do diâmetro interno, foi inicialmente de 1500 l/h, sendo posteriormente mudada para 2100 l/h para garantir que os processos biológicos ocorressem adequadamente.

Antes do início de operação do reator R6 foram realizados ensaios de K_La e ensaios de velocidade com intuito de verificar o comportamento hidrodinâmico do reator frente à alteração do diâmetro interno. Os métodos empregados nestes ensaios podem ser observados nos itens 4.2.1 e 4.2.2.1, respectivamente.

4.2. Métodos e Ensaios Realizados

4.2.1. Taxas de Transferência de Oxigênio

4.2.1.1. Método do Ensaio

A capacidade de um reator transferir oxigênio para o meio é avaliada por diversos índices que são calculados a partir da determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio, K_La . Os ensaios para determinação do K_La foram realizados nos reatores piloto com água limpa e diversas concentrações de areia, com o objetivo principal de verificar a eficiência dos borbulhadores e estimar as vazões de ar necessárias para as cargas orgânicas previstas no trabalho. Para isso utilizou-se um medidor portátil de oxigênio dissolvido marca HANNA Instruments - HI 9141.

A determinação do coeficiente K_{La} seguiu a metodologia padronizada para emprego com água limpa, método estacionário, recomendada pela ASCE (1990). É utilizado cloreto de cobalto como catalisador e sulfito de sódio como reagente, para anular a concentração de oxigênio do meio fluido, o qual é, em seguida, reoxigenado até perto do nível de saturação.

A água deve ter a qualidade da água potável da rede pública. O sulfito de sódio exigido para desoxigenação da água de um reator situa-se entre 1,00 e 7,88 mg/l. Contudo, nos ensaios realizados com os reatores piloto foram utilizados cerca de 100 gramas de sulfito de sódio em cada ensaio, com base em testes preliminares. A introdução desta substância era efetuada pela parte superior do reator, com um tempo de espera para a reação em torno de 10 minutos. Esse tempo só foi possível devido à introdução do catalisador cloreto de cobalto, que acelera o processo da reação.

O catalisador de cloreto de cobalto é normalmente adicionado apenas uma vez em cada série de ensaios. A solução de cloreto de cobalto é adicionada ao reator numa concentração entre 0,1 a 0,5 mg/l. Pode levar até 30 minutos para ocorrer a mistura completa do cloreto de cobalto na água do reator.

Após a adição do sulfito de sódio era introduzida a sonda de O_2 , para determinar quando o oxigênio da água é completamente fixado pelo sulfito, ou seja, tem-se OD nulo. Nesse monitoramento é importante garantir que a mistura seja suficiente para homogeneizar toda a água, dependendo do tempo considerado. Enquanto não ocorre a mistura completa, podem ser observadas leituras de oxigênio aumentando e diminuindo em ciclos curtos, evidenciando a existência de oxigênio dissolvido que ainda não reagiu com o sulfito de sódio.

Após as leituras indicarem OD nulo por um determinado tempo, com a continuação da aeração com a vazão de ar desejada, o medidor volta a indicar valores não nulos de OD e imediatamente passa-se a registrar as leituras em intervalos pré-determinados. Nos ensaios com os reatores piloto adotou-se 15 segundos e nos modelos reduzidos, 5 segundos entre leituras.

De posse dos dados obtidos no ensaio procedia-se na metodologia do cálculo do K_{La} . Para análise dos dados foi utilizada uma planilha no programa EXCEL, que possui macros escritas em Visual Basic para ajustar o K_{La} através de um programa de regressão não linear baseado no algoritmo proposto pela ASCE (1990).

4.2.1.2. Metodologia de Cálculo do $K_L a$

Os valores de $K_L a$ foram determinados com o auxílio de uma rotina para regressão não linear, que ajusta a curva de oxigênio dissolvido em função do tempo obtido nos ensaios, tendo como parâmetros a concentração inicial, C_o , a concentração de saturação C_s e uma estimativa inicial do $K_L a$.

Essa metodologia é mais precisa que o ajuste linear, sendo recomendada pela ASCE (1990), que fornece um código com o algoritmo, implementado em FORTRAN77.

O programa fornecido pela ASCE (op. cit.) foi implementado e testado em sua versão original. Entretanto, o algoritmo de ajuste é bastante sensível aos valores iniciais adotados, apresentando facilmente instabilidade numérica no procedimento de ajuste. Verificou-se também que a presença de dados de concentração constante nos instantes iniciais do ensaio favorecia este comportamento. Como resultado dessas características, o programa revelou-se muito difícil de usar com eficiência, devido à pouca interação com o usuário, obrigando à utilização de uma planilha como apoio para selecionar graficamente o intervalo de dados.

Para possibilitar a análise com maior eficiência, o algoritmo original foi traduzido para a linguagem EXCEL-BASIC e implementado na forma de macros na planilha EXCEL, permitindo um uso mais iterativo com o usuário.

A listagem do código que implementa as macros é apresentada no Anexo C. A seguir será apresentado um roteiro de utilização do programa, descrevendo os passos que devem ser executados em um ajuste.

Passo 1: seleção dos dados brutos

Primeiramente deve-se editar os dados obtidos no ensaio, de concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo, para selecionar o período do transiente observado que será utilizado na análise.

Deve-se, como regra geral, descartar os pontos de concentração nula e os aumentos localizados que antecedem o período de aumento monotônico da concentração, para evitar problemas de convergência nas iterações. É conveniente também evitar a inclusão de um grande número de pontos no patamar final da curva, que podem conduzir a uma média não realista dos erros de ajuste.

Essa tarefa é efetuada numa planilha que já contém um gráfico de OD em função tempo, que serve para uma primeira análise dos dados obtidos. O nome desta planilha,

usualmente “Dados Brutos”, deve ser informado na planilha de cálculos, que pode ser qualquer das planilhas do arquivo. Deve-se anotar também qual o intervalo de linhas em que estão contidos os valores a serem utilizados e a coluna inicial do campo.

As figuras 4.14 e 4.15 a seguir mostram um exemplo do trabalho de seleção dos dados, com todos os dados registrados de dois ensaios no reator de 12 metros de altura. Após escolhida a faixa a ser usada os dados são enviados automaticamente pelo programa para a planilha de cálculos, usualmente denominada “Plan1”, para a segunda etapa do processo.

Figura 4.14: Exemplos da etapa de análise da sequência de dados e seleção dos pontos para o ajuste com dados brutos de dois ensaios.

Figura 4.15: Exemplos da etapa de análise da sequência de dados e seleção dos pontos para o ajuste com dados brutos de dois ensaios.

Passo 2: determinação das estimativas iniciais

Nesta fase é utilizada como base uma planilha que já contém um gráfico padrão incorporado, bem como as equações para montar um campo com os valores da concentração ao longo do tempo, calculados com as estimativas iniciais dos parâmetros ajustados. Normalmente é usada a planilha “Plan1”.

Na planilha base deve-se indicar os números da linha e coluna iniciais da faixa de dados determinada no passo 1 e o nome da planilha com os dados brutos. Em seguida executa-se a macro “Inicializa”, que busca na planilha “Dados Brutos” os dados que o usuário acredita proporcionarem um bom ajuste. (Obs.: Para que seja executado qualquer macro, nada em nenhuma das planilhas deve estar selecionado).

Com os dados selecionados importados pela “Inicializa” aparecendo no gráfico como guia, deve-se editar valores para C_o , C_s e K_La que mais aproximam a curva “Ajuste Inicial” da curva “Ensaio”. Para definir a concentração inicial (C_o) pode-se escolher a última concentração nula da sequência crescente de OD ou escolher uma concentração quase nula, pois essa redefinição não afeta o modelo

Um exemplo dessa etapa do trabalho é apresentado na figura 4.16. A figura traz em vermelho os valores que devem ser fornecidos pelo usuário e em azul os dados importados da planilha que contém dados brutos originais.

Figura 4.16: Exemplo da fase de estimativa inicial dos parâmetros de ajuste por meio visual.

Passo 3: determinação dos parâmetros de ajuste

Encontrados os valores que aproximam as curva “ajuste” e “ensaio”, executa-se a macro “Ajusta”, que por sua vez executa as rotinas “Calcula”, com o núcleo do algoritmo apresentado pela ASCE e a rotina “Apresenta”, que coloca os dados do melhor ajuste na planilha base. A figura 4.17 apresenta o resultado dessa fase, com as informações fornecidas pelo programa destacadas em vermelho.

Figura 4.17: Exemplo da tela após a execução da fase final do programa, com os valores calculados em vermelho.

O gráfico da planilha já inclui também a seqüência de dados ajustada.

A melhor aproximação para o K_{La} será apresentada na célula D-10, sendo fornecido também, na célula I-7, o desvio padrão da estimativa do K_{La} , que permite calcular as faixas de variação possíveis associadas ao erro esperado. A célula J-7 apresenta o desvio padrão do K_{La} em porcentagem do valor calculado. O valor da soma dos resíduos do ajuste, célula I-9, serve como um controle quantitativo da qualidade do ajuste obtido.

Para apresentação do resultado, o gráfico mostrado na figura 4.17 é copiado para uma planilha cuja folha contém os padrões de apresentação do relatório, sendo eliminada ainda a seqüência do ajuste inicial.

4.2.1.3. Metodologia de Cálculo da Capacidade de Transferência de Oxigênio

Conforme método recomendado pela ASCE (1990), pode-se determinar o fluxo de massa de oxigênio transferido pelo ar para o meio líquido. Este fluxo, denominado Taxa de Transferência Padrão de Oxigênio SOTR (Standard Oxygen Transfer Rate), é calculado a partir do coeficiente de transferência global de oxigênio K_La , e do valor da concentração de saturação de OD (C_∞), os quais devem ser corrigidos para a temperatura e pressão padrão, que tem valores usuais respectivamente de 20°C e 1atm.

O K_La com temperatura corrigida é denominado de K_La_{20} e o C_∞ corrigido é denominado de $C_{\infty 20}$, e são determinados pelas equações (4.1) e (4.2).

$$K_La_{20} = K_La * \theta^{(20-T)} \quad (4.1)$$

$$C_{\infty 20} = C_s * \left(\frac{1}{\tau * \Omega} \right) \quad (4.2)$$

sendo:

T = Temperatura durante o ensaio realizado (°C);

θ = Fator empírico de correção de temperatura, o qual é utilizado comumente como 1.024, a menos que se prove ter um valor diferente para o sistema de aeração;

τ = Fator de correção de temperatura, sendo ele calculado pela equação (4.3);

Ω = Fator de correção de pressão, o qual pode ser dado pela equação (4.4) para tanques com profundidade de até 6,1m.

$$\tau = \frac{C_{st}}{C_{s20}} \quad (4.3)$$

$$\Omega = \frac{P_b}{P_s} \quad (4.4)$$

sendo:

C_{st} = Valor tabelado da concentração de oxigênio dissolvido a temperatura do teste, a uma pressão total padrão de 1atm e 100% de umidade relativa (mg/l);

C_{s20} = Valor tabelado da concentração de oxigênio dissolvido a 20°C, pressão padrão de 1atm e 100% de umidade relativa (mg/l);

P_b = Pressão barométrica durante o teste (mBar);

P_s = Pressão barométrica padrão de 1atm (mBar).

Após a determinação das variáveis anteriores o SOTR pode ser calculado pela equação (4.5).

$$SOTR = K_L a_{20} \cdot C_{\infty 20} \cdot V \quad (4.5)$$

Onde V é o volume do reator utilizado (l). $K_L a_{20}$ é dado em (s⁻¹), concentração em (mg/l) e SOTR em mg/s.

A eficiência padrão de aeração SAE (Standard Aeration Efficiency), traz a efeito de comparações a taxa de transferência de oxigênio por unidade de potência induzida, e pode ser calculada pelas equações (4.6) e (4.7).

$$SAE = \frac{SOTR}{Pot} \quad (4.6)$$

$$Pot = \frac{\rho_g Q_{ar} R T_1}{K} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^K - 1 \right] \quad (4.7)$$

onde:

ρ_g = massa específica do ar (kg/m³);

Q_{ar} = vazão de ar injetada (m³/s);

R = Constante do gás, 287 Nm/kg.K;

T_1 = Temperatura antes da compressão (K);

P_1 = Pressão absoluta antes da compressão;

P_2 = Pressão absoluta depois da compressão;

K = Adimensional 0,283.

Pode ser calculada ainda a eficiência de transferência padrão como uma fração SOTE (Standard Transfer Efficiency as a Fraction), sendo representado pela equação (4.8).

$$SOTE = \frac{SOTR}{\rho_g Q_{ar}} \quad (4.8)$$

4.2.2. Ensaios de Caracterização Hidrodinâmica

4.2.2.1. Velocidades de Circulação

As velocidades do líquido nos reatores foram determinadas a partir da estimativa da velocidade de circulação no tubo de descida. Para isso foi utilizado NaCl como traçador em conjunto com um sistema de medição de condutividade elétrica da água, constituído por duas sondas instaladas a uma distância conhecida entre si no tubo de descida dos reatores, circuitos de condicionamento, placa conversora A/D e computador dedicado.

As sondas de condutividade elétrica foram confeccionadas com corpo em PVC e pontas em aço inox, para evitar oxidação durante o tempo de experimentação. As figuras 4.18 e 4.19 apresentam a sonda.

Figura 4.18: Esquema da sonda de condutividade elétrica com suas dimensões.
Fonte: Guardia Filho (2001).

Figura 4.19: Foto da sonda utilizada.

As sondas estão interligadas a um condicionador de sinais que provê alimentação com corrente alternada e o condicionamento do sinal elétrico resultante. A saída do condicionador é interligada ao computador por meio de um conversor analógico-digital para aquisição de dados. O sistema foi desenvolvido especialmente para este trabalho (GUARDIA FILHO, 2001). Os dados de tensão provenientes das sondas imersas na água foram lidos a intervalos constantes por um sistema de aquisição de dados comandado por um software desenvolvido em linguagem DELPHI.

É possível neste programa a aquisição de dados utilizando-se até 8 sondas simultaneamente. A leitura da tensão em função do tempo é realizada através de uma placa de aquisição ligada ao microcomputador. O programa permite que os dados sejam salvos na forma de planilhas eletrônicas, o que acabou tornando atraente sua utilização. Na figura 4.20 é mostrada a forma como os dados são apresentados.

Figura 4.20: Ambiente de trabalho do programa de aquisição.

O resultado de um ensaio é semelhante ao mostrado na figura 4.21.

Figura 4.21 – Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador.

Pode ser observado que a curva para cada sonda apresenta picos que representam o instante em que a maior concentração da nuvem de traçador passa pela sonda diminuindo a tensão. Conhecendo-se a distância entre as duas sondas e o tempo que a nuvem de traçador demora para percorrer a distância, a velocidade de circulação do tubo de descida poderá ser determinada.

Chamando de A_S a área interna de subida e A_D a área externa de descida e atribuindo também os mesmos índices para a fração volumétrica do ar, ϵ , tem-se para as velocidades reais das fases:

$$v_{Li} = \frac{Q_L}{A_i(1-\epsilon_{gi})}; \quad v_{gi} = \frac{Q_{ar}}{A_i\epsilon_{gi}} \quad (4.9)$$

$$v_{Le} = \frac{Q_L}{A_e(1-\epsilon_{ge})}; \quad v_{ge} = \frac{Q_{ar}}{A_e\epsilon_{ge}} \quad (4.10)$$

Para o tubo de subida, a velocidade do líquido poderá ser calculada pela aplicação da equação da continuidade. Dessa maneira tem-se:

$$v_{Le} = \frac{v_{Li} \times A_i(1-\epsilon_{gi})}{A_e(1-\epsilon_{ge})} \quad (4.11)$$

As velocidades superficiais indicadas neste trabalho, tanto da fase líquida (u_L) quanto do ar (u_{gs}), são calculadas pela divisão da vazão pela área total da seção considerada. Indicam, portanto, uma velocidade média que ocorreria se a fase considerada ocupasse toda a seção transversal. Essa simplificação é útil para comparar situações envolvendo diferentes diâmetros, porque a fração volumétrica varia de forma não linear quando variam os diâmetros e vazões de ar. Assim, tem-se simplesmente:

$$u_{Li} = \frac{Q_L}{A_i}; \quad u_{gs} = \frac{Q_{ar}}{A_i} \quad (4.12)$$

Na ausência de informações em contrário a velocidade superficial do ar neste trabalho refere-se a velocidade de ascensão do ar injetado, no tubo interno.

Outro parâmetro utilizado nas comparações dos resultados é a relação entre áreas de descida (tubo externo) e de subida (tubo interno), r_A , dada por:

$$r_A = \frac{A_e}{A_i} \quad (4.13)$$

Em cada ensaio foram utilizados cerca de 200ml de uma solução NaCl a uma concentração de 100g/l, inseridos no topo dos reatores.

4.2.2.2. Capacidade de Suspensão e Distribuição do Meio Suporte

Um aspecto operacional muito importante identificado nos estudos iniciais com modelos reduzidos refere-se à capacidade de ressuspensão das partículas de areia sedimentadas, o que se espera ocorrer após alguma parada do reator. Essas características de partida hidráulica foram investigadas nos reatores piloto com várias concentrações de areia e vazões de ar, utilizando as metodologias e equipamentos descritos neste item.

Para determinar a concentração das partículas do meio suporte em suspensão foram efetuadas análises de sólidos totais, com amostras coletadas ao longo de cada reator em diversos pontos de coleta no tubo interno e externo, dotados de válvulas de esfera para controlar a quantidade de material drenado. Nos ensaios de exploração da hidrodinâmica, realizados com água limpa e areia, foi utilizado um método mais simples, baseado em volume decantado, que será descrito a seguir neste item. A distribuição de pontos de coleta no reator de 12m é apresentada no esquema da figura 4.22.

O cálculo do conteúdo de sólidos e da concentração da biomassa baseia-se na determinação do volume da amostra coletada e na hipótese de que o escoamento estabelecido para a retirada do material possui velocidade suficiente para carrear os sólidos, obtendo-se uma amostra representativa das condições médias do meio.

Para cálculo das concentrações de meio suporte e de biomassa as amostras são secas em estufa e em mufla, segundo os procedimentos usuais para determinação de sólidos totais e voláteis.

O segundo procedimento de determinação utilizado nos ensaios com água limpa e areia é baseado na coleta de um volume pré-determinado numa proveta graduada de 1000 ml e na leitura direta da altura da areia decantada. Os pontos de amostragem foram os mesmos

utilizados anteriormente. Os cuidados básicos necessários consistem em utilizar uma vazão de coleta suficientemente alta e em não vibrar ou agitar a proveta para não provocar adensamento da areia decantada.

Figura 4.22: Esquema dos pontos de coleta de amostras de sólidos.

A relação entre volume decantado e peso de areia na proveta utilizada com o segundo método de amostragem foi obtida por calibragem prévia. Para a calibragem, foram adicionadas massas conhecidas de areia seca nas provetas contendo um pouco de água, completando-se o volume após agitação do material para eliminar o ar. A seguir a proveta é agitada e revirada seguidas vezes para homogeneizar a areia, conforme a norma para ensaios de granulometria de solos, sendo então conduzida a um local nivelado para realização da leitura.

4.2.2.3. Expansão e Conteúdo Volumétrico de Ar

Devido à sua importância na modelagem dos reatores e pela influência direta na velocidade de circulação do líquido, foram registrados os valores da expansão em função da vazão de ar nos reatores piloto, durante a fase de caracterização do funcionamento hidrodinâmico.

A expansão do leito é dada pela diferença de volumes entre o leito aerado e sem aeração, podendo ser determinada por meio de piezômetros conforme o esquema da figura 4.23.

Figura 4.23: Esquema da determinação da expansão do leito.

O volume de líquido contido na coluna é, no caso de mistura bifásica, indicado pela leitura do piezômetro h_i multiplicada pela área do tubo. Pelo esquema tem-se que a expansão e_i do leito entre o ponto i e a superfície é:

$$e_i = H_i - h_i \quad (4.14)$$

A expansão relativa ao tamanho total da coluna aerada representa o volume de gás dividido pelo volume total de água e gás, sendo, portanto, equivalente à fração volumétrica de ar (ε). A fração volumétrica corresponde ao índice citado na literatura como “gas hold up” (retenção de gás)

$$\varepsilon_i = \frac{e_i}{H_i} = \frac{H_i - h_i}{H_i} = 1 - \frac{h_i}{H_i} \quad (4.15)$$

A expansão e sua distribuição ao longo da altura foi determinada nos reatores de 6 e 12 metros, em ensaios com água limpa e diversas concentrações de areia. Para isso foram empregados 10 piezômetros, montados com mangueira flexível transparente de 10mm de diâmetro externo, instalados nos pontos de coleta de material identificados na figura 4.22.

4.2.3. Determinações Analíticas Efetuadas

Com o intuito de acompanhar e avaliar o desempenho do reator foram realizados periodicamente determinações analíticas, de acordo com o “Standart Methods for Examination of Water and Wastwater “ (APHA, AWWA & WPCF, 1998) especificados mais adiante.

Para as determinações analíticas, tomaram-se amostras no esgoto afluente e no efluente. As análises que foram efetuadas serão descritas a seguir.

a) Esgoto Afluente

Foram determinados sólidos totais, fixos e voláteis, sólidos suspensos totais, fixos e voláteis, DQO bruta, DBO bruta, nitrogênio amoniacal e nitrogênio total kjeldhal (NTK), fósforo total e ortofosfato, pH e temperatura.

b) Efluente

Foram determinados sólidos totais, fixos e voláteis, sólidos suspensos totais, fixos e voláteis, DQO bruta, DQO filtrada, DBO bruta, DBO filtrada, nitrogênio amoniacal e nitrogênio total kjeldhal (NTK), nitrito e nitrato, fósforo total e ortofosfato, pH e temperatura.

4.2.3.1. Métodos de Ensaio - Metodologia utilizada nas Determinações Analíticas realizadas

Para uma maior clareza, serão descritos a seguir os métodos que foram seguidos:

Tabela 4.1: Métodos

Determinações Analíticas	Métodos Utilizados
Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)	Método Wynkler
Demanda Química de Oxigênio (DQO)*	Determinação Colorimétrica (Hach)
Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK)*	Método Nessler (Hach)
Nitrogênio amoniacal*	Método salicilato (Hach)
Nitrito*	
Nitrato*	Método Redução de cádmio (Hach)
Fosfato Total*	Método digestão ácido persulfato (Hach)
Ortofosfato*	Método ácido ascórbico (Hach)
Determinação de sólidos	Métodos gravimétricos

(*)análises realizadas em espectrofotometro DR-2000

Determinações Analíticas realizadas de acordo com “*Standart Methods for Examination of Water and Wastwater* “ (APHA, AWWA & WPCF, 1998).

4.2.4. Rotina Experimental

A rotina diária de condução do experimento constou das seguintes atividades:

- ✓ Verificação do entupimento da peneira e sua limpeza, quando necessário;
- ✓ Verificação do funcionamento da bomba centrífuga de adução do esgoto;
- ✓ Verificação da limpeza da caixa que contém o medidor de vazão e medição da vazão afluente;
- ✓ Verificação da ocorrência de carreamento de partículas de areia com biofilme para fora do reator;
- ✓ Verificação da necessidade de descarte do lodo;
- ✓ Verificação do funcionamento do compressor e do borbulhador e medição da velocidade de borbulhamento;
- ✓ Retirada de amostras de material para determinação analítica, quando programado.

Diariamente foram monitorados a concentração de oxigênio dissolvido, o pH, temperatura do ar e do esgoto, bem como foram efetuadas as medidas de vazão do esgoto e do ar.

As análises no esgoto afluente e efluente foram realizadas em média duas vezes por semana em todas as etapas de operação.

Para caracterizar o esgoto afluente e determinar o horário onde ocorriam as maiores concentrações de DBO, DQO, sólidos e nitrogênio amoniacal e nitrogênio total kjeldahl (NTK), foram realizadas campanhas 24 horas. O intervalo de tempo onde o esgoto afluente apresentou maiores cargas era no período compreendido entre 8 e 10h da manhã.

O esgoto afluente era coletado de hora em hora, por um período, anterior e posterior ao horário determinado nas campanhas de 24h.

Após, o esgoto era levado ao laboratório, misturado e a partir desta mistura realizavam-se as determinações analíticas necessárias.

Para a amostra do efluente dos reatores tomava-se o cuidado de realizar as coletas decorrido o TDH do experimento, procurando minimizar o efeito das variações do esgoto afluente.

A seguir procedia-se com o efluente da mesma maneira com que era realizado com o esgoto afluente.

4.2.5. Ensaios Complementares

4.2.5.1. Ensaio de Caracterização do Meio Suporte

O material escolhido como meio suporte foi a areia. Para a caracterização do material foram realizadas análises granulométricas conjunta (NBR 7181/84) e a massa específica dos sólidos seguiu a metodologia preconizada pela ABNT(NBR 6508/84). O material suporte pode ser classificado como areia fina com diâmetro médio de 0,27mm. A curva granulométrica obtida e outros comentários poderão ser observados no item 7.2 dos resultados.

4.2.5.2. Ensaio de Sedimentação do Efluente dos Reatores

Para a realização dos ensaios a bancada contou com um aparelho de Jar-test e um turbidímetro. As amostras efluentes foram coletadas nos decantadores, utilizando como coagulante o cloreto férrico.

Os seguintes procedimentos foram adotados:

1. A amostra foi ensaiada com diferentes concentrações de coagulante: 50mg/l, 100mg/l, 125mg/l, 150mg/l, 175mg/l, 200mg/l e 250mg/l;
2. Tomaram-se as concentrações que apresentaram melhores resultados com relação a turbidez e realizou novamente os ensaios variando o pH;
3. Determinado qual o valor de pH que apresentou os melhores resultados, repetiu-se novamente o ensaio verificando a redução da turbidez e a redução dos níveis de fósforo no efluente.

4.2.5.3. Ensaio de Flotação em Laboratório com o Efluente dos Reatores

Os ensaios foram realizados em uma célula de flotação semelhante ao que se observa na figura 4.24 e a metodologia está de acordo com os procedimentos apresentados por Metcalf e Eddy (1991).

Figura 4.24: Aparato experimental fonte: (Metcalf e Eddy, 1991)

Inicialmente foram realizados ensaios a uma pressão de 2,5atm e posteriormente com uma pressão de 4,0atm. Para cada valor de pressão foram realizados ensaios de turbidez e sólidos suspensos variando a taxa de recirculação. A tabela 4.2 mostra as taxas de recirculação adotadas nos ensaios de flotação em laboratório.

Tabela 4.2: Pressões de serviço e taxas de recirculação

Amostra reator 12m		Amostra reator 6m	
Taxas de Recirculação (Pressão 2,5 atm)	Taxas de Recirculação (Pressão 4,0atm)	Taxas de Recirculação (Pressão 2,5 atm)	Taxas de Recirculação (Pressão 4,0atm)
0,3	0,1	0,3	0,1
0,5	0,2	0,5	0,2
0,7	0,3	0,7	0,3
1,0	0,4	1,0	0,4
1,5	0,5	1,5	0,5
2,0	0,6	2,0	0,6
3,0	0,7	3,0	0,7
4,0	1,5	4,0	1,5
5,0	2,0	5,0	2,0

4.2.5.4. Monitoramento da Concentração de Areia no Interior dos Reatores

Os ensaios de monitoramento da concentração do meio suporte nos reatores foram realizados em média duas vezes por mês.

Nos ensaios, foram coletados, em uma proveta graduada e previamente calibrada, cerca de 1 litro de amostra do tubo interno e externo em três pontos distintos ao longo da altura dos reatores. O material coletado permanecia durante 1 minuto em repouso e logo após esse tempo retirava-se o valor do volume decantado. Com o valor do volume decantado foi possível determinar a concentração de areia utilizando a curva de calibração da proveta que pode ser observada pelo gráfico da figura 4.25.

Figura 4.25: Curva de calibração da proveta

4.2.5.5. Monitoramento da espessura do Biofilme.

O método que será apresentado neste item destina-se a quantificar de maneira simples, embora aproximada, o desenvolvimento do biofilme nos reatores. Esses ensaios foram realizados esporadicamente durante a etapa 3 de operação.

Rotina do ensaio

Para a realizar o ensaio coleta-se aproximadamente 1 litro de amostra em uma proveta graduada, previamente calibrada. Logo após deixava-se esta amostra em repouso durante 1 minuto. Anota-se o valor do volume total de amostra coletada (V_{total}) e o volume de areia decantada (V_1).

Essa amostra era então retirada da proveta e filtrada. Determinava-se o peso inicial drenado (m_0) e após essa etapa a amostra era levada até a estufa para secar a 105°C , obtendo-se o peso inicial seco (m_1). Essa amostra era levada até uma mufla a 550°C e anotava-se o valor do peso de areia seca (m_2).

Cálculos

Com o peso de areia seca retorna-se a curva de calibração da figura 4.25 e obtém-se o volume de areia seca (V_2).

O volume aproximado do biofilme (V_{bf}) pode ser calculado pela equação 4.16.

$$V_{bf} = \frac{V_1 \times 1000}{V_{Total}} - V_2 \quad (4.16)$$

sendo: V_1 = Volume de areia inicialmente decantada;

V_{total} = Volume total de amostra (areia + líquido);

V_2 = Volume de areia seca. (mufla 550°C).

A espessura do biofilme, suposta uniforme sobre toda a área superficial, pode ser calculada pela equação 4.17.

$$\sigma = \frac{V_{bf}}{A_{sup}} \quad (4.17)$$

sendo A_{sup} = área superficial do meio suporte, calculada por 4.18.

A área superficial do meio suporte é calculada supondo partículas esféricas com diâmetro médio d_p :

$$A_{sup} = n \pi d_p^2 \quad (4.18)$$

Em que o número de partículas n é calculado por:

$$n = \frac{\text{VolumedeSólidos}}{\text{Volume de uma partícula}} = \frac{m_2 / \rho_s}{\frac{4}{3} \pi (d_p / 2)^3} \quad (4.19)$$

sendo: m_2 = massa seca (mufla 550°C);

ρ_s = massa específica dos sólidos da partícula suporte.

A massa específica seca do biofilme (ρ_{bd}) pode ser determinada pela equação 4.20.

$$\rho_{bd} = \frac{m_1 - m_2}{V_{bf}} \quad (4.20)$$

sendo: m_1 = massa inicial seco (estufa 105^0C).

A massa específica da biopartícula (ρ_{bp}) é dada pelo desenvolvimento a seguir.

$$\rho_{bp} = \frac{m_{Leito}}{V_{Leito}} = \frac{m_s + m_{bf,w}}{V_s + V_{bf}} \quad (4.21)$$

Em que a massa do biofilme úmido ($m_{bf,w}$) é calculada por:

$$m_{bf,w} = m_{bf} + m_{\text{água,biofilme}} = (m_1 - m_2) + \rho_L V_{bf} \quad (4.22)$$

A equação 4.22 incorpora uma simplificação ao desprezar o volume ocupado pela matéria sólida da biomassa. Usando 4.22 em 4.21 vem:

$$\rho_{bp} = \frac{m_1 - m_2 + \rho_L V_{bf}}{m_2 / \rho_s + V_{bf} / \rho_L} \quad (4.23)$$

5. Resultados da Caracterização Hidrodinâmica

5.1. Expansão do Leito

Este item apresenta os resultados dos ensaios com piezômetros realizados nos reatores R12 e R6, conforme itens 4.2.2.2 e 4.2.2.3 da metodologia.

Inicialmente apresentam-se as figuras 5.1 e 5.2, com dados da expansão em centímetros, observada em função da velocidade superficial do ar, para ilustrar o comportamento dos dados brutos observados.

Todos os pontos referem-se, quando não se informa em contrário, a medições no tubo interno. As linhas unem os pontos apenas para auxiliar a visualização, não representando ajuste de equação.

Figura 5.1: Expansão total observada no reator R12 com água limpa

Observa-se que, nos dois reatores, a expansão cresce em cada ponto com o aumento da velocidade superficial do ar e que, quanto mais distante da base se encontra o ponto, menor o valor da expansão registrada.

Na figura 5.1 observa-se uma tendência à mudança da declividade das curvas para velocidades superficiais baixas, menores que 0,018m/s (2000 l/h). Esse comportamento é melhor identificado na curva do piezômetro a 8,3m de altura onde se percebe que, para baixas

vazões, a curva tem maior inclinação, diminuindo gradativamente à medida que aumenta a vazão de ar. Acima de 2000 l/h pode-se observar comportamento de expansão linear na maioria das curvas. Entretanto, a curva do ponto mais alto, 10,3m, parece indicar uma tendência para atingir um patamar a partir do qual os aumentos de vazão produzem pouco aumento da expansão.

Figura 5.2: Expansão total observada no reator R6 com água limpa

As curvas da figura 5.2 referem-se ao reator R6 e revelam um aspecto mais homogêneo, devido à menor altura total da coluna aerada. Possivelmente, a extrapolação das velocidades superficiais para valores menores mostraria a mesma tendência observada na figura 5.1. A menor altura da coluna explica também a não ocorrência do patamar em que a expansão passa a variar pouco com o acréscimo da vazão de ar, o que poderá ocorrer em velocidades superficiais maiores que as ensaiadas.

A figura 5.2 permite verificar ainda que o tubo externo apresenta uma expansão bem menor, o que pode ser comprovado pela visualização das curvas de 1,0m e de E1,0m, sendo esta última medida na mesma altura da primeira mas no tubo externo.

O efeito da adição de areia sobre o funcionamento do leito fluidizado e sua relação com as velocidades superficiais de ar utilizadas foi investigado com a repetição dos ensaios com várias concentrações, atingindo até 150g/l. Os ensaios com 75g/l e 100g/l não apresentaram dados consistentes, não sendo incluídos nesta análise.

O comportamento da expansão total com o acréscimo de areia ao leito obedece a um padrão geral exemplificado na figura 5.3. A figura 5.4 contém os mesmos dados, rearranjados para evidenciar a diminuição da expansão que ocorre numa dada vazão de ar, com o acréscimo da concentração de areia.

Figura 5.3: Comportamento da expansão em função da vazão de ar para várias quantidades de areia no reator R12

Figura 5.4: Variação da expansão com a variação da quantidade de areia no reator R12, para várias vazões de operação

Resultados como os da figura 5.4 são importantes para controle operacional do reator, tendo em vista que permitem detectar facilmente variações inesperadas na quantidade de meio suporte em suspensão. Essas variações podem ocorrer por dificuldades na ressuspensão das partículas de areia, que sedimentam após interrupções na injeção de ar ou mesmo, no caso de colunas com alta concentração de areia, em decorrência de instabilidades no leito, causando a sedimentação de parte do meio suporte.

Outra característica importante surge quando se observa que as curvas obtidas para cada vazão, na figura 5.4, são praticamente paralelas. Isto permite prever o padrão de expansão esperado de um determinado reator com apenas uma vazão de ar, adicionando-se progressivamente areia num ensaio bastante simples. As demais curvas seriam extrapoladas a partir da expansão com várias velocidades superficiais medida apenas com água limpa, como no ensaio que produziu os resultados da figura 5.1.

A figura 5.5 é equivalente à figura 5.3, tendo sido obtida com dados do reator R6.

Figura 5.5: Comportamento da expansão em função da vazão de ar para várias quantidades de areia no reator R6

Verifica-se o mesmo padrão discutido nos parágrafos anteriores, com curvas essencialmente paralelas e, nesse caso, mais retilíneas devido à menor altura do reator. Os dados referem-se a expansões totais médias no tubo interno obtidas à altura de 1,0m acima da base.

A figura 5.6 apresenta informação equivalente à da figura 5.4, tendo a vazão de ar como parâmetro e a concentração de areia como variável independente.

Observa-se que os resultados foram equivalentes aos obtidos para a altura de 12m.

Figura 5.6: Variação da expansão com a variação da quantidade de areia no reator R6, para várias vazões de operação

5.2. Capacidade de Suspensão do Meio Suporte

A capacidade do leito fluidizado de manter em suspensão homogênea a areia do meio suporte foi avaliada por meio de uma série de ensaios com água. Os dados a serem discutidos foram obtidos no reator R12.

Partindo do reator sem areia, foram adicionadas quantidades de areia calculadas para obter as concentrações de 50g/l, 75g/l, 100g/l e 125g/l.

As medições de concentração foram realizadas por meio da coleta de volumes variáveis de água, nos pontos identificados como *E2*, *E7*, *I3*, *I6* e *I10* no esquema do reator apresentado na figura 4.21 do item 4.2.2.2. Os pontos correspondem às alturas de 0,4m, 1,4m, 3,0m, 6,3m e 9,3m, segundo a ordem de coleta referida acima. Assim, tem-se pontos distribuídos ao longo da altura do reator, de forma a verificar a uniformidade da distribuição e as características de suspensão de areia do reator.

Os resultados referentes à concentração de 50g/l são apresentados na figura 5.7.

Figura 5.7: Concentração de areia ao longo da altura do reator R12, observada com vazões de ar entre 1.000 l/h e 5.000 l/h

Concluiu-se que nesse primeiro ensaio houve uma sedimentação praticamente total do meio, embora as vazões mais baixas indiquem leituras significativas, ao contrário do que seria esperado. Esse comportamento pode ser explicado pela ordem de execução das leituras. A areia foi colocada no reator operando com vazão de ar de 1.000 l/h, portanto a mais baixa, e a vazão foi aumentada gradualmente com o decorrer do ensaio. As partículas foram sedimentando continuamente, de forma que as duas primeiras leituras ainda encontraram as partículas suspensas no reator.

Como ocorreu uma sedimentação gradual das partículas, a indicação visual do topo do reator apontava para um funcionamento normal e o ensaio teve continuidade. Imaginava-se que o aumento da vazão do ar para valores próximos a 4.000 l/h seria suficiente para ressuspender a areia, visto que vazões dessa ordem tinham se mostrado capazes de manter a areia em suspensão em testes anteriores. Entretanto isso não ocorreu, conforme pode ser verificado pelos baixos valores apresentados na figura 5.7.

A análise desses resultados forneceu os primeiros indícios de que, uma vez sedimentada a areia, são requeridas vazões muito mais altas para a ressuspensão do que as necessárias para manter o meio suspenso. Esse comportamento indica também que se forma, após ocorrer a primeira sedimentação, um volume morto de areia no fundo do reator que não volta mais a participar da circulação.

O ensaio seguinte foi realizado com 75g/l e, por obedecer à mesma seqüência do anterior, apresentou também resultados inconsistentes, conforme pode ser verificado pela figura 5.8.

Figura 5.8: Concentração de areia ao longo da altura do reator R12, observada com vazões de ar entre 1.000 l/h e 7.000 l/h

Observa-se que nem com vazões de ar de 7.000 l/h foi possível observar areia em quantidades significativas ao longo do reator. Do ponto de vista de modelagem matemática, pode-se dizer então que o processo de suspensão da areia em função da vazão apresenta uma alta histerese. Uma vez instabilizado o leito e iniciado o processo de sedimentação não é fácil interromper o processo com pequenos aumentos de vazão.

As características que induzem esse tipo de comportamento estão ligadas ao desenho do fundo do reator e à geometria e área da passagem inferior entre o tubo externo e interno. Uma das soluções mais diretas para atenuar o problema da ressuspensão observado seria diminuir a área da passagem inferior de recirculação. Essa solução não pode ser adotada

porque o fundo do reator não é desmontável e o tubo interno tornou-se fixo devido à existência das tomadas de pressão e de coleta de material do tubo interno.

Num modelo em escala real ou outros projetos pilotos, deve ser prevista, portanto, a possibilidade de variar a área da passagem inferior para otimizar, experimentalmente se necessário, o comportamento hidráulico de suspensão do meio suporte. Outra solução que merece ser estudada consiste na adoção de meios auxiliares para promover a suspensão, como, por exemplo, bocais com jatos de água produzidos por bombas centrífugas agindo para fluidizar a massa sedimentada, ou ainda injetores secundários de ar apenas para essa função.

No estudo qualitativo dessa questão nos modelos reduzidos, observou-se que existem duas tendências de certa forma antagônicas, pois a diminuição da área da passagem inferior diminui a tendência de formação do volume morto, ao passo que as maiores alturas facilitam a fluidização após parada completa. Assim, menores aberturas de circulação seriam mais eficientes para proporcionar a recuperação de curtas instabilidades do leito, ao passo que grandes aberturas são necessárias para o início da fluidização após paradas completas de maior duração.

Para evitar a sedimentação, as concentrações de 100g/l e 125g/l foram ensaiadas partindo das vazões de ar mais altas para as mais baixas. As menores vazões de ar utilizadas foram limitadas a 4.000 l/h, visando não instabilizar o escoamento.

Com essas precauções foram determinadas as concentrações em função da vazão de ar apresentadas na figura 5.9, para uma concentração nominal esperada de 100g/l.

Figura 5.9: Concentração de areia ao longo da altura do reator R12 em função das vazões de ar, para concentração nominal esperada de 100g/l

Observa-se na figura 5.9 um comportamento mais homogêneo e próximo do esperado, tendo em vista a existência do volume morto no fundo do reator. As concentrações médias observadas situaram-se ao redor de 60% do valor nominal.

Uma análise da figura 5.9 revela uma distribuição bastante variável para 7.000 l/h e para 4.000 l/h. Considerando que o ensaio iniciou-se com 8.000 l/h, é preocupante verificar uma diminuição da uniformidade na curva de 7.000 l/h, seguido do aumento da concentração nos pontos baixos do reator ocorrido nas duas leituras seguintes, de 6000 e 5000 l/h. A distribuição resultante da última leitura (4.000 l/h), com a vazão mais baixa, apresentou novamente muita oscilação indicando talvez um processo de instabilização do leito.

Para verificar quantitativamente a capacidade de manutenção do leito com vazões da ordem de 4.000 l/h já observada qualitativamente anteriormente, o reator foi deixado em funcionamento por um dia antes de proceder ao ensaio com 125g/l de areia.

Após um dia operando a 4.000l/h, e verificando-se visualmente a existência da suspensão normal do meio, foi adicionada areia até a concentração nominal de 125g/l para a continuação do experimento. Antes, porém, a vazão foi aumentada para 8.000 l/h. Os resultados obtidos são apresentados na figura 5.10, e evidenciam um funcionamento normal do leito quanto à suspensão, novamente sustentando a hipótese da formação do volume morto no fundo do reator.

Figura 5.10: Concentração de areia ao longo da altura do reator, observada com vazões de ar entre 4.000 l/h e 8.000 l/h, para concentração nominal esperada de 125g/l

A repetição do padrão como observado na figura 5.9, com as curvas alternando concentrações acima e abaixo do valor médio, indica a presença de variações das concentrações instantâneas ao longo da altura. Isso configura um escoamento que, embora

estável com relação à suspensão das partículas, apresenta um padrão de variações lentas e cíclicas em torno da média.

A metodologia para a determinação das concentrações analisadas neste item foi o método gravimétrico usual para determinação de sólidos. Embora adequado à sua finalidade, o método revelou-se muito laborioso para o estudo do comportamento hidráulico do leito, no qual muitas vezes é necessária uma avaliação em tempo real, mesmo que menos precisa, para embasar a condução dos experimentos. Com essas necessidades em mente foi desenvolvido o método de medição relatado no item 4.2.5.4, baseado na avaliação por meio do volume sedimentado.

A discussão a seguir apresenta os resultados da utilização do método citado para a avaliação da massa do volume morto de areia e seu comportamento em relação às demais variáveis hidráulicas.

Inicialmente foi efetuada a calibração da proveta para determinar a relação entre massa e volume sedimentado, nas condições de realização da amostragem. A figura 5.11 apresenta os resultados obtidos.

Figura 5.11: Curva de calibração da proveta para determinação da massa de areia em função do volume sedimentado

Os novos ensaios realizados para verificação da estabilidade da suspensão de areia no leito e para determinação do volume morto seguiram aproximadamente o mesmo protocolo do ensaio anterior já descrito. Com o retorno imediato proporcionado pelo método de leitura, o número de amostras em cada ensaio foi variável. As vazões de ar utilizadas foram 8000 l/h, 6000 l/h, 4000 l/h e 2000 l/h. As concentrações utilizadas foram de 50g/l, 70g/l, 90g/l, 110g/l, 150g/l e 200g/l.

No total foram realizadas 40 leituras, melhor descritas pela leitura da Tabela A-1 no anexo A, que registra os resultados de todas as determinações realizadas no ensaio. Os resultados são condensados no gráfico apresentado na figura 5.12.

Figura 5.12: Relação entre a areia colocada no reator R12 (concentração nominal) e a concentração média em suspensão observada para vazões de 2000 a 6000 l/h

O resultado exposto na figura 5.12 permite, em primeiro lugar, quantificar o volume morto decorrente da geometria e demais condições construtivas do reator, proporcionando um guia para interpretar os resultados durante a fase de operação. Dessa forma será possível inferir a ocorrência de carreamento das partículas suporte quando a diferença entre as concentrações nominal e observada exceder os valores indicados pela figura 5.12.

Outro aspecto que merece realce é o fato de que o volume morto não é constante, situação que seria denotada pela obtenção de retas paralelas à ideal, com inclinação de 45 graus. Ao invés desse comportamento, o que se observa são retas de menor inclinação, indicando que a quantidade de massa capturada pelas regiões estagnadas do escoamento cresce com a concentração de areia. Isso indica que diminui a capacidade para carrear mais material à medida que aumenta a concentração de areia no escoamento.

Finalizando a análise destes resultados tem-se o caso da vazão de 2000 l/h, em que é claramente perceptível o fenômeno da instabilidade do leito fluidizado. O padrão de recirculação estabelecido no reator vinha sendo capaz de manter em suspensão, sem problemas, concentrações reais médias de até 95g/l, quando a adição de mais areia instabilizou o leito. A partir daí o reator somente conseguiu a suspensão de 20,7g/l.

5.3. Velocidades de circulação induzidas

5.3.1. Influência do diâmetro do reator sobre as velocidades induzidas

A figura 5.13 apresenta as velocidades induzidas no tubo interno do R6 em função da vazão de ar, para os dois diâmetros de tubo interno investigados no trabalho.

Figura 5.13: Efeito do diâmetro interno sobre as velocidades de circulação induzidas pelo ar

A figura 5.13 mostra que a redução do diâmetro do tubo interno permite obter velocidades ascendentes maiores com uma dada vazão de ar.

Para analisar o efeito das diferentes relações entre áreas de subida e descida, os valores de velocidade de subida da figura 5.13 foram colocados em função da velocidade superficial do ar, juntamente com os dados de modelo com as configurações 200-100 e 200-150 obtidos por Ruggeri (2002).

Figura 5.14: Velocidades de circulação induzidas em função da velocidade superficial do ar injetado, para várias configurações de reatores

No gráfico da figura 5.14 verifica-se que as velocidades de subida obtidas no tubo interno do reator ensaiado, na configuração 250-100, são bastante próximas às do modelo de laboratório na configuração 200-100, embora as relações entre áreas externa e interna sejam bem diferentes: $r_A = 5,25$ no caso atual e $r_A = 3$ no modelo de Ruggeri.

Uma explicação para essa observação surge com a suposição de que, para ambas as configurações geométricas em questão, as perdas de carga no tubo de descida são de pouca significância em relação às perdas totais. Portanto, os resultados sugerem que, a partir de um certo valor limite para a relação entre áreas, as baixas velocidades resultantes no tubo de descida deixam de ser um parâmetro significativo na determinação das vazões de circulação.

Na configuração 250-200 as velocidades induzidas são menores para uma dada velocidade superficial. Este comportamento sugere que as maiores velocidades na descida resultante da menor área disponível acarretam maiores perdas de carga. Entretanto, esse efeito não é linear, pois a configuração 200-150, com a relação entre área externa e interna $r_A = 0,78$ apresentou menores velocidades que a configuração 250-200, com $r_A = 0,56$.

6. Resultados da Transferência de Oxigênio

6.1. Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio K_La

Para a discussão a ser realizada neste item, foram utilizados dados de todos os ensaios realizados nos reatores nas diversas etapas descritas no item 4.1, o que inclui resultados já apresentados em trabalhos anteriores (Gebara et al, 1999, 2001, 2002; Dall’Aglío Sobrinho et al, 2001), os quais foram calculados com ajuste das curvas linearizadas por logaritmos. Para uniformizar os critérios de cálculo, todos os dados foram submetidos novamente ao ajuste não linear com o programa citado no item 4.2.1.2 da metodologia.

As tabelas A-2 e A-3 do anexo A apresentam os resultados do ajuste realizado, ou seja, valores de K_La , C_s (concentração de saturação) e desvio padrão do ajuste de K_La para os reatores de 12m e 6m, respectivamente. Posteriormente determinou-se K_{La20} , ou seja, determinou-se K_La a 20°C de temperatura.

A tabela A-2 contém resultados dos cálculos efetuados com 31 ensaios de aeração realizados no R12 cujos dados foram julgados aceitáveis na avaliação visual da curva de evolução do OD em função do tempo. A *Série 01* possui 17 dados obtidos com injetor construído com 2 e 4 pedras porosas de vidro sinterizado. A *Série 02* possui 11 dados e foi obtida de ensaios realizados para caracterizar os injetores de PVC perfurado que substituíram o material poroso sinterizado. Além de ensaios com água limpa a série engloba resultados com 3 concentrações de meio suporte (areia): 50g/l, 100g/l e 150g/l. A *Série 03* foi obtida com água limpa e abrange apenas a faixa de vazões mais altas de ar que foram utilizadas no tratamento.

A tabela A-3 contém os resultados de 38 ensaios de aeração realizados no R6 distribuídos em 5 séries. A *Série 01* possui 4 dados e foi obtida com injetor construído com pedras porosas de vidro sinterizado. A *Série 02* possui 14 dados e foi obtida, assim como nos ensaios da tabela 01, com injetores de PVC perfurado. Além de ensaios com água limpa a série engloba resultados com 3 concentrações de areia: 50g/l, 100g/l e 150g/l. A *Série 03* foi obtida com água limpa e abrange apenas a faixa de vazões mais altas de ar. A *Série 04*, com 11 ensaios, e a *Série 05*, com 6 ensaios válidos, foram obtidas com injetores de PVC e dois

diferentes diâmetros de tubo interno, a saber, 200mm e 100mm. Para diferenciar essas configurações geométricas são utilizadas as denominações 250-200 e 250-100, cujos números referem-se aos diâmetros externo e interno em milímetros.

6.2. Efeito da altura do reator

Os dados das tabelas A-2 e A-3 são melhores visualizados pelos gráficos das figuras 6.1 a 6.6. A figura 6.1 apresenta os valores de $K_L a_{20}$ do R12 obtidos com água limpa e os 3 tipos de injetores utilizados. Verifica-se que os resultados ajustam-se bem a uma única curva de tendência linear, independentemente do tipo de injetor utilizado.

Figura 6.2: $K_L a_{20}$ do R6, configuração 250-200 em função da vazão de ar injetada

Os dados referem-se apenas ao tubo interno com 200mm de diâmetro e, apesar de uma dispersão maior do que obtida no R12, apresentam visivelmente uma tendência linear de crescimento, sem a presença de patamares de estabilização nas maiores vazões. A equação de ajuste linear por mínimos quadrados para o $K_L a$ em água limpa do R6 é $K_L a \text{ (1/s)} = 2,39\text{E-}06 Q_{\text{ar}} \text{ (l/h)}$ com coeficiente de correlação $R^2 = 0,90$.

A figura 6.3 apresenta simultaneamente os resultados dos dois reatores, o que permite inferir o pequeno efeito da variável altura sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio, $K_L a$, tendo em vista a dispersão dos resultados.

Figura 6.3: $K_L a_{20}$ dos reatores R12 e R6 em função da vazão de ar injetada

Os dados da figura 6.3 incluem tanto os injetores formados por 2 e 4 pedras porosas de vidro sinterizado quanto os de PVC perfurado. Como as diferenças entre os valores de $K_L a_{20}$ obtidos nos reatores de 12m e 6m não são significativas quando comparadas à dispersão dos resultados, o ajuste por regressão linear de todos os dados forneceu um coeficiente de

correlação $R^2 = 0,90$. A relação entre K_{La} e vazão de ar (Q_{ar}) para os dois reatores é dada por:
 $K_{La} \text{ (1/s)} = 2,34 \times 10^{-6} Q_{ar} \text{ (l/h)}$

Com os valores do coeficiente global de transferência de oxigênio podem ser calculados os fluxos de massa transferidos para o meio, conforme exposto no item 4.2.1.3. As taxas de transferência de oxigênio calculadas para os dois reatores com os dados da figura 6.3 são apresentadas na figura 6.4.

Figura 6.4: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da vazão de ar para os dois reatores

Como os valores de K_{La} são aproximadamente constantes e linearmente crescentes com a vazão de ar, o comportamento linear se transfere para os fluxos de massa transferidos, conforme se observa na figura 6.4. Entretanto, como o volume de reação no R12 é maior, a inclinação das retas ajustadas na figura 6.4 reflete esse comportamento. A relação entre os volumes de reação é $295/589 = 0,50$, ou seja, o R6 tem metade do volume de reação. A razão entre as inclinações das duas retas ajustadas é $0,007/0,0181 = 0,39$, ou seja, apesar de possuir 50% do volume, o R6 transfere em média apenas 39% do oxigênio transferido pelo R12, em uma dada vazão de ar. Portanto, esses dados indicam um ganho na capacidade de transferência de oxigênio maior que o aumento de volume ao mudar a altura de 6 para 12m.

Do ponto de vista econômico a transferência maior de oxigênio não implica necessariamente no menor custo por unidade de massa de oxigênio transferido. Essa análise é proporcionada pela taxa de transferência de oxigênio por unidade de potência do sistema de aeração (SAE). A figura 6.5 apresenta esse resultado para os dados dos dois reatores em análise.

Figura 6.5: Taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE), em função da vazão de ar injetado, para as duas alturas de reator utilizadas

A figura 6.5 mostra que o aumento nas taxas de transferência verificado no R12 deu-se à custa de maior pressão de injeção de ar, consumindo maior potência. Com isso as taxas por unidade de potência nos dois reatores revelaram-se praticamente equivalentes.

A figura 6.6 apresenta os dados de SOTE, a fração do oxigênio disponível que é transferida para o meio líquido.

Figura 6.6: Proporção transferida ao meio do oxigênio disponível no ar injetado

Pode-se notar que o R12 apresenta valores superiores do índice SOTE. Devido ao maior tempo de contato, o reator de maior altura transfere uma proporção maior do oxigênio disponível nas bolhas de ar. Os valores médios do índice SOTE são de 0,10 e 0,24 para os reatores de 6m e 12m, respectivamente.

6.3. Influência da concentração de areia

O efeito de diferentes concentrações de areia sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio ($K_L a$) foi avaliado pela segunda série de ensaios, cujos resultados são apresentados nas tabelas A-2 e A-3. A figura 6.7 apresenta os resultados para o R12.

Figura 6.7: Efeito da concentração de meio suporte sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio ($K_L a$) do R12

O efeito sobre a taxa de transferência de oxigênio é mostrado na figura 6.8, que contém a taxa de transferência padrão (SOTR) em função da vazão de ar para água limpa e concentrações de areia de 50g/l, 100g/l e 150g/l.

Figura 6.8: Efeito da concentração de areia sobre a taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) no R12

A figura 6.8 indica um aumento considerável na taxa de oxigênio transferido por unidade de tempo quando é adicionada a fase sólida no reator. Por exemplo, para 4000 l/h de

ar a taxa que com água limpa foi de aproximadamente 70mg/s praticamente triplicou, atingindo cerca de 210mg/s com 100g/l e 150g/l de areia. Possivelmente o aumento deve-se à diminuição do tamanho das bolhas causado pela presença das partículas sólidas, acarretando um aumento na área superficial de contato entre as fases gasosa e líquida.

A figura 6.9 apresenta o índice SAE calculado para o R12 com meio trifásico. Como o aumento nas taxas transferidas na presença de areia é conseguido com as mesmas potências de injeção requeridas pela água limpa, pode-se verificar que o índice SAE também foi bastante melhorado em relação ao conseguido com água limpa, apresentado na figura 6.5.

Figura 6.9: Efeito da concentração de meio suporte sobre a taxa de transferência de oxigênio por Watt consumida (SAE) no R12

A fração de oxigênio transferida em relação ao total disponível no ar é apresentada na figura 6.10 para o R12.

Figura 6.10: Efeito da adição de areia sobre a fração do oxigênio disponível que é transferida pelo ar ao meio (SOTE) no R12

As figuras 6.11, 6.12, 6.13 e 6.14 apresentam, para o R6, a mesma informação contida nos gráficos das figuras 6.7 a 6.10.

Figura 6.11: Efeito da concentração de meio suporte sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio (K_La) do R6

Figura 6.12: Efeito da concentração de areia sobre a taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) no R6

Figura 6.13: Efeito da concentração de meio suporte sobre a taxa de transferência de oxigênio por Watt consumido (SAE) no R6

Figura 6.14: Efeito da adição de areia sobre a fração do oxigênio disponível que é transferida pelo ar ao meio (SOTE) no R6

A mesma avaliação sobre o efeito da altura na taxa padrão de transferência de oxigênio efetuada com os dados da figura 6.4 obtidos em água limpa pode ser repetida para os reatores com adição de areia. Para isso, os dados das figuras 6.8 e 6.12 foram reunidos na figura 6.15 que apresenta as taxas padrão de transferência de oxigênio de todas as concentrações ensaiadas em cada altura agrupadas numa única série.

Figura 6.15: Taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) em função da vazão de ar para os dois reatores com adição de areia (meio trifásico).

Como o efeito da variação da concentração de areia em cada altura não é tão pronunciado quanto as diferenças entre as duas alturas, foram ajustadas as retas da figura 6.15, traçadas apenas para possibilitar uma comparação numérica entre as taxas das duas alturas. Verifica-se que a relação entre os coeficientes angulares das duas retas é de $0,0665/0,0195 = 3,36$. Como o R12 tem cerca de duas vezes o volume do R6, verifica-se, como já registrado nos ensaios com água limpa, que a taxa de oxigênio transferida por unidade de volume no R12 é superior. Entretanto, no meio trifásico a relação foi ainda maior

que no bifásico, passando de 2,59 (0,0181/0,007) para 3,36. Em outras palavras, o R12 transfere cerca de 260% do fluxo de massa por unidade de volume transferido pelo R6 em meio bifásico. Com adição de areia, a diferença cresce para cerca de 330%.

6.4. Influência do diâmetro do tubo interno do reator

Para analisar o efeito da redução do tubo interno sobre a transferência de oxigênio (K_La), foram utilizados os dados das séries 4 e 5 do R6, retirados da tabela A-3 do anexo A. A figura 6.16 apresenta os resultados para o coeficiente global de transferência de oxigênio (K_La).

Figura 6.16.- Resultado do ensaio de K_{La} realizado no R6 com as configurações 250-100 e 250-200.

Nota-se na figura 6.16, que os valores do K_{La} obtidos com uma dada vazão de ar são ligeiramente menores no reator com tubo interno de 100mm (configuração 250-100) do que os obtidos com o tubo interno maior (configuração 250-200). Tendo em vista a grande diminuição na área do tubo interno, acarretando menor tempo de contato com as bolhas, pode-se considerar que a redução verificada no K_{La} não é significativa. Este é um resultado interessante do ponto de vista de projeto hidráulico dos reatores, porque indica que com a redução do diâmetro interno é possível utilizar menores vazões de ar, evitando o risco de sedimentação dos sólidos, e sem alterar significativamente as taxas de transferência de oxigênio.

A figura 6.17 apresenta a taxa padrão de transferência de oxigênio (SOTR) calculada a partir dos resultados apresentados na figura 6.16.

Figura 6.17: Taxa padrão de transferência de oxigênio em função da vazão de ar para as configurações 250-200 e 250-100

A figura 6.17 permite concluir que, com a dispersão observada nos experimentos realizados, os dois diâmetros de tubo interno proporcionam fluxos de massa equivalentes para uma dada vazão, podendo ser adotado um crescimento linear com a vazão de ar injetado.

A eficiência padrão de aeração das duas configurações é apresentada na figura 6.18, podendo-se verificar que, com a dispersão de resultados encontrada nos ensaios realizados, não se pode afirmar que os índices variam de forma sensível ao se diminuir o diâmetro interno.

Figura 6.18: Eficiência padrão de aeração das configurações 250-100 e 250-200

7. Caracterização do Esgoto Afluyente e Meio Suporte

7.1. Ensaios de Caracterização do Esgoto Afluyente

A caracterização do esgoto afluyente foi realizada por meio de 7 campanhas de 24 horas, com amostragem instantânea.

A figura 7.1 apresenta os resultados de DBO. As seqüências estão nomeadas pelas datas dos ensaios.

Figura 7.1: Concentração DBO bruta afluyente – Campanhas 24 horas

Pode-se notar na figura 7.1 que a nuvem de pontos forma uma tendência geral, apresentando seu pico máximo no período da manhã.

Os resultados da DQO afluyente nas campanhas de 24h estão representados na figura 7.2.

Figura 7.2: Concentração DQO bruta afluente – Campanhas 24 horas

A DQO tem um comportamento muito parecido em todos os ensaios, exceção feita a um deles, e tem tendência bastante parecida com a DBO.

A figura 7.3 apresenta os resultados de nitrogênio amoniacal afluente nas campanhas de 24h. Sua maior concentração pode ser notada no período da manhã, principalmente em torno das 8 horas.

Figura 7.3: Concentração nitrogênio amoniacal afluente – Campanhas 24 horas

Os resultados de NTK (Nitrogênio Total Kjeldahl) são apresentados na figura 7.4, a tendência da nuvem de pontos apresenta as mesmas características dos resultados de nitrogênio amoniacal.

Figura 7.4: Concentração NTK Afluente – Campanhas 24 horas

Durante a quarta campanha de 24 horas, realizada nos dias 2 e 3/05/2000, durante uma carreira com o TDH de 8 horas, foram obtidos os resultados de sólidos apresentados na figura 7.5.

Figura 7.5: Concentração de sólidos totais, fixos e voláteis no efluente – Campanha 24 horas (2 e 3/05/2000)

A quinta campanha foi realizada no encerramento da carreira com TDH = 8 horas. Os dados de sólidos obtidos são melhor visualizados no gráfico da figura 7.6.

Pode-se notar, com a caracterização do esgoto afluente, que o horário de maiores concentrações foi o período da manhã, principalmente às 8 horas, horário este em que se procedeu as coletas do presente trabalho.

Figura 7.6: Concentração de sólidos totais, fixos e voláteis no afluente – Campanha 24 horas (31/05 e 1/06/2000)

7.2. Ensaios de Caracterização do Meio Suporte

Neste item são apresentados os resultados dos ensaios de caracterização do meio suporte. Toda a metodologia dos ensaios, determinação da massa específica dos sólidos e cálculo do diâmetro padrão estão de acordo com as normas citadas no item 4.2.5.1, bem como a determinação do coeficiente de não uniformidade. Como já citado anteriormente o material escolhido como meio suporte foi a areia. O gráfico da figura 7.7 mostra os resultados obtidos nos ensaios de caracterização.

Figura 7.7: Curvas granulométricas obtidas nos ensaios de caracterização do meio suporte

De acordo com o gráfico apresentado, observa-se que a areia tem diâmetro médio de 0,27mm, com coeficiente de não uniformidade igual a 0,69 e massa específica igual a 2657kg/m³. Com estes valores pode-se classificar o meio suporte como areia fina, apresentando granulometria uniforme.

8. Avaliação Inicial da Operação dos Reatores

Neste capítulo será apresentada uma análise da etapa inicial de monitoramento, baseada nos resultados e discussões apresentados no anexo B, bem como nos dados das determinações analíticas, apresentados no anexo A.

Durante o período de avaliação inicial foram resolvidos vários problemas na bancada experimental, relatados no item sobre material e métodos. Os resultados iniciais da operação não foram satisfatórios. Entretanto, considera-se importante apresentar um resumo dos resultados obtidos inicialmente, para proporcionar uma visão melhor das melhorias conseguidas durante o trabalho.

Um resumo dos resultados da carreira 2 (TDH = 2h e concentração do meio suporte de 50g/l) é apresentado na tabela 8.1 em termos de médias.

Tabela 8.1: Concentrações e remoções médias – Carreira 2 (TDH = 2h, C = 50g/l)

Parâmetro	Esgoto (mg/l)			Remoção (%)	
	Afluente	Efluente R12	Efluente R6	R12	R6
DBO bruta	397	141	171	63	54
DQO bruta	1534	1073	984	59	67
Sólidos Totais	752	650	634	-	-
Sólidos Totais Fixos	258	252	148	-	-
Sólidos Totais Voláteis	494	397	486	-	-

As remoções da DBO bruta e da DQO bruta obtidas nesta carreira foram muito abaixo do esperado, mas os valores foram aceitos como razoáveis por se tratar do início de operação dos reatores.

Os resultados de sólidos totais, fixos e voláteis, parecem indicar que ocorreu um pequeno acúmulo dentro dos reatores.

A carreira 3, realizada com TDH de 1 hora e concentração do meio suporte de 50g/l, buscou explorar a máxima capacidade teoricamente aceita pelo projeto hidráulico do reator. Um resumo dos resultados obtidos na carreira 3 é apresentado na tabela 8.2.

Tabela 8.2: Concentrações e remoções médias – Carreira 3 (TDH = 1h, C = 50g/l)

Parâmetro	Esgoto (mg/l)			Remoção (%)	
	Afluente	Efluente R12	Efluente R6	R12	R6
DBO bruta	276	148	174	47	37
DQO bruta	724	215	259	70	65
Nitrogênio Total	97,1	35,2	27,4	63	72
NTK	97,1	-	-	-	-
Nitrogênio Amoniacal	59,0	1,40	14,7	98	75
Nitrito	-	2,0	2,9	-	-
Nitrato	-	31,8	9,8	-	-
Sólidos Totais	728	723	469	-	-
Sólidos Totais Fixos	286	291	256	-	-
Sólidos Totais Voláteis	442	432	212	-	-
Sólidos Suspensos	264	247	33	-	-
Sólidos Suspensos Fixos	47	41	7	-	-
Sólidos Suspensos Voláteis	226	206	30	-	-

Com TDH = 1h os reatores apresentaram indícios visuais da sobrecarga, com a presença de lodo sobrenadante em grande quantidade obstruindo as calhas de coleta. Entretanto, a presença da areia não era detectada visualmente, de forma que foi investigada a concentração das partículas de areia fluidizada. Para tanto foram efetuadas determinações analíticas de sólidos totais, com 10 pontos de coleta ao longo do reator maior (R12) e 5 no menor (R6), distribuídos ao longo da altura total.

Os resultados revelaram concentrações muito baixas de areia em circulação nos reatores, da ordem de 1g/l. Pode-se argumentar com as hipóteses de carreamento das partículas suporte pelo lodo formado, problemas com a suspensão do leito, representatividade da amostra ou uma combinação dos três fatores para explicar a não detecção da areia adicionada nos reatores, mas com certeza esse fato foi responsável por reduzir o desempenho, que já se esperava baixo em função da alta carga aplicada.

Mesmo com os problemas detectados quanto à concentração de meio suporte, foram alcançados níveis de remoção entre 60% e 70% de DQO bruta, o que pode ser considerado satisfatório dado o baixo TDH. Os resultados de remoção de nitrogênio amoniacal estão em desacordo com o restante dos dados, indicando que pode ter ocorrido problemas na determinação analítica de suas concentrações.

Assim, com a preocupação quanto ao carreamento de meio suporte enfrentada por meio das modificações nas calhas de coleta, citadas no item 4.1.2, destinadas a reduzir a velocidade de aproximação, foi iniciada a última carreira da etapa inicial de avaliação dos reatores. Uma vez que os limites extremos de operação já tinham sido investigados com a carreira 3, optou-se na carreira 4 pelas condições de menor carga orgânica possível, ou seja, TDH = 8 horas. Embora fosse possível objetar que com TDH's altos a operação pudesse

tornar-se antieconômica, o ensaio foi considerado necessário pela possibilidade de definir limites práticos para remoções a serem perseguidos por otimizações posteriores.

A tabela 8.3 a seguir apresenta os resultados resumidos dos parâmetros monitorados durante a carreira 4, realizada com TDH de 8 horas e 50g/l de concentração inicial de areia como meio suporte.

Tabela 8.3: Concentrações e remoções médias – Carreira 4 (TDH = 8h, C = 50g/l)

Parâmetro	Esgoto (mg/l)			Remoção (%)	
	Afluente	Efluente R12	Efluente R6	R12	R6
DBO bruta	357	65	45	82	87
DQO bruta	626	165	173	81	79
Nitrogênio Total	90	34	28	62	68
NTK	90	-	-	-	-
Nitrogênio Amoniacal	62	4	8	94	87
Nitrito	-	4	2	-	-
Nitrato	-	26	18	-	-
Sólidos Totais	730	595	493	-	-
Sólidos Totais Fixos	335	330	184	-	-
Sólidos Totais Voláteis	585	439	342	-	-
Sólidos Suspensos	192	99	49	-	-
Sólidos Suspensos Fixos	35	29	27	-	-
Sólidos Suspensos Voláteis	177	94	55	-	-

Verifica-se uma remoção satisfatória de matéria orgânica na carreira 4, considerando a DBO e a DQO, com resultados acima de 80%.

A remoção de nitrogênio total ficou entre 60% e 70%, mas os dados mostram indícios de que poderia ser melhorada, pois a remoção de nitrogênio amoniacal ficou em torno dos 90%, tendo havido crescimento bastante acentuado da concentração de nitrato, que com os valores de pH e temperatura medidos, indicavam haver uma alta nitrificação.

Quanto aos valores de sólidos suspensos, mais uma vez indicavam que estava havendo um acúmulo de sólidos nos reatores

9. Monitoramento das Etapas 2 e 3 da Operação

Os resultados apresentados inicialmente neste item correspondem à “Etapa 2” citada no item 4.1.3.1, obtidos com injetores de PVC perfurado. Os reatores entraram em funcionamento com TDH de 4 horas e uma concentração de meio suporte igual a 50g/l e após um período de 3 meses o TDH foi alterado novamente para 8 horas, mantendo-se a mesma concentração de areia. Esses períodos de monitoramento correspondem, respectivamente, às carreiras 5 e 6. A etapa 2 inclui ainda operação com 100g/l e TDH de 8h, perfazendo a carreira de número 7.

Após essas carreiras foi introduzido o propulsor axial descrito no item 4.1.3.2 para facilitar a suspensão do leito, dando origem à carreira de ensaio com 100g/l de meio suporte e TDH's progressivamente diminuídos entre 8h e 2h, constituindo a “Etapa 3”. Como na etapa 3 ocorreu apenas uma carreira contínua, de número 8, a identificação dos resultados passará a ser feita neste item por meio da identificação da série de dados.

Cada ensaio de uma carreira é denotado por uma sigla com 2 números relativos ao TDH e concentração. Assim a série 8-100, por exemplo, refere-se a TDH 8h e concentração 100g/l. Algumas siglas possuem indicadores de condição suplementar, sendo que “A” indica a presença do propulsor axial auxiliar e “F15%” ou “15%” a presença do flutador.

Tendo em vista que, durante a etapa 2 e a etapa 3, os reatores funcionaram com a mesma configuração geométrica, neste item os resultados serão apresentados de forma a envolver todas as séries de dados de cada parâmetro monitorado, proporcionando, com isso, uma visão mais clara do resultado das variações de altura e tempo de detenção hidráulica investigados.

Em todo o período dos ensaios, foram efetuadas medições diárias de temperatura, pH e OD no topo dos reatores. A temperatura variou em torno de 28°C e 29°C, o pH manteve-se entre 6,8 e 7,3 indicando condições satisfatórias para a nitrificação. O OD medido no topo dos reatores ficou sempre acima de 2mg/l.

9.1. DBO e DQO

Os valores numéricos do monitoramento da DBO estão reunidos nas tabelas A-C56.1 e A-C56.2 do anexo A. A figura 9.1 apresenta os resultados da DBO para a série 4-50. Registrou-se no período um valor médio do esgoto afluyente de 267mg/l.

Figura 9.1: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 4h e 50g/l de concentração de areia

A tabela 9.1 apresenta um resumo quantitativo da DBO medida ao longo da carreira 5, com 4 horas e 50g/l, série 4-50.

Tabela 9.1: Resumo dos dados de DBO da série 4-50

	DBO bruta			DBO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	14	10	12	14	13				
Média Amostral	266,9	37,5	43,3	10,2	6,3	85,9	83,8	96,2	97,6
Desvio Padrão	50,8	19,4	16,0	3,7	2,7				

O cálculo estatístico desprezou 4 leituras do R12 e apenas 3 no R6, consideradas anômalas tendo como critério o afastamento acima do valor máximo esperado com 95% de confiança. Se forem considerados os resultados na faixa de 99% de confiança, as médias sobem a 48mg/l e 50mg/l e os desvios padrão sobem a 30mg/l e 23mg/l para o R12 e R6, respectivamente.

Esses valores ilustram a questão de considerar ou não os dados anômalos no tratamento estatístico. Seria preciso decidir a cada caso se a variabilidade dos valores encontrados resulta das irregularidades do funcionamento do reator ou de problemas na amostragem ou na análise. Considerando a primeira hipótese como a causa mais freqüente dos desvios, pode-se considerar que a série expurgada representaria a potencialidade do reator e a série completa espelha as dificuldades encontradas na manutenção das condições ótimas ao longo do tempo. No caso da DBO em questão, por exemplo, valores altos podem resultar de carreamento de biomassa. Uma análise conjunta da DBO filtrada e sólidos suspensos voláteis pode apontar evidências nesse sentido. Em geral as séries utilizadas nos testes estatísticos realizados consideraram apenas valores dentro da faixa de 95% de confiança, sem maior detalhe sobre as causas de cada expurgo de dados, tanto por facilidade quanto para diminuir a subjetividade da análise.

A figura 9.2 apresenta os valores de DQO bruta e filtrada e de remoção percentual para o TDH = 4h e 50g/l de concentração de areia. Os dados completos estão nas tabelas A-C56.3 e A-C56.4 do anexo A.

Figura 9.2: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 4h e 50g/l de concentração de areia

Observa-se na série 4-50 uma grande variabilidade nos valores de DQO Bruta, ao passo que a DQO filtrada foi mais homogênea. A remoção da DQO filtrada esteve sempre próxima de 90%, ao passo que a bruta foi de cerca 64%.

Um resumo quantitativo da DQO medida na carreira com TDH = 4h e concentração de 50g/l de areia é apresentado na tabela 9.2.

Tabela 9.2: Resumo dos dados de DQO da série 4-50

	DQO bruta			DQO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	15	14	15	27	25				
Média Amostral	572,3	207,5	204,3	54,6	36,8	63,7	64,3	90,5	93,6
Desvio Padrão	57,9	98,0	120,3	18,9	13,8				

A figura 9.3 apresenta os resultados de DBO da série 8-50. Um resumo quantitativo é apresentado na tabela 9.3. Os dados completos da série, utilizados para traçar os gráficos da figura 9.3 são apresentados nas tabelas A-C56.1 e A-C56.2 do anexo A.

Tabela 9.3: Resumo dos dados de DBO da série 8-50

	DBO bruta			DBO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	7	8	8	14	14				
Média Amostral	290,1	50,8	39,5	4,4	4,6	82,5	86,4	98,5	98,4
Desvio Padrão	24,5	19,0	21,7	1,0	1,5				

Verifica-se que com o aumento do tempo de detenção para 8 horas a remoção filtrada, que era elevada, aumentou um pouco mais nos dois reatores, atingindo 98%. Por outro lado a remoção em termos de DBO bruta diminuiu no R12 de cerca de 86% para 83% e ficou praticamente constante no R6, em torno de 94%.

Figura 9.3: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 50g/l de concentração de areia

Os dados de DQO da série 8-50 são apresentados em gráficos na figura 9.4 e em um resumo quantitativo na tabela 9.4. Os dados completos são listados nas tabelas A-C56.3 e A-C56.4 do anexo A.

Tabela 9.4: Resumo dos dados de DQO da série 8-50

	DQO bruta			DQO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	11	10	9	26	23				
Média Amostral	583,6	147,0	127,0	41,0	43,0	74,8	78,2	93,0	92,6
Desvio Padrão	59,7	55,1	48,4	5,2	5,5				

O aumento do TDH para 8 horas provocou uma melhoria na remoção de DQO bruta, que passou de 64% com 4h para mais de 75%, como se vê na tabela 9.4 em comparação com a tabela 9.2. A remoção em termos de DQO filtrada melhorou ligeiramente no R12 e foi equivalente no R6.

O principal problema enfrentado com o TDH de 4 horas, ou seja, a grande diferença entre a DQO filtrada e a bruta, devido ao carregamento de lodo pelo efluente foi atenuado com TDH de 8h, mas não completamente eliminado, conforme se pode perceber nos gráficos da figura 9.4.

Figura 9.4: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 50g/l de concentração de areia

A série de dados com 100g/l iniciou-se com TDH de 8 horas para facilitar a formação do biofilme. Os valores da DBO podem ser observados nos gráficos da figura 9.5, traçados com os dados das tabelas A-C7.1 e A-C7.2 do Anexo A.

Figura 9.5: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 100g/l de concentração de areia

Um resumo quantitativo dos resultados é apresentado na tabela 9.5. Em relação à série 8-50 observa-se na tabela 9.5 que houve melhora na remoção apenas na DBO bruta do R12, Entretanto os valores são praticamente iguais, indicando que não houve melhoria significativa ao se aumentar a concentração do meio suporte para 100g/l com TDH de 8h.

Tabela 9.5: Resumo dos dados de DBO da série 8-100

	DBO bruta			DBO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	10	7	8	13	11				
Média Amostral	285,0	48,3	52,8	6,3	5,7	83,1	81,5	97,8	98,0
Desvio Padrão	41,4	22,4	24,9	3,3	2,8				

A DQO medida ao longo do ensaio com TDH = 8h e 100g/l de concentração de areia é apresentada nas tabelas A-C7.3 e A-C7.4 do Anexo A. A partir desses dados foram traçados os gráficos da figura 9.6, obtendo-se também o resumo quantitativo da série apresentado na tabela 9.6.

Tabela 9.6: Resumo dos dados de DQO da série 8-100

	DQO bruta			DQO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	13	9	10	18	18				
Média Amostral	635,4	129,3	114,4	42,6	39,8	79,6	82,0	93,3	93,7
Desvio Padrão	55,5	56,3	46,8	13,3	12,7				

Verifica-se comparando a tabela 9.4 com a tabela 9.6 que, ao contrário do ocorrido com a DBO, os índices de remoção da DQO com TDH = 8h melhoraram quando a concentração de areia aumentou para 100g/l. Em termos de DQO filtrada os índices são apenas ligeiramente melhores, mas em termos de DQO bruta tem-se aumento de 75% para 80% no R12 e 78% para 82% no R6.

Figura 9.6: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDH = 8h e 100g/l de concentração de areia

As séries seguintes a serem comentadas foram obtidas com o reator equipado com o propulsor axial auxiliar, sendo portanto dados da etapa 3. Os dados obtidos com TDH de 8h, 6h e 4h foram reunidos em gráficos únicos. A figura 9.7 apresenta os gráficos com valores de DBO e a figura 9.8 os de DQO. Os dados utilizados estão listados na íntegra nas tabelas A-C8.1, A-C8.2 (DBO) e AC8.3, A-C8.4 (DQO) no Anexo A.

O resultado com TDH de 4 horas será apresentado com mais detalhe quantitativo por meio das tabelas 9.7 e 9.8 que resumem os dados de DBO e DQO, respectivamente.

Tabela 9.7: Resumo dos dados de DBO da série 4-100A

	DBO bruta			DBO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	11	11	11	10	11				
Média Amostral	323,8	41,3	36,1	4,9	4,1	87,2	88,9	98,5	98,7
Desvio Padrão	33,1	10,8	9,5	0,9	1,1				

Tabela 9.8: Resumo dos dados de DQO da série 4-100A

	DQO bruta			DQO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	12	11	11	10	9				
Média Amostral	661,7	98,0	124,3	34,3	32,8	85,2	81,2	94,8	95,0
Desvio Padrão	134,8	43,8	26,9	5,3	4,5				

Uma comparação das tabelas resumo 9.5 e 9.7 (DBO) e 9.6 e 9.8 (DQO) permite verificar que com 100g/l a diminuição do TDH de 8h para 4h melhorou todos os valores de remoção, com exceção da DQO bruta do R6, que diminuiu ligeiramente de 82% para 81%. De forma interessante verifica-se que a maior melhora foi registrada na remoção de DBO bruta no R6 que foi de 82% para 89%, conseguida às custas do ligeiro decréscimo na remoção de DQO já citado. A segunda maior melhora ocorreu na DQO bruta do R12 que foi de 80% para 85%.

Figura 9.7: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de areia

Figura 9.8: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de areia

Em face dos excelentes resultados com TDH = 4 horas os ensaios continuaram com a diminuição do TDH para 3 horas e depois para 2 horas, cujos dados foram reunidos em gráficos únicos. A figura 9.9 apresenta os gráficos com valores de DBO e a figura 9.10 os de DQO. Os dados utilizados estão listados na íntegra nas tabelas A-C8.1 e A-C8.2 (DBO) e A-C8.3 e A-C8.4 (DQO) no Anexo A.

O resultado com TDH de 3 horas está apresentado com mais detalhe quantitativo por meio das tabelas 9.9 e 9.10 que resumem os dados de DBO e DQO, respectivamente.

Tabela 9.9: Resumo dos dados de DBO da série 3-100A

	DBO bruta			DBO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	10	11	11	9	10				
Média Amostral	281,5	31,5	31,8	3,4	4,9	88,8	88,7	98,8	98,3
Desvio Padrão	29,4	14,9	7,5	0,7	2,6				

A comparação entre as tabelas 9.7 e 9.9 mostra que a remoção de DBO manteve-se nos mesmos patamares quando o TDH baixou de 4h para 3h. A remoção em termos de DBO bruta do R12 apresentou até mesmo uma ligeira melhora, de 87% para 89%. Entretanto, as médias no esgoto afluente foram também ligeiramente menores, diminuindo de 324mg/l para 282mg/l com TDH = 3h, e este fator pode ter ajudado na manutenção do desempenho.

Tabela 9.10: Resumo dos dados de DQO da série 3-100A

	DQO bruta			DQO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	10	11	11	9	10				
Média Amostral	630,0	100,4	112,4	31,6	30,8	84,1	82,2	95,0	95,1
Desvio Padrão	76,2	28,9	30,8	3,6	5,3				

A comparação dos resumos das séries de DQO nas tabelas 9.8 e 9.10 mostra que também não se registrou variação significativa no desempenho com a redução do TDH para 3 horas.

Figura 9.9: DBO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l de concentração de areia

Figura 9.10: DQO bruta (a), filtrada (b) e remoção percentual (c) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l de concentração de areia

O resultado com TDH de 2 horas está apresentado com mais detalhe quantitativo por meio das tabelas 9.11 e 9.12 que resumem os dados de DBO e DQO, respectivamente.

Tabela 9.11: Resumo dos dados de DBO da série 2-100A

	DBO bruta			DBO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	12	11	13	11	12				
Média Amostral	283,0	57,1	86,7	6,8	6,4	79,8	69,4	97,6	97,7
Desvio Padrão	42,7	16,7	27,5	1,6	2,5				

A comparação entre as tabelas 9.9 e 9.11 mostra que a remoção de DBO diminuiu consideravelmente quando o TDH baixou de 3h para 2h. A remoção em termos de DBO bruta foi a que mais variou, com o R12 diminuindo de 89% para 80%. O R6 apresentou a maior diferença, com a remoção diminuindo de 89% para 69%. Em relação à DBO filtrada a diferença foi menor: em torno de 1% no R12 e permaneceu praticamente igual no R6. Nesse caso as médias no esgoto afluyente foram praticamente iguais, 282 e 283mg/l para TDH de 3h e 2h, respectivamente.

Tabela 9.12: Resumo dos dados de DQO da série 2-100A

	DQO bruta			DQO filtrada.		Remoção bruta		Remoção filtrada	
	Aflu (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (mg/l)	R6 (mg/l)	R12 (%)	R6 (%)	R12 (%)	R6 (%)
Núm. Dados	14	11	12	13	13				
Média Amostral	652,9	133,1	137,3	41,6	46,5	79,6	79,0	93,6	92,9
Desvio Padrão	184,7	45,0	46,2	8,6	10,3				

Com as tabelas 9.10 e 9.12 verifica-se que a remoção da DQO diminuiu menos do que a de DBO quando o TDH passou de 3h para 2h, tanto em termos de DQO bruta como filtrada. O que pode explicar estes resultados é a forma de alimentação dos reatores que na ocasião utilizavam um sistema de orifício ligado a uma caixa de nível constante que dificultava o controle da vazão afluyente ao longo do dia para o TDH de 2h. Isto pode ter ocasionado a operação do reator com TDH menor do que 2 horas em alguns períodos ao longo do dia.

A remoção da DBO e DQO bruta no reator R12 para o TDH de 2 horas praticamente atende ao limite da legislação (remoção $\geq 80\%$). Com isso pode-se argumentar que o TDH de 2h seria viável com um maior controle de vazão, aliado a uma retenção mais eficaz da biomassa que sai pelo sistema, pois os resultados de remoção da DBO e DQO filtrada foram muito bons.

9.2. Nitrogênio

As figuras 9.11 a 9.15 apresentam os resultados do monitoramento do nitrogênio. Os valores das determinações analíticas usados para construir os gráficos são apresentados nas tabelas A-C56.9, A-C56.10, A-C7.9, A-C7.10, A-C8.9 e A-C8.10 do Anexo A. Após as figuras 9.11 a 9.15, é apresentada a tabela 9.13 contendo um resumo em termos das médias registradas em cada série de dados.

Nas figuras, os resultados foram separados em gráficos diferentes para cada reator, indicados por “a” (R12) e “b” (R6). Os gráficos apresentam o NTK afluente, admitido como o N Total afluente. No efluente são apresentados o NTK, nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_3 - \text{N}$), nitrito, nitrato, bem como o N Total efluente, calculado pela soma do NTK, nitrito e nitrato.

Figura 9.11: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH de 4h e 50g/l de concentração de areia

Observa-se na série 4-50 que o R12 funcionou pior que o R6 no que diz respeito à nitrificação, pois ocorreram vários valores altos de nitrogênio amoniacal no efluente do R12. No R6 percebe-se um funcionamento mais constante, com a nitrificação funcionando como limitador no processo, sendo praticamente todo o nitrogênio no efluente presente na forma de

nitrato e nitrogênio orgânico (NTK). Se desconsiderarmos os valores altos verificados no R12, devido a essas irregularidades de funcionamento, resta uma remoção de aproximadamente 43mg-N/l para o R12 e 40mg-N/l para o R6, conforme se poderá verificar na tabela 9.13 ao final deste item.

Com o aumento do TDH para 8 horas, pode-se verificar na figura 9.12, que os dois reatores operaram de modo uniforme. Nesse caso, a remoção do R12 foi superior à do R6, registrando-se respectivamente remoções de 35mg-N/l e 28mg-N/l de nitrogênio.

Figura 9.12: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH de 8h e 50g/l de concentração de areia

A figura 9.13 mostra os resultados obtidos na série com TDH 8 horas e 100g/l.

Figura 9.13: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH de 8h e 100g/l de concentração de areia

Observa-se na figura 9.13 que o aumento da concentração do meio suporte (areia) para 100g/l não afetou o padrão verificado nos ensaios anteriores. Ocorreram algumas oscilações no início do período de monitoramento, registrando-se nitrogênio amoniacal e nitrito em quantidades apreciáveis e evoluindo para uma situação em que só se detectou nitrato no efluente. A remoção atingiu 48mg-N/l (R12) e 44mg-N/l (R6) de um total afluente de 83mg-N/l. Portanto, a diferença em favor do R12 observada nas duas séries anteriores com 50g/l de areia, não mais se verificou com o aumento da concentração de meio suporte para 100g/l.

A figura 9.14 mostra os resultados da primeira parte da carreira efetuada com auxílio do propulsor axial, referentes aos dados de TDH de 8h, 6h e 4h.

Figura 9.14: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de areia

Verifica-se novamente na figura 9.14 a ocorrência da mesma evolução nos períodos iniciais de monitoramento. Durante o período de aclimação, com TDH de 8 horas verifica-se a presença de nitrogênio amoniacal e de nitrito, além de altos teores de nitrato, ou seja, baixa desnitrificação.

Logo após a redução do TDH para 6h, o padrão de funcionamento anterior se restabelece, com valores apreciáveis apenas de nitrato na saída. A remoção média verificada pela tabela 9.13 foi de 62mg-N/l (R12) e 60mg-N/l (R6) para um valor afluente médio de 89mg-N/l. Com TDH = 4h, a remoção piorou ligeiramente atingindo 51mg-N/l no R12 e 48mg-N/l no R6. O valor afluente médio foi de 80mg-N/l.

A figura 9.15 mostra os resultados da segunda parte da carreira efetuada com auxílio do propulsor axial, referentes aos dados de TDH de 3h e 2h.

Figura 9.15: Resultados de nitrogênio em suas diversas formas, R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l de concentração de arcia

Conforme vem sendo comentado durante a apresentação das figuras 9.11 a 9.15, o funcionamento do reator quanto à remoção de nitrogênio nas diversas situações de operação foi resumido na tabela 9.13 em termos das médias registradas em cada série de dados.

Tabela 9.13: Valores médios do Nitrogênio em suas diversas formas e remoção média de nitrogênio

Série	NTK (mg-N/l)			Nitrate (mg-N/l)		Nitrite (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacoal (mg-N/l)			N.Total Eflu (mg-N/l)		Remoção (mg-N/l)	
	Aflu*	R12	R6	R12	R6	R12	R6	Aflu	R12	R6	R12	R6	R12	R6
4-50	80,3	11,8	10,9	20,6	30,5	1,9	0,4	54,5	1,80	1,80	37	41	43	40
8-50	77,6	14,1	14,6	27,8	35,8	0,30	0,20	57,3	0,10	0,20	43	50	35	28
8-100	83,1	11,4	11,1	24,9	26,2	0,20	0,80	59,7	0,40	0,40	35	39	48	44
8-100A	79,2	31,5	35,0	44,5	38,7	17,3	15,2	65,6	0,20	0,20	93	89		
6-100A	88,8	8,0	9,8	19,3	18,9	0,20	0,10	59,1	0,30	0,10	27	29	62	60
4-100A	80,1	10,6	12,2	19,0	19,6	0,20	0,20	47,2	0,90	0,40	39	32	51	48
3-100A	83,1	9,9	10,8	10,9	8,80	0,30	0,80	50,6	1,3	1,10	21	23	61	59
2-100A	74,9	23,6	24,6	10,4	9,80	0,80	1,50	47,9	15,7	12,1	37	40	37	35

*O NTK afluente foi considerado o N total afluente.

Quando o TDH foi reduzido para 3 horas, verifica-se na figura 9.15 que a desnitrificação continuou a diminuir as concentrações de nitrato, o que é compatível com a maior carga orgânica recebida que favorece o aumento das regiões anóxicas no reator ou das regiões com biofilme funcionando com camada anóxica maior. Neste período a remoção atingiu um máximo, registrando-se conforme a tabela 9.13 remoção de 61mg-N/l no R12 e 59mg-N/l no R6 para uma média afluyente de 83mg-N/l.

Com a diminuição do TDH para 2 horas, o processo de remoção de nitrogênio ultrapassou seu ponto ótimo. Pode-se verificar, na figura 9.15, o aumento expressivo das quantidades de nitrogênio amoniacal e, principalmente no R6, alguns valores relativamente altos de nitrito. Verifica-se na tabela 9.13 que, apesar da média afluyente ter diminuído ligeiramente no período para 75mg-N/l, as remoções foram de apenas 37mg-N/l no R12 e de 35mg-N/l no R6.

9.3. Sólidos

As tabelas 9.14 e 9.15 apresentam um resumo em termos das médias de sólidos totais e sólidos suspensos, respectivamente, registradas em cada uma das séries de dados obtidas durante as etapas 2 e 3. Os valores das determinações analíticas correspondentes são apresentados nas tabelas correspondentes às carreiras 4 a 8 do anexo A.

Tabela 9.14: Médias de sólidos totais, fixos e voláteis

Série	Afluyente			Reator 12m			Reator 6m		
	ST (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	ST (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	ST (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)
4-50	784	251	533	638	232	406	684	219	465
8-50	818	290	528	650	256	393	647	256	391
8-100	800	321	479	587	297	316	595	287	308
8-100A	810	360	638	483	331	472	643	334	534
6-100A	967	316	651	661	272	389	622	253	369
4-100A	698	297	401	564	263	301	596	263	333
3-100A	707	321	386	554	295	260	523	288	236
2-100A	639	282	357	501	275	226	482	264	218

Tabela 9.15: Médias de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis

Série	Afluente			Reator 12m			Reator 6m		
	SS (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	SS (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	SS (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)
4-50	156	19	138	132	18	119	174	22	146
8-50	164	21	144	110	14	97	84	12	72
8-100	227	39	195	110	12	98	102	11	91
8-100A	199	23	184	123	10	116	136	15	126
6-100A	263	36	227	237	36	201	125	19	106
4-100A	203	23	180	66	7	59	91	10	87
3-100A	143	15	129	52	5	46	50	6	45
2-100A	165	23	142	116	26	89	93	11	82

As figuras 9.16 a 9.25 apresentam os resultados de sólidos durante as etapas 2 e 3. Os resultados foram separados em gráficos diferentes para o R12 (a) e R6 (b), sendo apresentados nos traços em vermelho os sólidos totais afluentes e nos traços em verde os sólidos totais efluentes do reator. As colunas representam os componentes dos valores representados pelos traços, ou seja, sólidos fixos e voláteis.

Figura 9.16: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 4h e 50g/l

Pode-se verificar na figura 9.16 (a), que, em três medições, a quantidade de sólidos totais no efluente do reator R12 foi superior à quantidade de sólidos totais no esgoto afluente, sendo que o principal responsável por isso foi a parcela de sólidos voláteis. A tabela A-C56.5 do Anexo A detalha os valores numéricos constantes no gráfico.

No reator R6 (figura 9.16 – b), os sólidos totais no efluente foram superiores aos do esgoto afluente em 4 ocasiões. A tabela A-C56.6, com as leituras completas e a observação do gráfico, mostra que, em duas dessas ocasiões, os sólidos totais fixos foram também bastante superiores na saída, o que pode ser atribuído à perda de meio suporte.

A figura 9.17 apresenta os sólidos suspensos obtidos no monitoramento do TDH de 4 horas e 50g/l de meio suporte.

Figura 9.17: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 4h e 50g/l

A apresentação dos sólidos suspensos segue o mesmo padrão dos gráficos de sólidos totais. Os traços em vermelho correspondem ao total afluente e os traços em verde ao total efluente. As colunas abaixo dos traços detalham o total em termos de suspensos fixos e suspensos voláteis. Os dados do R12 constam no gráfico da figura (a) e os do R6 no gráfico em (b).

A figura 9.17 (a) mostra que os sólidos suspensos no efluente do R12 superaram os valores do afluente entre os dias 02/01 e 23/01. Esse comportamento indica que o reator estava expulsando biomassa excedente, provavelmente em decorrência de crescimento excessivo do biofilme. Essa hipótese é corroborada pelo fato de que a DBO desse período não foi tão afetada quanto a DQO (ver figuras 9.1 e 9.2). No reator R6 o mesmo fenômeno ocorreu entre 12/12 e 09/01.

As figuras 9.18 e 9.19 apresentam respectivamente os sólidos totais e os sólidos suspensos obtidos com TDH = 8h e 50g/l de meio suporte.

Figura 9.18: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 50g/l

A maioria dos dados de sólidos no R12 e R6 apresenta concentrações no efluente menores que no esgoto afluente, indicando acúmulo de sólidos nos reatores. No geral observa-se na figura 9.18 um padrão mais homogêneo de funcionamento em relação ao observado com 4 horas.

A figura 9.19 apresenta a composição dos sólidos suspensos observados com TDH = 8h e concentração de areia 50g/l. No R12 identifica-se também com clareza o episódio da falha operacional, em que houve uma grande liberação de sólidos totais, com a mesma

proporção se verificando nos sólidos suspensos voláteis. No R6 ocorreu situação semelhante, embora em menor proporção. Durante todo o período os reatores liberaram menos sólidos suspensos voláteis do que receberam do esgoto afluente.

Figura 9.19: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 50g/l

Após os 217 dias de monitoramento em funcionamento contínuo com TDH de 4h e a seguir de 8h os reatores foram esvaziados para o início do tratamento com 100g/l de areia. Foi possível notar grande quantidade de lodo aderido na parte cônica inferior dos decantadores após o processo de esvaziamento.

Entretanto, não foi possível quantificar a quantidade de sólidos presente no reator ao final do período. O lodo retirado na limpeza dos decantadores também não foi quantificado, de forma que não foi possível determinar todos os termos do balanço de massa. Ficou em aberto, portanto, a questão sobre se os sólidos acumulados no reator irão necessitar de processos periódicos de purga ou se estão saindo com o lodo que fica sobrenadando nos decantadores.

A figura 9.20 apresenta os sólidos totais para a série de TDH=8h e 100g/l de areia. Os valores numéricos podem ser conferidos nas tabelas correspondentes à carreira 7 do anexo A.

Figura 9.20: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 100g/l

Observa-se na figura 9.20 que o padrão de evolução no tempo das leituras é semelhante ao observado com 8 horas e 50g/l (figura 9.18). Na maioria das amostras os sólidos totais no efluente dos dois reatores são menores que no esgoto afluente, demonstrando a ocorrência de acúmulo nos reatores. Nesta carreira apenas uma vez o R12 apresentou sólidos totais no efluente (862mg/l) maior que no esgoto afluente (777mg/l). e em outra determinação houve uma liberação bem maior de sólidos fixos, 741mg/l no efluente e 332mg/l afluente, mas os sólidos totais no efluente (644mg/l) permaneceram abaixo do afluente (1223mg/l).

No R6 não se registrou em nenhuma análise a liberação de mais sólidos totais do que o valor afluente.

A figura 9.21 apresenta os valores registrados de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis para os dois reatores no período de ensaios com TDH = 8h e concentração de 100g/l. Os valores utilizados para construir os gráficos da figura 9.21 são apresentados nas tabelas da carreira 7 do anexo A.

Observa-se na figura 9.21 que, no R12, os sólidos suspensos voláteis são reduzidos no efluente, repetindo o padrão já comentado com mesmo TDH e concentração de 50g/l. Com

sólidos suspensos fixos ocorreram duas ocasiões com concentrações no efluente maior que o afluente.

Figura 9.21: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDH = 8h e 100g/l

Após o período considerado nas figuras 9.20 e 9.21 os reatores foram novamente esvaziados para a instalação do propulsor axial auxiliar. Os dados de sólidos totais dessa fase são apresentados na figura 9.22 para TDHs de 8h, 6h e 4h. Valores numéricos de origem dos gráficos constam nas tabelas correspondentes à carreira 8 no anexo A.

Figura 9.22: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l

Durante o período abrangido pelos gráficos da figura 9.22 apenas em uma leitura (dia 31/10) do R6 registrou-se no efluente concentração de ST maior que no esgoto afluente. No restante do período ocorreu acúmulo de sólidos, explicitado nas tabelas 9.16 (R12) e 9.17 (R6). As médias foram apresentadas nas tabelas 9.14 (R12) e 9.15 (R6).

A figura 9.23 apresenta os dados de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis obtidos com TDHs de 8, 6 e 4 horas. Os valores numéricos de origem constam nas tabelas correspondentes à carreira 8 no anexo A.

Figura 9.23: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 8h, 6h e 4h e 100g/l

A figura 9.24 apresenta os sólidos totais registrados na continuação da carreira 8, com tempo de detenção de 3h e 2h.

Figura 9.24: Sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l

Verifica-se na figura 9.24 que o aumento das vazões afluentes para valores que resultaram nos TDHs de 3h e 2h não provocaram alterações significativas no padrão de funcionamento dos reatores com relação aos sólidos totais. Valores numéricos do acúmulo de sólidos totais ocorrido no período de 84 dias coberto pelos gráficos da figura 9.24 são apresentados nas tabelas 9.16 (R12) e 9.17 (R6).

A figura 9.25 apresenta os sólidos suspensos observados no mesmo período da carreira 8, ou seja, com TDH de 3 e 2 horas.

Figura 9.25: Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e na saída do R12 (a) e R6 (b) obtidos com TDHs de 3h e 2h e 100g/l

Observa-se no dia 21/01 valores mais altos de sólidos suspensos voláteis no efluente de ambos os reatores, acompanhado pela parcela de suspensos fixos. Esse padrão é consistente com a liberação de biomassa no efluente, pois houve um sensível aumento da DQO efluente nesse dia, registrando-se 300mg/l no R12 e 276mg/l na saída do R6. A coincidência desses valores máximos num mesmo dia leva à hipótese de alguma falha de operação, possivelmente na regulagem da vazão de ar, pois atingiu os dois reatores ao mesmo tempo. Um aumento súbito da vazão de ar pode provocar, pelo aumento da expansão, a expulsão rápida de grande quantidade de biomassa, com efeito compatível com os valores observados.

Tabela 9.16: Balanço de sólidos totais no R12

Série	Dias	Afluente			Efluente			Acúmulo		
		ST (kg)	SF (kg)	SV (kg)	ST (kg)	SF (kg)	SV (kg)	ST (kg)	SF (kg)	SV (kg)
4-50	119	329,8	105,5	224,3	268,2	97,6	170,7	61,5	7,9	53,6
8-50	98	141,6	50,2	91,4	112,5	44,4	68,1	29,1	5,8	23,3
8-100	111	156,9	63,0	93,9	115,2	58,3	61,9	41,7	4,7	32,0
8-100A	21	30,0	13,4	23,7	17,9	12,3	17,5	12,1	1,1	6,2
6-100A	42	95,7	31,3	64,4	65,4	26,9	38,5	30,3	4,3	25,9
4-100A	35	86,3	36,7	49,6	69,8	32,5	37,2	16,5	4,2	12,4
3-100A	35	116,5	52,9	63,7	91,4	48,6	42,8	25,1	4,2	20,9
2-100A	49	221,2	97,7	123,5	173,4	95,3	78,1	47,8	2,4	45,4

Tabela 9.17: Balanço de sólidos totais no R6

Série	Dias	Afluente			Efluente			Acúmulo		
		ST (kg)	SF (kg)	SV (kg)	ST (kg)	SF (kg)	SV (kg)	ST (kg)	SF (kg)	SV (kg)
4-50	119	165,2	52,8	112,3	144,1	46,1	98,0	21,0	6,7	14,3
8-50	98	70,9	25,1	45,8	56,1	22,2	33,9	14,8	2,9	11,9
8-100	111	78,6	31,6	47,0	58,5	28,2	30,2	20,1	3,3	16,8
8-100A	21	15,0	6,7	11,9	12,0	6,2	9,9	3,1	0,5	1,9
6-100A	42	47,9	15,7	32,3	30,8	12,5	18,3	17,1	3,1	14,0
4-100A	35	43,2	18,4	24,9	36,9	16,3	20,6	6,3	2,1	4,3
3-100A	35	58,4	26,5	31,9	43,2	23,8	19,5	15,1	2,7	12,4
2-100A	49	110,8	48,9	61,9	83,6	45,8	37,8	27,1	3,1	24,0

Durante o período total da carreira 8, englobando os tempos de 8, 6, 4, 3 e 2 horas, a quantidade de sólidos totais acumulada no R12 pode ser obtida na tabela 9.16, totalizando 131,8kg. Para sólidos fixos obtém-se 16,2kg e para o acúmulo de sólidos voláteis, 110,8kg. Para o R6 a tabela 9.17 fornece os valores correspondentes: 68,8kg de sólidos totais, 11,5kg fixos e 56,6kg voláteis. Em termos percentuais o acúmulo foi para sólidos totais 24,0% (R12) e 25% (R6), para sólidos fixos 7% e 9,9% e para sólidos voláteis 34,1% e 34,8%, sempre para o R12 e R6, respectivamente.

No restante do período ocorreu acúmulo de sólidos, explicitado nas tabelas 9.16 (R12) e 9.17 (R6).

Na tabela 9.16, verifica-se que, para um total de 98 dias de operação com TDH = 8h, ocorreu um acúmulo de sólidos totais de 29,1kg no R12 e, na tabela 9.17, encontra-se 14,8kg de acúmulo para o R6 na mesma situação. Esses números correspondem a 20,6% (R12) e 20,9% para o R6, valores praticamente iguais tendo em vista a margem de erro envolvida na estimativa. Em termos de sólidos fixos, obteve-se acúmulo de 5,8kg (R12) e 2,9kg (R6),

correspondendo a 11,5% (R12) e 11,6% (R6). Para sólidos voláteis, o acúmulo foi de 23,3kg (R12) e 11,9 (R6), percentuais de 25,5% (R12) e 26% (R6). Ao contrário do verificado com TDH de 4h, com TDH = 8h as concentrações relativas de sólidos fixos e voláteis foram iguais nos efluentes do R6 e no R12.

As tabelas 9.18 e 9.19 apresentam o balanço de massa de sólidos suspensos nos reatores R12 e R6, respectivamente.

Tabela 9.18: Balanço de sólidos suspensos no R12

Série	Dias	Afluente			Efluente			Acúmulo		
		SS (kg)	SSF (kg)	SSV (kg)	SS (kg)	SSF (kg)	SSV (kg)	SS (kg)	SSF (kg)	SSV (kg)
4-50	119	65,5	8,1	57,9	55,6	7,7	49,9	9,8	0,4	8,0
8-50	98	28,4	3,6	24,9	19,0	2,3	16,8	9,5	1,2	8,0
8-100	111	44,5	7,7	38,2	21,6	2,4	19,3	22,9	5,3	18,9
8-100A	21	7,4	0,8	6,8	4,5	0,4	4,3	2,8	0,5	2,5
6-100A	42	26,0	3,6	22,4	23,4	3,5	19,9	2,6	0,0	2,5
4-100A	35	25,1	2,8	22,3	8,1	0,9	7,3	16,9	1,9	15,0
3-100A	35	23,7	2,5	21,2	8,5	0,8	7,7	15,2	1,6	13,5
2-100A	49	57,0	7,9	49,1	40,0	9,1	31,0	17,0	-1,2	18,2

Tabela 9.19: Balanço de sólidos suspensos no R6

Série	Dias	Afluente			Efluente			Acúmulo		
		SS (kg)	SSF (kg)	SSV (kg)	SS (kg)	SSF (kg)	SSV (kg)	SS (kg)	SSF (kg)	SSV (kg)
4-50	119	32,8	4,1	29,0	36,6	4,7	30,8	-3,8	-0,7	-1,8
8-50	98	14,2	1,8	12,4	7,3	1,0	6,2	7,0	0,8	6,2
8-100	111	22,3	3,9	19,1	10,0	1,1	8,9	12,3	2,8	10,2
8-100A	21	3,7	0,4	3,4	2,5	0,3	2,3	1,2	0,1	1,1
6-100A	42	13,0	1,8	11,2	6,2	0,9	5,3	6,8	0,8	6,0
4-100A	35	12,6	1,4	11,2	5,6	0,6	5,4	6,9	0,8	5,8
3-100A	35	11,8	1,2	10,6	4,1	0,5	3,7	7,7	0,8	6,9
2-100A	49	28,5	3,9	24,6	16,2	1,9	14,3	12,4	2,0	10,3

Em termos de sólidos suspensos verifica-se nas tabelas 9.18 e 9.19 que ocorreu, nos dias de operação consecutiva, um acúmulo de 54,5kg (R12) e 35kg (R6), representando respectivamente 39,2% e 50,2% da quantidade afluente. O balanço de sólidos suspensos voláteis registra no mesmo período acúmulos de 51,7kg (R12) e 30,1kg (R6), correspondendo a respectivamente 42,5% e 49,3% da quantidade afluente.

As tabelas 9.18 e 9.19 registram para a série 8-100 um acúmulo de 22,9kg de sólidos suspensos para o R12 e 12,3 para o R6. Desse total, 18,0kg e 10,2kg são voláteis,

respectivamente no R12 e R6. Em termos percentuais dos sólidos suspensos afluentes, tem-se acúmulo de 51,4% (R12) e 55,2% (R6).

9.4. Fósforo

Na etapa 2, onde ocorreu a operação dos reatores R12 e R6 com 100g/l de meio suporte e variando o TDH de 4 e 8h, constatou-se, com os resultados de nitrogênio, que estava ocorrendo nitrificação e desnitrificação.

Desta forma, quando se pensou em instalar o propulsor axial auxiliar (etapa3), abriu-se uma discussão sobre a possibilidade de estar ocorrendo também remoção de fósforo (P), pois as condições de pH, temperatura do esgoto, concentração de OD no topo do reator eram todas favoráveis.

Com isso, na etapa 3, além das determinações analíticas já efetuadas, foram realizadas também determinações analíticas de fósforo total e ortofosfato.

A figura 9.26 apresenta os resultados de concentração de fósforo (a) e remoção percentual (b) obtidos na etapa 3 com TDHs de 8h, 6h e 4h. Os dados completos com os valores das determinações analíticas usados para construir os gráficos 9.26 a 9.29 são apresentados nas tabelas correspondentes à carreira 8 no anexo A

Figura 9.26: Concentração (a) e remoção (b) de fósforo total

Com a figura 9.26 (a) e (b) constata-se que as concentrações de fósforo total do esgoto afluyente ficaram em torno de 11mg-P/l e que as concentrações de fósforo total no efluente, tanto no R12 como R6, situaram-se em 7mg-P/l, independente do TDH. Os dados de TDH = 4h foram ligeiramente piores em termos de remoção. A remoção média ficou em torno dos 40%.

A figura 9.27 apresenta os resultados de ortofosfato durante o mesmo período mostrado na figura 9.26.

Figura 9.27: Concentração (a) e remoção percentual (b) de ortofosfato

Pela figura 9.27 (a) e (b) observa-se que o comportamento com relação à diminuição do TDH foi semelhante, ou seja, baixas remoções e relativamente independentes do TDH. As remoções de ortofosfato foram menores e com maior variabilidade, situando-se em torno dos 20%.

Ao longo de toda a carreira registraram-se em 6 ocasiões remoções praticamente nulas nos dois reatores, além de uma com remoção nula no R12 e outra no R6. É muito provável que tenham ocorrido problemas nessas determinações, pois em vários dias de análise as concentrações de ortofosfato no esgoto afluentes foram menores que no efluente.

As séries de dados obtidos na continuação da mesma carreira, com TDHs de 3h e 2h são apresentadas a seguir. A figura 9.28 apresenta as concentrações (a) e remoções (b) de fósforo total e a figura 9.29 os mesmos índices relativos ao ortofosfato.

Figura 9.28: Concentração (a) e remoção (%) de fósforo total, TDH 3h e 2h

Quando se analisam as figuras 9.28 (a) e (b) e 9.29 (a) e (b) abrangendo sucessivamente os TDHs de 3h e 2h observa-se o mesmo comportamento na remoção de fósforo nas duas formas analisadas, ou seja, remoção muito baixa de ortofosfato.

Com TDH= 2h os resultados foram insignificantes, pois em vários dias de análise não houve praticamente remoção nenhuma.

De uma maneira geral a remoção de fósforo não foi significativa, corroborando a opção pela retirada do propulsor axial e instalação de um sistema de flotação.

Figura 9.29: Concentração (a) e remoção percentual (b) de ortofosfato, TDH 3h e 2h

A tabela 9.20 a seguir apresenta um resumo dos valores de fósforo total e ortofosfato obtidos na carreira, bem como as remoções percentuais.

Tabela 9.20: Valores médios do fósforo total e ortofosfato e remoções percentuais médias

Série	Fósforo Total (mg-P/l)			Remoção %		Ortofósforo (mg-P/l)			Remoção (%)	
	Aflu	R12	R6	R12	R6	Aflu	R12	R6	R12	R6
Todos	10,0	-	-	-	-	5,4	-	-	-	-
8-100A	11,2	6,8	6,8	39,1	39,4	6,0	5,7	6,1	6,0	-0,5
6-100A	11,1	6,6	6,4	40,4	42,5	6,5	5,3	5,6	18,1	12,7
4-100A	10,0	6,4	6,7	35,5	32,5	5,8	4,9	5,4	14,8	7,1
3-100A	9,7	6,6	6,5	31,9	33,0	6,1	4,9	4,9	18,3	19,5
2-100A	9,1	7,1	6,7	21,7	25,5	5,7	5,1	5,2	10,5	9,4

9.5. Análise dos Efeitos de Altura, TDH e Concentração.

A análise estatística dos efeitos de altura, TDH e concentração utilizou a comparação entre as médias amostrais por meio de testes de significância da diferença entre médias. A menos que explicitamente citado, os intervalos de confiança utilizados para rejeição das hipóteses de nulo foi de 95%. Entretanto, em amostras pequenas, o desvio padrão da amostra não é uma boa estimativa do desvio padrão da população. Por isso foi empregada a distribuição t (de Student), utilizada nos casos em que não é possível retirar grande número de amostras, para determinar o intervalo de confiança das médias amostrais.

No teste de hipóteses para a diferença entre médias elas foram agrupadas duas a duas, e testadas conforme o procedimento usual do teste t para diferenças entre duas médias com números de amostras diferentes (Steel e Torrie, 1960). Na maioria das determinações analíticas aparece também o resultado do teste F como informação adicional.

O primeiro passo da análise, entretanto, foi a identificação dos pontos extremos (outliers), neste caso constituídos por amostras viciadas ou determinações analíticas defeituosas. Para isso foram calculadas a média amostral e desvio padrão amostral das séries de dados originais e eliminadas as leituras com diferenças acima de 2 desvios padrão em relação à média. Esses pontos são marcados com um asterisco nas tabelas de dados obtidos do Anexo A.

No caso de testes da significância das variações provocadas pelo TDH e concentração de meio suporte, as séries de dados utilizadas não são simultâneas, ou seja, cada conjunto de parâmetros corresponde a diferentes períodos, de forma que as variáveis de entrada podem não ser iguais. Por isso, foi executado um teste de igualdade de médias afluentes de cada parâmetro analisado. Para isso as médias de cada tratamento (TDH e concentração) foram comparadas com a média de todas as amostras.

Na aplicação do teste t é necessário demonstrar inicialmente que os dados das séries são amostras de populações que seguem a distribuição Normal e portanto seguem também a distribuição Normal, ou seja, são amostras não viciadas. Embora este teste tenha sido executado com a maioria dos parâmetros, utilizando avaliação gráfica e teste de qui-quadrado com auxílio do programa “Statistica”, esses resultados não serão apresentados explicitamente neste trabalho, para brevidade.

9.5.1. DBO e DQO

A tabela 9.21 mostra a comparação entre médias afluentes de DBO. A hipótese de nulo é que a média de cada série não é diferente da média global de todos os dados. Na tabela tem-se N = número de dados, SD = desvio padrão, t e F variáveis do teste e $t_{\max}$ e $F_{\max}$ os limites para rejeição da hipótese.

Tabela 9.21: Teste de variância das médias de DBO bruta afluente.

Série	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)	t	.tmax	F =	Fmax	Rejeita Ho?
Total	94	290	46,3					
4-50	14	267	50,8	1,70	1,98	2,89	3,93	N N
8-50	8	302	40,5	0,73	1,98	0,53	3,94	N N
8-100A	14	295	40,2	0,42	1,98	0,18	3,93	N N
6-100A	4	315	30,8	1,06	1,98	1,12	3,94	N N
4-100A	11	323	33,1	2,33	1,98	5,45	3,93	S S
3-100A	10	281	29,5	0,59	1,98	0,34	3,93	N N
2-100A	12	283	42,6	0,51	1,98	0,26	3,93	N N
3-100F15%	8	306	52,9	0,93	1,98	0,87	3,94	N N
3-100F20%	13	269	57,0	1,47	1,98	2,17	3,93	N N

Portanto verifica-se que, com exceção do ensaio com TDH de 4h e concentração de meio suporte de 100g/l, todas as médias de entrada (esgoto afluente) são iguais, ao nível de significância de 95%. O ensaio com 4h e 50g/l foi realizado com a menor média de entrada (267mg/l) ao passo que a maior média na entrada ocorreu durante o monitoramento de 4h com 100g/l.

Observa-se que na tabela 9.21 estão incluídos na média global valores de duas séries complementares que pertencem à Etapa 4 e que serão discutidas diretamente no próximo capítulo, ou seja, 3-100F15% e 3-100F20%. Entretanto, seus dados já foram incluídos na análise com base em que quanto maior a amostra maior a confiança sobre a estimativa amostral da média populacional.

O gráfico tipo “box plot” da figura 9.30 apresenta as características estatísticas básicas das séries de DBO afluente de todos os ensaios.

Figura 9.30: Características das séries de DBO afluente.

O efeito da altura do reator sobre a DBO bruta na saída (efluente) é investigado a seguir, também com base na hipótese de nulo de que as médias são iguais. A tabela 9.22 apresenta os resultados dos testes t e F efetuados.

Tabela 9.22: Teste de significância do efeito da altura sobre a DBO. Hipótese de nulo H_0 : DBO R12m = DBO R6m

Série	Reator	N	Media (mg/l)	SD (mg/l)	t	tmax	F	Fmax	Rej H_0 ?
4 – 50	R 12m	12	48	30,0	0,22	2,06	0,05	4,26	N N
	R 6m	14	50	22,9					
8 – 50	R 12m	8	51	19,0	1,10	2,14	1,21	4,60	N N
	R 6m	8	40	21,7					
8 – 100	R 12m	12	74	40,2	0,87	2,07	0,75	4,30	N N
	R 6m	12	62	27,3					
6 – 100A	R 12m	5	29	12,0	0,41	2,26	0,17	5,12	N N
	R 6m	6	32	12,0					
4 – 100A	R 12m	10	39	9,0	1,36	2,10	1,86	4,41	N N
	R 6m	10	34	7,7					
3 – 100A	R 12m	9	31	9,7	0,06	2,12	0,00	4,49	N N
	R 6m	9	31	6,8					
2 – 100A	R 12m	11	57	16,8	3,10	2,07	9,60	4,30	S S
	R 6m	13	86	27,5					

Verifica-se na tabela 9.22 que o R12 apresentou média menor nos ensaios 4-50, 6-100A e 2-100A. O R6 apresentou melhor desempenho nos ensaios 8-50, 8-100, 4-100A e no ensaio 3-100A os resultados foram iguais. Entretanto, nenhuma dessas diferenças mostrou-se

significativa ao nível de 95% de confiança, com exceção do ensaio 2-100A, devido ao valor elevado do desvio padrão em relação às médias.

Portanto houve diferença significativa nas médias, ao nível de 95%, apenas durante o ensaio com TDH de 2h e concentração 100g/l. Neste ensaio a média da DBO bruta na saída do reator R12 foi de 57mg/l e a do R6 de 86mg/l.

A figura 9.31 resume as características básicas das séries de saída da DBO bruta no reator R12 (a) e R6 (b).

Figura 9.31: Características básicas das séries de DBO efluente dos reatores

A figura 9.32 resume os efeitos do TDH, altura do reator e concentração de areia sobre a DBO bruta efluente sob a forma de um gráfico de dispersão x-y.

Figura 9.32: Efeito do TDH , concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a DBO bruta efluente

Observa-se na figura 9.32 que, com baixa carga afluente, ou seja, TDH=8h, o aumento da concentração de meio suporte prejudicou os resultados do tratamento. Para TDH de 4 horas houve melhora no efluente de ambos os reatores quando aumentou a concentração de areia (meio suporte).

A DBO filtrada efluente dos reatores é discutida a seguir. A tabela 9.23 apresenta o resultado do teste de hipóteses para o efeito da altura. A hipótese de nulo adotada é de que a média do R12 é igual à média do R6 em cada série, correspondendo a um dado TDH e concentração de meio suporte.

**Tabela 9.23: Características da DBO filtrada efluente e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo
Ho: DBO R12m = DBO R6m**

Série	R12			R6			T	Tmax	F	Fmax	Rejeita Ho?
	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)					
4-50	14	10	3,7	13	6	2,7	3,15	2,06	9,93	4,24	S S
8-50	14	4	1,0	14	5	1,5	0,59	2,06	0,35	4,23	N N
8-100	17	7	3,2	15	6	3,1	0,04	2,04	0,00	4,17	N N
6-100A	6	5	1,6	7	4	1,3	0,89	2,20	0,79	4,84	N N
4-100A	10	5	0,9	11	4	1,1	1,65	2,09	2,74	4,38	N N
3-100A	9	3	0,7	10	5	2,6	1,60	2,11	2,57	4,45	N N
2-100A	11	7	1,6	12	6	2,5	0,43	2,08	0,18	4,32	N N

Observa-se na tabela 9.23 que, em 5 séries de dados, o resultado do R6 foi melhor e somente em 2, a saber, 8-50 e 3-100A, o R12 apresentou menores valores de DBO filtrada na saída. A maior diferença entre os resultados das duas alturas ocorreu com TDH de 4h e 50g/l, com o reator 6m apresentando melhor desempenho. Pode-se observar na tabela 9.21 e na figura 9.30 que, neste ensaio, a DBO afluente tinha média menor que a média global, embora com diferença não significativa ao nível de 95%.

As características estatísticas básicas das séries de DBO filtrada efluentes são melhores visualizadas no gráfico tipo “box-plot” da figura 9.33.

Figura 9.33: Características básicas das séries de DBO filtrada efluente dos reatores

No gráfico da figura 9.34 apresenta-se o efeito do TDH e da concentração de meio suporte sobre a DBO filtrada na saída do R12 (a) e R6 (b). As barras de erros correspondem a um desvio padrão acima e abaixo da média.

Figura 9.34: Relação entre TDH e DBO filtrada na saída do reator R12 (a) e R6 (b) para as concentrações de meio suporte de 50g/l e 100g/l.

A figura 9.34 ilustra o fato de que, embora seja possível notar uma tendência da DBO aumentar com a diminuição do TDH, a variabilidade dos dados, indicada na figura pelas barras de um desvio padrão acima e abaixo do ponto médio, não permite estabelecer com significância estatística o efeito do TDH.

Como as médias de entrada variaram ao longo dos experimentos, embora sejam estimativas equivalentes das médias populacionais ao nível de significância de 95%, os efeitos das configurações podem ser melhores avaliados em termos de remoção média. Assim, no gráfico da figura 9.35 pode-se visualizar o efeito do TDH, concentração e altura do reator sobre a eficiência de remoção de DBO filtrada. Valores calculados com as médias.

Figura 9.35: Remoção de DBO filtrada em função do TDH para os dois reatores e concentrações de meio suporte investigadas

A observação do gráfico da figura 9.35 permite inferir, que com a concentração de meio suporte de 50g/l, a diminuição do TDH afetou de maneira sensível a eficiência de remoção de DBO filtrada. Entretanto, para a concentração de 100mg/l, este efeito não foi observado, com os tempos de 8h e 2h apresentando as menores eficiências e o TDH = 3h a maior eficiência.

A tabela 9.24 apresenta a comparação entre as médias afluentes de DQO. A hipótese de nulo é que a média de cada série é igual à média global de todos os dados. A tabela segue a mesma notação das anteriores, tabelas 9.21 a 9.23.

Tabela 9.24: Teste de variância das médias de DQO bruta afluente

Série	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)	t	.tmax	F =	Fmax	Rejeita Ho?
Total	114	622	127					
4-50	17	566	94	1,73	1,98	3,00	3,91	N N
8-50	11	584	60	0,98	1,98	0,97	3,92	N N
8-100	14	648	71	0,75	1,98	0,56	3,92	N N
6-100A	7	784	239	3,09	1,98	9,56	3,92	S S
4-100A	12	662	135	1,03	1,98	1,06	3,92	N N
3-100A	11	611	96	0,28	1,98	0,08	3,92	N N
2-100A	14	653	185	0,82	1,98	0,67	3,92	N N
3-100F15%	10	649	158	0,64	1,98	0,40	3,92	N N
3-100F20%	15	541	159	2,25	1,98	5,04	3,92	S S

Portanto, a última série apresentou média inferior às outras, e a série 6-100A teve média superior, ao nível de significância de 95%. As demais não apresentaram diferenças significativas ao nível de 95%. O gráfico tipo box-plot da figura 9.36 apresenta a distribuição das características básicas das séries de DQO afluente aos reatores nos diversos ensaios.

Figura 9.36: Características básicas da DQO afluente nos diversos ensaios

A análise da DQO na saída dos reatores é apresentada na tabela 9.25 contendo a média e desvio padrão de cada série, assim como os resultados dos testes de significância para a diferença entre os resultados do reator R12 e o R6.

**Tabela 9.25 : Características da DQO bruta na saída e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo
Ho: DQO R12m = DQO R6m**

Série	R12			R6			T	$t_{\max}$	F	Fmax	Rejeita Ho?
	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)					
4-50	14	208	98	15	204	120	0,08	2,05	0,01	4,21	N N
8-50	10	147	55	9	127	48	0,84	2,11	0,70	4,45	N N
8-100	9	129	56	10	114	47	0,63	2,11	0,40	4,45	N N
8-100A	4	252	66	5	191	82	1,20	2,36	1,44	5,59	N N
6-100A	7	138	96	7	129	68	0,21	2,18	0,04	4,75	N N
4-100A	11	98	44	11	124	27	1,69	2,09	2,87	4,35	N N
3-100A	11	100	29	11	112	31	0,94	2,09	0,89	4,35	N N
2-100A	11	133	45	12	137	46	0,22	2,08	0,05	4,32	N N

Observa-se que, em 5 das 8 séries, o reator R6 apresentou menor DQO na saída. Apenas nas 3 últimas séries o resultado foi melhor no Reator 12m. As diferenças nas médias, entretanto, não foram significativas ao nível de 95%.

As características estatísticas básicas das séries de DQO bruta efluentes são melhor visualizadas na figura 9.37.

Figura 9.37: Características básicas das séries de DQO efluente dos reatores

A figura 9.38 resume os efeitos do TDH, altura do reator e concentração de areia sobre a DQO bruta efluente.

Figura 9.38: Efeito do TDH , concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a DQO bruta efluente

Observa-se na figura 9.38 que, com a DQO, registrou-se o mesmo comportamento já observado com a DBO. Com a maior concentração de areia, o resultado com TDH = 2h foi tão bom quanto o de 4h com a menor concentração. O melhor resultado ocorreu com TDH = 3h.

O tratamento estatístico dos dados da DQO filtrada dispensa a avaliação da homogeneidade das séries afluentes, pois esse parâmetro não é avaliado na entrada dos reatores, sendo que a tabela 9.24 apresentou esse dado para a DQO afluente. A tabela 9.26 apresenta o teste estatístico da diferença entre médias da DQO efluente dos reatores R12 e R6.

Tabela 9.26 : Características da DQO filtrada na saída e verificação do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : DQO R12m = DQO R6m

Série	R12			R6			T	tmax	F	Fmax	Rejeita H_0 ?
	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)	N	Média (mg/l)	SD (mg/l)					
4-50	27	55	19	25	37	14	3,85	2,01	14,8	4,03	S S
8-50	26	41	5	23	43	6	1,28	2,01	1,63	4,05	N N
8-100	18	43	13	18	40	13	0,64	2,03	0,41	4,13	N N
8-100A	4	77	13	4	79	15	0,15	2,45	0,02	5,99	N N
6-100A	6	46	8	7	52	17	0,80	2,20	0,63	4,84	N N
4-100A	10	34	5	9	33	4	0,67	2,11	0,45	4,45	N N
3-100A	9	32	4	10	31	5	0,36	2,11	0,13	4,45	N N
2-100A	13	42	9	13	46	10	1,30	2,06	1,70	4,26	N N

As características das séries de valores de DQO filtrada efluente dos reatores podem ser melhor visualizadas nos gráficos tipo “box-plot” da figura 9.39.

Figura 9.39: Características básicas das séries de DQO filtrada efluente dos reatores.

A figura 9.40 resume os efeitos do TDH, altura do reator e concentração de areia sobre a DQO filtrada efluente.

Figura 9.40: Efeito do TDH , concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a DQO filtrada efluente.

A figura 9.40 permite verificar o efeito de melhoria das condições de operação dos reatores com o tempo durante a carreira realizada com o propulsor axial. Os valores com TDHs de 8h e 6h foram obtidos durante o período de aclimatação do reator e a rigor não devem ser considerados na análise do efeito do TDH.

Considerando apenas as séries de 4h, 3h e 2h, verifica-se que, apesar dos reatores já se encontrarem fora do período de aclimatação, ainda ocorreu uma melhora no desempenho com a diminuição do TDH de 4h para 3h. Apenas quando a vazão foi aumentada para valores correspondentes a um TDH = 2 h o desempenho do reator voltou a piorar devido possivelmente à sobrecarga.

Assim, enquanto que com 100g/l o desempenho melhorou quando o TDH diminuiu de 4h para 3h, com a menor concentração de meio suporte a diminuição do tempo de detenção acarretou aumento na DQO de saída, conforme esperado.

Com relação ao efeito da concentração de meio suporte, observa-se na figura 9.36 que, mesmo com resultados piores do que com 3h, os reatores produziram com 2h e 100g/l um efluente melhor que o obtido em 4 horas com 50g/l.

9.5.2. Nitrogênio

A análise estatística dos dados de nitrogênio em suas diversas formas inicia-se, como executado com os demais parâmetros, com a apresentação do teste de homogeneidade das séries afluentes.

A tabela 9.27 apresenta a comparação entre as médias afluentes de NTK. A hipótese de nulo é que a média de cada série não é diferente da média global de todos os dados.

Tabela 9.27: Teste de variância das médias de NTK afluente. Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de NTK

Série	N	Média (mg-N/l)	SD (mg-N/l)	t	.tmax	F =	Fmax	Rejeita Ho?
Total	109	79,2	10,9					
4-50	19	80,3	8,5	0,396	1,979	0,157	3,92	N N
8-50	15	77,6	11,2	0,542	1,980	0,294	3,92	N N
8-100	12	83,1	6,7	1,206	1,980	1,454	3,92	N N
6-100A	5	88,8	6,3	1,932	1,981	3,734	3,93	N N
4-100A	10	80,1	5,8	0,259	1,980	0,067	3,92	N N
3-100A	9	83,1	4,1	1,045	1,981	1,092	3,92	N N
2-100A	12	74,9	11,8	1,291	1,980	1,667	3,92	N N
3-100F15%	12	73,6	12,2	1,659	1,980	2,752	3,92	N N
3-100F20%	9	84,9	11,8	1,482	1,981	2,197	3,92	N N

Observa-se na tabela 9.27 que a última série analisada (3-100F15%) apresentou a menor média (73,6mg-N/l) e a maior média afluente foi a da série 6-100A (88,8mg-N/l). Entretanto, não são diferenças significativas ao nível de significância de 95%. O gráfico tipo box-plot da figura 9.41 apresenta a distribuição das características básicas das séries de NTK afluente aos reatores nos diversos ensaios.

Figura 9.41: Características básicas do NTK afluente nos diversos ensaios.

Com relação ao nitrogênio amoniacal, o teste de homogeneidade das séries afluentes é apresentado na tabela 9.28. A tabela apresenta a comparação entre as médias afluentes de nitrogênio amoniacal e a hipótese de nulo é que a média de cada série não é diferente da média global de todos os dados.

Tabela 9.28: Teste de variância das médias de nitrogênio amoniacal afluente.
Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de nitrogênio amoniacal

Série	N	Média (mg-N/l)	SD (mg-N/l)	t	.tmax	F =	Fmax	Rejeita Ho?
Total	108	55,4	10,2					
4-50	17	54,5	7,7	0,35	1,98	0,12	3,92	N N
8-50	14	57,3	11,5	0,65	1,98	0,42	3,92	N N
8-100	15	59,7	6,0	1,58	1,98	2,49	3,92	N N
8-100 A	5	65,6	5,1	2,22	1,98	4,93	3,93	S S
6-100 A	7	59,1	5,5	0,94	1,98	0,88	3,93	N N
4-100 A	10	47,2	5,7	2,51	1,98	6,30	3,92	S S
3-100 A	10	50,6	8,3	0,90	1,98	0,82	3,92	N N
2-100 A	12	47,9	10,0	2,43	1,98	5,91	3,92	S S
3-100F15%	9	48,2	8,7	2,98	1,98	8,90	3,92	S S
3-100F20%	14	75,7	11,0	6,96	1,98	48,38	3,92	S S

A análise da tabela 9.28 mostra que a quantidade de nitrogênio amoniacal no afluente apresentou maior variação durante o período de ensaios. Das 10 séries apresentadas na tabela, em 5 ocasiões as médias afluentes podem ser consideradas diferentes da média global no período. A média foi superior em duas séries (8-100A e 3-100F20%) e inferior em 3 séries (4-100A 2-100A e 3-100F15%), diferenças significativas ao nível de 95% de confiança.

O gráfico tipo box-plot da figura 9.42 apresenta a distribuição das características básicas das séries de nitrogênio amoniacal afluente aos reatores nos diversos ensaios.

Figura 9.42: Características básicas do nitrogênio amoniacal afluente nos diversos ensaios.

Com relação ao efeito da altura, apresenta-se a tabela 9.29 com o teste de variância das médias efluente do R12 e R6.

**Tabela 9.29 : Dados do nitrogênio amoniacal efluente dos reatores e verificação do efeito da altura.
Hipótese de nulo $H_0: R12m = R6m$**

Série	N	R12 Média (mg-N/l)	SD (mg-N/l)	N	R6 Média (mg-N/l)	SD (mg-N/l)	t	tmax	F	Fmax	Rejeita H_0 ?
4-50	11	1,8	2,5	18	1,8	6,8	0,00	2,05	0,00	4,21	N N
8-50	14	0,1	0,2	14	0,2	0,2	0,75	2,06	0,56	4,23	N N
8-100	13	0,4	0,4	13	0,4	0,5	0,44	2,06	0,20	4,26	N N
8-100A	3	0,2	0,3	3	0,2	0,2	0,00	2,78	0,00	7,71	N N
6-100A	7	0,3	0,3	7	0,1	0,2	1,20	2,18	1,43	4,75	N N
4-100A	12	0,9	0,6	12	0,4	0,5	2,02	2,07	4,07	4,30	N N
3-100A	10	1,3	0,6	10	1,1	0,4	0,18	2,10	0,03	4,41	N N
2-100A	13	15,7	9,9	12	12,1	5,2	0,70	2,07	0,48	4,28	N N

Observa-se que não houve diferença estatisticamente significativa no nitrogênio amoniacal efluente do R12 e R6.

Figura 9.43: Características básicas das séries de nitrogênio amoniacal efluente dos reatores

A figura 9.43 permite verificar claramente que com TDH=2h o funcionamento dos dois reatores foi deficiente quanto à remoção de nitrogênio amoniacal.

Com relação ao nitrogênio amoniacal afluente, os menores valores médios foram os da série 4-100A e 2-100A, respectivamente 47,2mg-N/l e 47,9mg-N/l, diferenças significativas, ao nível de 95% de confiança, em relação à média global (54,5mg-N/l) das 108 leituras válidas. Não houve diferenças estatisticamente significativas no nitrogênio amoniacal efluente do R12 e R6.

Com relação ao nitrito na saída dos reatores, houve diferenças estatisticamente significativas, conforme o resultado dos testes apresentados na tabela 9.30. A tabela 9.30 apresenta também os testes para diferenças nas médias de nitrato.

Tabela 9.30 : Características do nitrito e nitrato na saída e teste do efeito da altura. Hipótese de nulo H_0 : $R_{12} = R_6$

Série	Nitrito R12 (mg-N/l)			Nitrito R6 (mg-N/l)			?*	Nitrato R12 (mg-N/l)			Nitrato R6 (mg-N/l)			?*
	N	Média	SD	N	Média	SD		N	Média	SD	N	Média	SD	
4-50	17	1,9	3,6	18	0,4	0,5	S	19	20,6	12,3	17	30,5	8,8	S
8-50	14	0,3	0,1	16	0,2	0,1	S	16	27,8	7,1	16	35,8	4,9	S
8-100	11	0,2	0,2	13	0,8	2,1	N	15	24,9	12,2	15	26,2	10,2	N
8-100A	5	17,3	11,5	5	15,2	13,7	N	5	44,5	28,8	5	38,7	35,0	N
6-100A	6	0,2	0,1	6	0,1	0,1	N	6	19,3	5,7	6	18,9	4,0	N
4-100A	12	0,2	0,04	12	0,2	0,07	N	12	19,0	5,7	12	19,6	4,5	N
3-100A	11	0,3	0,1	10	0,8	0,4	S	10	10,9	1,5	9	8,8	2,4	S
2-100A	13	0,8	0,3	9	1,5	0,5	S	13	10,4	5,4	13	9,8	3,0	N

Obs: * = Rejeita Hipótese de Nulo?

Observa-se na tabela 9.30 que, para o nitrito, ocorreram 4 séries com diferenças significativas entre as duas alturas de reator (4-50, 8-50, 3100A, 2-100A) e, nas 4 restantes não houve diferença do efeito altura. Nas séries com diferença significativa, inclui-se a 4-50 como a única em que o R12 foi pior que o R6. Essa série registrou irregularidades no funcionamento do R12 já comentadas anteriormente e o dado de concentração de nitrito corrobora as afirmações de que nessa série o R12 trabalhou abaixo de seu potencial. Nas outras 3 séries com diferenças estatisticamente significativas o R12 sempre apresentou, em média, menos nitrito na saída que o R6.

O teste do efeito altura para o nitrato resultou em 3 séries com diferenças significativas entre o R12 e R6 (4-50, 8-50 e 3-100A) e em todas elas o R12 apresentou menos nitrato. Isso pode ser indício de melhor desnitrificação no R12, mas o dado precisa ser cotejado com os valores de remoção do nitrogênio para que se possa confirmar esta conclusão.

A figura 9.44 apresenta as características estatísticas básicas das séries de nitrito e nitrato para o R12 e a figura 9.45 traz a mesma informação para o R6.

Figura 9.44: Características básicas das séries de nitrito (a) e nitrato (b) no efluente do R12

Figura 9.45: Características básicas das séries de nitrito (a) e nitrato (b) no efluente do R6

A figura 9.46 resume os efeitos do TDH, altura do reator e concentração de areia sobre a eficiência da remoção de nitrogênio pelos reatores, na forma de um gráfico de dispersão x-y.

Figura 9.46: Efeito do TDH, concentração de meio suporte (areia) e altura sobre a eficiência na remoção de nitrogênio

É interessante verificar na figura 9.46 que, para ambos os reatores, com 100g/l ocorreu um progressivo aumento de eficiência à medida que o TDH diminuiu de 8h para 3h, só piorando na operação com TDH = 2h. A eficiência com 2h foi ligeiramente superior à de 8h de tempo de detenção. O índice máximo de remoção foi de cerca de 84% para TDH de 3h. Operando com 50g/l ocorreu, repetindo o padrão já observado com outros índices, redução da eficiência de remoção quando o TDH diminuiu de 8h para 4h. Novamente, repetindo padrão já comentado, o pior resultado com 100g/l (TDH = 2h) foi ainda ligeiramente superior ao melhor resultado obtido com 50g/l (TDH = 8h).

9.5.3. Fósforo

A análise estatística dos dados de fósforo total e ortofosfato inicia-se, como executado com os demais parâmetros, com a apresentação do teste de homogeneidade das séries afluentes.

A tabela 9.31 apresenta a comparação entre as médias afluentes de fósforo total. A hipótese de nulo é que a média de cada série não é diferente da média global de todos os dados.

Tabela 9.31: Teste de variância das médias de fósforo total afluyente. Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de fósforo total

Série	N	Média (mg-P/l)	SD (mg-P/l)	t	.tmax	F =	Fmax	Rejeita Ho?
Total	72	10,0	1,3					
8-100	3	11,2	0,2	1,47	1,99	2,16	3,97	N N
6-100A	7	11,1	1,2	2,02	1,99	4,10	3,97	S S
4-100A	12	10,0	1,2	0,12	1,99	0,01	3,96	N N
3-100A	11	9,7	1,3	0,70	1,99	0,50	3,96	N N
2-100A	14	9,1	2,1	2,23	1,99	4,99	3,95	S S
3-100F15%	13	9,8	1,7	0,51	1,99	0,26	3,96	N N
3-100F20%	15	10,3	1,3	0,69	1,99	0,48	3,95	N N

Quanto às concentrações de fósforo total, media dos valores encontrados no esgoto afluyente não apresentaram diferenças significativas, a não ser quando da série 6-100A e 2-100A.

A tabela 9.32 apresenta o teste estatístico da diferença entre médias de fósforo total efluente dos reatores R12 e R6, permitindo avaliar se a altura dos reatores foi estatisticamente significativa com relação a este parâmetro.

**Tabela 9.32 : Fósforo Total na saída e verificação do efeito da altura.
Hipótese de nulo Ho: Fósforo Total R12 = Fósforo R6**

Série	R12 (mg-P/l)			R6 (mg-P/l)			t	Tmax	F	Fmax	Rejeita Ho?
	N	Média	SD	N	Média	SD					
8-100A	3	6,8	0,6	3	6,8	1,1	0,05	2,78	0,00	7,71	N N
6-100A	7	6,6	1,4	7	6,4	1,2	0,34	2,18	0,11	4,75	N N
4-100A	12	6,4	0,5	12	6,7	1,1	0,80	2,07	0,65	4,30	N N
3-100A	11	6,6	0,6	11	6,5	0,4	0,48	2,09	0,23	4,35	N N
2-100A	14	7,1	1,1	14	6,7	0,9	0,90	2,06	0,82	4,23	N N

Por este teste verifica-se que não houve diferenças significativas, em termos de fósforo total, entre o reator R6 e R12.

O teste de homogeneidade dos dados de ortofosfato no esgoto afluyente é apresentado na tabela 9.33

Tabela 9.33: Teste de variância das médias de ortofosfato esgoto afluente.
Hipótese de Nulo = Afluentes tem a mesma média de ortofosfato

Série	N	Média (mg-P/l)	SD (mg-P/l)	t	.tmax	F =	Fmax	Rejeita Ho?
Total	70	5,4	1,1					
8-100	3	6,0	0,9	0,939	1,994	0,882	3,98	N N
6-100A	7	6,5	0,8	2,378	1,992	5,655	3,97	S S
4-100A	11	5,8	0,6	1,039	1,990	1,080	3,96	N N
3-100A	10	6,1	0,9	1,714	1,991	2,937	3,96	N N
2-100A	13	5,7	1,0	1,001	1,990	1,003	3,96	N N
3-100F15%	12	5,8	1,0	1,125	1,990	1,267	3,96	N N
3-100F20%	14	4,0	0,6	4,657	1,989	21,690	3,96	S S

Mais uma vez verificaram-se diferenças significativas para a serie 6-100A, o que parece indicar que houve problemas na obtenção dos dados para este TDH.

A tabela 9.34 apresenta o teste estatístico do efeito da altura efetuado por meio da diferença entre médias de ortofosfato na saída dos reatores R12 e R6.

Tabela 9.34 : Ortofosfato na saída e verificação do efeito da altura.
Hipótese de nulo Ho: Ortofosfato R12 = Ortofosfato R6

Série	R12 (mg-P/l)			R6 (mg-P/l)			t	Tmax	F	Fmax	Rejeita Ho?
	N	Média	SD	N	Média	SD					
8-100A	3	5,7	0,8	3	6,1	0,4	0,73	2,78	0,54	7,71	N N
6-100A	7	5,3	0,8	6	5,6	0,4	1,00	2,20	1,00	4,84	N N
4-100A	10	4,9	0,3	11	5,4	0,7	1,83	2,09	3,37	4,38	N N
3-100A	11	4,9	0,4	11	4,9	0,4	0,47	2,09	0,22	4,35	N N
2-100A	14	5,1	0,7	14	5,2	0,6	0,26	2,06	0,07	4,23	N N

Com relação à altura dos reatores, a remoção de ortofosfato teve o mesmo comportamento obtido para remoção de fósforo total, ou seja, o efeito da altura não apresentou melhorias significativas na remoção de ortofosfato.

No item 10.1.5 será realizada uma análise mais detalhada da remoção de fósforo total e ortofosfato com relação a introdução de um sistema de flotação.

Mais adiante no item 10.1.6, tabela 10.2 far-se-á uma comparação dos resultados entre o R12 sem e com o flotador.

10. Monitoramento da Etapa 4 de Operação dos Reatores

Pode-se dizer que, na etapa preliminar buscou-se resolver problemas de projeto e de operação dos reatores, através da definição de seu comportamento nas condições extremas de carga orgânica. Nas etapas 2 e 3, com a mesma configuração geométrica geral, buscou-se investigar os efeitos da variação do TDH e da concentração do meio suporte sobre os reatores. A etapa final envolveu novamente mudanças na configuração dos reatores, visando investigar soluções para a melhoria do efluente, tendo em vista o arraste de lodo de difícil sedimentabilidade.

Assim, conforme já descrito no item sobre a metodologia, a etapa 4 consistiu na instalação de um flotador integrado ao topo do R12 e, no R6, a instalação de um tubo interno de menor diâmetro. Esse capítulo apresenta inicialmente os resultados obtidos com a instalação do flotador integrado e posteriormente os efeitos da redução do diâmetro interno no R6 de altura.

10.1. Flotador

O período de monitoramento do reator com flotador integrado iniciou-se em 27/04/2004, estendendo-se por cerca de 120 dias. Nesta carreira o reator operou com TDH = 3h e com taxas de recirculação, utilizando água limpa, de 15% e de 20%.

10.1.1. DBO e DQO

Os dados referentes a DBO e DQO são apresentados no anexo A, tabelas A-C9.1 e A-C9.2. A figura 10.1 apresenta na forma gráfica os resultados de DBO bruta e filtrada da série 3-100 com flotador e a figura 10.2 os mesmos resultados em termos de remoção percentual.

Figura 10.1: Resultados do monitoramento da DBO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

Figura 10.2: Remoção percentual da DBO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

Por meio das figuras 10.1 e 10.2, constata-se que a remoção média da DBO bruta ficou abaixo de 90% e a remoção da DBO filtrada ficou próxima dos 97%, resultados bastante próximos aos obtidos antes da introdução do sistema de flotação.

Desta maneira, a introdução do flotador não surtiu o efeito desejado, ou seja, não se obteve um efluente do R12 com menos biomassa suspensa.

Pode-se observar ainda que variou bastante a taxa de remoção e que, eliminando-se alguns dos valores obtidos, a média de remoção da DBO bruta, utilizando taxa de recirculação

de 15%, situa-se acima dos 90%. O mesmo ocorreria se fossem eliminados alguns dados obtidos com taxa de recirculação de 20%, ou seja, a média de remoção da DBO bruta situou-se acima dos 90%.

As figuras 10.3 e 10.4 apresentam o desempenho do R12 com flotador com relação à DQO.

Figura 10.3: Resultados do monitoramento da DQO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

Figura 10.4: Remoção percentual da DQO no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

Quanto aos resultados de remoção da DQO bruta e filtrada as figuras 10.3 e 10.4 mostram que, praticamente nos mesmos dias em que a remoção foi baixa em termos de DBO, ocorreram também baixas remoções da DQO, o que pode indicar que nestas datas houve problemas no funcionamento do reator.

No caso da DBO e DQO, tanto bruta como filtrada, por utilizar na recirculação água limpa, esperava-se obter melhores resultados com taxa de recirculação maior, e isto não ocorreu. Mesmo que não se considerem as taxas de remoção abaixo de 80%, tanto na figura

10.2 como na figura 10.4, verifica-se que a remoção foi mais elevada utilizando taxa de recirculação de 15%.

Mais adiante, no item 10.1.6, tabela 10.2, far-se-á uma comparação dos resultados entre o R12 sem e com o flotador.

10.1.2. Nitrogênio

Na figura 10.5, onde são mostrados os resultados do nitrogênio, constata-se que com a menor taxa de recirculação melhores foram os resultados, mesmo que a concentração de NTK do esgoto afluyente tenha sido maior durante a operação com taxa de recirculação de 20%.

Figura 10.5: Resultados de Nitrogênio em suas diversas formas no R12 com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

No período com taxa de recirculação de 15%, parece ter havido uma maior desnitrificação face às concentrações finais de nitrato, muito baixas. Ao utilizar taxa de recirculação de 20% isto parece não ter ocorrido com a mesma eficiência, contendo o efluente do reator uma concentração elevada de nitrato e ocorrendo ainda concentrações, ainda que pequenas, de nitrogênio amoniacal, indicando que não ocorreu o processo de nitrificação e desnitrificação da mesma maneira que anteriormente.

Como era de se esperar, o sistema de flotação não trouxe melhorias significativas na remoção de nitrogênio.

10.1.3. Sólidos

Apresentam-se inicialmente as figuras 10.6 e 10.7 contendo os valores de concentrações de sólidos totais e suspensos, respectivamente, registrados durante a etapa 4 no R12 com flotador.

Figura 10.6: Concentração de sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e efluente do reator de 12 m com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

Figura 10.7: Concentração de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis no afluente e efluente do reator de 12 m com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

Quanto aos resultados de sólidos constata-se, tanto pela figura 10.6 como pela figura 10.7, que houve acúmulo de sólidos no reator, pois a concentração de sólidos totais encontrada no esgoto afluente era maior do que a encontrada no efluente.

Durante o período desta etapa, constatou-se visualmente o aumento de sólidos retidos na superfície do flotador. No entanto, não foi possível medir esses sólidos retidos com segurança.

Para realizar tal tarefa, durante alguns dias foram removidos os volumes de lodo produzido, em torno de 4,5 l de lodo/dia. A tabela 10.1 apresenta os valores das concentrações de sólidos neste lodo.

Tabela 10.1: Resultados de sólidos obtidos nos ensaios com o lodo no reator de 12 m.

Parâmetro	Ensaio 1	Ensaio 2
Sólidos Totais (g/d)	290	262
Sólidos Fixos (g/d)	69	60
Sólidos Voláteis (g/d)	221	201

A constatação de imprecisão na obtenção dos dados levou a que fossem utilizados apenas para se ter uma idéia do funcionamento do sistema de flotação.

10.1.4. Fósforo Total e Ortofosfato

Como comentado anteriormente, a instalação do sistema de flotação teve como um dos objetivos melhorar a remoção de fósforo total e da sua forma inorgânica (ortofosfato).

A figura 10.8 (a) e (b) mostra, respectivamente, os resultados da concentração do esgoto afluyente e efluente em relação ao fósforo total e ortofosfato e a figura 10.8 (c) mostra a taxa de remoção percentual de fósforo total e ortofosfato.

Pelas figuras 10.8 (a) e (b) verifica-se que as concentrações de fósforo total e ortofosfato diminuíram no efluente. As concentrações de fósforo total efluente não apresentaram diferença sensível com a mudança na taxa de recirculação, mas para o ortofosfato, aparentemente, a taxa de 20% produziu melhores resultados. Entretanto essa impressão não é confirmada pelas taxas de remoção mostradas em 10.8 (c), as quais indicam que a taxa de recirculação não teve influência significativa.

As taxas de remoção médias foram de cerca de 35%, variando entre 20% e 60% para o fósforo total, e entre 10% e 60% para o ortofosfato. Em relação aos dados da etapa anterior, verifica-se que a taxa de remoção melhorou, embora tenha ficado abaixo dos 50% e, conseqüentemente, ainda não satisfatórias.

Figura 10.8: Concentração de fósforo total (a), ortofosfato (b) e remoção de fósforo total e ortofosfato (c) no reator de 12 m com flotador. TDH = 3h, 100g/l de meio suporte

Para uma melhor análise dos resultados de fósforo, optou-se por fazer uma comparação entre o desempenho do R12 na etapa 3, sem flotação, e na etapa 4, utilizando o sistema flotador com água limpa em taxas de recirculação de 15% e 20%. Esses resultados estão apresentados na figura 10.9.

Figura 10.9: Concentração de fósforo total (a), ortofosfato (b) e remoção de fósforo total e ortofosfato (c) no reator de 12m sem e com sistema de flotação

Pela figura 10.9 (c) verifica-se que o melhor resultado foi conseguido utilizando o sistema de flotação com taxa de recirculação de 15%.

Com relação ao sistema de flotação no tocante à remoção de fósforo cabe ainda chamar atenção que no período em que foram realizadas as análises de sólidos no lodo, a concentração de SSV encontrada no efluente foi de 70mg/l e a concentração de $P_{\text{orgânico}}$ (diferença do fósforo total e ortofosfato) foi igual a 4mg/l, sendo obtida uma relação de $P_{\text{orgânico}}/\text{SSV}$ igual a 0,057, sendo que a relação usual em sistemas de lodos ativados varia de 0,02 a 0,025.

Este resultado parece indicar de que esteja ocorrendo uma remoção biológica do P em excesso, devido a uma possível condição anaeróbia no interior das biopartículas, muito embora tenha sido observada neste mesmo período uma concentração elevada de nitrato (44mg/l) no efluente.

No geral pode-se afirmar que a remoção de P foi apenas razoável, motivada talvez em função da perda de SSV juntamente com o efluente, que foi bastante elevada.

10.1.5. Comparação dos Resultados do Reator R12 com e sem Flotação

A tabela 10.2 apresenta um resumo dos resultados obtidos com TDH=3h e com 100g/l de meio suporte, nas condições da etapa 3 (carreira 9 série 3-100A) e após a instalação do flotador integrado (carreira 10, séries 3-100F15 e 3-100F20), permitindo comparar de maneira global os efeitos da modificação efetuada na etapa 4.

Tabela 10.2: Remoção percentual do R12 com e sem flotador

Parâmetro	Concentração média						Teste de Hipóteses*					
	Afluente			Efluente			Remoção Percentual (%)			Rejeita H_0 ?***		
	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1x2	1x3	2x3
DBO bruta (mg/l)	282	306	269	32	36	38	89	88	85	N	N	N
DBO filtrada (mg/l)	-	-	-	3	6	5	99	98	98	S	N	N
DQO bruta (mg/l)	630	649	541	100	83	67	84	87	88	N	N	N
DQO filtrada (mg/l)	-	-	-	58	49	54	95	91	91	S	S	N
N Total (mg-N/l)	83	74	85	21	17	39	74	77	54	S	S	S
Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)	51	48	76	1	2	2	97	97	99	N	N	S
Fósforo Total (mg-P/l)	10	10	10	7	6	6	32	43	43	S	S	N
Ortofosfato (mg-P/l)	6	6	4	5	4	2	18	30	37	S	S	N

OBS: * Série1 = 3-100A; Série 2 = 3-100F15; Série 3 = 3-100F-20

** Hipótese de Nulo H_0 = Remoções iguais com 95% de confiança

Os valores numéricos de todos os parâmetros agrupados na tabela 10.2 corroboram o que foi discutido nos itens anteriores com exceção do sistema utilizando flotador e taxa de recirculação de 20% onde a remoção de nitrogênio total foi abaixo de 50%, não havendo motivo para repetição. No entanto esta tabela mostra que a remoção de fósforo melhorou com a introdução do sistema de flotação, o que mostra que é viável a instalação de um sistema de flotação para melhorar o desempenho deste tipo de reator. Com base nessa expectativa, para

testar este tipo de solução, foram realizados ensaios de flotação em laboratório, que serão apresentados no item 11.3.

10.2. Redução do Diâmetro interno

Neste item, são apresentados os dados obtidos com o R6 na configuração 250-100, ou seja, com tubo interno de 0,10m de diâmetro. O reator operou com essa configuração durante um período aproximado de 140 dias, com TDH = 3h e 100g/l de concentração de areia como meio suporte.

Após a apresentação dos dados obtidos com essa configuração, os resultados são comparados com a configuração 250-200, operando com mesmo TDH e concentração de meio suporte.

10.2.1. Dados obtidos com a configuração 250-100

Os dados do desempenho da configuração 250-100 foram obtidos de um total de 21 ensaios válidos com o TDH de 3 horas e vazões de ar em torno de 2000 l/h, após um período de partida de cerca de 50 dias.

Durante os ensaios o pH da zona de reação teve valor médio de 6,7, com um desvio padrão de 0,56. O pH do esgoto afluente teve média de 7,7 e desvio padrão de 0,15. Para o efluente a média do pH foi de 7,35, com desvio padrão de 0,33. Os valores da temperatura do ar e do esgoto na zona de reação também foram registrados, tendo uma média de 20,8⁰C e desvio padrão de 3,3⁰C para o ar, e média de 24,1⁰C com desvio padrão de 1,2⁰C para o esgoto na zona de reação.

As vazões de ar e as medições de OD no topo do R6 utilizadas durante toda a fase experimental estão apresentadas na figura 10.10 e 10.11, respectivamente.

A operação começou com vazões da ordem de 1200 l/h, num período de 18 dias. As vazões pequenas foram utilizadas no início para testar a capacidade de manutenção do meio fluidizado nas condições mais adversas, ou seja, antes do crescimento do biofilme. Conforme esperado, com a redução do diâmetro, não se registrou problemas de suspensão do meio fluidizado no período inicial (partida).

Da figura 10.11 observa-se que houve uma diminuição de OD, provavelmente devido ao crescimento do biofilme. Para tentar contornar este problema a vazão de ar injetada foi aumentada para 1800 l/h e posteriormente para 2100 l/h, buscando com isso manter sempre cerca de 2mg/l de OD no topo do reator.

Figura 10.10: Vazões de ar durante a carreira da configuração 250-100

Figura 10.11: Dados de acompanhamento do oxigênio dissolvido na zona de reação

Após aproximadamente 50 dias de operação, iniciou-se monitoramento do reator com as determinações analíticas laboratoriais, no período dos pontos identificados como “ensaio” na figura 10.10.

Já no final da etapa dos ensaios, diminuiu-se a vazão de ar para 1500 l/h, para avaliar o funcionamento do reator sob essas condições. O repentino acréscimo de OD pode ser devido a esta diminuição na vazão de ar ocorrida anteriormente à coleta, o que levou o reator a operar em estado anóxico, causando o desprendimento do biofilme e seu carregamento, ocasionando momentaneamente o reator a trabalhar com um acréscimo de OD. Posteriormente o biofilme

se recompôs, adaptando-se às novas condições do meio, e o OD voltou a decrescer, tendendo a estabilizar no patamar anterior.

A figura 10.12 apresenta os resultados do monitoramento da DBO durante a avaliação do R6 com a configuração 250-100.

Figura 10.12: DBO de entrada (bruta) e de saída (bruta e filtrada), no R6 configuração 250-100

Ao comparar a DBO bruta e filtrada, nota-se que seus valores não apresentam grandes variações ao longo do tempo. No entanto, as diferenças entre DBO bruta e filtrada mostram que o carreamento de sólidos com o efluente para fora do reator foi significativo. Normalmente, no ato das determinações analíticas não se notava diferença expressiva entre o efluente filtrado e o bruto. A Figura 10.13 apresenta o aspecto visual do afluente (à esquerda), o efluente bruto (ao centro) e o do efluente filtrado (à direita).

Figura 10.13: Aspecto visual do afluente e do efluente bruto e filtrado

Foi observada uma sensível piora no aspecto visual do efluente por volta de 30/9 (entre o 9º e 10º ensaio), fato este que pode estar relacionado com o aumento da biomassa

suspensa, a qual compete com o biofilme e provoca a diminuição de sua espessura. Além disso a biomassa suspensa revelou-se de baixa sedimentabilidade e não era totalmente retida no decantador, ocasionando um efluente visivelmente mais escuro. Essa pior qualidade se percebe ao notar a distância entre as concentrações obtidas de DBO bruta e filtrada nas determinações subsequentes entre 6/10 e 13/10 (ensaios 10,11 e 12). A DBO bruta e a filtrada tiveram uma remoção média de 88% e 96%, respectivamente.

Os resultados do monitoramento da DQO são apresentados na figura 10.14.

Figura 10.14: DQO de entrada (bruta) e de saída (bruta e filtrada), no R6 configuração 250-100

A DQO efluente apresentou valores aproximadamente constantes em todo o período, principalmente a DQO filtrada. Apesar do reator ter sofrido uma mudança na vazão de ar entre o 13º e 16º ensaios, não foi possível notá-la nos resultados da DQO. O 20º e 21º ensaios tiveram piores resultados tanto na DBO como na DQO devido à diminuição da vazão de ar neste período. Pode perceber que com o decréscimo na vazão de ar houve um pior desempenho no tratamento.

A DQO média no período de monitoramento foi de 50mg/l e 31mg/l, com desvio padrão de 15mg/l e 4mg/l para o efluente bruto e filtrado, respectivamente. A eficiência de remoção no período foi de 91% e 94% para a DQO bruta e filtrada, respectivamente.

A figura 10.15 apresenta os resultados obtidos com a medição do nitrogênio em suas diversas formas.

O valor médio do nitrogênio total (NTK) afluente foi de 116mg-N/l com desvio padrão de 16,1mg-N/l. A concentração de nitrogênio total efluente (soma do nitrogênio efluente em suas diversas formas) atingiu a média de 35mg-N/l, correspondendo a uma remoção média de 81mg-N/l. Em termos percentuais a remoção foi de 70% na média.

Figura 10.15: Resultados de nitrogênio para a configuração 250-100, TDH = 3h

Os resultados das determinações analíticas incluem ainda o monitoramento do fósforo total e ortofosfato, cujos resultados são apresentados, juntamente com todos os dados de monitoramento do fósforo na figura 10.16 e na tabela A-C10.6 do anexo A.

Figura 10.16: Fósforo na entrada (esgoto afluente) e saída (efluente) do reator R6 configuração 250-100

Os valores das médias e desvio padrão do fósforo total foram de 11mg/l e 0,9mg/l para o afluente, e 6mg/l e 0,5mg/l para o efluente, com uma remoção média de 46,4%. Quanto ao ortofosfato, obteve-se uma média afluente de 4mg/l com desvio padrão de 0,3mg/l.

10.2.2. Comparação entre as configurações 250-200 e 250-100

Neste item serão apresentados de forma resumida os resultados do tratamento obtidos anteriormente na configuração 250-200 e os da configuração atual para melhor avaliar os efeitos da modificação sobre os parâmetros monitorados.

DBO

A tabela 10.3 reúne dados estatísticos básicos das séries de dados de DBO, bem como o resultado dos testes de significância para as diferenças entre médias das configurações 250-200 e 250-100. As duas primeiras colunas apresentam os valores afluentes brutos (A200BR e A100BR), sendo a numeração referente ao diâmetro interno da configuração. A seguir os valores efluentes brutos das duas configurações (E200BR e E100BR) e nas duas últimas colunas os valores da DBO efluente filtrada (E200Filtr e E100Filtr).

Tabela 10.3: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DBO

	A200Br	A100Br	E200Br	E100Br	E200Filtr	E100Filtr
Num. Dados	10	17	11	19	10	17
Média Amostral (mg/l)	281	306	32	35	5	13
Desvio Padrão (mg/l)	29	49	7	12	3	5
Interv. Confiança Média (95%)						
Inferior (mg/l)	263	283	27	30	3	10
Superior (mg/l)	300	330	36	41	6	15
Teste T: Ho = médias iguais						
variável t =		1,435		0,834		4,501
t limite (95%) =		2,060		2,048		2,060
Rejeita Ho ?		NÃO		NÃO		SIM
Teste F: Ho = médias iguais						
F =		2,059		0,696		20,3
Fmax (95%) =		4,24		4,20		4,24
Rejeita Ho ?		NÃO		NÃO		SIM

Observa-se na tabela 10.3 que a média amostral da DBO afluente foi ligeiramente maior durante o ensaio da configuração 250-100, mas a diferença não foi significativa ao nível de 95%. O mesmo pode ser dito em relação ao efluente bruto, em que a média passou de 32mg/l para 35mg/l, uma diferença não significativa ao nível de 95% de confiança. No caso da DBO filtrada houve um piora estatisticamente significativa, com a média passando de 5mg/l para 13mg/l.

As diferenças entre a DBO efluente bruta e filtrada nas duas configurações evidenciam em primeiro lugar que o sistema separador funcionou melhor na configuração 250-100 do que na 250-200, possivelmente devido a condições hidrodinâmicas mais favoráveis para limitar a espessura do biofilme na configuração 250-100. Por outro lado, essas mesmas condições, aliadas a uma menor vazão de ar, limitaram o resultado do tratamento, levando a se encontrar maiores concentrações de DBO filtrada no efluente da configuração 250-100.

As Figuras 10.17 e 10.18 apresentam gráficos tipo “box-plot” em que podem ser visualizados os comportamentos das séries de dados de DBO.

Figura 10.17: DBO bruta afluente aos ensaios com as duas configurações

Figura 10.18: DBO bruta e filtrada efluente dos ensaios com as duas configurações

DQO

O mesmo tratamento de dados foi realizado para as séries de DQO obtidas nos ensaios com as configurações 250-200 e 250-100. Os principais dados estatísticos das séries e os testes de significância para igualdade entre as médias são apresentados na tabela 10.4.

Tabela 10.4: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DQO

	A200Br	A100Br	E200Br	E100Br	E200Filtr	E100Filtr
Num. Dados	11	16	11	16	10	14
Média Amostral (mg/l)	611	561	112	50	31	31
Desvio Padrão (mg/l)	96	97	31	15	5	4
Interv. Confiança Média (95%)						
Inferior (mg/l)	554	513	94	43	28	29
Superior (mg/l)	668	608	131	57	34	33
Teste T: Ho = médias iguais						
variável t =		1,328		7,012		0,029
t limite (95%) =		2,060		2,060		2,074
Rejeita Ho ?		NÃO		SIM		NÃO
Teste F: Ho = médias iguais						
F =		1,764		49,163		0,001
Fmax (95%) =		4,24		4,24		4,30
Rejeita Ho ?		NÃO		SIM		NÃO

Segundo a tabela 10.4 a média da DQO afluenta foi maior durante o ensaio da configuração 250-200, invertendo-se a situação observada com a DBO. A diferença, entretanto, não é suficientemente grande em relação ao desvio padrão das amostras para que as médias possam ser consideradas diferentes, com intervalo de confiança de 95%.

A DQO efluente bruta foi mais de duas vezes maior na configuração 250-200, ao passo que a DQO efluente filtrada foi igual nas duas configurações do reator.

A configuração 250-100 apresentou bom desempenho hidrodinâmico, além de boa eficiência no tratamento, pois além da remoção obteve-se regularmente um efluente bastante clarificado, fornecendo portanto, maior qualidade no efluente bruto.

As Figuras 10.19 e 10.20 apresentam gráficos tipo “box-plot” em que podem ser visualizados os comportamentos das séries de dados de DQO.

Figura 10.19: Ensaio com DQO bruta afluente das duas Configurações

A nova relação de diâmetros do reator melhorou o comportamento de sedimentabilidade do lodo, pois como se nota na figura 10.20 o efluente bruto melhorou sensivelmente, e o filtrado manteve-se nos mesmos padrões, diminuindo assim a diferença da DQO entre os efluentes bruto e filtrado.

Figura 10.20: Efluente dos ensaios de DQO bruta e filtrada com as duas configurações

Nitrogênio

As principais estatísticas de nitrogênio amoniacal, NTK, nitrito e nitrato obtidas nos ensaios com as configurações 250-200 e 250-100 e os testes de significância para igualdade entre as médias são apresentados na tabela 10.5.

Tabela 10.5: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de Nitrogênio em suas diversas formas

	Afluente						Efluente					
	N. Amoniacal		NTK		N. Amoniacal		Nitrato		Nitrito		NT	
	A200	A100	A200	A100	E200	E100	E200	E100	E200	E100	E200	E100
N. Dados	10	16	9	17	10	15	9	17	10	17	9	17
Média (mg-N/l)	52,4	70,0	83,1	116,0	1,1	5,0	8,8	20,5	0,8	1,4	21,0	34,9
Desv.Pad. (mg-N/l)	8,3	9,4	4,1	16,1	0,4	4,4	2,4	6,0	0,4	0,6	3,0	5,2
Int. Conf. Média (95%)												
Inferior (mg-N/l)	47,3	65,4	80,4	108,3	0,8	2,8	7,3	17,6	0,6	1,2	16,0	26,3
Superior (mg-N/l)	57,6	74,7	85,7	123,6	1,3	7,2	10,3	23,3	1,1	1,7	25,9	43,5
Teste T Ho = médias iguais												
t =		4,84		5,98		2,82		5,52		2,78		7,33
t _{max} (95%)		2,06		2,06		2,07		2,06		2,06		2,06
Rejeita?		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM
Teste F Ho = médias iguais												
F =		23,5		35,8		7,9		30,5		7,7		53,7
F _{max} (95%)		4,26		4,26		4,28		4,26		4,24		4,26
Rejeita?		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM

Segundo a tabela 10.5 a concentração média de nitrogênio amoniacal afluente foi maior na configuração 250-100, diferença significativa ao nível de 95% de confiança. Entretanto, os resultados de remoção foram próximos, 93% na configuração 250-100 e 98% na configuração 250-200. As remoções não apresentaram diferenças estatisticamente significativas a nível de 95% de confiança. Todavia a concentração de nitrogênio amoniacal efluente foi mais elevada na configuração 250-100; isto pode ter ocorrido por causa do tempo de subida das biopartículas pelo tubo interno (de aeração) do reator ter sido menor.

Quanto à presença de maior concentração de nitrato no efluente da configuração 250-100, isto pode ter ocorrido devido a se ter maior concentração de nitrogênio no esgoto afluente ou, conforme já foi comentado, pode ser resultado de condições hidrodinâmicas diferentes sobre o biofilme que limitariam a espessura da zona anóxica, dificultando a desnitrificação na configuração 250-100.

O ocorrido com o nitrogênio amoniacal repetiu-se com o NT; as concentrações afluentes da configuração 250-100 apresentam valores maiores que a configuração 250-200, no entanto as taxas de remoção, apesar de semelhantes, foram maiores na configuração

250-200 que na 250-100, 75% e 70% respectivamente, sendo apresentadas na tabela 10.8, ao final deste item, que contém a comparação de todas as eficiências de remoção.

As figuras 10.21 e 10.22 apresentam gráficos em que podem ser visualizados os comportamentos das séries de dados de nitrogênio em suas diversas formas no afluente e no efluente das configurações 250-200 e 250-100.

Figura 10.21: Dados de N amoniacal e NT afluente às duas configurações

Figura 10.22: Dados de N amoniacal, nitrito, nitrato e NT no efluente das duas configurações

A comparação entre as duas configurações analisadas pode ser efetuada ainda por meio da relação entre a remoção de nitrogênio total e de DBO, um índice que permite

verificar a eficiência do processo de nitrogênio. Utilizando os valores de DBO e NT das tabelas 10.3 e 10.5 e considerando a vazão correspondente ao TDH = 3h, chega-se, para esse índice, aos valores de 0,239 kg-N_{Removido}/kg DBO_{Removido} para a configuração 250-200 e de 0,299 kg-N_{Removido}/kg DBO_{Removido} para a configuração 250-100. Este resultado indica que houve uma melhor remoção de nitrogênio no reator 250-100.

Sólidos

O tratamento estatístico dos dados usado aqui é o mesmo utilizado anteriormente para os demais dados. Os sólidos foram divididos em duas partes, os sólidos totais, sendo, totais, totais fixos e totais voláteis, e os sólidos suspensos, sendo suspensos, suspensos fixos e suspensos voláteis.

Os principais dados estatísticos das séries e os testes de significância para igualdade entre as médias são apresentados na Tabela 10.6.

Tabela 10.6: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de sólidos totais, totais fixos e totais voláteis

	Sólidos Totais				Totais Fixos				Totais Voláteis			
	Afluente		Efluente		Afluente		Efluente		Afluente		Efluente	
	200	100	200	100	200	100	200	100	200	100	200	100
N. Dados	11	15	11	15	11	15	11	15	11	16	11	17
Média (mg/l)	707	759	523	494	321	402	288	295	386	356	236	201
Desv.Pad. (mg/l)	114	46	58	35	37	33	45	41	94	34	61	44
Int. Conf. Média (95%)												
Inferior (mg/l)	639	736	489	476	299	385	261	274	331	340	200	180
Superior (mg/l)	774	782	558	511	343	419	314	316	441	373	272	221
Teste T Ho = médias iguais												
t =	1,62		1,63		5,91		0,44		1,163		1,780	
t _{max} (95%)	2,06		2,06		2,06		2,06		2,060		2,056	
Rejeita?	NÃO		NÃO		SIM		NÃO		NÃO		NÃO	
Teste F Ho = médias iguais												
F =	2,63		2,65		34,89		0,19		1,35		3,17	
F _{max} (95%)	4,26		4,26		4,26		4,26		4,24		4,23	
Rejeita?	NÃO		NÃO		SIM		NÃO		NÃO		NÃO	

Como visto na tabela 10.6 os resultados de concentrações de sólidos são bastante parecidos, podendo-se afirmar estatisticamente que somente o afluente dos sólidos totais fixos não representa amostras de uma mesma população. Neste caso, novamente, o efluente da configuração 250-100 é praticamente igual ao da configuração 250-200, apesar das concentrações de sólidos totais no afluente serem sensivelmente maiores.

Apesar dos sólidos totais estarem com valores bastante parecidos, a nova configuração de reator trouxe melhora quanto a este aspecto para o efluente, melhora esta que pode ser percebida nos dados dos sólidos suspensos.

A Figura 10.23 apresenta o gráfico em que pode ser visualizado o comportamento das séries de dados de sólidos.

Figura 10.23: Resultados das determinações analíticas de sólidos totais afluentes e efluentes

Na Tabela 10.7 podem ser vistos os dados comparativos de sólidos suspensos entre as duas configurações de reatores estudadas.

Tabela 10.7: Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de sólidos suspensos, suspensos fixos e suspensos voláteis

	Sólidos Suspensos				Suspensos Fixos				Suspensos Voláteis			
	Afluente		Efluente		Afluente		Efluente		Afluente		Efluente	
	200	100	200	100	200	100	200	100	200	100	200	100
Num. Dados	10	18	11	20	11	17	11	20	10	19	11	19
Média (mg/l)	136	224	50	37	15	42	6	3	122	189	45	31
Desvio Pad (mg/l).	27	38	14	17	10	15	2	3	27	31	13	14
Int. Conf. Média (95%)												
Inferior (mg/l)	119	207	42	29	9	34	4	2	105	176	37	25
Superior (mg/l)	153	242	58	44	21	49	7	5	139	203	52	38
Teste T Ho = médias iguais												
variável t =		6,53		2,21		5,13		2,35		5,87		2,48
t limite (95%) =		2,06		2,05		2,06		2,05		2,05		2,05
Rejeita Ho ?		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM
Teste F Ho = médias iguais												
F =		42,7		4,88		26,3		5,53		34,5		6,15
Fmax (95%) =		4,23		4,18		4,23		4,18		4,21		4,20
Rejeita Ho ?		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM

Como visto anteriormente, apesar da diferença entre os valores afluentes, que são sempre maiores na configuração 250-100, os resultados de sólidos suspensos foram melhores para a nova configuração de reator, resultados significativos ao nível de 95% de confiança.

Visualmente percebia-se um bom aspecto no efluente do reator de configuração 250-100, impressão esta confirmada pelos resultados de sólidos suspensos, os quais realmente influenciam no aspecto do esgoto.

A figura 10.24 apresenta o gráfico em que pode ser visualizado o comportamento das séries de dados de sólidos suspensos.

Figura 10.24: Resultados das determinações analíticas de sólidos suspensos afluentes e efluentes

Comparação das Eficiências de Remoção

A tabela 10.8 apresenta um resumo do comportamento das duas configurações em relação a remoção, discutidas ao longo deste item.

Com relação ao resultado da modificação do diâmetro interno sobre o tratamento, as principais conclusões podem ser expressas em termos das remoções percentuais apresentadas na tabela 10.8.

A remoção alcançou 89% da DBO bruta afluente e 96% em relação a DBO filtrada. Para a DQO os índices de remoção foram de 91% e 94%, respectivamente bruta e filtrada. Esses índices são comparáveis aos da configuração anterior, 250-200, com exceção da DQO bruta, cuja remoção foi aproximadamente 10% mais eficiente na configuração 250-100.

Tabela 10.8: Remoção percentual das configurações 250-200 e 250-100

Parâmetro	Concentração média 250-200		Concentração média 250-100		Remoção 250-200 (%)	Remoção 250-100 (%)
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
DBO bruta (mg/l)	281	32	306	35	89	89
DBO filtrada (mg/l)	-	5	-	13	98	96
DQO bruta (mg/l)	611	112	591	50	82	91
DQO filtrada (mg/l)	-	31	-	31	95	95
Nitrogênio Total (mg-N/l)	83	21	116	35	72	70
Amônia (mg-N/l)	52	1	70	5	98	93
Fósforo total (mg-P/l)	10	7	11	6	33	46
Ortofosfato (mg-P/l)	6	5	4	3	17	29
Sólidos totais (mg/l)	707	523	759	494	26	36
Sólidos totais fixos (mg/l)	321	288	402	295	10	26
Sólidos totais voláteis (mg/l)	386	236	356	201	39	46
Sólidos suspensos (mg/l)	136	50	224	37	63	85
Sólidos suspensos fixos (mg/l)	15	6	42	3	60	94
Sólidos suspensos voláteis (mg/l)	122	45	189	31	63	83

Com relação ao nitrogênio em suas diversas formas, os resultados da configuração 250-100 foram piores que os da configuração anterior. A remoção de nitrogênio amoniacal diminuiu de 98% para 93%, o NT indica remoção de 70% contra 72% anteriormente, um resultado absoluto melhor, embora não significativo de acordo com a análise estatística. As concentrações de nitrato no efluente foram cerca de 2,3 vezes maiores na configuração 250-100. Portanto, pode-se concluir que a configuração 250-100 teve maior dificuldade para a realização do processo de desnitrificação.

Deve-se levar em conta, na explicação dos resultados obtidos com a matéria nitrogenada, que uma menor velocidade no tubo de descida, resultante da área externa maior usada neste trabalho, favorece a existência de zonas anóxicas na fase líquida. Em contrapartida, as maiores velocidades na subida podem originar maiores tensões de cisalhamento, que podem levar a um biofilme de menor espessura. Com isso a difusão de oxigênio no interior do biofilme fica mais fácil, diminuindo a camada anóxica junto à partícula suporte.

11. Ensaio Adicionais ao Monitoramento das Etapas de Trabalho.

Um dos aspectos mais evidentes durante as várias etapas de monitoramento dos reatores era a constante presença de biomassa suspensa em grande quantidade no efluente. Isto fazia com que os resultados finais obtidos não fossem os esperados.

Visando obter informações para atenuar este problema, foram realizados ensaios complementares cujos resultados são apresentados neste item.

Inicialmente, na etapa 3 (bomba axial), foram realizados ensaios para estimar a espessura do biofilme e massa específica da biopartícula. Verificou-se também a possibilidade de melhorar as condições de remoção da biomassa adicionando-se ao efluente cloreto férrico como agente coagulante.

11.1. Estimativa da Espessura do Biofilme e Massa Específica da Biopartícula.

O monitoramento da espessura do biofilme foi realizado juntamente com a etapa 3. Os cálculos efetuados neste item seguiram os procedimentos apresentados no item 4.2.5.5, adotando-se $d_p = 0,27\text{mm}$, $\rho_s = 2657\text{kg/m}^3$ e $\rho_L = 1000\text{kg/m}^3$.

O gráfico da figura 11.1 apresenta os resultados da espessura do biofilme, podendo-se observar o aumento da espessura no decorrer de toda fase de experimentação. Nos primeiros dias de funcionamento, com os reatores operando com TDH = 8h, observou-se um crescimento mais lento (fase de adaptação) e após um período de operação, o rápido crescimento da espessura do biofilme aderido ao meio suporte.

Figura 11.1: Estimativa da espessura do biofilme

Os resultados obtidos de remoção de DBO bruta, DBO filtrada, DQO bruta e DQO filtrada para a fase inicial da etapa 3 foram apenas razoáveis em comparação aos registrados posteriormente. Este efeito pode ser creditado à fase de formação do biofilme e adaptação dos microrganismos ao efluente.

Pode-se observar que, após 4 meses de operação contínua dos reatores, a espessura do biofilme atingiu a faixa de 0,15 a 0,2 mm, valores semelhantes aos relatados por Heijnen et al. (1997).

Ressalta-se ainda que o crescimento da espessura do biofilme praticamente dobra o tamanho da biopartícula, tornando desnecessária a utilização da bomba axial para auxiliar a suspensão das partículas.

Pode-se citar também os dados de Lee et al (2004), que utilizaram procedimentos experimentais semelhantes aos desenvolvidos neste trabalho, em um modelo de reator de leito trifásico com circulação, com cerca de 1,20m de altura e areia como meio suporte em 4% em volume, chegando a valores comparáveis com os resultados da figura 11.1.

Mesmo considerando a espessura de 0,4mm superestimada, o resultado indica que está ocorrendo pouco cisalhamento do biofilme pelas condições hidrodinâmicas do escoamento no reator. Além disso, a grande espessura do biofilme resultante da operação torna plausível a afirmação de Hagedom-Olsen et al. (1994) de que, com o aumento da espessura, pode se formar uma camada anóxica interna ao biofilme. A hipótese de que tal fato tenha ocorrido no reator é indicada pelos resultados de remoção de nitrogênio conseguidos na operação.

O aumento da espessura do biofilme acarreta a redução da massa específica da biopartícula, podendo levar a dificuldades na operação do reator, devido à facilidade de arraste das biopartículas para fora do reator.

Figura 11.2: Estimativa da massa específica da biopartícula

Observa-se uma contínua diminuição da massa específica das biopartículas, variando entre cerca de 2500kg/m^3 e 1200kg/m^3 , resultados obtidos considerando diâmetros subindo de cerca de 0,28mm até cerca de 0,8mm.

Aplicando-se a lei de Stokes a uma partícula esférica com 0,8mm de diâmetro e massa específica de 1200kg/m^3 , chega-se a uma velocidade teórica de sedimentação da biopartícula de 0,008m/s na fase final de formação do biofilme. Essa estimativa não leva em conta o possível crescimento do coeficiente de arraste devido à forma não esférica do biofilme, o que pode conduzir a velocidades reais ainda menores.

A diminuição de velocidade de sedimentação com o crescimento do biofilme facilita a circulação das biopartículas, conduzindo a uma situação em que a limitação passa a ser a necessidade de oxigênio para ser utilizada no tratamento e não mais para a suspensão das biopartículas.

11.2. Ensaio de Sedimentação em Laboratório com Adição de Cloreto Férrico

Os valores de massa específica e velocidades de sedimentação das biopartículas apresentados no item anterior ilustram grande parte da dificuldade de sedimentação observada na operação, podendo-se levar ainda em consideração a aglutinação dos sólidos em suspensão, que pode não ter condições favoráveis de aglutinação e o aprisionamento de ar como fatores agravantes do problema.

Como consequência, os resultados das remoções de DBO bruta ficaram próximos de 87%. Para estudar uma possível melhoria de funcionamento do decantador, foram realizados ensaios de “jar-test”, adicionando cloreto férrico como agente coagulante.

O primeiro ensaio de “jar-test” foi realizado com a amostra do efluente do R12, tendo - se medido pH igual a 7,33 e com uma turbidez da amostra bruta igual a 83 NTU.

Variou-se a concentração de cloreto férrico entre 50, 100, 125, 150, 175, 200 e 250mg/l e após a parada da agitação lenta que foi realizada com um gradiente de velocidade de 50 s^{-1} (60rpm) por cerca de 15 minutos, tomaram-se amostras no seguinte intervalo de tempo 15, 30, 45, 60, 75, 90, 105, 120 minutos, medindo-se a turbidez remanescente.

A tabela 11.1 mostra os valores obtidos e com os quais se construiu a figura 11.3.

Tabela 11.1 : Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico - ensaio com jar-test no reator de 12m.

Tempo (min)	Concentração FeCl_3 (mg/l)						
	50	100	125	150	175	200	250
Turbidez NTU							
15	13,1	5,5	3,16	2,79	3,14	3,8	12,9
30	7,14	2,73	1,44	1,36	1,59	2,73	11,5
45	6,16	2,27	0,957	0,533	0,896	2,32	10,5
60	6,01	2,23	1,63	0,53	0,745	2,29	10,3
75	6,18	2,06	0,902	0,405	0,487	2,27	10,2
90	5,79	2,04	0,825	0,447	0,431	2,27	10
105	5,42	2	0,754	0,421	0,392	2,17	9,28
120	17,2	1,99	-	0,515	-	2,17	7,39

Figura 11.3: Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico – R12

Os valores de turbidez medidos com tempo de coleta de 120 minutos não foram lançados no gráfico porque, para concentrações de 50mg/l, passados 30 minutos, os sólidos

em suspensão que estavam no fundo do jarro desprendiam-se, indo para a superfície. O mesmo comportamento foi observado para concentração de 125mg/l após 60 minutos.

Para melhor observar estes fenômenos, repetiu-se o ensaio de “jar-test”, utilizando concentração de 125 e 175mg/l, coletando 1 litro de amostra e colocando numa proveta, medindo os sólidos sedimentáveis a intervalos de tempos. Os resultados obtidos estão na tabela 11.2. Novamente foi observado que, passados aproximadamente 45 minutos, o material que se encontrava no fundo da proveta desprendia-se indo para a superfície, quando se utilizou a concentração de cloreto férrico de 125mg/l, possivelmente devido à desnitrificação.

Tabela 11.2: Ensaio sólidos sedimentáveis – Reator 12 m

Tempo (min)	Concentração de Cloreto Férrico	Concentração de Cloreto Férrico	Observação
	de 125 mg/l	de 175 mg/l	
	Sólidos Sedimentáveis (ml)	Sólidos Sedimentáveis (ml)	
15	40	50	Precipitado foi para superfície
30	40	50	
45	*	50	
60	35	45	
75	35	45	
90	*	45	Precipitado foi para superfície

Com a mesma amostra do efluente do R12, foi realizado outro ensaio de “jar-test” tomando-se uma concentração de 50mg/l de cloreto férrico e variando o pH entre 6, 7 e 8. Os resultados obtidos encontram-se na tabela 11.3

Tabela 11.3: – Valores de turbidez em função do pH para concentração de 50mg/l de cloreto férrico - Reator 12 m

Tempo (min)	pH - Concentração FeCl ₃ de 50mg/l		
	6	7	8
	Turbidez NTU		
15	7,27	6,84	6,22
30	3,94	5,04	4,3

Após 30 min de ensaio, o precipitado desprendeu do fundo e foi para a superfície para as amostras com pH de 7,0 e 8,0.

Ainda com a mesma amostra de efluente, fixou-se o pH igual a 6, variando a concentração de cloreto férrico de 25, 50 e 75mg/l. Os resultados encontram-se na tabela 11.4.

Tabela 11.4: Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico - ensaio com “jar-test” no reator de 12m e pH de 6,0.

Tempo (min)	Concentração FeCl_3 (g/l) - pH=6,0		
	25	50	75
	Turbidez NTU		
15	6,86	3,96	2,57
30	4,74	3,05	1,35
45	3,54	3,43	1,13

Com os valores da tabela 11.4 construiu-se o gráfico da figura 11.4.

Figura 11.4: Valores de turbidez em função da concentração de cloreto férrico e pH de 6,0 – Reator de 12m

Aos 30 min, o precipitado desprende-se para a concentração de 25mg/l e, após 45 min, o mesmo aconteceu para a concentração de 50mg/l.

Com os resultados obtidos no ensaio anterior, optou-se por repetir parte do ensaio com uma nova amostra de efluente do R12.

Nesta amostra a turbidez inicial obtida foi de 4,80 NTU e o pH medido como sendo 7,37. Utilizou-se primeiramente concentração de cloreto férrico de 50mg/l, variando o pH de 6, 7 e 8. Os resultados obtidos encontram-se na tabela 11.5

Tabela 11.5: Ensaio com uma concentração de 50 mg/l de cloreto férrico para pH de 6.0, 7.0, 8.0

Tempo (min)	Concentração 50 mg/l de FeCl_3		
	pH		
	6	7	8
	Turbidez (NTU)		
15	2,86	3,29	3,81
30	1,67	1,84	2,22

Com o resultado de pH igual a 6, obteve-se o melhor resultado na remoção da turbidez.

Realizou-se novo ensaio de “jar-test”, agora variando a concentração de cloreto férrico em 25, 50 e 75mg/l. Repetiu-se ainda o ensaio de proveta. Os resultados obtidos estão na tabela 11.6 e com estes construiu-se a figura 11.5.

Tabela 11.6: Ensaio com pH de 6.0 e para concentrações de cloreto férrico de 25, 50 e 75mg/l

Tempo (min.)	Concentração de FeCl_3 (mg/l)			Ensaio proveta		
	25	50	75	25	50	75
	Turbidez (NTU)			Sólidos Sedimentáveis (ml)		
15	4,06	1,72	1,61	3	10	30
30	3,33	1,3	0,858	5	10	30
45	3,22	1,09	0,656	5	10	25
60	3,21	0,998	0,538	5	10	25

Figura 11.5: Gráfico de turbidez em função do tempo de ensaio e concentração de cloreto férrico

Nesta mesma etapa 3, face aos bons resultados obtidos na remoção de nitrogênio, começou-se a discutir se não seria possível também haver a remoção de fósforo.

Desta maneira, quando do ensaio anterior, foram determinadas também as concentrações de fósforo total e ortofosfato.

Para uma melhor compreensão, as concentrações de fósforo total e ortofosfato do efluente são as mostradas com tempo de 0 min. Os resultados obtidos estão na tabela 11.7 e com estes construíram-se as figuras 11.6 e 11.7.

Tabela 11.7: Resultados de fósforo para pH = 6.0, nas concentrações de 25,50 e 75mg/l de FeCl_3

Tempo (min)	Concentração de FeCl_3 (mg/l)			Concentração de FeCl_3 (mg/l)		
	25	50	75	25	50	75
	Fósforo Total (mg/l – P)			ortofosfato (mg/l – P)		
0	5	5	5	3,1	3,1	3,1
15	4,3	2,4	1,05	2,9	1,5	0,4
30	4,25	1,65	0,43	0,72	0,6	0,29
60	3,8	1,67	0,47	0,7	0,63	0,23

Figura 11.6: Concentração de Fósforo total em função do tempo de ensaio e concentração de cloreto férrico

Figura 11.7: Concentração de ortofosfato em função do tempo de ensaio e concentração de cloreto férrico

Com os resultados obtidos na espessura do biofilme e com problemas ocorridos na sedimentação da biomassa, aliados à necessidade de instalação de uma unidade de floculação e sedimentação em separado, o que tiraria a principal vantagem da utilização deste tipo de reator, ou seja, realizar o tratamento em um reator compacto, começou-se a discutir a substituição do decantador por um sistema de flotação e, com isso, vislumbrou-se a possibilidade de melhor remoção de fósforo.

Para a substituição e construção do sistema de flotação, foram então realizados ensaios preliminares de flotação em laboratório, sem adicionar cloreto férrico como coagulante, determinando-se a taxa de recirculação apenas medindo a remoção da turbidez e com uma pressão abaixo da utilizada no reator (4atm) e sem obter a concentração e a remoção do P. Os resultados preliminares estão resumidos nas figuras 11.8 e 11.9.

Figura 11.8: Determinação da taxa de recirculação (A/S) – R12

Figura 11.9: Determinação da taxa de recirculação (A/S) – R6

Pelas figuras 11.8 e 11.9, constata-se que era viável realizar a flotação, se possível numa unidade compacta e única junto ao reator, resgatando a principal vantagem deste sistema de tratamento que é tratar o esgoto sanitário em uma única unidade compacta.

A etapa 4 (flotação), realizada posteriormente, relata os resultados obtidos após a inclusão do sistema de flotação.

11.3. Resultados dos Ensaio de Flotação em Laboratório com Adição de Cloreto Férrico.

Com os resultados obtidos durante o monitoramento da etapa 4, que mostravam não serem satisfatórias as remoções de DBO e DQO brutas que ainda situavam-se abaixo dos 90% e, ainda que as concentrações de fósforo obtidas no efluente do reator R12 continuassem altas,

procurou-se realizar vários ensaios de flotação em laboratório descritos no item 4.2.5.3 do capítulo 4 materiais e métodos, adicionando-se como agente coagulante cloreto férrico.

Os resultados estão resumidos nas figuras 11.10 (a) e (b), 11.11 (a) e (b), 11.12 (a) e (b) e 11.13 (a) e (b), ressaltando que foram analisadas a remoção de fósforo total, sólidos totais e suspensos e DQO. Ao final deste item são apresentadas as tabelas resumo 11.8 e 11.9 contendo a média, desvio padrão e estimativa do intervalo de confiança das médias com 95% de confiança para todos os parâmetros analisados.

A figura 11.10 (a) mostra as concentrações de fósforo total do esgoto afluente, no efluente (P2 – ponto de coleta após o sistema de flotação, no R12), efluente sem adição de cloreto férrico (L(0mg/l)) e com adição de cloreto férrico em concentrações variando entre 5mg/l e 125mg/l.

A figura 11.10 (b) apresenta os resultados de fósforo total em termos de concentração média e de remoções médias para todas as repetições do ensaio.

Figura 11.10: Concentrações obtidas em laboratório de fósforo total (a) e remoção média de fósforo total (b), com taxa de recirculação de 20%

Na figura 11.10 (a) verifica-se que não houve diminuição significativa na concentração de fósforo total com o sistema de flotação junto ao reator (série P2) e no ensaio realizado em laboratório sem adição de cloreto férrico. Esse resultado indica que o flotador

integrado ao reator na etapa 4 funcionou próximo ao previsto no laboratório, a despeito de todas as dificuldades operacionais acarretadas pelos efeitos de escala e pelo controle manual das vazões de recirculação. Por outro lado, com a adição de cloreto férrico diminuiu consideravelmente a concentração de fósforo total do efluente.

Pela figura 11.10 (b) pode-se verificar que nos testes em laboratório, sem a adição de coagulantes, a remoção média foi pouco superior a 50%, enquanto que, no reator, ficou em torno de 40%. Com a adição de cloreto férrico atingiram-se valores de remoção próximos de 70%, utilizando uma concentração de (50mg/l). Pela figura 11.10, observa-se que, com a concentração de 75mg/l de cloreto férrico, atinge-se cerca de 90% de remoção de fósforo total. Entretanto, maiores estudos são recomendados com o intuito de otimizar estes valores na faixa entre 50 e 75mg/l.

De forma geral, desses resultados em laboratório pode-se ter duas constatações importantes. A primeira é que, para atingir altas remoções de fósforo, é importante a adição de coagulantes e a segunda é que, pelos resultados obtidos, pode-se inferir, que sem a adição de coagulantes, a remoção de fósforo foi muito próxima da obtida no reator com e sem o sistema de flotação e que, apesar dos problemas havidos no funcionamento do mesmo, decorrentes do fator de escala e da dificuldade de controle das vazões de recirculação, estes não foram motivos para a baixa remoção de fósforo.

Figura 11.11: Concentrações obtidas em laboratório de sólidos suspensos (a), e remoção média de sólidos suspensos (b), com taxa de recirculação de 20%

Analisando os resultados da figura 11.11 (a) e (b), onde são apresentados os dados de concentrações de sólidos suspensos totais e porcentagem de remoção, verifica-se que houve uma grande remoção de sólidos suspensos sem a adição de cloreto férrico (~ 90%) e foram encontradas concentrações de SST do efluente próximas de 15mg/l, diminuindo até cerca de 10mg/l com a adição de 15mg/l de cloreto férrico e voltando aos valores próximos dos obtidos sem a adição de coagulante para concentrações de 50 e 100mg/l.

Em comparação com a figura 10.7, verificam - se que as concentrações de SST obtidas do efluente em laboratório foram pouco melhores (considerando taxa de recirculação de 20%), ficando na média acima dos 90%.

Comparando-se a remoção, não com os valores do de SS do esgoto afluente, mas sim entre eles, verifica-se que a adição de cloreto férrico pouco ou nada modificou as concentrações de SST no efluente. Comparando-se os valores do efluente do reator (P2) com os resultados do ensaio de laboratório sem a adição de coagulante, constata-se novamente que o sistema de flotação, apesar dos vários problemas de operação, apresentou resultados comparáveis aos obtidos em laboratório.

Analisando a figura 11.12 (a) e (b), que apresenta os resultados de sólidos suspensos voláteis (SSV), verifica-se que os mesmos efeitos observados com sólidos suspensos em relação às concentrações ocorreram no ensaio de sólidos suspensos voláteis.

Figura 11.12: Concentrações obtidas em laboratório de sólidos suspensos voláteis (a), remoção média de sólidos suspensos (b), com taxa de recirculação de 20%

Quando se compara os resultados da operação do reator (P2), verifica-se que os resultados obtidos em termos de concentrações de SSV em laboratório, no efluente, foram melhores, indicando que pode ter havido problema na coleta dos dados ou na operação do reator.

Os resultados apresentados nas figuras 11.11 e 11.12 indicam que a proposta de se adotar um sistema de flotação no topo de um reator de leito fluidizado merece ser melhor investigada.

A figura 11.13 (a) e (b) apresenta os resultados das concentrações de DQO obtidas em laboratório.

Figura 11.13: Concentrações obtidas em laboratório de DQO (a) e remoção média de DQO (b), com taxa de recirculação de 20%

Comparando-se as remoções obtidas em laboratório sem a adição de coagulante, apresentadas na figura 11.13 (a) e (b), com as remoções obtidas no R12, apresentadas nas figuras 10.3 e 10.4, verifica-se que a remoção da DQO bruta em laboratório foi melhor situando-se próxima de 90%, ao passo que no R12 obteve-se cerca de 85%. O valor obtido em laboratório é próximo da DQO filtrada no R12.

Com a adição de cloreto férrico com concentração de 15mg/l verificou - se que a remoção da DQO melhorou atingindo um valor de 93%. Estes dados mostram que o emprego de um sistema de flotação melhora significativamente a remoção da DQO.

As tabelas 11.8 e 11.9 apresentam dados estatísticos básicos das séries de determinações analíticas realizadas na célula de flotação em laboratório: número de ensaios, média, desvio padrão e intervalo de variação da média amostral com 95% de confiança. Os intervalos de confiança permitem uma avaliação da significância dos efeitos das diversas dosagens de coagulante ensaiadas.

Tabela 11.8: Resumo das determinações analíticas em ensaios de flotação

Parâmetros	Pontos de Coleta		Concentração de cloreto Férrico (mg/l)					
	Aflu	P2	0	15	25	50	75	100
FÓSFORO (mg-P/l)								
Nº dados	21	20	21	8	10	19	12	13
Média	10,7	5,6	4,9	4,9	4,7	3,9	1,4	0,9
Desv. Padr.	1,54	0,90	0,73	0,62	0,54	0,81	0,64	0,27
média inf (95%)	10,0	5,2	4,5	4,5	4,4	3,5	1,0	0,8
média sup (95%)	11,3	6,0	5,2	5,4	5,0	4,2	1,7	1,1
DQO (mg/l)								
Nº dados	21	20	21	8	10	18	12	13
Média	592,4	91,9	44,5	34,3	38,8	29,3	20,7	15,1
Desv. Padr.	187,1	34,2	18,9	6,3	23,3	6,8	8,8	5,9
média inf (95%)	512,4	76,9	36,5	29,9	24,4	26,2	15,7	11,9
média sup (95%)	672,4	106,8	52,6	38,6	53,2	32,5	25,7	18,3
SST (mg/l)								
Nº dados	20	18	20	8	9	19	12	12
Média	200,9	42,0	15,9	9,0	10,9	14,8	12,4	16,2
Desv. Padr.	80,0	31,7	13,7	5,9	6,7	13,4	20,8	26,6
média inf (95%)	165,8	27,4	9,9	4,9	6,5	8,8	0,7	1,2
média sup (95%)	236,0	56,6	21,9	13,1	15,2	20,8	24,2	31,3
SSF (mg/l)								
Nº dados	20	19	19	7	8	18	10	12
Média	34,3	5,5	3,4	1,7	4,0	6,3	4,2	7,0
Desv. Padr.	22,7	6,0	5,3	4,8	7,5	11,1	22,2	27,1
média inf (95%)	24,3	2,8	1,0	-1,9	-1,2	1,2	-9,5	-8,3
média sup (95%)	44,3	8,2	5,8	5,3	9,2	11,5	17,9	22,3
SSV (mg/l)								
Nº dados	20	19	20	8	9	19	11	12
Média	166,6	36,6	12,8	8,1	7,6	8,8	5,9	9,3
Desv. Padr.	62,0	27,3	11,9	5,4	6,7	12,7	20,7	27,1
média inf (95%)	139,4	24,3	7,6	4,4	3,2	3,1	-6,3	-6,1
média sup (95%)	193,8	48,8	18,0	11,9	11,9	14,6	18,1	24,6

Tabela 11.9: Resumo das remoções percentuais em ensaios de flotação

Parâmetros	Ponto de Coleta	Concentração de cloreto Férrico (mg/l)					
	P2	0	15	25	50	75	100
FÓSFORO (mg-P/l)							
Nº dados	20	21	8	10	19	12	13
Média	46,6	53,9	56,2	56,5	63,6	86,7	90,7
Desv. Padr.	10,2	7,3	8,1	7,0	6,9	5,7	2,5
média inf (95%)	42,1	50,8	50,6	52,2	60,5	83,4	89,4
média sup (95%)	51,1	57,0	61,8	60,8	66,7	89,9	92,1
DQO (mg/l)							
Nº dados	20	21	8	10	19	12	13
Média	82,9	92,0	93,8	92,7	94,7	96,1	97,4
Desv. Padr.	8,0	4,0	1,2	3,7	1,7	2,4	1,1
média inf (95%)	79,4	90,3	92,9	90,4	94,0	94,7	96,8
média sup (95%)	86,4	93,7	94,6	95,0	95,5	97,4	98,0
SST (mg/l)							
Nº dados	18	20	8	9	19	12	12
Média	76,7	91,6	95,6	94,8	91,8	93,0	91,2
Desv. Padr.	17,0	21,2	26,9	22,2	11,1	8,7	6,6
média inf (95%)	68,8	82,3	76,9	80,3	86,8	88,1	87,5
média sup (95%)	84,6	100,9	114,2	109,3	96,8	97,9	94,9
SSF (mg/l)							
Nº dados	18	20	8	9	19	12	12
Média	78,6	87,8	93,3	88,5	76,8	85,9	70,4
Desv. Padr.	28,0	24,6	28,5	22,3	16,3	17,1	28,8
média inf (95%)	65,6	77,0	73,6	73,9	69,5	76,3	54,1
média sup (95%)	91,5	98,6	113,1	103,1	84,1	95,6	86,7
SSV (mg/l)							
Nº dados	19	20	8	9	19	11	12
Média	75,0	92,1	95,4	95,7	94,1	95,7	93,7
Desv. Padr.	19,0	21,3	26,9	22,4	11,2	7,5	7,2
média inf (95%)	66,5	82,8	76,8	81,0	89,1	91,3	89,6
média sup (95%)	83,6	101,4	114,1	110,3	99,2	100,2	97,8

11.4. Estimativa de Produção de Lodo

Para apresentar esta estimativa, foram utilizadas as médias das concentrações de DBO do esgoto afluente e as concentrações de sólidos suspensos no efluente e no lodo do reator, obtidas com TDH= 3h. Nesta ocasião, o reator R12 funcionava com o sistema de flotação e com 100g/l de material suporte.

Dados utilizados:

- ✓ Vazão do R12: 0,0511 l/s;
- ✓ Volume total R12, $V_t=0,552\text{m}^3$;
- ✓ Volume tubo interno R12, $V_i= 0,349\text{m}^3$;
- ✓ Volume tubo externo R12, $V_e=0,203\text{m}^3$;
- ✓ Volume médio de lodo retirado da superfície do flotador $V_L= 4,5 \text{ l/d}$.

As concentrações médias de sólidos foram calculadas a partir dos resultados obtidos no mesmo período em que foi coletada a amostra de lodo no reator R12.

- Concentração média de DBO no esgoto afluente: 282mg/l
- Concentração média de sólidos suspensos no lodo: 61270 mg/l
- Concentração de sólidos suspensos no efluente: 80 mg/l

A partir da vazão , volume e concentrações médias, chega-se a:

- Carga de DBO aplicada = 1,2 kg/d
- $SS_{\text{lodo}} = 0,276 \text{ kg/d}$
- $SS_{\text{efluente}} = 0,353 \text{ kg/d}$

Portanto a relação entre os sólidos suspensos produzidos e a carga de DBO aplicada foi de 0,52kg de SS/kg de DBO_{aplicada}.

Balanco de Sólidos Suspensos Fixos

- Concentração média de sólidos suspensos fixos no afluente: 50 mg/l
- Concentração média de sólidos suspensos fixos no lodo: 14390 mg/l
- Concentração de sólidos suspensos fixos no efluente: 10 mg/l

A partir da vazão , volume e concentrações médias, chega-se a:

- $SSF_{\text{afluente}} = 221 \text{ g/d}$
- $SSF_{\text{lodo}} = 65 \text{ g/d}$
- $SSF_{\text{efluente}} = 44 \text{ g/d}$

Portanto a diferença entre SSF afluente e efluente, será:

- $\Delta SSF = 221 - 109 = 112 \text{ g/d}$

Normalmente as concentrações de SSF no esgoto afluente e no efluente deveriam ter valores próximos, no entanto foram encontrados cerca de 50% dos SSF no efluente.

Os cálculos anteriores, produção de lodo e diferença de SSF encontradas no afluente e no efluente, conduzem à hipótese de que esteja havendo um acúmulo de lodo dentro do reator. Um fator a mais que pode confirmar esta hipótese é que quando do esvaziamento dos reatores uma quantidade de lodo era encontrada entre a zona de reação (reator) e a zona de separação (decantador/flotador).

12. Recomendações para Projeto e Operação

Neste capítulo, serão feitas considerações mais relevantes dos principais resultados do monitoramento relacionados às características importantes e de operação dos sistemas aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos, bem como as recomendações e constatações oriundas do processo de desenvolvimento tecnológico empreendido ao longo do período experimental, procurando estabelecer parâmetros e evidenciar as necessidades de futuros aperfeiçoamentos, de estudos mais detalhados sobre sua aplicabilidade e viabilidade.

A discussão aqui desenvolvida focaliza as informações consideradas mais básicas do projeto: o volume de reator necessário, geometria a ser adotada, material a ser escolhido para o meio suporte, concentrações de sólidos e consumo de ar previsto.

Volume do reator necessário:

Para o esgoto utilizado durante a fase experimental, com concentrações de DQO variando entre 500mg/l e 800mg/l, bons resultados foram obtidos com TDH = 3h ou maiores. Os reatores demonstraram ainda ser capazes de suportar uma sobrecarga relativamente alta, pois com TDH = 2h a eficiência de tratamento não diminuiu de maneira acentuada. Esses valores levam a uma carga orgânica volumétrica aplicada aos reatores variando entre 5 kgDQO/m³dia e 8 kgDQO/m³dia. Com relação à DBO as concentrações variaram entre 281 mg/l e 283 mg/l, fazendo com que a carga orgânica volumétrica variasse para diferentes condições de operação entre 2,5 kg DBO/m³dia e 3,5 kgDBO/m³dia.

Para TDH=3h foram obtidas remoções de 84% a 90% da DQO e DBO brutas respectivamente e 95 a 99% de DQO e DBO filtradas respectivamente. Quanto ao nitrogênio total, foi removido cerca de 72 % de uma carga afluyente de cerca de 0,8kg-N/m³.dia.

Geometria:

Uma vez determinado o volume do reator, as próximas decisões básicas referem-se à geometria, sendo necessário especificar a altura e a relação entre áreas externa e interna.

Dentro da faixa de valores cobertos neste trabalho, o efeito da altura (6 e 12m) sobre os resultados do tratamento não foi significativo. Dentro dessa perspectiva a altura de 6m tem o atrativo de permitir a utilização de sopradores para prover o ar necessário em relação aos compressores necessários para os reatores de maior altura.

Não se pode descartar, entretanto, à luz dos resultados obtidos, que alturas maiores que as ensaiadas não apresentem outras vantagens, particularmente em relação à transferência de oxigênio, de forma que este aspecto merece estudos posteriores.

A próxima decisão de dimensionamento refere-se à determinação do diâmetro interno, visto que o externo decorre da escolha da altura e da determinação do volume do reator. A escolha do diâmetro interno envolve aspectos bastante complexos de funcionamento hidrodinâmico, transferência de massa e de eficiência de remoção, que merecem comentários adicionais.

Considerando de forma geral a questão, neste trabalho foram utilizadas relações entre área externa e interna de 0,56 (configuração 250-200) e 5,25 (configuração 250-100), sendo que a última resultou numa economia de cerca de 46% na vazão de ar injetado. Não houve diferenças estatisticamente significativas na remoção de DBO, DQO e fósforo entre as duas configurações testadas. Quanto ao nitrogênio, aparentemente a configuração 250-100 mostrou-se mais favorável a remoção do nitrogênio total, apesar de se ter conseguida completa nitrificação na configuração 250-200, o que recomenda estudos posteriores.

Entretanto, com relação à eficiência da utilização do ar a relação ótima situa-se num valor intermediário ainda objeto de comprovação experimental. Na configuração 250-200, a otimização de funcionamento não foi possível pelas condições hidrodinâmicas, ou seja, foi necessário mais ar para manter o leito em suspensão do que o necessário para o tratamento. Na configuração 250-100 o fornecimento de oxigênio para o tratamento foi o fator controlador, ou seja, com folga no funcionamento hidrodinâmico e baixo fornecimento de oxigênio para o tratamento de esgoto. Conclui-se, portanto, que uma configuração de reator com uma relação entre áreas externa e interna mais próxima da configuração 250-100 estaria mais próxima do ponto ótimo.

Meio suporte e concentrações de sólidos:

Uma vez definida a geometria básica, o dimensionamento passa pela escolha do meio suporte e das concentrações de sólidos. Uma vez que se tenha escolhido areia como meio suporte e concentrações de até 100g/l, que foi utilizada nos ensaios, podem ser extrapolados os resultados obtidos neste trabalho.

Os dados de transferência de oxigênio indicam que podem ser usadas concentrações de até 150g/l sem diminuição no K_La obtido com água limpa ou até com um aumento na taxa de transferência de oxigênio quando aumenta a concentração de sólidos. A capacidade de suspensão do material suporte utilizado nos reatores foi verificada até 200g/l sem problemas conforme discutido no item 5.2. As limitações ao aumento da concentração serão discutidas mais adiante na seção que analisa os aspectos operacionais.

Usando areia com diâmetro médio uniforme de 0,27mm foram obtidas biopartículas com biofilmes da ordem de 0,2mm, relativamente espessos, resultando em importante variação da massa específica das biopartículas durante o processo de partida do reator. Essas variações da massa específica precisam ser levadas em conta na determinação das vazões de ar e na estratégia de partida.

Os dados de projeto a serem utilizados são – massa específica, inicial 2657kg/m³; espessura do biofilme entre 0,1 e 0,3mm resultando em biopartículas de até 0,8mm de diâmetro na fase de operação em regime, com massa específica mínima de cerca de 1200kg/m³. A velocidade teórica de sedimentação da biopartícula, calculada com a lei de Stokes foi de 0,008m/s na fase final de formação do biofilme. Essa estimativa não leva em conta o possível crescimento do coeficiente de arraste devido à forma não esférica do biofilme, o que pode conduzir a velocidades reais ainda menores.

Os valores de velocidades citados são menores que a velocidade na área de passagem entre a zona de reação e a zona de sedimentação utilizada no projeto inicial do reator. Este fato pode explicar a retenção de biomassa em suspensão na parte inferior da zona de sedimentação, impedindo a recirculação das biopartículas mais densas de volta à zona de reação. Simultaneamente, como a velocidade de ascensão na zona de sedimentação não era suficientemente pequena para as partículas com biofilme espesso, ocorria o arraste dessas biopartículas menos densas para o efluente, piorando sua qualidade.

As concentrações de meio suporte e de biomassa (aderida e não aderida) observadas na operação resultaram em uma concentração de biomassa por m³ do reator de cerca de 40 kg/m³. A influência da concentração de meio suporte sobre essas características do biofilme resultante necessita de maiores investigações. Com esses valores podem-se esperar taxas específicas de remoção de nitrogênio em ambos os reatores de 0,014 kg-N / kg- SSV.dia.

As taxas específicas de remoção de nitrogênio, são comparáveis ao valor de 0,02 kg-N/kg-biomassa.dia registrados por Lee et al (2004) utilizando esgoto sintético com substrato contendo acetato e amônia, com biofilmes compostos por misturas de bactérias nitrificantes e heterotróficas. Os baixos valores obtidos neste trabalho, aliado à presença de

nitratos em concentrações relativamente altas no efluente da configuração 250-200, parecem indicar que ocorreu um processo oxidativo de redução de nitrogênio juntamente com o processo biológico.

Fornecimento de ar:

As taxas de aplicação superficial de ar no tubo interno utilizadas neste trabalho foram de $0,051 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{s}$ na fase inicial de partida, reduzindo-se até cerca de $0,026 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{s}$ em operação normal, após a formação do biofilme. Os valores aqui apresentados referem-se à configuração 250-200, com relação entre áreas externa e interna igual a 0,56.

Para promover a circulação, foram investigadas as alternativas de pedras porosas e injetores perfurados. A utilização de injetores de baixa pressão com furos de cerca de 1mm de diâmetro mostrou-se vantajosa em relação às pedras de vidro sinterizado pois não comprometeu as características de transferência de oxigênio, permitindo injeção a menores pressões e provocando um funcionamento mais suave do leito, além de apresentar resistência mecânica superior.

Os valores de K_La obtidos variaram linearmente com a taxa de aplicação superficial de ar, conforme a equação $K_La \text{ (1/s)} = 2,34 \times 10E-6 \times Q_{\text{ar}} \text{ (l/h)}$ com $R^2 = 0,90$.

As taxas de transferência de oxigênio (SOTR), por unidade de volume de reator, foram ligeiramente menores no R6, pois, com metade do volume de reação obteve em média apenas 39% das taxas de SOTR do reator de 12m, utilizando a mesma vazão de ar. Com a adição de areia a diferença entre os dois reatores (R6 e R12) no fluxo de massa de oxigênio transferida por unidade de volume foi mais pronunciada, subindo de 260% com água limpa, para 330% com concentrações de areia de até 150g/l, conforme discussão do item 6.3.

Considerando entretanto, a taxa de transferência de oxigênio por unidade de potência do sistema de aeração (SAE) sem areia, observa-se que esta se revela praticamente equivalente nos dois reatores, devido à maior pressão de injeção requerida pelo R12.

No R12 as concentrações de areia entre 50 e 150 g/l não apresentaram diferenças sensíveis nos valores de K_La , mas causaram um acréscimo significativo em relação à água limpa (meio bifásico). Os índices SAE também foram superiores atingindo cerca de $2,5 \text{ mgO}_2/\text{sW}$ contra valores em torno de $0,6 \text{ mg O}_2/\text{sW}$ com água limpa. O mesmo ocorreu com o SOTE, que subiu de cerca de 20% para 80%.

No R6 a influencia da concentração de areia não foi tão acentuada, os índices SAE registraram valores entre 0,5 e $1,5 \text{ mg O}_2/\text{sW}$ e o SOTE entre 10% e 20%, respectivamente para as condições de água limpa e com areia.

Com relação ao dimensionamento do sistema de fornecimento de ar, considerando uma perda de carga de 1,0m no injetor e em todo o sistema e uma eficiência de 70% do sistema de fornecimento de ar, chega-se para o R12 a um consumo de energia de $0,18 \text{ kW/m}^3$ de reator, correspondendo a $1,25 \text{ kWh/kg DBO}_{\text{aplicada}}$; para o R6 foram empregados $0,22 \text{ kW/m}^3$ de reator sendo obtidos $2,3 \text{ kWh/kg DBO}_{\text{aplicada}}$. No caso da configuração 250-100 (R6) foram consumidos $0,15 \text{ kWh/m}^3$ de reator resultando em $1,6 \text{ kWh/kg DBO}_{\text{aplicada}}$ valores acima dos utilizados em aeração prolongada sem desnitrificação e bem próximos quando se obtém desnitrificação.

Separação de sólidos:

Finaliza essa seção de definição das características de projeto do reator, uma breve discussão sobre o dispositivo integrado de separação da biomassa. Para isso foi estudado o emprego de decantador e de flotador. As dificuldades com sedimentação das sólidos em suspensão biopartículas foram uma constante ao longo das carreiras experimentais com várias configurações e parâmetros de operação.

A configuração de 250-100 com 6m de altura resultou em melhoria nas características do efluente final em relação à 250-200 de mesma altura, indicando que o controle das condições de atrito no leito pode ser conseguido com atuação nas relações entre áreas de subida e descida. Entretanto, o baixo peso específico da biopartícula resultante indica que a alternativa de flotação seria mais promissora. Sugere-se que estudos posteriores avaliem essa questão em modelos de escala maior, com biopartículas resultantes em meios com maior concentração de sólidos.

Para o flotador as taxas de recirculação em torno de 15% mostraram-se adequadas. Para melhorar a remoção de fósforo deve-se adicionar cloreto férrico, sendo que a concentração ótima a ser acrescentada, conforme ensaios em célula de flotação em laboratório, foi de 75 mg/l de cloreto férrico. Com isso obteve-se em laboratório remoção de fósforo da ordem de 88%. A relação A/S que apresentou melhores resultados foi de 0,20. Observa-se ainda que, para a comprovação destes dados há necessidade de se construir o sistema de flotação em escala mais adequada.

Aspectos operacionais:

Dentre os aspectos operacionais a considerar, um dos mais importantes refere-se à estabilidade do leito e partida hidráulica após sedimentação.

Os modelos hidráulicos mostram que, à medida que aumentam as concentrações nominais de meio suporte, aumentam também as diferenças entre as concentrações de sólidos no tubo interno e externo. As relações de áreas que se mostraram mais promissoras com relação à eficiência de utilização de ar são as de menores áreas internas. Este fato precisa ser considerado com cautela nos projetos porque a adoção de altas concentrações nominais de sólidos pode levar à instabilização do meio sólido, sedimentando-se na base do tubo interno e interrompendo a circulação do reator. Este efeito pode ser minimizado pela introdução gradual da areia, permitindo a formação do biofilme.

O efeito de instabilização do leito sólido foi mais pronunciado nos modelos ensaiados devido às dimensões reduzidas da seção anular resultante para o tubo de descida. Com isso qualquer acúmulo anormal de partículas devido a irregularidades da seção tendia a provocar o colapso do meio. Observa-se que com seções de maior tamanho esse efeito das irregularidades construtivas tende a diminuir, possibilitando a manutenção de maiores concentrações de sólidos sem dificuldades.

O mecanismo de suspensão dos sólidos é a circulação da fase líquida. Dessa forma, a ressuspensão dos sólidos fica impossibilitada, a cada nova partida do reator, quando os sólidos sedimentam e obstruem as aberturas inferiores de circulação do líquido. Essa característica indica que os reatores deste tipo devem contar com dispositivos especiais para a partida hidráulica. Tendo em vista que o propulsor axial utilizado no trabalho implica em dificuldades de ordem mecânica e econômica, não se recomenda sua utilização em escala real. Desta forma a questão da nova partida precisa ser objeto de estudos e desenvolvimentos posteriores. Entretanto, da observação em modelos reduzidos efetuada na etapa inicial da pesquisa, pode-se propor a utilização de injetores de ar secundários instalados na base do tubo de descida para operar apenas na fase de ressuspensão do leito. Mediante operação adequada de registros esses injetores podem ser usados para fluidizar o material no tubo externo, facilitando o processo de abertura da passagem inferior obstruída pela sedimentação do meio sólido.

Observou-se ao longo da operação, que as concentrações reais de areia se situaram ao redor de 60% das concentrações nominais. Isto pode indicar que a areia inserida no reator está ficando retida em zonas mortas de circulação do fluido na parte inferior do reator e também aprisionadas em zonas de formação e adensamento de biomassa em certas regiões do sistema de tratamento e eventualmente perdas de partículas de areia.

A operação deve considerar também a tendência ao acúmulo de sólidos suspensos no reator. O esquema operacional com decantador implica na necessidade de remoção de lodo

deverá prever a realização de purgas periódicas para retirar o excesso de lodo presente no reator. Admitindo que o lodo descartado contém meio suporte, pode-se e deve-se prever a necessidade de reposição de areia após o descarte do lodo.

O esquema operacional adotado para definir as vazões de ar foi baseado no objetivo de manter uma concentração mínima de 2mg/l de oxigênio dissolvido na parte superior do reator. Foram efetuadas medições da concentração de OD na parte inferior do R12(área externa-configuração 250-200) encontrando-se valores em torno de 1mg/l e no topo do R12 foram nestas mesmas medições encontradas concentrações de OD em torno de 3,5mg/l, para poder suspender as partículas de areia. Tendo em vista essa meta operacional, mantida durante todo o tratamento, entende-se que as zonas anóxicas necessárias à denitrificação ocorreram no interior do biofilme, conforme admitido também por Hagedorn-Olsen et al. (1994). Essa hipótese é reforçada pela espessura grande do biofilme resultante nas condições em que foi conduzido o experimento, mas necessita de estudos posteriores que a comprovem. Adicionalmente, as relações de área externa/interna merecem também consideração, para que sejam criadas zonas anóxicas no reator e não somente no interior do biofilme

Na fase inicial de operação, a suspensão das partículas exige maiores vazões de ar, o que dificulta a aclimação e à formação do biofilme. Neste sentido deve-se iniciar a operação dos reatores com vazões de ar superiores e ir gradativamente diminuindo após a formação do biofilme. Portanto os projetos devem levar em conta que as partidas devem ser realizadas com menores concentrações de areia, aumentando gradativamente até a concentração nominal.

Recomenda-se também iniciar a operação com maiores TDHs, aumentando gradualmente a concentração de sólidos, para facilitar a formação e adaptação dos microrganismos e, após atingir a concentração nominal desejada, aumentar a carga orgânica aplicada. Nos ensaios realizados a fase de formação e estabilização do biofilme durou cerca de 3 meses.

13. Conclusões e Recomendações

Do trabalho realizado, podem ser tiradas as seguintes conclusões:

- Para o esgoto sanitário utilizado no experimento, submetido apenas a peneira estática com abertura de 1mm, o sistema de tratamento estudado, composto de reator biológico com partículas suporte de biomassa com circulação induzida, por jatos de ar, em tubos concêntricos, com a unidade de clarificação de efluente acoplada em uma única unidade, apresentou possibilidade técnica de utilização, embora ainda sujeita a melhorias na eficiência da utilização do ar injetado e na clarificação do efluente final.

- Os melhores resultados foram obtidos com tempo de detenção hidráulica no volume de reação (TDH) de 3h.

- Com TDH de 3h foram obtidas remoções de cerca de 90% da DBO bruta, 99% da DBO filtrada, 84% de DQO bruta, 95% da DQO filtrada, 72 % de nitrogênio total e 32% de fósforo.

- A altura do reator não se mostrou estatisticamente significativa nas eficiências de remoção citadas.

- Todas as configurações ensaiadas apresentaram uma elevada nitrificação.

- As altas remoções de nitrogênio total obtidas indicam a ocorrência de desnitrificação. Esse fenômeno ocorreu com maior intensidade na configuração 250-100 (diâmetro do tubo externo – diâmetro do tubo interno).

- Os melhores índices de consumo de energia, são estimados em 1,42 kWh/kgDBO_{Aplicado}.h, (R6 250-100); um valor relativamente próximo aos usualmente observados em sistemas de lodos ativados com nitrificação.

- Os injetores de ar de PVC perfurado apresentaram a mesma eficiência de transferência dos injetores de pedra porosa, porém, com melhor fluidização do leito, menor perda de carga, sendo ainda menos sujeitos a obstruções.

- A maior eficiência na utilização do ar foi obtida com uma taxa de aplicação superficial de cerca de 0,03m³/m²s no tubo interno, na configuração 250-100, que corresponde a uma relação de áreas externa/interna de 5,25.

- A relação ótima de áreas externa / interna do volume de reação deve situar-se próxima de 5 (configuração 250-100), pois a vazão de ar necessária foi determinada pela necessidade do processo de tratamento, enquanto nas configurações 250-200 o fator limitante foi a necessidade de manter as biopartículas em suspensão.

- A utilização de areia como meio suporte revelou-se viável, com diâmetro médio de 0,27mm, em concentrações nominais de até 100g/l.

- A grande variação de massa específica das biopartículas resultante do desenvolvimento do biofilme precisa ser levada em conta no projeto hidráulico do reator.

- A biomassa não aderida às biopartículas mostrou-se de difícil sedimentação, tornando atrativa a utilização de um sistema de flotação como separador de sólidos em suspensão do efluente final.

- A utilização de flotador pode ser mais interessante quando for desejada uma maior remoção de fósforo, sendo necessária, nesse caso, a adição de coagulantes. Ensaio realizado em laboratório aumentaram a eficiência de remoção de fósforo do efluente dos reatores de cerca de 34% para cerca de 88% (concentração de fósforo menor que 1mg/l) com adição de 75mg/l de cloreto férrico.

Recomenda-se para a continuação do trabalho, visando a efetiva utilização da tecnologia pesquisada, para o tratamento de esgotos sanitários:

- ✓ utilização de maiores concentrações de meio suporte;
- ✓ definição das relações ótimas entre área externa/interna e influência da altura sobre a relação ótima;
- ✓ monitoramento do OD ao longo do reator para a identificação de zonas anóxicas no reator;
- ✓ identificar como se dá o processo de desnitrificação no reator;
- ✓ ampliação da escala visando uma maior facilidade no uso de flotador com ar dissolvido para clarificação final do efluente e melhoria na remoção de fósforo;
- ✓ utilização de outros agentes coagulantes;
- ✓ dispositivos e metodologia de partida hidráulica e para a ressuspensão do leito após paradas momentâneas;
- ✓ ensaio de outras configurações geométricas.

14. Bibliografia.

ALBERTE, T. M. **Estudo do tratamento de águas residuárias por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos**. 2003. 258p. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade de Campinas, Campinas, 2003.

ANDREWS, G.; TRAPASSO, R. The optimal design of fluidized bed bioreactors. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.57.n2, p.143-150, 1985.

APHA, AWWA and WPCF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, Ed. 20, Washington, D.C., 1998.

ASCE. **Standard Measurement of oxygen transfer in clean water**. ANSI/ASCE 2-90, 1990, 66p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6508/84**: Determinação da Massa Específica: Grãos de Solos que Passam na Peneira de 4,9mm. Rio de Janeiro, 1984.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 7181/84**: Análise Granulométrica: Solo. Rio de Janeiro, 1984.

BARNES, D.; BLISS, P. **Biological control of nitrogen in wastewater treatment**. London: 1983, 146p.

BELLO, R.A.; ROBINSON, C.W.; MOO-YOUNG, M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. **Chemical Engineering Science**, v.27, p. 369-381, 1984.

BERGAMASCO. **O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos**. 1996. 147p. Tese (Doutorado) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade de Campinas, Campinas, 1996.

BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHFOOT, N. **Transport Phenomena**. New York: Ed. Wiley, 1960.

BORDACS, K.; YOUNG, J.C. Biological processes for industrial wastewater treatment. In: FREEMAN, H.M. **Standard Handbook of Hazardous Waste Treatment and Disposal**. 2ed. McGraw-Hill, 1997, 9.3-9.49p.

BOSANDER, J.; WESTLUND, A.D. Operation of full-scale fluidized-bed for denitrification. **Water Science & Technology**, v.41, n.9, p.115-121, 2000.

BOUKER, R.P.G. New waste-water treatment for industrial application. **Environment. Progress**, v.2:235, 1983.

CALLANDER, I.J.; BARFORD, J.P. Recent advances in: anaerobic digestion technology. **Process Biochemistry**, v.18, n.4, p. 24-30, 1983.

CAMPOS, J. R. **Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série**. 1989. 295p. Tese (Livre Docência) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1989.

CHISTI, M.Y.; HALARD, B.; MOO-YOUNG, M. Liquid circulation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.43, n.3, p. 451-457, 1987.

CHISTI, M.Y.; MOO-YOUNG, M. Improve the performance of airlift reactors. **Chemical Engineering Progress**, p. 38-45, 1993.

CHUI, P.C.; TERASHIMA, Y.; TAY, J.H.; OZAKI, H. Performance of a partly aerated biofilter in the removal of nitrogen. **Water Science & Technology**, v. 34, n.1-2, p.187-194, 1996.

CLEASBY, J.L; FAN, K. Predicting fluidization and expansion of filter media. **Journal of the Sanitary Engineering Division**, v.107, n.3, p 455-471, june 1981.

COHEN, Y. Biofiltration- the treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review. **Bioresource Technology**, v. 77, n.3, p.257-274, may 2001

COLLIVER, B.B.; STEPHENSON, T. Production of nitrogen oxide and dinitrogen oxide by autotrophic nitrifiers. **Biotechnology Advances**, v.18, n.3, p. 219-232, may 2000

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE – CONAMA. **Resolução nº 20 do conselho nacional do meio ambiente**. 18 de julho de 1986.(modificada pela Resolução 357 de 17/03/2005).

COOPER, P.F.; ATKINSON, B. Biological fluidised bed treatment of water and wastewater. Water Research Center - New York: Springer, 1981, 411p

COUDERC, J.P. Incipient fluidization and particulate systems. In: DAVIDSON, J.F; CLIFT, R.; HARRISON, D. **Fluidization**. New York: Ed. Academic Press, 1985. Chapter 1, p.1-46.

CUBA TERÁN, F. J. **Conversão de nitrogênio amoniacal mediante reator de leito fluidificado como pré-tratamento de águas destinadas ao abastecimento público**. 1990. 116p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1990.

DALL'AGLIO SOBRINHO, M. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto doméstico**. Ilha Solteira: Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, 2000, 110p. (Relatório Final FAPESP).

DALL'AGLIO SOBRINHO, M; GEBARA, D; MILANEZ, D.H.E.; RUGGERI JR., H.C.; HERNANDES, T.N. Funcionamento Hidráulico de reatores aeróbios com circulação por jatos de ar para tratamento biológico de efluentes. In: SIMPÓSIO BRASILEIRO DE RECURSOS HÍDRICOS, 14, Aracaju, 2001. São Paulo: ABRH,2001 em **CD-Room**. 2001

DROSTE, R.L. **Theory and practice of water and wastewater treatment**. New York, John Wiley & Sons, 1997, 798p.

ERGUN, S. Fluid flow through packed columns. **The Chemical Engineering Progress**, v48, n.2, p.89-94, 1952.

FAN, L. S. **Gas-liquid-solid fluidization engineering**. Ed. Butterworth Publishers, 1989. 763p.

FDEZ-POLANCO, REAL, F.J.; GARCIA, P.A. Behavior of an anaerobic /aerobic pilot scale fluidized bed for the simultaneous removal of carbon and nitrogen. **Water Science & Technology**, v. 29, n.10/11, p.339-346, 1994.

FERREIRA, E. S. Cinética Química e Fundamentos dos Processos de Nitrificação e Desnitrificação Biológica. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 28, 2002. Cancun.: AIDIS, 2002.

FREITAS, C.; TEIXEIRA, J.T. Hydrodynamic studies in na airlift reactor with na enlarged degassing zone. **Bioprocessing Engineering**, v.18, n.4, p.267-279, 1997.

FREITAS, C; FIALOVÁ, M.; ZAHRANDNIK, J.; TEIXEIRA, J. A. Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v.55, n.21, p. 4961-4972, 2000.

FURTADO, A.A.L.; ALBUQUERQUE, R.T.; LEITE, S.G.F.; PEÇANHA, R.P Effect of hydraulic retention time on nitrification in an airlift biological reactor. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v.15,n.3, 1998.

GARCIA-CALVO, A.; RODRIGUEZ, A.; PRADOS, A., KLEIN, J. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.54, n.13, p. 2359-2370, 1999.

GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R.Z. Modelling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.69, n.2, p. 85-91, 1998.

GEBARA, D.; DALL'AGLIO SOBRINHO, M. Coeficientes de transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado para tratamento de esgotos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20, 1999, Rio de Janeiro: ABES: Rio de Janeiro, 1999, p. 366-374.

GEBARA, D.; DALL'AGLIO SOBRINHO, M.; MATSUMOTO, T. Avaliação do desempenho de reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL (AIDIS), 27, 2000. Porto Alegre: AIDIS em **CD-Room**, 2000.

GEBARA, D.; DALL'AGLIO SOBRINHO, M.; RUGGERI JUNIOR, H.C.; MILANEZ, D.H E.; HERNANDES, T.N. Desempenho de dois tipos de injetores de ar na transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL, 21, 2001, João Pessoa. Rio de Janeiro: ABES, 2001.

GEBARA, D.; DAL'AGLIO SOBRINHO, M.; HERNANDES, T.N.; MILANEZ, D.H.E; RUGGERI JUNIOR, H.C.. Transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos. In: SIMPOSIO ITALO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AMBIENTAL, 6, 2002, Vitoria/ES. Rio de Janeiro: ABES, 2002.

GIESEKE, A et al. Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor and microscale investigations. **Water Research**, v.36, n.2, p.501-509, 2002.

GUARDIA FILHO, L.E. **Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR**. Ilha Solteira: Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, 2001, 45 p. (Relatório Científico ao CNPq-PIBIC).

HAGEDORN-OLSEN, C.; MØLLER, I.H.; TØTTRUP, H.; HARREMOËS, P. Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. **Water Science & Technology**, v.29, n.10/11, p.83-91, 1994.

HAGOPIAN, D.S.; RILEY, G.J. A closer look at bacteriology of nitrification **Aquacultural Engineering**, v.18, n.4, p. 223-244, 1998

HAMADA, J. **Emprego de reatores biológicos de leito fluidificado no pré-tratamento de águas de abastecimento**. 1992. 230p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1992.

HAMMER, M.J.; HAMMER JR., M.J. **Water and wastewater technology**, 3ed. New Jersey: Prentice-Hall., 1996, 519p.

HEIJNEN, J.J.; MULDER, A.; ENGER, W.; HOEKS, F. Review on the application of anaerobic fluidized bed reactors in waste-water treatment. **Chemical Engineering Journal**, v.41, p.B37-B50, 1989.

HEIJNEN, J. et al. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and air-lift suspension reactors. **Chemical Engineering Technology**, v.13, p.202-208, 1990.

HEIJNEN, J. et al. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using biofilm reactors. **Water Science & Technology**, v.23, n.7/9, p.1427-1436, 1991.

HEIJNEN, J. et al. Formation of biofilms on small suspended particles in air-lift reactors. **Water Science & Technology**, v.26, n.9/10, p.2015-2019, 1992.

HEIJNEN, J. et al. Development and scale-up of an aerobic biofilm air-lift suspension reactor. **Water Science & Technology**, v. 27, n.5/6, p.253-261, 1993.

HEIJNEN, J.J.; HOLS, J.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; VAN LEEUWEN, H.L.J.M.; MULDER, A.; WELTEVREDE, R. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. **Chemical Engineering Science**, v.52, n.15, p. 2527-2540, 1997.

HENZE, M.; HARREMOES, P.; ARVIN, E.; JANSEN, J.C. **Wastewater treatment: Biological and chemical processes**. New York: Springer, 1997, 383p.

HERBERT, R.A. Nitrogen cycling in coastal marine ecosystems. **FEMS Microbiology Reviews**, v.23, n.5, p.563-590, 1999.

HJORTSO, M.A.; ROOS, J.W. Cell Aggregation and Sedimentation. In: **Cell adhesion: fundamentals and biotechnological applications**. New York: Marcel Dekker, 1995a. Chapter 5, p.135 - 186.

HJORTSO, M.A.; ROOS, J.W. Microbial Biofilms and Biofilm. In: **Cell adhesion: fundamentals and biotechnological applications**. New York: Marcel Dekker, 1995b Chapter 6, p.187 - 232.

HOEHN, R.C.; ARLISS, D.R. Effects of thickness on bacterial film. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.45, n.11, p.2302-2320, 1973.

HOLST, T.C.; TRUC, A.; PUJOL, R. Anaerobic fluidized bed reactor: ten years of industrial experience. **Water Science & Technology**, v. 36, n.6/7, p. 415-422, 1997

HORVÁTH, I.C. **Hydraulics in water and waste-water treatment technology**. Hungary-Akadémiai Kiadó: John Wiley & Sons, 1994, 319p.

HOSAKA, Y.; MINAMI, T.; NASUNO, S. Fluidized-bed biological nitrogen removal. **Water Environment & Technology**, v.3, n.8, p.48-51, 1991

HWANG, S.J.; CHENG, V.L.. Gas holdup and liquid velocity in three-phase internal-loop airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.52, n.21, p. 3949-3960, 1997.

IWAI, S.; KITAO, T. **Wastewater treatment with microbial films**. Lancaster USA: Technomic Publishing Company, 1994, 183 p.

JERIS, J.S. Industrial waste-water treatment using anaerobic fluidized bed reactors. In: I.A.W.P.R.C. **Anaerobic treatment of waste-water in fixed film reactors**. Copenhagen: I.A.W.P.R.C, 1982. (special seminar).

JÖRDENING, H.J.; MÖSCHE, M. Full scale anaerobic fluidized bed reactors for digestion of industrial wastewater. In: **PROGRAM AND PROCEEDINGS CONFERENCE ON BIOFILM SYSTEMS**, New York, 1999. International Association on Water Quality(IAWQ), 1999, p.17-20.

KAPOOR, A.; VIRARAGHAVAN, F. Nitrate removal from drinking water-Review. **Journal of Environmental Engineering**, v.23, n.4, p.371-379, 1997

KAREL,S.E.; LIBICKI, S.B.; ROBERTSON, C.R. The immobilization of whole cells: Engineering principles. **Chemical Engineering Science**. v. 40, n.8, p.1321-1354, 1985.

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

LEE, L.Y.; ONG, S.L.; NG, W.J. Biofilm morphology and nitrification activities: recovery of nitrifying biofilm particles covered with heterotrophic outgrowth. **Bioresource Technology**, v.95, n.2, p.209-214, 2004.

LERTPOCASOMBUT, K. **Epuration carbonée par film biologique mince dans un réacteur à lit fluidisé triphasique**. 1991. 204p. These (Doctorat) – L'institut National Des Sciences Appliquées de Toulouse, Université Toulouse, Toulouse, 1991.

LETTINGA, G. et. al. Use of the upflow study blanket reactor concept for biological water treatment, especially for anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, v.22 (3), p.699-734, 1980.

LEVA, M. **Fluidization**. New York: McGraw-Hill, 1959.

LEVENSPIEL, O. e KUNII, D. **Fluidization engineering**. 2ed. Stoneham, MA: Ed. Butterworth-Heinemann, 1991.

MENDONÇA, N. **Tratamento de esgoto sanitário empregando reator de leito expandido em escala plena em zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas**: Concepção, construção e operação. 2004. 201p. Tese Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

MENOUD, P.; WONG, C.H.; ROBINSON, H.A.; FARQUHAR, A.; BARFORD, J.P., BARTON, G.W. Simultaneous nitrification and denitrification using siporax packing. **Water Science & Technology**, v. 40, n.4/5, p.153-160, 1999.

MERCHUK, J.C.; BERZIN, I. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v.50, n.14, p. 2225-2233, 1995.

MERCHUK, J.C.; CONTRERAS, A.; GARCIA, F.; MOLINA, E. Studies of mixing in a concentric tube airlift bioreactor with different spargers. **Chemical Engineering Science**, v.53, n.4, p.709-719, 1997.

METCALF e EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse**. 3ed.. New York: McGraw-Hill, 1991,.1335p.

MULCAHY, L.T.; SHIEH, W.K. Fluidization and reactor biomass characteristics of the denitrification fluidized bed biofilm reactor. **Water Resources**, v.21 n.4: p. 451-458, 1987.

NARAYANAN, B.; SUIDAN, M.T.; GELDERLOOS, A. B.; BRENNER, C.R. .Anaerobic treatment of volatile and semivolatile organic compounds in municipal wastewater. **Water Environment Research**, v.67, n.1, p.46-56, 1995.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, J.J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. **Journal of Biotechnology**, v.80, n.1, p. 1-33, 2000a.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, S.J. Particle-based biofilm reactor technology. **Trends in Biotechnology**, v.18, n.7, p. 312-320, 2000b.

ØDEGAARD, H. Advanced compact wastewater treatment based on coagulation and moving bed biofilm processes. **Water Science & Technology**, v. 42, n.12, p.33-48, 2000.

PASCIK, I.; MANN, T. The two step nitrification of ammonia rich waste water. **Water Science & Technology**, v.16, n.10/11, p.215-223, 1984.

PEREIRA, J.A. R.; CAMPOS, J.R.; MENDONÇA, N.M.; NICIURA, C.L.; SILVA, M.A. Reator anaeróbio de leito expandido: Uma Alternativa para tratamento de esgoto sanitário em zonas urbanas brasileiras. In: Programa de Saneamento Básico (PROSAB). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo - Coletânea de trabalhos técnicos**. Edital 01. 2000, p.296–312

POLLICE, A. et al. Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate. **Water Research**, v.36, n.10, p.2541-2546, 2002.

RICHARDSON, J.F. e ZAKI, W.N. Sedimentation and Fluidization: part I. **Trans. Inst. Chem. Engrs**, v.32, p.35-53, 1954

RO, K.S.; NEETHLING, J.B. Biological fluidized beds containing widely different bioparticles. **Journal of Environmental Engineering**, v.120,n.6, p.1416-1426, 1994.

ROCHA, K.M.; OLIVEIRA, F.M.; COTA, R.S.; CHERNICHARO, C.A.L; von SPERLING M. Desenvolvimento de software para pré-dimensionamento de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB). In: Programa de Saneamento Básico (PROSAB). **Tratamento de Esgotos Sanitários Por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo-Coletânea de Trabalhos Técnicos**. Edital 01. 2000. p.70–79.

RODRÍGUEZ, G.C.; BARCELÓ, O.G.; MARTÍNEZ, S.G. Wastewater fermentation and nutrient removal in sequencing batch reactors. **Water Science & Technology**, v. 38, n.1, p.225-264, 1998.

ROMLI, M.; GREENFIELD, P.F.; LEE, P.L. Effect of recycle on a two-phase high-rate anaerobic wastewater treatment system. **Water Research**, v.28, n.2, p. 475-482, 1994.

ROS, M; VRTOVSEK, J. Wastewater treatment and nutrient removal in the combined reactor. **Water Science & Technology**, v.38, n.1, p. 87-95, 1998.

RUGGERI JR, H.C. **Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos**. 2002. 115f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2002

SAFFERMAN, S.I.; BISHOP, P.L. Aerobic fluidized bed reactor with internal media cleaning. **Journal of Environmental Engineering**, v.122, n.4, p.284-291, 1996.

SCHÜGERL, K. Three-phase-biofluidization- application of three-phase-biofluidization in the biotechnology-A review. **Chemical Engineering Science**, v.52, n.21/22, p.3661-3668, 1997.

SEDLAK, R. I. **Phosphorus and nitrogen from municipal wastewater: Principles and practice**. 20 ed. Ed. Lewis Publishers, 1991, 239p.

SEMON, J.; SADICK, T.; PALUMBO, D.; SANTORO, M.; KEENAN, P. Biological upflow fluidized bed denitrification reactor demonstration project Stamford, CT.USA. **Water Science& Technology**, v.36, n.1, p. 139-146, 1997.

SHIEH, W.K.; SUTTON, P.M.; KOS, P. Predicting Reactor Biomass Concentration in a Fluidized Bed system. **Journal W.P.C.F.**, v.53, n.11, p. 1574-1584, 1981.

SPEECE, R.E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Nashville: Archae Press, 1996, 393p.

SNIS – Sistema Nacional de Informação sobre Saneamento: **Diagnóstico dos serviços de água e esgotos**. (Série histórica 1995-2003), 2005. em CD-ROM.

SREEKRISHNAN, T.R.; RAMACHANDRAN, K.B.; GHOSH, P. Effect of operating variables on biofilm formation and performance of an anaerobic fluidized-bed bioreactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 37, n.6, p. 557-566, 1991.

STEEL, R.G.D.;TORRIE, J.H.. Principles and procedures of statistics. New York, McGraw-Hill, 1960, 481 p.

STRONACH,S.M.; RUDD,T.; LESTER,J.N. **Anaerobic digestion processes in industrial waste water treatment**. Berlin Heidelberg: Springer-Verlag, 1986, 184p.

SUTTON, P.M.; LI, A. Anytron system and oxytron system high-rate anaerobic and aerobic biological treatment systems for industry. **In: Ann Arbor Science**, Indiana, Proc. 36th Ind. Waste Conf - Purdue University, 665p., 1981.

SUTTON, P.M.; MISHRA, P.N. Biological Fluidized Beds for water and wastewater treatment. **Water Environment & Technology**, v.3, n.8, p.52-56, 1991.

SUTTON, P.M.; MISHRA, P.N. Activated carbon based biological fluidized beds for contaminated water and wastewater treatment: A State-of-the art review. **Water Science & Technology**, v.29, n.10/11, p. 309-317, 1994.

SUTTON, P.; HURVID, J.; HOEKSEMA, M.. Biological fluidized-bed treatment of wastewater from byproduct coking operations: Full-Scale Case History. **Water Environmental Research**, v. 71, n.1, p. 5-9, 1999

TANAKA, T.; TSUZUKI, K.; NISHIJIMA, N.; TAKAGI, T. Alga-removal performance of a fluidized-bed biofilm reactor system for lake water treatment. **Water Science & Technology**, v.43, n.1, p.277-283, 2001.

TAVARES, C.R.G. **Tratamento aeróbio de efluentes em bio-reatores de leito fluidizado trifásico biológico de resíduos**. 1992. 203p. Tese (Doutorado) - Coordenação de Programas de Pós-graduação de Engenharia, Universidade de Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 1992.

TIJHUIS, L.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on small suspended particles in airlift reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v.44, n.5, p.595-608, 1994.

TORRES, S.; ASPÉ E.; MARTÍ, M.C.; ROECKEL, M.. Analysis of kinetics of denitrification in the presence of different electron donors and its application to fisheries effluents. **In: TALLER Y SEMINÁRIO LATINOAMERICANO TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUALES**, 5, 1998. Viña del Mar-Chile, 1998, p.1-16.

TRULEAR, M.G.; CHARACKLIS, W.G. Dynamics of Biofilm Processes. **Journal WPCF**, v.54, n.9, p.1288-1301, 1982.

TYAGI, R.D.; VEMBU, K. **Wastewater treatment by immobilized cells**. Boca Raton-Florida: CRC Press, 1990, 281p.

VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Bubble recirculation regimes in internal-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v.54, n.18, p. 3995-4006, 1999a.

VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN DER HOOGEN, J.H.A.; VAN DER LANS, R.G.J.M.; van LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. The biofilm airlift extension reactor. Part II: Three-phase hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, v.55, p.1909-1924, 1999b

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O Comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e aplicações para projetos e operação**. Campina Grande-PB: EPGRAF, 1999, 471p.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; JETTEN, M.S.M. Microbiological conversions in nitrogen removal. **Water Science & Technology**, v.38, n.1, p.1-7, 1998

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias.**, Belo Horizonte. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte: Ed. DESA-UFGM, 1996, 211p.

WEN, C.Y.; YU, Y.H. Mechanics of Fluidization. **Chemical Engineering Progress**, v.62 n.100, 1966.

WIMPENNEY, J.; MANZ, W.; SZEWZYK, U. (2000). Heterogeneity in biofilms. **FEMS Microbiology Reviews**, v.24, n.5, p.661-671, 2000.

ANEXO A - Tabelas

Sumário

Ensaio de Areia.....	321
Tabela A-1: Determinação das concentrações médias de areia no reator de 12m em função das vazões de ar.....	321
Ensaio de Aeração	322
Tabela A-2: Resultados de $K_L a$ e C_s obtidos nos ensaios de aeração do Reator 12m	322
Tabela A-3: Resultados de $K_L a$ e C_s obtidos nos ensaios de aeração do Reator 6m	323
Carreira 2: TDH de 2 horas e Concentração de Areia = 50 g/l.....	324
Tabela A-C2.1: Concentrações e remoções DBO bruta	324
Tabela A-C2.2: Concentrações e remoções DQO bruta	324
Tabela A-C2.3: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 12 m	324
Tabela A-C2.4: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 6 m	324
Carreira 3: TDH de 1 hora e Concentração de Areia = 50 g/l	325
Tabela A-C3.1: Concentrações e remoções de DBO bruta	325
Tabela A-C3.2: Concentrações e remoções de DQO Bruta	325
Tabela A-C3.3: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 12 m	325
Tabela A-C3.4: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 6 m	325
Tabela A-C3.5: Concentrações de Sólidos Suspensos - Reator 12 m	325
Tabela A-C3.7: Concentrações de Nitrogênio - Reator 12 m	326
Tabela A-C3.8: Concentrações de Nitrogênio - Reator 6 m	326
Carreira 4: TDH de 8 horas e Concentração de Areia = 50 g/l	327
Tabela A-C4.1: Concentrações e remoções de DBO bruta	327
Tabela A-C4.2: Concentrações e remoções de DQO bruta	327
Tabela A-C4.3: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m	328
Tabela A-C4.4: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m	328
Tabela A-C4.5: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m	329
Tabela A-C4.6: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m	329
Tabela A-C4.7: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m	330
Tabela A-C4.8: Concentrações de Nitrogênio – Reator 6m	330
Carreiras 5 e 6: TDH de 4 e 8 horas e Concentração de Areia = 50 g/l	331
Tabela A-C56.1: Concentrações e remoções de DBO bruta	331
Tabela A-C56.2: Concentrações e remoções de DBO filtrada	332
Tabela A-C56.3: Concentrações e remoções de DQO bruta	333
Tabela A-C56.4: Concentrações e remoções de DQO filtrada	334
Tabela A-C56.5: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m	335
Tabela A-C56.6: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m	336
Tabela A-C56.7: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m	337
Tabela A-C56.8: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m	338
Tabela A-C56.9: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m	339
Tabela A-C56.10: Concentrações de Nitrogênio – Reator 6m	340
Carreira 7: TDH 8 horas e Concentração de Areia = 100 g/l	341
Tabela A-C7.1: Concentrações e remoções de DBO bruta	341
Tabela A-C7.2: Concentrações e remoções de DBO filtrada	341
Tabela A-C7.3: Concentrações e remoções de DQO bruta	341
Tabela A-C7.4: Concentrações e remoções de DQO filtrada	342
Tabela A-C7.5: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m	342
Tabela A-C7.6: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m	343
Tabela A-C7.7: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m	343
Tabela A-C7.8: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m	344
Tabela A-C7.9: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m	344
Carreira 8: TDH 8,4,3 e 2 horas e Concentração de Areia = 100 g/l – Bomba Axial.....	346
Tabela A-C8.1: Concentrações e remoções de DBO bruta	346
Tabela A-C8.2: Concentrações e remoções de DBO filtrada	347

Tabela A-C8.3: Concentrações e remoções de DQO bruta	348
Tabela A-C8.4: Concentrações e remoções de DQO filtrada.....	349
Tabela A-C8.5: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m	350
Tabela A-C8.6: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m	351
Tabela A-C8.7: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m.....	352
Tabela A-C8.8: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m.....	353
Tabela A-C8.9: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m	354
Tabela A-C8.10: Concentrações de Nitrogênio – Reator 6m	355
Tabela A-C8.11: Concentrações de Fósforo – Reator 12m.....	356
Tabela A-C8.12: Concentrações de Fósforo – Reator 6m.....	357
Carreira 9: TDH de 3 horas e Concentração de Areia = 100 g/l – Sistema de Flotação	358
Tabela A-C9.1: Concentrações e remoções de DBO bruta e filtrada	358
Tabela A-C9.2: Concentrações e remoções de DQO bruta e filtrada.....	359
Tabela A-C9.3: Concentrações de Sólidos Totais	360
Tabela A-C9.4: Concentrações de Sólidos Suspensos	361
Tabela A-C9.5: Concentrações de Nitrogênio.....	362
Tabela A-C9.6: Concentrações de Fósforo.....	363
Carreira 10: TDH de 3 horas e Concentração de Areia = 100 g/l – Redução do Diâmetro Interno	364
Tabela A-C10.1: Concentrações e remoções de DBO bruta e filtrada	364
Tabela A-C10.2: Concentrações e remoções de DQO bruta e filtrada.....	365
Tabela A-C10.3: Concentrações de Sólidos Totais	365
Tabela A-C10.4: Concentrações de Sólidos Suspensos	366
Tabela A-C10.5: Concentrações de Nitrogênios	366
Tabela A-C10.6: Concentrações de Fósforo.....	367

Ensaio de Areia

Tabela A-1: Determinação das concentrações médias de areia no reator de 12m em função das vazões de ar.

Vazão de ar (l/h)	Conc. Nominal de Areia (g/l)	Vol. Areia Decantada (ml)	Vol. da Amostra (ml)	Massa de Areia (g)	Conc. Real de Areia (g/l)
8000	50	20	1100	33,1	30,0
		20	930	33,1	35,5
		20	950	33,1	34,8
	70	30	970	46,8	48,3
	90	40	1025	60,6	59,1
		40	950	60,6	63,8
	110	50	970	74,4	76,7
		50	1020	74,4	72,9
	150	60	990	88,2	89,1
		60	955	88,2	92,3
		70	940	102,0	108,5
	200	80	950	115,7	121,8
		80	940	115,7	123,1
6000	110	45	1000	67,5	67,5
		40	940	60,6	64,5
	150	60	950	88,2	92,8
		60	940	88,2	93,8
		60	960	88,2	91,9
		70	930	102,0	109,6
		60	920	88,2	95,9
	200	90	940	129,5	137,8
		90	930	129,5	139,3
		85	960	122,6	127,8
4000	110	45	940	67,5	71,8
		42	930	63,4	68,1
	150	60	935	88,2	94,3
		70	980	102,0	104,0
		70	980	102,0	104,0
		60	940	88,2	93,8
		50	920	74,4	80,9
		60	960	88,2	91,9
		80	960	115,7	120,6
		90	970	129,5	133,5
		80	960	115,7	120,6
2000	110	40	920	60,6	65,9
		45	920	67,5	73,4
		40	940	60,6	64,5
		45	940	67,5	71,8
		40	940	60,6	64,5
		25	940	39,9	42,5
		10	920	19,3	20,9
		60	930	88,2	94,8
		65	930	95,1	102,2
		10	920	19,3	20,9

Ensaio de Aeração

Tabela A-2: Resultados de $K_L a$ e C_s obtidos nos ensaios de aeração do Reator 12m

Observações	Vazão de ar (l/h)	$K_L a$ (1/s)	C_s (mg/l)	Desv. Pad. $K_L a$ (1/s)	Desv. Pad. C_s (mg/l)	$K_L a_{20}$ (1/s)
Série 1						
2 injetores	400	0,00148	9,29	3,36E-05	0,090	0,00135
	600	0,00148	6,00	1,83E-05	0,021	0,00135
	800	0,00177	5,94	2,80E-05	0,020	0,00161
	1000	0,00224	5,85	3,19E-05	0,015	0,00204
	1600	0,00353	3,94	6,64E-05	0,018	0,00321
	600	0,00202	12,24	7,94E-05	0,191	0,00184
	1000	0,00309	11,21	9,15E-05	0,097	0,00281
	1400	0,00385	11,37	7,72E-05	0,052	0,00350
	1400	0,00547	10,67	1,42E-04	0,097	0,00498
4 injetores	1800	0,00518	11,52	3,80E-04	0,354	0,00471
	2000	0,00505	11,69	4,42E-04	0,465	0,00459
	1000	0,00352	11,14	2,25E-04	0,321	0,00321
	2200	0,00354	11,45	1,51E-04	0,207	0,00322
	2600	0,00714	10,49	3,46E-04	0,162	0,00650
	3000	0,00648	10,44	2,02E-04	0,097	0,00589
	2200	0,00454	10,26	1,60E-04	0,146	0,00413
	2600	0,00589	11,29	3,33E-04	0,286	0,00535
Série 2						
0 g/l	2500	0,0204	8,08	1,80E-03	0,181	0,01855
	4000	0,0062	18,3	4,89E-03	9,720	0,00562
	6000	0,1064	8,78	1,43E-02	0,269	0,09681
50 g/l	3000	0,0274	11,5	5,49E-03	1,304	0,02491
	4500	0,0521	10,2	9,35E-03	0,792	0,04738
	6000	0,0635	8,81	4,65E-03	0,137	0,05772
100 g/l	4000	0,0431	8,01	1,09E-03	0,036	0,03921
	6000	0,0839	8,77	8,18E-03	0,151	0,07634
150 g/l	3000	0,0350	8,73	1,66E-03	0,129	0,03186
	4000	0,0399	8,71	6,65E-04	0,034	0,03632
	6000	0,0760	9,21	4,31E-03	0,144	0,06912
Série 3						
	2000	0,0060	12,8	1,04E-04	0,041	0,00543
	4000	0,0101	12,4	1,23E-04	0,023	0,00923
	6000	0,0172	11,9	6,02E-04	0,078	0,01563

Tabela A-3: Resultados de K_{La} e C_s obtidos nos ensaios de aeração do Reator 6m

Observações	Vazão de ar (l/h)	K_{La} (1/s)	C_s (mg/L)	Desv. Pad. K_{La} (1/s)	Desv. Pad. C_s (mg/L)	K_{La20} (l/s)
Série 01						
	400	0,0005	9,03	1,24E-05	0,117	0,00043
	600	0,0012	15,0	4,17E-05	0,360	0,00106
	1000	0,0011	16,3	5,14E-05	0,489	0,00103
	1400	0,0013	16,5	7,53E-05	0,597	0,00117
Série 02						
0 g/l	2000	0,0102	8,18	1,14E-04	0,024	0,00925
	3500	0,0149	7,70	1,03E-03	0,079	0,01355
	3500	0,0154	7,74	4,97E-04	0,039	0,01402
	5000	0,0158	8,16	6,50E-04	0,081	0,01435
50 g/l	2000	0,0067	9,88	1,11E-03	0,784	0,00609
	3500	0,0171	7,50	1,46E-03	0,153	0,01551
	5000	0,0179	7,91	1,31E-03	0,139	0,01633
	6500	0,0356	7,74	2,53E-03	0,084	0,03234
100 g/l	2500	0,0188	7,92	6,21E-04	0,074	0,01706
	4000	0,0413	7,59	2,61E-03	0,091	0,03756
	6000	0,0545	7,63	4,90E-03	0,132	0,04956
150 g/l	2500	0,0275	7,96	9,93E-04	0,069	0,02499
	4000	0,0296	8,02	6,35E-04	0,040	0,02690
	6000	0,0873	7,59	5,85E-03	0,169	0,07942
Série 03						
	2000	0,0049	10,5	1,95E-05	0,009	0,00446
	4000	0,0084	10,2	3,11E-05	0,009	0,00768
	6000	0,0133	9,90	1,08E-04	0,011	0,01208
Série 04						
	1000	0,0025	11,0	1,72E-04	0,395	0,00230
	1500	0,0032	8,57	1,95E-04	0,262	0,00288
	2000	0,0057	9,84	4,34E-04	0,418	0,00519
	2500	0,0092	8,91	7,90E-04	0,378	0,00835
	3000	0,0113	8,98	1,35E-03	0,510	0,01026
	3500	0,0107	7,19	1,31E-04	0,025	0,01009
	4000	0,0092	7,81	4,42E-04	0,110	0,00874
	4500	0,0114	7,92	4,28E-04	0,110	0,01079
	5000	0,0116	7,28	2,91E-04	0,036	0,01089
	5500	0,0141	8,03	7,07E-04	0,119	0,01322
	6000	0,0157	6,98	3,16E-04	0,035	0,01473
Série 05: 250-100						
	500	0,0018	8,19	3,22E-05	0,074	0,00169
	800	0,0018	8,19	3,28E-05	0,076	0,00169
	1000	0,0025	9,40	3,28E-05	0,059	0,00239
	1500	0,0038	8,99	8,47E-05	0,090	0,00365
	2000	0,0047	8,68	8,28E-05	0,064	0,00448
	2500	0,0067	9,00	7,63E-05	0,040	0,00637

Carreira 2: TDH de 2 horas e Concentração de Areia = 50 g/l

Tabela A-C2.1: Concentrações e remoções DBO bruta

TDH	Data	Concentração DBO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
2h	23-07-98	376	69	76	82	80
	31-07-98	318	118	197	63	38
	13-08-98	418	210	238	50	43
	27-08-98	329	121	196	63	40
	29-8-98	307	159	147	48	52
	05-09-98	634	170	170	73	73

Tabela A-C2.2: Concentrações e remoções DQO bruta

TDH	Data	Concentração DQO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
2h	31-07-98	1225	1225	1225	-	-
	13-08-98	1739	2174	2174	-	-
	27-08-98	1235	417	412	66	67
	29-08-98	1837	612	408	67	78
	05-09-98	1636	935	701	43	57

Tabela A-C2.3: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 12 m

TDH	Data	Sólidos Totais - Reator 12m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
2h	23-07-98	856	502	400	306	456	196
	31-07-98	796	668	362	521	434	147
	27-08-98	641	540	122	17	519	523
	29-08-98	652	640	321	338	331	302
	04-09-98	814	898	86	80	728	818

Tabela A-C2.4: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 6 m

TDH	Data	Sólidos Totais - Reator 6m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
2h	23-07-98	856	478	400	72	456	406
	31-07-98	796	678	362	218	434	460
	27-08-98	641	589	122	155	519	434
	29-08-98	652	630	321	88	331	542
	04-09-98	814	794	86	208	728	586

Carreira 3: TDH de 1 hora e Concentração de Areia = 50 g/l

Tabela A-C3.1: Concentrações e remoções de DBO bruta

TDH	Data	Concentração DBO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
1h	18-01-00	261	136	158	48	40
	20-01-00	266	106	161	60	40
	25-01-00	305	196	200	36	34
	28-01-00	271	155	176	43	35

Tabela A-C3.2: Concentrações e remoções de DQO Bruta

TDH	Data	Concentração DQO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
1h	12-1-00	760	340	421	55	45
	18-1-00	994	228	324	77	67
	20-1-00	558	149	152	73	73
	25-1-00	634	200	218	68	66
	28-1-00	674	159	178	76	74

Tabela A-C3.3: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 12 m

TDH	Data	Sólidos Totais - Reator 12m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
1h	12-01-00	764	700	350	284	414	416
	13-01-00	670	792	158	206	512	586
	18-01-00	780	984	340	378	440	606
	20-01-00	772	552	298	282	474	270
	25-01-00	690	656	284	298	406	358
	28-01-00	690	656	284	298	406	358

Tabela A-C3.4: Concentrações de Sólidos Totais - Reator 6 m

TDH	Data	Sólidos Totais - Reator 6m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
1h	12-01-00	764	474	350	304	414	170
	13-01-00	670	556	158	152	512	404
	18-01-00	780	500	340	306	440	194
	20-01-00	772	434	298	268	474	166
	25-01-00	690	424	284	254	406	170
	28-01-00	690	424	284	254	406	170

Tabela A-C3.5: Concentrações de Sólidos Suspensos - Reator 12 m

TDH	Data	Sólidos Suspensos - Reator 12m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
1h	12-01-00	236	192	48	34	188	158
	13-01-00	264	338	-	20	274	318
	18-01-00	280	482	54	98	226	384
	20-01-00	328	96	46	18	282	78
	25-01-00	238	186	44	38	194	148
	28-01-00	238	186	44	38	194	148

Tabela A-C3.6: Concentrações de Sólidos Suspensos - Reator 6 m

TDH	Data	Sólidos Suspensos - Reator 6m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
1h	12-01-00	236	30	48	2	188	28
	13-01-00	264	62	-	-	274	78
	18-01-00	280	52	54	18	226	34
	20-01-00	328	28	46	8	282	20
	25-01-00	238	12	44	2	194	10
	28-01-00	238	12	44	4	194	10

Tabela A-C3.7: Concentrações de Nitrogênio - Reator 12 m

TDH	Data	Nitrogênio Amoniacal					Soma
		NTK (mg/l - N)	Nitrogênio Amoniacal (mg/l - N)		Nitrito (mg/l - N)	Nitrato (mg/l - N)	
			Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
1h	12-01-00	116	90	2,2	1,9	29	33
	13-01-00	90	35	0,4	2,3	35	38
	18-01-00	86	66	3,9	2,9	32	39
	20-01-00	105	67	1,0	2,3	29	32
	25-01-00	92	48	0,50	1,2	33	35
	28-01-00	92	48	0,50	1,2	33	35

Tabela A-C3.8: Concentrações de Nitrogênio - Reator 6 m

TDH	Data	NTK (mg/l - N)	Nitrogênio Amoniacal (mg/l - N)		Nitrito (mg/l - N)	Nitrato (mg/l - N)	Soma
			Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
		Afluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
1h	12-01-00	116	90	19	4,2	12	35
	13-01-00	90	35	12	4,5	12	29
	18-01-00	86	66	11	5,0	15	31
	20-01-00	105	67	17	1,4	6,0	24
	25-01-00	93	48	14	1,1	7,0	23
	28-01-00	93	48	14	1,1	7,0	23

Carreira 4: TDH de 8 horas e Concentração de Areia = 50 g/l

Tabela A-C4.1: Concentrações e remoções de DBO bruta

TDH	Data	Concentração DBO bruta (mg/l)			Remoção	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12 m	Reator 16m
8h	28-03-00	319	51	47	84,0	85
	30-03-00	263	51	30	81	89
	04-04-00	395	29	23	93	94
	11-04-00	390	17	24	96	94
	13-04-00	339	12	23	97	93
	18-04-00	411	52	64	87	84
	25-04-00	308	37	20	88	94
	02-05-00	405	40	71	90	83
	04-05-00	385	20	20	95	95
	09-05-00	347	38	25	89	93
	11-05-00	358	38	30	89	92
	17-05-00	412	101	40	76	90
	18-05-00	425	193	58	55	86
	23-05-00	319	35	42	89	87
	25-05-00	408	68	101	83	75
	30-05-00	350	39	37	89	89
	01-06-00	250	28	39	89	84
	06-06-00	296	148	142	50	52
	08-06-00	321	190	33	41	90
	13-06-00	404	75	34	81	92
	15-06-00	397	110	41	72	90

Tabela A-C4.2: Concentrações e remoções de DQO bruta

TDH	Data	Concentração DQO bruta (mg/l)			Remoção	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
8h	04-04-00	630	100	80	84	87
	06-04-00	550	0	1	100	100
	11-04-00	690	100	230	86	67
	13-04-00	359	28	67	92	81
	18-04-00	664	42	244	84	63
	25-04-00	624	99	815	84	-
	02-05-00	616	66	251	89	59
	04-05-00	648	84	98	87	85
	09-05-00	675	121	129	82	81
	11-5-00	649	117	302	82	53
	17-5-00	699	167	126	76	82
	18-5-00	671	167	137	75	80
	23-5-00	603	83	125	86	79
	25-5-00	761	91	145	88	81
	30-5-00	621	84	115	87	81
	01-06-00	564	320	113	43	80
	06-06-00	516	492	242	-	53
	08-06-00	679	693	106	-	84
	13-06-00	668	145	45	78	93
	15-06-00	640	297	85	54	87

Tabela A-C4.3: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Totais - Reator 12m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	28-03-00	540	462	1628	1548	1628	1548
	30-03-00	784	454	-	-	-	-
	04-04-00	696	464	-	138	704	326
	06-04-00	662	590	140	-	522	-
	11-04-00	726	420	40	164	686	256
	13-04-00	726	0	-	0	736	0
	18-04-00	690	0	-	0	-	0
	04-05-00	848	608	252	198	596	410
	09-05-00	644	908	184	236	460	672
	11-05-00	650	358	240	208	410	150
	17-05-00	742	542	256	224	486	318
	18-05-00	818	752	290	280	528	472
	23-05-00	912	432	210	224	702	208
	25-05-00	702	492	334	280	368	212
	30-05-00	800	542	350	324	450	218
	01-06-00	764	700	350	284	414	416
	06-06-00	670	792	158	206	512	586
	08-06-00	780	984	340	378	440	606
	13-06-00	772	552	298	282	474	270
	15-06-00	690	656	284	298	406	358

Tabela A-C4.4: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Totais - Reator 6m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	28-03-00	540	388	1628	78	1628	778
	30-03-00	784	394	-	-	-	-
	04-04-00	696	476	-	54	704	422
	06-04-00	662	508	140	68	522	440
	11-04-00	726	562	40	50	686	512
	13-04-00	726	0	-	0	736	0
	18-04-00	690	0	-	0	-	0
	04-05-00	848	542	252	182	596	360
	09-05-00	644	714	184	40	460	674
	11-05-00	650	574	240	204	410	370
	17-05-00	742	486	256	185	486	300
	18-05-00	818	520	290	230	528	290
	23-05-00	912	424	210	174	702	250
	25-05-00	702	450	334	282	368	168
	30-05-00	800	442	350	292	450	150
	01-06-00	764	474	350	304	414	170
	06-06-00	670	556	158	152	512	404
	8-6-00	780	500	340	306	440	194
	13-06-00	772	434	298	268	474	166
	15-06-00	690	424	284	254	406	170

Tabela A-C4.5: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Suspensos - Reator 12m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	28-03-00	158	26	6	-	152	46
	30-03-00	214	14	-	-	218	38
	04-04-00	10	46	-	-	36	66
	06-04-00	154	12	0	-	154	38
	11-04-00	12	36	-	-	38	60
	13-04-00	0	12	0	-	0	38
	18-04-00	0	22	0	-	0	40
	25-04-00	0	50	0	0	0	50
	02-05-00	0	22	0	2	0	20
	04-05-00	-	30	-	-	-	50
	09-05-00	180	58	24	8	156	50
	11-05-00	98	24	-	-	168	40
	17-05-00	196	86	28	10	168	76
	18-05-00	250	292	30	46	220	246
	23-05-00	204	34	24	-	180	40
	25-05-00	186	50	30	26	156	24
	30-05-00	248	68	50	18	198	50
	01-06-00	236	192	48	34	188	158
	06-06-00	264	338	-	20	274	318
	08-06-00	280	482	54	98	226	384
	13-06-00	328	96	46	18	282	78
	15-06-00	238	186	44	38	194	148

Tabela A-C4.6: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Suspensos - Reator 6m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	28-03-00	158	24	6	-	152	54
	30-03-00	214	58	-	-	218	82
	04-04-00	10	14	-	-	36	40
	06-04-00	154	42	0	-	154	58
	11-04-00	12	22	-	-	38	40
	13-04-00	0	36	0	-	0	60
	18-04-00	0	86	0	-	0	100
	25-04-00	0	0	0	0	0	0
	02-05-00	0	144	0	20	0	124
	04-05-00	-	24	-	202	-	-
	09-05-00	180	40	24	2	156	38
	11-05-00	98	168	-	20	168	148
	17-05-00	196	38	28	-	168	60
	18-05-00	250	64	30	8	220	56
	23-05-00	204	24	24	-	180	32
	25-05-00	186	26	30	12	156	14
	30-05-00	248	32	50	2	198	30
	01-06-00	236	30	48	2	188	28
	06-06-00	264	62	-	-	274	78
	08-06-00	280	52	54	18	226	34
	13-06-00	328	28	46	8	282	20
	15-06-00	238	12	44	2	194	10

Tabela A-C4.7: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)	Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
8h	28-03-00	116	-	-	-	-	-
	30-03-00	90	-	-	-	-	-
	04-04-00	-	-	15	0,33	0,44	-
	06-04-00	-	-	0,00	17	26	-
	11-04-00	-	-	-	14	27	-
	13-04-00	-	-	-	14	29	-
	18-04-00	-	55	5,9	9,0	22	-
	25-04-00	-	-	0,50	5,0	30	-
	02-05-00	89	49	0,00	3,0	29	32
	09-05-00	84	89	8,7	0,90	19	29
	11-05-00	80	70	6,3	0,70	20	27
	17-05-00	58	57	1,7	2,8	24	29
	18-05-00	79	62	6,3	1,5	23	31
	23-05-00	89	53	7,2	1,3	16	24
	25-05-00	93	65	0,90	0,8	43	45
	30-05-00	90	64	3,5	1,8	26	31
	01-06-00	116	90	2,2	1,9	29	33
	06-06-00	90	35	0,40	2,3	35	38
	08-06-00	86	66	3,9	2,9	32	39
	13-06-00	105	67	1,0	2,3	29	32
	15-06-00	93	48	0,50	1,15	33	35

Tabela A-C4.8: Concentrações de Nitrogênio – Reator 6m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)	Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
8h	28-03-00	116	-	-	-	-	-
	30-03-00	90	-	-	-	-	-
	04-04-00	-	-	0,00	0,30	0,44	-
	06-04-00	-	-	0,10	7,9	22	-
	11-04-00	-	-	-	2,0	26	-
	13-04-00	-	-	-	2,0	30	-
	18-04-00	-	55	0,50	1,0	26	-
	25-04-00	-	-	0,30	1,0	29,00	-
	02-05-00	89	49	0,10	1,0	30,00	31
	04-05-00	-	-	-	-	-	-
	09-05-00	84	89	0,00	0,14	18	18
	11-05-00	80	70	0,10	0,50	23	24
	17-05-00	57	57	0,40	0,12	31	31
	18-05-00	79	62	0,20	0,08	33	33
	23-05-00	89	53	10	3,3	17	30
	25-05-00	93	65	25	0,35	5,0	30
	30-05-00	90	64	25	2,2	7,0	34
	01-06-00	116	90	19	4,2	12	35
	06-06-00	90	35	12	4,5	12	29
	08-06-00	86	66	11	5,0	15	31
	03-06-00	105	67	16	1,4	6,0	24
	15-06-00	93	48	14	1,1	7,0	22

Carreiras 5 e 6: TDH de 4 e 8 horas e Concentração de Areia = 50 g/l

Tabela A-C56.1: Concentrações e remoções de DBO bruta

TDH	Data	Concentração DBO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 16m
4h	02-11-00	198	28	63	86	68
	09-11-00	240	34	90	86	63
	16-11-00	300	22	36	93	88
	23-11-00	240	122	36	49	85
	30-11-00	228	23	52	90	77
	07-12-00	257	28	30	89	88
	14-12-00	293	-	44	-	85
	18-12-00	435	80	-	82	-
	04-01-01	267	93	93	65	65
	11-01-01	325	106	74	67	77
	18-01-01	255	-	57	-	78
	25-01-01	394	244	32	38	92
	01-02-01	127	33	18	74	86
	08-02-01	274	61	122	78	56
	15-02-01	202	46	31	77	85
	01-03-01	263	20	46	92	83
8h	08-03-01	263	91	77	65	71
	22-03-01	256	41	23	84	91
	05-04-01	385	51	20	86	95
	19-04-01	281	42	41	85	85
	03-05-01	297	51	26	83	91
	17-05-01	313	33	62	90	80
	31-05-01	321	63	18	80	94
	14-06-01	300	34	49	89	84

Tabela A-C56.2: Concentrações e remoções de DBO filtrada

TDH	Data	Concentração DBO filtrada (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
4h	02-11-00	198 *	16 *	36 *	92	82
	09-11-00	240	14	63 *	94	74
	16-11-00	300	59 *	40 *	80	87
	23-11-00	240	14	12 *	94	95
	30-11-00	228	6	5	97	98
	07-12-00	257	7	10	97	96
	14-12-00	293	13	12 *	96	96
	18-12-00	435 *	7	8	98	98
	04-01-01	267	16	8	94	97
	11-01-01	325	15	7	95	98
	18-01-01	255	7	4	97	98
	25-01-01	394 *	19 *	5	95	99
	01-02-01	127 *	7	2	94	98
	08-02-01	274	10	5	96	98
	15-02-01	202 *	9	6	96	97
	01-03-01	263	6	5	98	98
8h	08-03-01	263	8 *	5	97	98
	22-03-01	256	4	4	98	98
	05-04-01	385 *	4	3	99	99
	19-04-01	281	4	11 *	99	96
	03-05-01	297	3	6	99	98
	17-05-01	313	5	5	98	98
	31-05-01	321	3	3	99	99
	14-06-01	300	3	3	99	99

Tabela A-C56.3: Concentrações e remoções de DQO bruta

TDH	Data	Concentração DQO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 16m
4h	31-10-00	620	360 *	310 *	42	50
	07-11-00	730	150	380 *	80	48
	14-11-00	640	140	270 *	78	58
	21-11-00	600	320 *	130	47	78
	23-11-00	510	290 *	80	43	84
	28-11-00	670	280 *	470 *	58	30
	05-12-00	570	170	220 *	70	61
	12-12-00	630	150	250 *	76	60
	18-12-00	310 *	130	380 *	58	
	02-01-01	580	500 *	390 *	14	33
	09-01-01	590	-	650 *	-	
	16-01-01	500	380 *	20	24	96
	23-01-01	560	490 *	80	13	86
	30-01-01	490	190 *	160	61	67
	06-02-01	600	80	130	87	78
	13-02-01	480	150	120	69	75
	01-03-01	545	115	145	79	73
8h	08-03-01	530	160	325 *	70	39
	15-03-01	565	250 *	195	56	66
	27-03-01	500	124	80	75	84
	10-04-01	575	104	124	82	78
	24-04-01	525	160	76	70	86
	08-05-01	550	100	132	82	76
	15-05-01	590	204 *	176	65	70
	24-05-01	660	584 *	440 *	12	33
	05-06-01	670	188	176	72	74
	12-06-01	670	76	60	89	91
	14-06-01	585	104	124	82	79

Tabela A-C56.4: Concentrações e remoções de DQO filtrada

TDH	Data	Concentração DQO filtrada (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
4h	31-10-00	620	75	110 *	88	82
	07-11-00	730 *	95 *	90 *	87	88
	14-11-00	640	95 *	70 *	85	89
	21-11-00	600	100 *	90 *	83	85
	23-11-00	510	45	40	91	92
	28-11-00	670	112 *	132 *	83	80
	05-12-00	570	85	75 *	85	87
	12-12-00	630	60	50	90	92
	18-12-00	310 *	25	10	92	97
	02-01-01	580	32	28	94	95
	09-01-01	590	28	32	95	95
	16-01-01	500	40	28	92	94
	23-01-01	560	76	48	86	91
	30-01-01	490	76	56	84	89
	06-02-01	600	68	44	89	93
	13-02-01	480	20	28	96	94
	01-03-01	545	51	42	91	92
8h	08-03-01	530	38	35	93	93
	15-03-01	565	36	48	94	92
	27-03-01	500	43	47	91	91
	10-04-01	575	44	47	92	92
	24-04-01	525	44	37	92	93
	08-05-01	550	39	41	93	93
	15-05-01	590	46	48	92	92
	24-05-01	660	38	37	94	94
	05-06-01	670	50	62 *	93	91
	12-06-01	670	47	37	93	94
	14-06-01	585	48	38	92	94

Tabela A-C56.5: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Totais – Reator 12m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
4h	02-11-00	544 *	373 *	194	169	350	204
	07-11-00	633	356 *	283	224	350	132 *
	14-11-00	638	454	266	235	372	219
	21-11-00	745	705	248	227	497	478
	28-11-00	697	555	244	222	453	333
	05-12-00	944	712	324	300	620	412
	12-12-00	808	534	141 *	178	667	356
	18-12-00	836	520	297	291	539	229
	02-01-01	869	997 *	281	253	588	744 *
	09-01-01	782	640	55 *	129	727	511
	16-01-01	891	849	184	152	707	697 *
	18-01-01	804	1051 *	416	436 *	388	615 *
	23-01-01	689	767	234	244	455	523
	30-01-01	822	620	242	180	580	440
	06-02-01	724	541	219	158	505	383
	13-02-01	970 *	665	300	290	670	375
	20-02-01	845	622	209	168	636	454
	22-02-01	815	623	348	335	467	288
	01-03-01	843	535	280	217	563	318
8h	08-03-01	748	501 *	263	217	485	284
	13-03-01	777	588	266	210	511	378
	20-03-01	783	540	299	224	484	316
	27-03-01	728	540	150 *	74 *	578	466
	29-03-01	810	645	373	371	437 *	274
	03-04-01	808	662	226	209	582	453
	10-04-01	845	607	266	241	579	366
	17-04-01	809	616	231	223	578	393
	24-04-01	767	603	155 *	121 *	612	482
	01-05-01	758	617	258	224	500	393
	07-05-01	801	593	304	256	497	337
	15-05-01	850	687	296	252	554	435
	22-05-01	876	1087 *	376	402	500	685 *
	29-05-01	858	675	414	386	444	289
	05-06-01	854	740 *	323	306	531	434
	12-06-01	948 *	637	363	322	585	315
	14-06-01	881	704	364	320	517	384

Tabela A-C56.6: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Totais – Reator 6m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
4h	02-11-00	544 *	412 *	194	187	350	225
	07-11-00	633	555	283	258	350	297
	14-11-00	638	538	266	229	372	309
	21-11-00	745	536	248	203	497	333
	28-11-00	697	741	244	246	453	495
	05-12-00	944	780	324	309	620	471
	12-12-00	808	699	141 *	109	667	590 *
	18-12-00	836	1093 *	297	331	539	762 *
	02-01-01	869	998 *	281	168	588	830 *
	09-01-01	782	958 *	55 *	172	727	786 *
	16-01-01	891	665	184	159	707	506
	18-01-01	804	684	416	366	388	318
	23-01-01	689	538	234	183	455	355
	30-01-01	822	628	242	242	580	386
	06-02-01	724	690	219	100*	505	590 *
	13-02-01	970 *	660	300	203	670	457
	20-02-01	845	614	209	162	636	452
	22-02-01	815	616	348	301	467	315
	01-03-01	843	598	280	232	563	366
8h	08-03-01	748	781 *	263	340	485	441
	13-03-01	777	632	266	226	511	406
	20-03-01	783	540	299	251	484	289
	27-03-01	728	564	150 *	79 *	578	485
	29-03-01	810	671	373	273	437 *	398
	03-04-01	808	588	226	214	582	374
	10-04-01	845	637	266	228	579	409
	17-04-01	809	653	231	258	578	395
	24-04-01	767	575	155 *	107 *	612	468
	01-05-01	758	618	258	207	500	411
	07-05-01	801	663	304	266	497	397
	15-05-01	850	705	296	241	554	464
	22-05-01	876	686	376	344	500	342
	29-05-01	858	684	414	350	444	334
	05-06-01	854	735	323	298	531	437
	12-06-01	948 *	594	363	342	585	252 *
	14-06-01	881	670	364	332	517	338

Tabela A-C56.7: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Suspensos – Reator 12 m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
4h	02-11-00	132	20	14	8	118	12
	07-11-00	176	8 *	27	- *	149	18
	14-11-00	156	34	18	6	138	28
	21-11-00	186	196 *	24	- *	162	202 *
	28-11-00	162	80	26	8	136	72
	05-12-00	174	114	20	14	154	100
	12-12-00	170	30	18	8	152	22
	18-12-00	218	118	20	26	198	92
	02-01-01	200	332 *	26	46 *	174	286 *
	09-01-01	174	190 *	18	22	156	168
	16-01-01	140	296 *	-*	12	146	284 *
	18-01-01	82*	490 *	26	64 *	56	426 *
	23-01-01	118	296 *	16	42	102	254 *
	30-01-01	138	62	18	0	120	62
	06-02-01	146	22	14	4	132	32
	13-02-01	160	36	24	4	136	32
	20-02-01	142	26	8 *	- *	134	30
	22-02-01	100	88	12	16	88	72
	01-03-01	184	76	18	12	166	64
8h	08-03-01	146	132	20	14	126	118
	13-03-01	154	78	24	10	130	68
	20-03-01	132	62	18	6	114	56
	27-03-01	154	60	10	- *	144	66
	29-03-01	150	108	18	10	132	98
	03-04-01	170	152 *	24	20	146	132
	10-04-01	138	74	20	10	118	64
	17-04-01	172	118	22	10	150	108
	24-04-01	150	96	8 *	4	142	92
	01-05-01	142	86	26	18	116	68
	07-05-01	182	64	30	14	152	50
	15-05-01	188	132	20	8	168	124
	22-05-01	214 *	444 *	22	62	192 *	382 *
	29-05-01	178	54	24	10	154	44
	05-06-01	184	100	20	12	164	88
	12-06-01	190	42	30	4	160	38
	14-06-01	148	62	16	4	132	58

Tabela A-C56.8: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Suspensos – Reator 6m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
4h	02-11-00	132	60	14	4	118	56
	07-11-00	176	218 *	27	26	149	192 *
	14-11-00	156	130	18	18	138	112
	21-11-00	186	24	24	-*	162	26
	28-11-00	162	308 *	26	54 *	136	254 *
	05-12-00	174	106	20	16	154	90
	12-12-00	170	182	18	26	152	156 *
	18-12-00	218	602 *	20	108 *	198	494 *
	02-01-01	200	332 *	26	40 *	174	292 *
	09-01-01	174	392 *	18	36 *	156	356 *
	16-01-01	140	-*	-*	-*	146	26
	18-01-01	82*	168	26	2	56	166
	23-01-01	118	36	16	0	102	36
	30-1-01	138	90	18	12	120	78
	06-02-01	146	146	14	4	132	142
	13-02-01	160	92	24	10	136	82
	20-02-01	142	80	8 *	4	134	76
	22-02-01	100	72	12	12	88	60
	01-03-01	184	92	18	10	166	82
8h	08-03-01	146	264 *	20	44 *	126	220 *
	13-03-01	154	92	24	14	130	78
	20-03-01	132	36	18	4	114	32 *
	27-03-01	154	62	10	4	144	58
	29-03-01	150	90	18	8	132	82
	03-04-01	170	52	24	8	146	44
	10-04-01	138	86	20	6	118	80
	17-04-01	172	66	22	6	150	60
	24-04-01	150	36	8 *	12	142	24 *
	01-05-01	142	42	26	12	116	30 *
	07-05-01	182	98	30	22 *	152	76
	15-05-01	188	102	20	4	168	98
	22-05-01	214 *	98	22	14	192*	84
	29-05-01	178	82	24	16	154	66
	05-06-01	184	70	20	14	164	56
	12-06-01	190	50	30	6	160	44
	14-06-01	148	96	16	10	132	86

Tabela A-C56.9: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
4h	31-10-00	74	-	23 *	32 *	0,13	0,03	32
	09-11-00	75	-	44	28 *	0,20	1,1	30
	16-11-00	94	-	69	24 *	2,6	7	34
	23-11-00	80	-	56	0,00	20 *	39	59
	28-11-00	79	-	57	1,5	15 *	40	57
	30-11-00	79	-	59	2,3	7,6 *	34	44
	07-12-00	81	-	58	1,2	2,7	26	30
	14-12-00	66	-	50	27*	0,80	6,0	34
	21-12-00	84	-	57	20*	2,8	25	48
	04-01-01	93	-	55	23*	3,6	21	47
	11-01-01	93	-	69	32*	1,6	8	42
	18-01-01	79	-	52	1,5	2,6	14	18
	25-01-01	81	-	51	8,7	3,8	15	28
	01-02-01	74	-	51	3,4	16*	37	56
	08-02-01	95	6,25	49	0,00	1,2	23	30
	15-02-01	83	7,50	60	0,60	2,0	26	36
	20-02-01	79	15,0	-*	-*	2,84	25	43
	22-02-01	65	17,5	40	0,20	1,5	20	39
	01-03-01	74	12,5	51	0,20	0,60	24	37
8h	08-03-01	55	10,0	49	0,10	2,4 *	26	38
	13-03-01	80	10,0	-*	-*	0,10	17	27
	15-03-01	69	21,3	48	0,20	0,18	26	47
	22-03-01	64	57,5 *	-*	-*	0,25	11	69
	29-03-01	73	20	47	0,50	0,26	25	45
	05-04-01	74	13,8	51	0,00	0,23	25	39
	12-04-01	70	15	44	0,00	0,23	28	43
	19-04-01	79	5	50	0,20	0,60	33	39
	26-04-01	74	17,5	49	0,10	0,13	29	47
	03-05-01	76	13,8	54	0,00	0,30	28	42
	10-05-01	88	7,5	61	0,00	0,40	29	37
	17-05-01	88	0,00	84	0,00	0,11	41	41
	24-05-01	90	61,3 *	70	0,10	1,2 *	29	92
	31-05-01	89	17,5	60	0,50	0,30	35	53
	07-06-01	111 *	21,3	68	0,00	0,31	27	49
	14-06-01	98	11,3	69	0,00	0,31	36	48

Tabela A-C56.10: Concentrações de Nitrogênio – Reator 6m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
4h	31-10-00	74	-*	23 *	29 *	0,14	0,04	29
	09-11-00	75	-*	44	1,0	2,5	31	35
	16-11-00	94	-*	69	0,00	19*	39	58
	23-11-00	80	-*	56	0,00	0,42	31	31
	28-11-00	79	-*	57	0,60	0,24	31	32
	30-11-00	79	-*	59	0,60	0,23	38	39
	07-12-00	81	-*	58	0,00	0,22	34	34
	14-12-00	66	-*	50	0,30	0,33	34	35
	21-12-00	84	-*	57	0,10	0,32	58 *	58
	04-01-01	93	-*	55	0,00	0,59	36	37
	11-01-01	93	-*	69	0,00	0,39	38	38
	18-01-01	79	-*	52	0,00	0,57	52 *	53
	25-01-01	81	-*	51	0,00	0,21	28	28
	01-02-01	74	-*	51	0,00	0,45	34	34
	08-02-01	95	51,3 *	49	0,00	0,46	26	78
	15-02-01	83	15,0	60	0,10	0,29	26	41
	20-02-01	79	13,8	-*	-*	0,24	28	42
	22-02-01	65	11,3	40	0,30	0,16	30	41
	01-03-01	74	3,75	51	0,00	0,33	34	38
8h	08-03-01	55	35,0 *	49	0,20	0,02	38	73
	13-03-01	80	11,3	-*	-	0,19	38	50
	15-03-01	69	26,3	48	0,50	0,25	32	59
	22-03-01	64	0,00	-*	-	0,17	48	48
	29-03-01	73	13,8	47	0,20	0,20	34	46
	05-04-01	74	10,0	51	0,00	0,18	34	44
	12-04-01	70	23,8	44	0,00	0,18	34	58
	19-04-01	79	10,0	50	0,50	0,10	36	46
	26-4-01	74	15,0	49	0,00	0,10	38	53
	03-05-01	78	6,30	54	0,00	0,10	42	48
	10-05-01	88	12,5	61	0,00	0,24	34	47
	17-05-01	88	22,5	84	0,10	0,19	40	63
	24-05-01	90	11,3	70	0,00	0,10	28	39
	31-05-01	88	11,3	60	0,40	0,11	30	41
	07-06-01	111 *	55,0 *	68	0,60	0,27	32	87
	14-06-01	98	16,3	67	0,00	0,18	34	50

Carreira 7: TDH 8 horas e Concentração de Areia = 100 g/l

Tabela A-C7.1: Concentrações e remoções de DBO bruta

TDH	Data	Concentração DBO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
8h	04-10-01	310	123	61	60	80
	18-10-01	347	-	95	-	73
	01-11-01	318	54	69	83	78
	15-11-01	397	86	144	78	64
	29-11-01	328	56	25	83	92
	05-12-01	283	57	49	80	83
	03-01-02	265	40	22	85	92
	17-01-02	285	25	35	91	88
	23-01-02	231	20	66	91	71

Tabela A-C7.2: Concentrações e remoções de DBO filtrada

TDH	Data	Concentração DBO filtrada (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
8h	04-10-01	310	12	8	96	97
	18-10-01	347	14 *	14 *	96	96
	01-11-01	318	10 *	9	97	97
	15-11-01	397 *	12	14 *	97	96
	29-11-01	328	7	4	98	99
	05-12-01	283	5	5	98	98
	13-12-01	220 *	4	3	98	99
	03-01-02	265	5	5	98	98
	10-01-02	263	3	5	99	98
	17-01-02	285	2	3	99	99
	23-01-02	231	3	2	99	99

Tabela A-C7.3: Concentrações e remoções de DQO bruta

TDH	Data	Concentração DQO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12 m	Reator 6m
8h	04-10-01	670	364 *	176	46	74
	16-10-01	810 *	224	192 *	72	76
	30-10-01	655	200 *	120	69	82
	13-11-01	740 *	96	120	87	84
	27-11-01	670	72	36	89	95
	04-12-01	660	156	96	76	85
	06-12-01	545	96	92	82	83
	17-12-01	625	60	76	90	88
	03-1-02	640	116	144	82	78
	15-1-02	620	144	92	77	85

Tabela A-C7.4: Concentrações e remoções de DQO filtrada

TDH	Data	Concentração DQO filtrada (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
8h	04-10-01	670	88 *	62	87	91
	16-10-01	810 *	110 *	110 *	86	86
	30-10-01	655	59	47	91	93
	13-11-01	740 *	48	29	94	96
	27-11-01	670	28	27	96	96
	29-11-01	680	32	38	95	94
	04-12-01	660	53	54	92	92
	06-12-01	545	31	53	94	90
	11-12-01	635	30	35	95	94
	13-12-01	580	40	31	93	95
	17-12-01	625	48	30	92	95
	03-01-02	640	39	30	94	95
	10-01-02	540	22	29	96	95
	15-01-02	620	39	20	94	97

Tabela A-C7.5: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Totais – Reator 12m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	04-10-01	702	594	292	56 *	410	538
	11-10-01	777	862 *	268	364	509	498
	16-10-01	833	573	323	273	510	300
	23-10-01	843	554	364	262	479	292
	30-10-01	728	540	320	277	408	263
	06-11-01	745	674	342	342	403	332
	13-11-01	795	619	312	220	483	399
	20-11-01	708	550	333	287	375	263
	27-11-01	725	527	295	237	430	290
	04-12-01	1223 *	644	332	741 *	891 *	-*
	11-12-01	684	538	327	309	357	229
	18-12-01	845	536	347	271	498	265
	03-01-02	831	598	364	319	467	279
	08-01-02	779	568	254	204	525	364
	15-01-02	857	586	304	275	553	311
	23-01-02	725	434 *	365	322	360	112

Tabela A-C7.6: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Totais – Reator 6m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	04-10-01	702	461	292	240	410	221
	11-10-01	777	632	268	316	509	316
	16-10-01	833	540	323	266	510	274
	23-10-01	843	493	364	278	479	215
	30-10-01	728	506	320	274	408	232
	06-11-01	745	569	342	298	403	271
	13-11-01	795	572	312	253	483	319
	20-11-01	708	552	333	294	375	258
	27-11-01	725	868 *	295	509	430	359
	04-12-01	1223 *	660	332	192	891 *	468 *
	11-12-01	684	646	327	290	357	356
	18-12-01	845	560	347	275	498	285
	03-01-02	831	670	364	327	467	343
	08-01-02	779	617	254	198	525	419
	15-01-02	857	634	304	268	553	366
	23-01-02	725	544	365	320	360	224

Tabela A-C7.7: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Suspensos – Reator 12m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	04-10-01	214	214 *	16	22 *	198	192 *
	11-10-01	226	288 *	18	40 *	208	248 *
	16-10-01	258	112	24	12	234	100
	23-10-01	248	126	38	22 *	210	104
	30-10-01	210	112	22	8	188	104
	06-11-01	196	162	32	30 *	164	132
	13-11-01	266	76	40	8	226	68
	20-11-01	172	118	22	10	150	108
	27-11-01	246	64	20	2	226	62
	04-12-01	_*	92	144 *	4	_*	88
	11-12-01	264	54	86 *	6	178	48
	18-12-01	200	42	30	8	170	34 *
	03-01-02	268	72	62 *	0	206	72
	08-01-02	274	126	32	8	242	118
	15-01-02	154	78	24	10	130 *	68
	23-01-02	210	30	20	4	190	26 *

Tabela A-C7.8: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Suspensos – Reator 6m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8h	04-10-01	214	138	16	8	198	130
	11-10-01	226	162 *	18	20 *	208	142
	16-10-01	258	150	24	22 *	234	128
	23-10-01	248	94	38	12	210	82
	30-10-01	210	110	22	6	188	104
	06-11-01	196	106	32	14	164	92
	13-11-01	266	64	40	10	226	54
	20-11-01	172	66	22	6	150	60
	27-11-01	246	80	20	6	226	74
	04-12-01	-*	62	144 *	6	-*	56
	11-12-01	264	120	86 *	12	178	108
	18-12-01	200	40	30	2	170	38
	03-01-02	268	106	62 *	12	206	94
	08-01-02	274	90	32	8	242	82
	15-01-02	154 *	68	24	2	130 *	66
	23-01-02	210	172 *	20	34 *	190	138

Tabela A-C7.9: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
8h	04-10-01	61 *	40,0 *	64	39 *	0,03	0,20	40
	11-10-01	91	56,2 *	58	19 *	12 *	0,42	69
	18-10-01	101 *	35,0	68	0,30	19 *	36	90
	25-10-01	103 *	17,5	71	1,6	21 *	38	77
	01-11-01	88	15,0	52	0,30	11 *	27	53
	08-11-01	86	15,0	59	0,30	0,40	24	39
	15-11-01	70	17,5	49	0,00	0,20	30	48
	22-11-01	80	3,75	59	0,00	0,20	30	34
	29-11-01	86	16,3	59	0,40	0,81	34	51
	05-12-01	73	7,50	54	0,00	0,10	35	43
	13-12-01	81	10,0	56	0,00	0,10	9,0	19
	03-01-02	90	3,75	57	0,70	0,20	30	34
	10-01-02	81	1,25	65	0,00	0,10	30	31
	17-01-02	89	5,00	64	0,60	0,10	29	34
	23-01-02	83	1,25	62	0,40	0,11	21	22

Tabela A-C7.10: Concentrações de Nitrogênio – Reator 6m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
8h	04-10-01	61 *	26,3 *	64	33 *	0,03	0,14	26
	11-10-01	91	48,8 *	58	27 *	7,6	16	72
	18-10-01	101 *	17,5	68	0,10	20 *	38	76
	25-10-01	103 *	17,5	71	1,1	12 *	24	54
	01-11-01	88	21,3	52	0,70	1,0	16	38
	08-11-01	86	10,0	59	0,00	0,20	28	38
	15-11-01	70	36,3 *	49	0,00	0,53	26	63
	22-11-01	80	3,75	59	0,00	0,34	32	36
	29-11-01	86	7,50	59	0,50	0,20	35	43
	05-12-01	73	5,00	54	0,00	0,04	33	38
	13-12-01	81	18,8	56	0,30	0,10	17	36
	03-01-02	90	5,00	57	1,3	0,20	34	39
	10-01-02	81	5,00	65	0,00	0,10	30	35
	17-01-02	89	7,50	64	1,4	0,11	29	37
	23-01-02	83	15,0	62	0,30	0,30	36	51

Carreira 8: TDH 8,4,3 e 2 horas e Concentração de Areia = 100 g/l – Bomba Axial

Tabela A-C8.1: Concentrações e remoções de DBO bruta

TDH	Data	Concentração DBO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
8-100A	18-07-02	325	77	75	76	77
	25-07-02	345	115	73	67	79
	01-08-02	286	152	115	47	60
	08-08-02	328	81	54	75	84
6-100A	15-08-02	447	32	51	93	89
	22-08-02	300	107 *	112 *	64	63
	29-08-02	352	19	36	95	90
	05-09-02	535 *	44	36	92	93
	12-09-02	403	92 *	34	77	91
	19-09-02	281	16	26	94	91
	26-09-02	325	36	14	89	96
4-100A	01-10-02	301	25	32	92	89
	03-10-02	323	49	48	85	85
	08-10-02	301	61	25	80	92
	10-10-02	410 *	42	38	90	91
	10-10-02	264	44	34	84	87
	15-10-02	344	16 *	36	95	90
	17-10-02	319	50	26	84	92
	22-10-02	328	36	28	89	92
	24-10-02	291	38	30	87	90
	29-10-02	356	49	54	86	85
	31-10-02	370	26	144 *	93	61
3-100A	05-11-02	364	34	46	91	88
	12-11-02	298	19	30	94	90
	14-11-02	290	19	26	93	91
	19-11-02	248	45	20	82	92
	21-11-02	196 *	42	37	79	81
	26-11-02	307	34	28	89	91
	28-11-02	288	60	38	79	87
	03-12-02	298	25	24	91	92
	05-12-02	223	32	43	86	81
	10-12-02	300	40	37	87	88
	12-12-02	254	6	41	98	84
2-100A	17-12-02	309	24	28	92	91
	07-01-03	342	60	53	83	84
	14-01-03	240	43	60	82	75
	16-01-03	227	43	117	81	49
	21-01-03	144 *	_*	87	_*	40
	23-01-03	197 *	30	48	85	76
	28-01-03	255	42	57	83	78
	30-01-03	216	60	61	72	72
	04-02-03	269	147 *	86	45	68
	06-02-03	298	82	110	73	63
	11-02-03	280	66	112	77	60
	13-02-03	290	83	107	71	63
	18-02-03	328	58	110	82	66
	20-02-03	312	140 *	119	55	62
	25-02-03	337	63	173 *	81	49

Tabela A-C8.2: Concentrações e remoções de DBO filtrada

TDH	Data	Concentração DBO filtrada (mg/l)			Remoção	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
8-100A	18-07-02	325	6	9	98	97
	25-07-02	345	9	11	97	97
	01-08-02	286	10	10	96	96
	08-08-02	328	4	4	99	99
6-100A	15-08-02	447 *	4	3	99	99
	22-08-02	300	4	3	99	99
	29-08-02	352	3	3	99	99
	05-09-02	535 *	6	4	99	99
	12-09-02	403 *	7	5	98	99
	19-09-02	281	4	6	99	98
	26-09-02	325	10 *	4	97	99
4-100A	01-10-02	301	8 *	6	97	98
	03-10-02	323	9 *	8 *	97	98
	08-10-02	301	4	5	99	98
	10-10-02	410 *	6	2	99	99
	10-10-02	264 *	6	5	98	98
	15-10-02	344	5	3	99	99
	17-10-02	319	6	4	98	99
	22-10-02	328	4	3	99	99
	24-10-02	291	4	3	99	99
	29-10-02	356 *	4	4	99	99
	31-10-02	370 *	4	4	99	99
	05-11-02	364 *	6	5	98	99
3-100A	12-11-02	298	3	3	99	99
	14-11-02	290	3	4	99	99
	19-11-02	248	3	2	99	99
	21-11-02	196 *	7 *	10 *	97	95
	26-11-02	307	5	2	98	99
	28-11-02	288	3	3	99	99
	03-12-02	298	3	4	99	99
	05-12-02	223 *	7 *	9	97	96
	10-12-02	300	4	9	99	97
	12-12-02	254	2	6	99	98
	17-12-02	309	3	5	99	98
2-100A	07-01-03	342	7	3	98	99
	14-01-03	240	4	4	98	98
	16-01-03	227 *	8	6	96	97
	21-01-03	144 *	5	5	96	97
	23-01-03	197 *	5	4	97	98
	28-01-03	255	13 *	6	95	98
	30-01-03	216 *	7	5	97	98
	04-02-03	269	13 *	7	95	97
	06-02-03	298	12 *	14 *	96	95
	11-02-03	280	7	11 *	98	96
	13-02-03	290	8	10	97	96
	18-02-03	328	6	8	98	98
	20-02-03	312	8	9	97	97
	25-02-03	337	9	10	97	97

Tabela A-C8.3: Concentrações e remoções de DQO bruta

TDH	Data	Concentração DQO bruta (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator-16m	Reator 12m	Reator 16m
8-100-A	18-07-02	675	256 *	228 *	62	66
	25-07-02	705	228	128	68	82
	29-07-02	835 *	-	180		78
	01-08-02	585	340*	312 *	42	47
	08-08-02	665	184	108	72	84
6-100-A	15-08-02	690	104	112	85	84
	22-08-02	660	280 *	220 *	58	67
	29-08-02	560	40	60	93	89
	05-09-02	690	84	68	88	90
	12-09-02	1280 *	264 *	168	79	87
	19-09-02	730	60	204 *	92	72
	26-09-02	880 *	136	72	85	92
4-100-A	01-10-02	630	96	112	85	82
	03-10-02	730	112	108	85	85
	08-10-02	670	276 *	124	59	81
	10-10-02	840 *	128	108	85	87
	10-10-02	530	120	156	77	71
	15-10-02	510	30	95	94	81
	17-10-02	640	148	120	77	81
	22-10-02	910 *	140	168	85	82
	24-10-02	480	36	84	93	83
	29-10-02	610	140	156	77	74
	31-10-02	590	44	472 *	93	20
	05-11-02	800*	84	136	90	83
3-100A	12-11-02	670	56	84	92	87
	14-11-02	720	104	128	86	82
	19-11-02	580	100	120	83	79
	21-11-02	470 *	112	152	76	68
	26-11-02	680	100	92	85	86
	28-11-02	700	172 *	132	75	81
	03-12-02	660	100	60	85	91
	05-12-02	420 *	108	160	74	62
	10-12-02	570	92	88	84	85
	12-12-02	590	88	124	85	79
	17-12-02	660	72	96	89	85
2-100A	07-01-03	850 *	132	84	84	90
	14-01-03	410 *	96	60	77	85
	16-01-03	450 *	80	180	82	60
	21-01-03	430 *	300 *	276 *	30	36
	23-01-03	420 *	88	116	79	72
	28-01-03	940 *	84	84	91	91
	30-01-03	510	124	104	76	80
	04-02-03	690	260 *	164	62	76
	06-02-03	690	132	140	81	80
	11-02-03	650	188 *	172	71	74
	13-02-03	680	196 *	164	71	76
	18-02-03	930 *	200 *	200 *	78	78
	20-02-03	760 *	312 *	180	59	76
	25-02-03	730	144	240 *	80	67

Tabela A-C8.4: Concentrações e remoções de DQO filtrada

TDH	Data	Concentração DQO filtrada (mg/l)			Remoção (%)	
		Afluente-Reator	Efluente-Reator 12m	Efluente-Reator 6m	Reator 12m	Reator 6m
8-100A	18-07-02	675	81	74	88	89
	25-07-02	705	61	68	91	90
	29-07-02	835 *	_*	_*	_*	_*
	01-08-02	585	93	101	84	83
	08-08-02	665	74	72	89	89
6-100A	15-08-02	690	70 *	63	90	91
	22-08-02	660	42	27	94	96
	29-08-02	560	38	36	93	94
	05-09-02	690	42	46	94	93
	12-09-02	1280 *	56	65	96	95
	19-09-02	730	44	76	94	90
	26-09-02	880 *	56	54	94	94
4-100A	01-10-02	630	50 *	55 *	92	91
	03-10-02	730	68 *	63 *	91	91
	08-10-02	670	43	48 *	94	93
	10-10-02	840 *	40	32	95	96
	10-10-02	530	34	35	94	93
	15-10-02	510	31	24	94	95
	17-10-02	640	40	35	94	95
	22-10-02	910 *	36	38	96	96
	24-10-02	480	30	38	94	92
	29-10-02	610	28	31	95	95
	31-10-02	590	28	33	95	94
	05-11-02	800 *	33	29	96	96
3-100A	12-11-02	670	28	23	96	97
	14-11-02	720	37	40	95	94
	19-11-02	580	31	32	95	94
	21-11-02	470 *	36	43 *	92	91
	26-11-02	680	41 *	31	94	95
	28-11-02	700	32	30	95	96
	03-12-02	660	31	25	95	96
	05-12-02	420 *	34	26	92	94
	10-12-02	570	26	30	95	95
	12-12-02	590	44 *	34	93	94
	17-12-02	660	29	37	96	94
2-100A	07-01-03	850	48	58	94	93
	14-01-03	410	26	32	94	92
	16-01-03	450	30	33	93	93
	21-01-03	430	28	29	93	93
	23-01-03	420	42	43	90	90
	28-01-03	940 *	39	42	96	96
	30-01-03	510	52	52	90	90
	04-02-03	690	45	49	93	93
	06-02-03	690	43	46	94	93
	11-02-03	650	42	49	94	92
	13-02-03	680	48	61	93	91
	18-02-03	930 *	47	55	95	94
	20-02-03	760	58 *	55	92	93
	25-02-03	730	51	77 *	93	89

Tabela A-C8.5: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Totais – Reator 12m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8-100A	18-07-02	706	15	-	-	1099 *	964 *
	25-07-02	1003	787	402	405	601	382
	01-08-02	717	575	322	282	395	293
	08-08-02	813	555	356	307	457	248
6-100A	15-08-02	856	485	361	300	495	185
	22-08-02	935	856	291	347	644	509
	29-08-02	726	463	263	232	463	231
	05-09-02	862	633	271	196	591	437
	12-09-02	1722 *	974 *	449	330	1273*	644 *
	19-09-02	842	622	276	249	566	373
	26-09-02	825	594	301	252	524	342
4-100A	01-10-02	711	573	320	-	391	-
	03-10-02	785	598	248	186 *	537	412
	08-10-02	715	632	312	266	403	366
	10-10-02	843	590	342	288	501	302
	10-10-02	724	649	278	276	446	373
	15-10-02	581	472	270	236	311	236
	17-10-02	668	601	273	277	395	324
	22-10-02	734	615	296	251	438	364
	24-10-02	525	470	282	270	243	200
	29-10-02	697	566	314	276	383	290
	31-10-02	648	452	301	299	347	153 *
	05-11-02	746	554	326	266	420	288
3-100A	12-11-02	752	554	289	239	463	315
	14-11-02	697	557	348	379	349	178
	19-11-02	558	448	292	219	266	229
	21-11-02	536	525	267	258	269	267
	26-11-02	743	578	365	350	378	228
	28-11-02	811	529	377	309	434	220
	03-12-02	888	695 *	358	305	530	390
	05-12-02	542	510	301	342	241	168
	10-12-02	738	599	288	297	450	302
	12-12-02	749	549	307	242	442	307
	17-12-02	758	555	334	304	424	251
2-100A	07-01-03	782	546	403	421	379	125
	14-01-03	524	442	213	225	311	217
	16-01-03	504	400	260	259	244	141
	21-01-03	317 *	502	141 *	187	176 *	315
	23-01-03	468	384	275	290	193 *	94
	28-01-03	580	396	296	267	284	129
	30-01-03	604	441	198	188	406	253
	04-02-03	713	512	331	291	382	221
	06-02-03	767	488	341	280	426	208
	11-02-03	657	450	273	201	384	249
	13-02-03	691	648	189	226	502	422
	18-02-03	726	634	331	360	395	274
	20-02-03	857	712	338	323	519	389
	25-02-03	751	453	360	333	391	120

Tabela A-C8.6: Concentrações de Sólidos Totais – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Totais – Reator 6m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8-100A	18-07-02	706	473	_*	_*	1099*	1037 *
	25-07-02	1003	816	402	395	601	421
	01-08-02	717	612	322	273	395	339
	08-08-02	813	672	356	335	457	337
6-100A	15-08-02	856	505	361	300	495	205
	22-08-02	935	732	291	240	644	492
	29-08-02	726	555	263	243	463	312
	05-09-02	862	646	271	215	591	431
	12-09-02	1722 *	686	449	295	1273 *	391
	19-09-02	842	692	276	228	566	464
	26-09-02	825	537	301	250	524	287
4-100A	01-10-02	711	589	320	272	391	317
	03-10-02	785	583	248	193	537	390
	08-10-02	715	534	312	266	403	268
	10-10-02	843	565	342	273	501	292
	10-10-02	724	670	278	287	446	383
	15-10-02	581	522	270	238	311	284
	17-10-02	668	582	273	263	395	319
	22-10-02	734	636	296	247	438	389
	24-10-02	525	500	282	266	243	234
	29-10-02	697	587	314	271	383	316
	31-10-02	648	793 *	301	319	347	474 *
3-100A	05-11-02	746	590	326	266	420	324
	12-11-02	752	578	289	241	463	337
	14-11-02	697	600	348	376	349	224
	19-11-02	558	433	292	217	266	216
	21-11-02	536	532	267	256	269	276
	26-11-02	743	542	365	333	378	209
	28-11-02	811	450	377	316	434	134
	03-12-02	888	574	358	293	530	281
	05-12-02	542	443	301	292	241	151
	10-12-02	738	500	288	285	450	215
	12-12-02	749	555	307	253	442	302
2-100A	17-12-02	758	551	334	302	424	249
	07-01-03	782	456	403	324	379	132
	14-01-03	524	423	213	242	311	181
	16-01-03	504	474	260	260	244	214
	21-01-03	317 *	487	141 *	187	176	300
	23-01-03	468	430	275	298	193	132
	28-01-03	580	424	296	272	284	152
	30-01-03	604	467	198	204	406	263
	04-02-03	713	480	331	286	382	194
	06-02-03	767	508	341	291	426	217
	11-02-03	657	377	273	195	384	182
	13-02-03	691	505	189	176 *	502	329 *
	18-02-03	726	552	331	321	395	231
	20-02-03	857	593	338	304	519	289
	25-02-03	751	575	360	339	391	236

Tabela A-C8.7: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 12m

TDH	Data	Sólidos Suspensos – Reator 12m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8-100A	18-07-02	194	132			200	134
	25-07-02	154	86	20	6	134	80
	01-08-02	194	172	20	14	174	158
	08-08-02	254	100	28	10	226	90
6-100A	15-08-02	266	164	66	30	200	134
	22-08-02	146	392	24	70	122	322
	29-08-02	276	34	42	6	234	28
	05-09-02	132	394	10	72	122	322
	12-09-02	610 *	574 *	74	64	536 *	510 *
	19-09-02	126	34	12	2	114	32
	26-09-02	282	64	24	6	258 *	58
4-100A	01-10-02	214	44	28	8	186	36
	03-10-02	284	53	32	2	252	51
	08-10-02	224	180 *	16	12	208	168 *
	10-10-02	260	72	32	12	228	60
	10-10-02	120	90	14	10	106	80
	15-10-02	156	27	16	1	140	26
	17-10-02	230	68	28	8	202	60
	22-10-02	274	66	32	10	242	56
	24-10-02	128	51	14	6	114	45
	29-10-02	152	67	24	7	128	60
	31-10-02	136	27	20	6	116	21
3-100A	05-11-02	254	45	16	1	238	44
	12-11-02	148	23	10	4	138	19
	14-11-02	220*	32	26	1	194 *	31
	19-11-02	160	78	14	1	146	77
	21-11-02	94	42	4	0 *	90	42
	26-11-02	182	50	24	5	158	45
	28-11-02	114	98	26	6	88	92
	03-12-02	100	41	20	6	80	35
	05-12-02	146	42	4	1	142	41
	10-12-02	148	92	26	24 *	122	68
	12-12-02	134	34	6	2	128	32
2-100A	17-12-02	132	35	4	6	128	29
	07-01-03	136	55	30	4	106	51
	14-01-03	162	66	28	11	134	55
	16-01-03	128	47	4	4	124	43
	21-01-03	118	210 *	24	36	94	174 *
	23-01-03	104	47	14	5	90	42
	28-01-03	118	30	12	4	106	26
	30-01-03	136	48	4	2	132	46
	04-02-03	164	308 *	12	162 *	152	146
	06-02-03	222	88	36	12	186	76
	11-02-03	162	77	28	14	134	63
	13-02-03	242 *	208 *	16	68 *	226 *	140
	18-02-03	230	152 *	48 *	20	182	132
	20-02-03	206	188 *	52 *	12	154	176
	25-02-03	176	94	10	12	166	82

Tabela A-C8.8: Concentrações de Sólidos Suspensos – Reator 6m

TDH	Data	Sólidos Suspensos – Reator 6m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
8-100A	18-07-02	194	132			200	138
	25-07-02	154	60	20	10	134	50
	01-08-02	194	156	20	18	174	138
	08-08-02	254	196	28	18	226	178
6-100A	15-08-02	266	156	66	18	200	138
	22-08-02	146	178	24	26	122	152
	29-08-02	276	126	42	30	234	96
	05-09-02	132	182	10	30	122	152
	12-09-02	610 *	114	74	4	536 *	110
	19-09-02	126	106	12	12	114	94
	26-09-02	282	12	24	12	258	0 *
4-100A	01-10-02	214	64	28	7	186	57
	03-10-02	284	56	32	5	252	51
	08-10-02	224	31	16		208	-
	10-10-02	260	74	32	6	228	68
	10-10-02	120	72	14	8	106	64
	15-10-02	156	87	16	5	140	82
	17-10-02	230	54	28	9	202	45
	22-10-02	274	117	32	14	242	103
	24-10-02	128	38	14	4	114	34
	29-10-02	152	51	24	8	128	43
	31-10-02	136	388 *	20	38 *	116	350 *
	05-11-02	254	59	16	4	238 *	55
3-100A	12-11-02	148	42	10	7	138	35
	14-11-02	220 *	59	26	5	194 *	54
	19-11-02	160	44	14	3	146	41
	21-11-02	94	52	4	4	90	48
	26-11-02	182	53	24	5	158	48
	28-11-02	114	66	26	8	88	58
	03-12-02	100	25	20	1	80	24
	05-12-02	146	73	4	8	142	65
	10-12-02	148	54	26	7	122	47
	12-12-02	134	32	6	7	128	25
	17-12-02	132	52	4	7	128	45
2-100A	07-01-03	136	22	30	1	106	21
	14-01-03	162	55	28	13	134	42
	16-01-03	128	107	4	12	124	95
	21-01-03	118	212 *	24	34 *	94	178 *
	23-01-03	104	47	14	4	90	43
	28-01-03	118	30	12	3	106	27
	30-01-03	136	46	4	1	132	45
	04-02-03	164	86	12	2	152	84
	06-02-03	222	81	36	10	186	71
	11-02-03	162	85	28	9	134	76
	13-02-03	242 *	82	16	4	226 *	78
	18-02-03	230	148 *	48	28 *	182	120
	20-02-03	206	96	52	16	154	80
	25-02-03	176	210 *	10	16	166	194 *

Tabela A-C8.9: Concentrações de Nitrogênio – Reator 12m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrato (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
8-100A	18-07-02	50	55,0	74	37 *	0,09	0,24	55
	25-07-02	100 *	42,5	66	24 *	11	30	83
	01-08-02	91	25,0	63	0,10	26	64	115
	06-08-02	103 *	16,3	65	0,60	26	66	108
	08-08-02	96	18,8	60	0,00	24	62	105
6-100A	15-08-02	98	8,8	61	0,00	25 *	61 *	95
	22-08-02	88	40,0 *	53	0,50	0,40	11	51
	29-08-02	80	6,30	52	0,00	0,08	16	22
	05-09-02	106	6,30	68	0,70	0,16	20	26
	12-09-02	100	33,8 *	62	0,50	0,34	28	62
	19-09-02	90	6,25	58	0,30	0,17	20	26
	26-09-02	89	12,5	60	0,00	0,16	22	35
4-100A	01-10-02	84	7,50	51	0,70	0,15	19	27
	03-10-02	78	10,0	48	0,80	0,18	25	35
	08-10-02	85	26,3 *	52	0,60	0,25	28	54
	10-10-02	80	11,3	21 *	0,30	0,16	17	28
	10-10-02	56	13,8	30 *	0,80	0,21	27	41
	15-10-02	3	8,80	53	1,7	0,12	12	21
	17-10-02	80	15,0	47	1,0	0,18	21	36
	22-10-02	84	15,0	48	1,7	0,19	19	34
	24-10-02	55	10,0	35	1,9	0,16	18	28
	29-10-02	76	11,3	47	0,20	0,16	19	30
	31-10-02	66	6,25	39	0,60	0,10	12	18
	05-11-02	86	7,50	52	0,20	0,16	11	19
3-100A	12-11-02	86	7,50	62	1,2	0,23	16 *	24
	14-11-02	90	6,25	59	0,50	0,26	11	17
	19-11-02	83	12,5	51	1,3	0,30	12	25
	21-11-02	53	11,3	33	0,60	0,39	10	22
	26-11-02	83	8,75	54	1,4	0,28	13	22
	28-11-02	83	15,0	58	0,30	0,44	11	26
	03-12-02	83	8,8	49	1,60	0,28	12	21
	05-12-02	54	8,8	32 *	3,8*	0,53	7,6	17
	10-12-02	78	13,8	57	0,40	0,21	12	26
	12-12-02	78	7,50	47	1,0	0,16	10	18
	17-12-02	86	8,80	56	2,0	0,22	10	19
2-100A	07-01-03	63	25,0	37	18	0,75	16	42
	14-01-03	68	13,8	42	6,8	0,57	15	29
	16-01-03	58	10,0	36	5,4	0,80	14	25
	21-01-03	38	25,0	23 *	3,0	0,86	34 *	60
	23-01-03	46	20,0	30 *	15	0,79	4,8	26
	28-01-03	89	30,0	62	26	1,1	10	41
	30-01-03	58	30,0	37	24	0,45	4,0	34
	04-02-03	90	56,3 *	64	34 *	0,89	6,0	63
	06-02-03	88	37,5	56	27	0,68	7,6	46
	11-02-03	81	11,3	49	0,40	0,18	17	28
	13-02-03	85	23,8	59	4,9	0,61	17	41
	18-02-03	73	22,5	45	7,4	1,1	15	39
	20-02-03	75	47,5 *	45	25	1,4*	6,8	56
	25-02-03	74	35,0	43	24	1,1	2,2	38

Tabela A-C8.10: Concentrações de Nitrogênio – Reator 6m

TDH	Data	NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrto (mg-N/l)	Soma
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
8-100A	18-07-02	50	51,3	74	40 *	0,07	0,26	52
	25-07-02	100 *	43,8	66	34 *	0,47	0,82	45
	01-08-02	91	30,0	63	0,00	25	62	117
	06-08-02	103 *	18,8	65	0,30	26	69	114
	08-08-02	96	31,3	60	0,40	25	61	117
6-100A	15-08-02	98	10,0	61	0,40	24 *	64 *	98
	22-08-02	88	22,5 *	53	0,40	0,30	18	41
	29-08-02	80	11,3	52	0,00	0,06	15	26
	05-09-02	106 *	7,50	68	0,00	0,10	14	22
	12-09-02	100 *	8,75	62	0,00	0,14	25	34
	19-09-02	90	13,8	58	0,10	0,14	22	36
	26-09-02	89	7,50	60	0,00	0,08	20	28
4-100A	01-10-02	84	12,5	51	0,40	0,16	26	39
	03-10-02	78	11,3	48	0,60	0,19	22	33
	08-10-02	85	12,5	52	0,20	0,16	22	35
	10-10-02	80	10,0	21 *	0,30	0,25	14	24
	10-10-02	56	12,5	30 *	0,20	0,18	24	37
	15-10-02	83	13,8	53	0,50	0,14	18	32
	17-10-02	80 *	13,8	47	0,20	0,15	26	40
	22-10-02	84	13,8	48	1,6	0,23	22	36
	24-10-02	55 *	10,	35	1,0	0,27	16	26
	29-10-02	76	12,5	47	0,10	0,24	17	30
	31-10-02	66	40,0 *	39	0,10	0,40	15	55
3-100A	05-11-02	86	11,3	52	0,10	0,17	14	25
	12-11-02	86	8,75	62	0,50	0,22	17 *	26
	14-11-02	90	8,75	59	0,210	13,0 *	22 *	44
	19-11-02	83	8,75	51	1,3	0,22	12	21
	21-11-02	53 *	13,8	33	1,5	1,0	10	25
	26-11-02	83	8,75	54	1,3	0,44	9,2	18
	28-11-02	83	16,3	58	4,8 *	0,90	6,4	24
	03-12-02	83	8,75	49	1,5	0,85	6,4	16
	05-12-02	54 *	12,5	32 *	1,1	1,1	5,6	19
	10-12-02	78	8,75	57	1,4	1,4	10	20
	12-12-02	78	12,5	47	0,90	1,1	11	25
2-100A	17-12-02	86	11,3	56	1,0	1,3	7,6	20
	07-01-03	63	28,8	37	24 *	3,9 *	10	43
	14-01-03	68	13,8	42	7,1	1,3	12	27
	16-01-03	58	21,3	36	4,5	1,1	12	34
	21-01-03	38 *	22,5	23 *	3,1	0,86	45	68 *
	23-01-03	46 *	15,0	30	8,1	1,3	7,6	24
	28-01-03	89	23,8	62	17,3	2,19	12,4	38
	30-01-03	58	23,8	37	16	0,9	5,6	30
	04-02-03	90	32,5	64	20	1,8	11	45
	06-02-03	88	35,0	56	24 *	2,1	10	47
	11-02-03	81	25,0	49	13	3,1 *	11	39
	13-02-03	85	25,0	59	13	4,9 *	12	42
	18-02-03	73	27,5	45	14	4,0 *	11	43
	20-02-03	75	26,3	45	15	2,6 *	9,6	38
	25-02-03	74	37,5 *	43	14	1,7	2,3	42

Tabela A-C8.11: Concentrações de Fósforo – Reator 12m

TDH	Data	Concentração de Fósforo – Reator 12m					
		Fósforo Total (mg-P/l)		Ortofosfato (mg-P/l)		Remoção (%)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Fósforo Total	Ortofosfato
8-100A	25-07-02	11	7,2	5,1	6,2	35	-
	01-08-02	11	7,1	6,1	6,1	35	-
	08-08-02	11	6,1	6,9	4,7	45	31
6-100A	15-08-02	11	5,2	6,4	5,3	53	17
	22-08-02	10	8,7	6,4	6,5	13	-
	29-08-02	8,9	5,3	5,6	5,9	40	-
	05-09-02	12	6,6	7,5	5,2	45	31
	12-09-02	12	8,1	7,3	4,9	33	33
	19-09-02	12	7,0	6,8	5,0	42	26
	26-09-02	11	5,5	5,2	4,1	50	20
4-100A	01-10-02	11	6,2	6,0	5,0	44	16
	03-10-02	12	6,9	6,5	5,1	43	21
	08-10-02	10	6,9	5,9	3,2 *	34	47
	10-10-02	10	6,9	5,9	4,7	34	21
	10-10-02	7,5	6,1	3,9 *	4,8	19	-
	15-10-02	9,9	6,5	5,4	5,3	35	1,3
	17-10-02	10	7,0	5,7	5,0	32	12
	22-10-02	10	7,0	6,2	5,0	33	19
	24-10-02	8,2	5,8	4,7	4,8	29	-
	29-10-02	11	6,5	6,3	5,1	40	19
	31-10-02	8,7	5,4	4,9	3,7 *	38	24
	05-11-02	10	6,3	6,0	4,3	40	28
3-100A	12-11-02	10	6,5	5,0	4,5	36	10
	14-11-02	10	6,8	6,2	4,9	35	21
	19-11-02	10	6,9	6,3	4,3	31	32
	21-11-02	7,1	6,2	4,1	4,8	13	-
	26-11-02	10	7,0	6,5	5,4	32	17
	28-11-02	11	6,9	7,0	5,1	35	27
	03-12-02	11	7,9	6,5	5,4	25	17
	05-12-02	7,2	5,8	3,8 *	4,7	19	-
	10-12-02	11	6,4	6,1	4,9	42	20
	12-12-02	9,7	6,2	6,0	5,1	36	15
	17-12-02	9,7	6,1	6,8	5,3	37	22
2-100A	07-01-03	10	6,8	6,2	5,6	35	10
	14-01-03	7,7	6,7	4,5	4,4	13	2,2
	16-01-03	7,1	6,1	4,4	4,6	14	-
	21-01-03	4,6 *	7,0	2,5	3,9	-	-
	23-01-03	6,2	5,7	4,0	4,6	8	-
	28-01-03	9,9	6,5	6,5	5,3	34	18
	30-01-03	7,5	6,1	4,8	4,8	19	-
	04-02-03	11	8,8	6,5	5,8	19	11
	06-02-03	11	7,1	6,6	5,5	38	17
	11-02-03	9,5	6,3	5,3	4,3	34	19
	13-02-03	10	7,7	6,6	5,6	25	15
	18-02-03	10	8,2	6,5	5,9	21	9,2
	20-02-03	11	9,3	6,5	5,7	15	12
	25-02-03	10	6,9	6,3	6,0	31	4,8

Tabela A-C8.12: Concentrações de Fósforo – Reator 6m

TDH	Data	Concentração de Fósforo – Reator 6m					
		Fósforo Total (mg-P/l)		Ortofosfato (mg-P/l)		Remoção (%)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Fósforo Total	Ortofosfato
8-100A	25-07-02	11	5,5	5,1	6,1	51	-
	01-08-02	11	7,2	6,1	6,5	35	-
	08-08-02	11	7,6	6,9	5,6	32	19
6-100A	15-08-02	11	5,4	6,4	5,5	52	14
	22-08-02	10	8,1	6,4	8,0 *	20	-
	29-08-02	8,9	5,6	5,6	5,6	37	0,0
	05-09-02	12	5,9	7,5	5,9	52	22
	12-09-02	12	7,3	7,3	6,1	40	16
	19-09-02	12	7,5	6,8	5,9	36	14
	26-09-02	11	4,9	5,2	4,8	56	6,8
4-100A	01-10-02	11	6,0	6,0	5,4	45	11
	03-10-02	12	6,0	6,5	5,4	50	18
	08-10-02	10	6,4	5,9	3,1 *	38	47
	10-10-02	10	6,4	5,9	5,3	38	11
	10-10-02	7,5	5,9	3,9 *	6,4	22	-
	15-10-02	9,9	6,6	5,4	5,7	33	-
	17-10-02	10	6,4	5,7	6,7	37	-
	22-10-02	10	7,5	6,2	5,1	28	18
	24-10-02	8,2	6,3	4,7	5,2	23	-
	29-10-02	11	6,9	6,3	5,1	36	19
	31-10-02	8,7	10	4,9	4,6	-	6,1
	05-11-02	10	6,5	6,0	4,2	38	30
3-100A	12-11-02	10	6,2	5,0	4,4	39	12
	14-11-02	10	7,0	6,2	5,0	33	19
	19-11-02	10	6,7	6,3	4,4	33	30
	21-11-02	7,1	6,1	4,1	5,0	14	-
	26-11-02	10	6,8	6,5	5,5	34	15
	28-11-02	11	6,5	7,0	4,8	39	31
	03-12-02	11	7,0	6,5	5,0	33	23
	05-12-02	7,2	6,3	3,8 *	5,0	13	-
	10-12-02	11	5,8	6,1	4,4	48	28
	12-12-02	9,7	6,4	6,0	4,8	34	20
	17-12-02	9,7	6,8	6,8	5,3	30	22
2-100A	07-01-03	10,4	6,3	6,2	5,3	39	15
	14-01-03	7,7	5,8	4,5	4,5	25	0,0
	16-01-03	7,1	6,5	4,4	4,7	8	-
	21-01-03	4,6 *	6,6	2,5 *	4,3	-	-
	23-01-03	6,2	5,2	4,0	4,5	16	-
	28-01-03	9,9	6,3	6,5	5,1	36	22
	30-01-03	7,5	6,0	4,8	5,1	20	-
	04-02-03	11	7,5	6,5	5,7	31	12
	06-02-03	11	7,1	6,6	5,6	38	15
	11-02-03	9,5	6,0	5,3	4,4	37	17
	13-02-03	10	6,9	6,6	5,7	32	14
	18-02-03	10,4	8,1	6,5	6,2	22	4,6
	20-02-03	11	7,4	6,5	5,7	33	12
	25-02-03	10	8,7	6,3	6,1	13	3,2

Carreira 9: TDH de 3 horas e Concentração de Areia = 100 g/l – Sistema de Flotação

Tabela A-C9.1: Concentrações e remoções de DBO bruta e filtrada

Tabela A-03.1: Concentrações e Remoções de DBO bruta e filtrada							
Recirculação	Data	Concentração DBO – Reator 12m					
		DBO-Afluente (mg/l)		DBO-Efluente (mg/l)		Remoção (%)	
		Bruta		Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada
15%	13-05-04	283		61	8	79	97
	18-05-04	437		78	9	82	98
	20-05-04	403		57	7	86	98
	25-05-04	385		25	5	94	99
	27-05-04	243		23	7	91	97
	01-06-04	277		19	6	93	98
	03-06-04	253		17	6	93	98
	08-06-04	319		76	5	76	98
	10-06-04	309		10	3	97	99
	15-06-04	377		22	4	94	99
	17-06-04	479		20	3	96	99
	22-06-04	148		37	9	75	94
	29-06-04	397		21	6	95	98
20%	06-07-04	343		43	4	88	99
	08-07-04	268		28	3	90	99
	13-07-04	266		26	6	90	98
	15-07-04	285		21	8	93	97
	22-07-04	249		91	7	64	97
	27-07-04	244		8	1	97	100
	29-07-04	333		24	4	93	99
	03-08-04	220		24	16	89	93
	05-08-04	343		51	3	85	99
	12-08-04	175		57	7	67	96
	19-08-04	197		69	2	65	99
	27-08-04	201		31	5	85	98
	02-09-04	183		38	6	79	97
	09-09-04	346		22	3	94	99
	16-09-04	201		37	6	82	97

Tabela A-C9.2: Concentrações e remoções de DQO bruta e filtrada

Recirculação	Data	Concentração DQO – Reator 12m				
		DQO-Afluente (mg/l)	DQO - Efluente (mg/l)		Remoção (%)	
		Afluente Reator (mg/l)	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada
15%	13-05-04	530	132	87	75	84
	18-05-04	640	76	59	88	91
	20-05-04	560	104	75	81	87
	25-05-04	910	52	40	94	96
	27-05-04	470	52	45	89	90
	01-06-04	580	60	39	90	93
	03-06-04	510	56	40	89	92
	08-06-04	630	168	48	73	92
	10-06-04	750	52	41	93	95
	15-06-04	1000	80	43	92	96
	17-06-04	1220	92	52	92	96
	22-06-04	310	104	60	66	81
	29-06-04	910	80	57	91	94
20%	06-07-04	700	91	32	87	95
	08-07-04	530	73	36	86	93
	13-07-04	650	100	51	85	92
	15-07-04	520	71	40	86	92
	22-07-04	490	204	38	58	92
	27-07-04	510	63	36	88	93
	29-07-04	710	65	43	91	94
	03-08-04	490	132	51	73	90
	05-08-04	940	130	52	86	94
	12-08-04	380	30	25	92	93
	19-08-04	380	176	50	54	87
	27-08-04	345	89	37	74	89
	02-09-04	400	118	56	71	86
	09-09-04	610	63	36	90	94
	16-09-04	460	94	43	80	91

Tabela A-C9.3: Concentrações de Sólidos Totais

Recirculação	Data	Sólidos Totais – Reator 12m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
15%	13-05-04	914	427	250	211	664	216
	18-05-04	756	504	347	282	409	222
	20-05-04	663	461	229	217	434	244
	25-05-04	862	424	373	286	489	138
	27-05-04	612	463	277	272	335	191
	01-06-04	771	474	284	209	487	265
	03-06-04	752	563	336	299	416	264
	08-06-04	803	672	352	295	451	377
	10-06-04	861	501	284	318	577	183
	15-06-04	1098	592	438	291	660	301
	17-06-04	1090	596	383	303	707	293
	22-06-04	1090	596	383	303	707	293
	29-06-04	757	561	378	327	379	234
20%	06-07-04	940	571	306	232	634	339
	08-07-04	854	642	335	271	519	371
	13-07-04	903	479	396	297	507	182
	15-07-04	756	574	375	342	381	232
	22-07-04	812	711	369	317	443	394
	29-07-04	764	622	359	273	405	349
	03-08-04	699	589	419	310	280	279
	05-08-04	828	652	361	285	467	367
	12-08-04	616	608	340	305	276	303
	19-08-04	671	578	343	311	328	267
	27-08-04	645	503	189	228	456	275
	02-09-04	555	490	272	269	283	221
	09-09-04	831	456	384	259	447	197
	16-09-04	584	501	98	105	486	396

Tabela A-C9.4: Concentrações de Sólidos Suspensos

Recirculação	Data	Sólidos Suspensos – Reator 12m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
15%	13-05-04	200	48	16	-	184	54
	18-05-04	152	32	14	2	138	30
	20-05-04	130	17	12	3	118	14
	25-05-04	190	9	32	1	158	8
	27-05-04	76	7	-	-	88	13
	01-06-04	144	22	22	4	122	18
	03-06-04	144	22	14	1	130	21
	08-06-04	218	65	6	7	212	58
	10-06-04	122	16	10	2	112	14
	15-06-04	408	36	60	1	348	35
	17-06-04	556	36	78	3	478	33
	22-06-04	556	36	78	3	478	33
	29-06-04	128	44	18	6	110	38
20%	06-07-04	324	47	68	1	256	46
	08-07-04	240	32	34	0	206	32
	13-07-04	332	42	82	12	250	30
	15-07-04	98	23	4	5	94	18
	22-07-04	222	129	40	8	182	121
	29-07-04	262	42	46	6	216	36
	03-08-04	194	98	58	20	136	78
	05-08-04	306	62	42	0	264	62
	12-08-04	86	90	20	9	66	81
	19-08-04	144	78	12	11	132	67
	27-08-04	118	21	8	2	110	19
	02-09-04	150	94	22	2	128	92
	09-09-04	266	67	94	11	172	56
	16-09-04	152	74	34	14	118	60

Tabela A-C9.5: Concentrações de Nitrogênio

Recirculação	Data	Nitrogênio – Reator 12m						Soma
		NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Amoniacal (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
15%	13-05-04	59	11,3	34	1,8	20	21	52
	18-05-04	55	10,0	35	1,80	13,6	16,8	40
	20-05-04	58	10,0	40	4,5	13	14	37
	25-05-04	80	7,50	51	0,80	0,40	9,6	18
	27-05-04	74	6,25	53	0,60	0,70	5,7	13
	01-06-04	68	6,25	45	0,00	0,24	6,3	13
	03-06-04	88	5,00	66	0,60	0,50	6,0	12
	08-06-04	73	10,0	50	3,4	1,2	11	22
	10-06-04	95	6,25	72	0,70	0,68	5,9	13
	15-06-04	143	6,25	105	2,3	0,43	9,0	16
	17-06-04	79	8,75	38	0,50	0,50	9,2	19
	22-06-04	78	10,0	59	2,0	1,3	8,6	20
	29-06-04	80	8,75	77	3,1	1,8	7,6	18
20%	06-07-04	93	12,5	81	6,10	0,650	11,6	25
	08-07-04	110	7,50	79	0,80	0,93	11	19
	13-07-04	83	7,50	56	1,1	1,3	8,3	17
	15-07-04	111	7,50	86	0,20	0,73	7,0	15
	22-07-04	105	18,8	82	0,60	0,48	48	67
	27-07-04	111	6,25	88	0,00	0,14	25	31
	29-07-04	56	6,25	36	0,20	0,42	31	38
	03-08-04	90	11,3	64	0,90	0,42	38	50
	05-08-04	115	10,0	87	0,50	0,40	49	59
	12-08-04	94	12,5	80	1,9	0,28	55	68
	19-08-04	90	16,3	68	1,6	0,35	48	65
	27-08-04	84	8,75	63	2,2	0,51	46	55
	02-09-04	81	11,3	61	1,2	0,25	40	52
	09-09-04	113	8,75	77	0,30	0,21	38	47
	16-09-04	94	10,0	87	6,1	0,24	43	53

Tabela A-C9.6: Concentrações de Fósforo

Recirculação	Data	Concentração de Fósforo – Reator 12m					
		Fósforo Total (mg-P/l)		Ortofosfato (mg-P/l)		Remoção (%)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Fósforo Total	Ortofosfato
15%	13-05-04	7,9	5,8	4,4	3,8	27	14
	18-05-04	8,0	5,4	4,8	3,8	33	21
	20-05-04	9,3	5,6	4,7	3,5	40	26
	25-05-04	10	4,6	6,0	3,3	54	45
	27-05-04	8,9	4,9	6,0	3,6	45	40
	01-06-04	8,2	4,8	5,7	3,7	41	35
	03-06-04	9,7	4,8	5,9	3,7	51	37
	08-06-04	9,6	7,5	6,3	5,7	22	10
	10-06-04	12	6,0	7,8	4,3	48	45
	15-06-04	14	6,2	8,9	4,9	55	45
	17-06-04	10	5,6	6,1	4,5	46	26
	22-06-04	8,3	6,8	5,1	4,5	18	12
	29-06-04	12	4,8	6,8	3,7	59	46
20%	06-07-04	13	7,2	5,0	3,1	42	38
	08-07-04	12	5,6	4,5	2,3	53	49
	13-07-04	10	5,6	3,6	2,2	46	39
	15-07-04	11	4,9	4,4	2,1	55	52
	22-07-04	10	6,5	3,4	2,4	38	29
	27-07-04	10	3,7	4,0	1,7	63	58
	29-07-04	8,2	5,3	2,4	2,2	35	8,3
	03-08-04	9,1	6,1	3,5	2,4	33	31
	05-08-04	12	6,1	4,2	2,5	47	40
	12-08-04	9,6	6,8	3,7	2,9	29	22
	19-08-04	9,9	7,3	3,8	2,9	26	24
	27-08-04	9,2	5,9	3,4	2,7	36	21
	02-09-04	8,6	6,4	3,1	2,5	26	19
	09-09-04	12	5,1	5,1	2,3	59	55
	16-09-04	9,6	6,1	3,7	2,5	36	32

Carreira 10: TDH de 3 horas e Concentração de Areia = 100 g/l – Redução do Diâmetro Interno

Tabela A-C10.1: Concentrações e remoções de DBO bruta e filtrada

Tabela A-C16.1: Concentrações e Remoções de DBO Bruta e Filtrada							
TDH	Data	Concentração DBO – Reator 6m					
		DBO-Afluente (mg/l)		DBO-Efluente (mg/l)		Remoção (%)	
		Bruta		Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada
3h (250-100)	01-09-04	292		17	-	94	-
	03-09-04	358		29	16	92	96
	10-09-04	285		40	11	86	96
	14-09-04	209*		25	14	88	93
	17-09-04	253		34	14	87	94
	21-09-04	243		42	26 *	83	89
	24-09-04	317		34	12	89	96
	28-09-04	297		32	7	89	98
	30-09-04	283		15 *	8	95	97
	06-10-04	338		56	23	83	93
	08-10-04	426 *		53	20	88	95
	12-10-04	219		53	12	76	95
	14-10-04	317		41	13	87	96
	20-10-04	364		28	8	92	98
	22-10-04	346		26	10	92	97
	26-10-04	318		32	5	90	98
	08-11-04	392		28	9	93	98
	10-11-04	348		56	23	84	93
	12-11-04	235		29	15	88	94
	23-11-04	292		57	16	80	95
	25-11-04	358		81 *	17	77	95

Tabela A-C10.2: Concentrações e remoções de DQO bruta e filtrada

TDH	Data	Concentração DQO – Reator 6m				
		DQO-Afluente (mg/l)	DQO-Efluente (mg/l)		Remoção (%)	
		Bruta	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada
3h (250-100)	01-09-04	-	-	-	-	-
	03-09-04	-	-	-	-	-
	10-09-04	610	85 *	25	86	96
	14-09-04	480	30	28	94	94
	17-09-04	420	60	35	86	92
	21-09-04	490	44	32	91	93
	24-09-04	630	30	27	95	96
	28-09-04	510	62	28	88	95
	30-09-04	580	80	34	86	94
	06-10-04	630	51	41 *	92	93
	08-10-04	750	67,5	36	91	95
	12-10-04	420	41	31	90	93
	14-10-04	500	45	18 *	91	96
	20-10-04	660	28	26	96	96
	22-10-04	650	46	29	93	96
	26-10-04	610	66	27	89	96
	08-11-04	760 *	42	38	94	95
	10-11-04	590	63	36	89	94
	12-11-04	440	44	25	90	94
	23-11-04	640	74	43	88	93
	25-11-04	680	107	47	84	93

Tabela A-C10.3: Concentrações de Sólidos Totais

TDH	Data	Sólidos Totais – Reator 6m					
		ST (mg/l)		SF (mg/l)		SV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
3h (250-100)	03-09-04	908 *	448	288 *	291	620 *	157
	10-09-04	794	525	392	299	402	226
	14-09-04	705	505	384	319,5	321	185,5
	17-09-04	723	460,5	433	273,5	290	187
	21-09-04	735	520,5	412	334,5	323	186
	24-09-04	785	526	438	357,5	347	168,5
	28-09-04	729	542	405	299,5	324	242,5
	30-09-04	764	537	409	298	355	239
	06-10-04	717	472,5	349	243	368	229,5
	08-10-04	836	511,5	427	320,5	409	191
	12-10-04	706	459	325	158,5	381	300,5 *
	14-10-04	727	471	395	246,5	332	224,5
	20-10-04	744	401 *	377	191	367	210
	22-10-04	823	501	440	328	383	173
	26-10-04	764	495	418	339,5	346	155,5
	08-11-04	835	379 *	429	268	406	111 *
	10-11-04	887	431,5	539	208	348	223,5
	12-11-04	741	559	473	240	268	319
	23-11-04	765	496,5	399	316,5	366	180
	25-11-04	976	426	500	330	476	96

Tabela A-C10.4: Concentrações de Sólidos Suspensos

TDH	Data	Sólidos Suspensos – Reator 6m					
		SST (mg/l)		SSF (mg/l)		SSV (mg/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
3h (250-100)	03-09-04	246	47	24	2	222	45
	10-09-04	162	60 *	8	2	154	58 *
	14-09-04	214	27	18	1	196	26
	17-09-04	200	22	54	1,5	146	20,5
	21-09-04	163	34	38	8,5 *	125	25,5
	24-09-04	238	52,5	32	11,5 *	206	41
	28-09-04	227	57	33	4,5	194	52,5
	30-09-04	258	41	49	3	209	38
	06-10-04	170	13,5	23	1	147	12,5
	08-10-04	292	30	58	2	234	28
	12-10-04	185	27,5	44	1	141	26,5
	14-10-04	213	37,5	42	2,5	171	35
	20-10-04	207	15,5	29	2	178	13,5
	22-10-04	300 *	24,5	74 *	7,5	226	17
	26-10-04	248	19	67	2,5	181	16,5
	08-11-04	266	14	62	1,5	204	12,5
	10-11-04	254	74	104	3,5	150	70,5
	12-11-04	256	51,5	56	3,5	200	48
	23-11-04	239	36	24,29	3	214,29	33
	25-11-04	300	52,5	74	3	226	49,5

Tabela A-C10.5: Concentrações de Nitrogênios

TDH	Data	Nitrogênio – Reator 6m						Soma
		NTK (mg-N/l)		Nitrogênio Aminiaca (mg-N/l)		Nitrito (mg-N/l)	Nitrato (mg-N/l)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente	
3h (250-100)	01-09-04	-	-	-	-	-	-	-
	03-09-04	-	-	-	-	-	-	-
	10-09-04	98,75	8,75	61,2	0,4	1,9	27,6	38
	14-09-04	100	11,25	68	9,2	2,66 *	28	42
	17-09-04	117,5	7,5	86,4	2,6	1,43	23	32
	21-09-04	132,5	13,75	75,2	8,2	1,72	20,8	36
	24-09-04	98,75	7,5	53	1,9	0,87	27	35
	28-09-04	110	6,25	52,2	0,2	0,57	32 *	39
	30-09-04	111,25	15	79,2	12,4	1,52	22,6	39
	06-10-04	120	21,25	73	17,2 *	1,67	14,4	37
	08-10-04	128,75	15	74,8	8,8	1,93	18,6	36
	12-10-04	127,5	13,75	68,4	9,5	2,48 *	16,1	32
	14-10-04	102,5	7,5	64,4	0,7	0,75	17,5	26
	20-10-04	132,5	8,75	80,8	3	1,57	20,3	31
	22-10-04	107,5	8,75	71,2	4,1	1,53	16,2	26
	26-10-04	132,5	21,25	76	11	0,96	20,2	42
	08-11-04	148,75 *	23,75 *	92,2 *	0,2	0,76	16,3	41
	10-11-04	115	25 *	73	17	0,95	6,8 *	33
	12-11-04	88 *	6	63,8	2,6	1,35	20,4	28
	23-11-04	111,25	41,25	57	31,4	0,1	0,8	42
	25-11-04	110	45	64	34,7	0,06	1,9	47

Tabela A-C10.6: Concentrações de Fósforo

TDH	Data	Concentração de Fósforo – Reator 6m					
		Fósforo total (mg-P/l)		Ortofosfato (mg-P/l)		Remoção (%)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Fósforo Total	Ortofosfato
3h (250-100)	10-09-04	11,3	6,6	3,96	3	42	24
	14-09-04	10,7	5,6	3,6	2,76	48	23
	17-09-04	10,7	5,8	3,8	2,7	46	29
	21-09-04	10,6	6,2	3,8	2,9	42	24
	24-09-04	11,5	6,6	3,6	2,8	43	22
	28-09-04	10,3	5,9	4,1 *	2,9	43	29
	30-09-04	11,8	5,3	4	2,5	55	38
	06-10-04	11,3	6,1	3,9	3	46	23
	08-10-04	12,9	6,5	4,1 *	2,8	50	32
	12-10-04	10,5	6,5	3,4	2,8	38	18
	14-10-04	10,5	5,6	3,4	2,4	47	29
	20-10-04	12,1	6,5	4,3 *	2,8	46	35
	22-10-04	12,1	6,1	4,1 *	2,8	50	32
	26-10-04	11,1	5,4	4	2,5	51	38
	08-11-04	13	6,7	4,6 *	3,3	48	28
	10-11-04	11,4	6,2	4,2 *	2,9	46	31
	12-11-04	9,2	5,5	3,8	2,5	40	34
	23-11-04	10,5	5,5	4,1	2,6	48	37
	25-11-04	11,6	5,6	4,2	2,6	52	38

ANEXO B – Resultados Preliminares

Sumário

B.1. Seqüência dos Ensaaios Realizados	372
B.2 – Resultados das Avaliações ao longo de 24 horas	373
B.3. Resultados do Monitoramento da Operação Inicial	379
B.3.1. Carreira 2 – TDH = 2 horas	379
B.3.1.1. D.B.O	379
B.3.1.2. D.Q.O	380
B.3.1.3. Sólidos	381
B.3.2. Carreira 3 – TDH = 1 hora	382
B.3.2.1. D B O	383
B.3.2.2. D Q O	384
B.3.2.3 Sólidos	385
B.3.2.4 Nitrogênio	387
B.3.3. Carreira 4 – TDH = 8 horas	389
B.3.3.1. D.B.O	389
B.3.3.2. D Q O	390
B.3.3.3. Sólidos	392
B.3.3.4. Nitrogênio	394

Lista de Figuras

Figura B.1: Concentração DBO afluente e efluente dos reatores. Campanha 24 horas (22 e 23/07/98) TDH=2h	373
Figura B.2: Concentração DBO afluente e efluente dos reatores Campanha 24 horas (04 e 05/09/98) TDH = 2h	374
Figura B.3: Sólidos totais no esgoto afluente e efluente dos reatores observados ao longo da campanha 2 (04 e 05/09/98). TDH = 2h.....	375
Figura B.4: Sólidos fixos no esgoto afluente e efluente dos reatores observados ao longo da campanha 2. (04 e 05/09/98). TDH = 2h.....	375
Figura B.5: Sólidos voláteis no esgoto afluente e efluente dos reatores durante a campanha 2. (04 e 05/09/98). TDH = 2h.....	375
Figura B.6: Variação da DBO ao longo do dia, no esgoto afluente e efluente dos reatores. TDH = 1h	376
Figura B.7: Variação da DQO ao longo do dia no esgoto afluente e efluente dos reatores. TDH = 1h.	376
Figura B.8: Sólidos totais, fixos e voláteis ao longo de um dia no afluente e no efluente do reator R12 com TDH = 1h.	377
Figura B.9 Sólidos totais, fixos e voláteis ao longo do dia no afluente e no efluente do reator R6 com TDH = 1h.	377
Figura B.10: Sólidos suspensos totais (linhas), fixos e voláteis (colunas) no afluente e efluente dos reatores R12 (laranja) e R6 (verde).	378
Figura B.11: Dados do monitoramento da DBO bruta afluente e efluente dos dois reatores durante a carreira 2, com TDH = 2h	379
Figura B.12: Remoção percentual da DBO bruta nos dois reatores durante a carreira 2, com TDH = 2h	380
Figura B.13: Dados do monitoramento da DQO bruta afluente e na saída dos dois reatores, durante o ensaio 2, com TDH = 2h	380
Figura B.14: Remoção percentual da DQO bruta nos dois reatores durante a carreira 2, com TDH = 2h	381
Figura B.15: Dados do monitoramento de sólidos no afluente e efluente do reator R12 de 12m durante o ensaio 2, com TDH = 2h	382
Figura B.16: Dados do monitoramento de sólidos no afluente e efluente do reator R6 de 6m durante o ensaio 2, com TDH = 2h.	382
Figura B.17: Dados do monitoramento da DBO bruta afluente e efluente dos dois reatores durante a carreira 3, TDH = 1 hora	383
Figura B.18: Remoção percentual da DBO bruta nos dois reatores durante a carreira 3, com TDH = 1h	383
Figura B.19: Dados do monitoramento da DQO bruta afluente e no efluente dos dois reatores durante a carreira 3, com TDH = 1h	384
Figura B.20: Remoção percentual da DQO nos reatores 1 e 2 durante o ensaio 3, com TDH = 1 hora	384
Figura B.21: Dados do monitoramento de sólidos no afluente e no efluente do reator de 12m durante o ensaio 3, com TDH = 1h	385
Figura B.22: Dados do monitoramento de sólidos totais no afluente e no efluente do reator de 6m durante o ensaio 3, com TDH = 1h	386
Figura B.23: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluente e no efluente do reator de 12m durante o ensaio 3, com TDH = 1h	386
Figura B.24: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluente e no efluente do reator de 6m durante o ensaio 3, com TDH = 1h	387
Figura B.25: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 12m durante a carreira 3, com TDH=1h e 50g/l de meio suporte.....	388
Figura B.26: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 6m durante a carreira 3, com TDH=1h e 50g/l de meio suporte.....	388

Figura B.27: Dados do monitoramento da DBO bruta afluyente e efluente dos dois reatores durante a carreira 3, TDH = 8 hora	389
Figura B.28: Remoção percentual da DBO bruta nos dois reatores durante a carreira 4, com TDH = 8h e 50g/l.....	390
Figura B.29: Dados do monitoramento da DQO bruta afluyente e efluente dos dois reatores durante a carreira 4, com TDH = 8h	391
Figura B.30: Remoção percentual da DQO nos reatores R12 e R6 durante o ensaio 4, com TDH = 8h	391
Figura B.31: Dados do monitoramento de sólidos totais no afluyente e efluente do reator de 12m durante o ensaio 4, com TDH = 8h	392
Figura B.32: Dados do monitoramento de sólidos totais no afluyente e efluente do reator de 6m durante o ensaio 4, com TDH = 8h	392
Figura B.33: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluyente e efluente do reator de 12m durante o ensaio 4, com TDH = 8h	393
Figura B.34: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluyente e efluente do reator de 6m durante o ensaio 4, com TDH = 8h	393
Figura B.35: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 12m durante a carreira 4, com TDH=8h e 50g/l de meio suporte.....	394
Figura B.36: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 6m durante a carreira 4, com TDH=8h e 50g/l de meio suporte.....	394

B.1. Seqüência dos Ensaios Realizados

No período inicial do trabalho foram realizadas 4 carreiras de operação com esgoto. Estes ensaios pertencem ao período citado no item 4.1.2 como avaliação inicial dos reatores.

A primeira carreira foi interrompida com apenas 10 dias, tempo insuficiente para permitir medições quantitativas do desempenho.

A segunda carreira de avaliação foi realizada com TDH de 2 horas, iniciando-se em junho de 1998, sendo que há resultados quantitativos disponíveis entre 22 de julho e 5 de setembro de 1998. No decorrer deste período foi realizado um ensaio de 24h para caracterização do funcionamento do reator. As determinações efetuadas foram DBO e sólidos, embora problemas com a rotina de ensaios tenham levado à perda dos dados de sólidos.

Com TDH médio de duas horas foi constatado que o decantador estava permitindo o arraste de muito lodo e medições do oxigênio dissolvido indicaram a necessidade de vazões de ar maiores.

Uma das hipóteses discutidas foi de que a calha coletora do decantador permitia velocidades de arraste das partículas muito grandes. Com isso foram propostas modificações, como colocar externamente as calhas coletoras e posteriormente a inclusão de calhas coletoras internas.

As modificações efetuadas para resolver as deficiências identificadas envolveram modificações no topo (segunda calha coletora), na alimentação de esgoto ao reator e modificação nos borbulhadores (6 pedras sinterizadas).

Com essas modificações implantadas teve início a terceira carreira do período de avaliação inicial citada no item 4.1.2. Os reatores foram preenchidos em novembro de 1999, e dados quantitativos obtidos entre 21 de dezembro de 1999 e fevereiro de 2000, sendo encerrado o monitoramento após cerca de 45 dias de operação.

As amostras foram colhidas duas vezes por semana, como descrito no item 4.2.4 sempre por volta das 9 horas. As determinações analíticas realizadas foram DBO, DQO, sólidos, sólidos suspensos e nitrogênio (NTK e nitrogênio amoniacal).

O tempo de detenção adotado para a terceira carreira de operação foi de 1 hora, com o objetivo de testar o reator e as modificações implantadas nas condições mais extremas, definindo um limite inferior de desempenho. Durante este período foi efetuada a terceira campanha de 24 horas.

O período de avaliação inicial encerrou-se com uma quarta carreira, realizada entre o início de março a meados de junho de 2000, com resultados quantitativos entre 28/03 e 15/06.

O TDH adotado foi de 8 horas, para a realização dos ensaios. As determinações analíticas efetuadas foram DBO, DQO, e nitrogênio. Durante este ensaio foram realizadas mais duas campanhas de 24 horas.

Em todos os ensaios foram efetuadas medições diárias de temperatura, pH e OD no topo dos reatores. A temperatura variou em torno de 28°C e 29°C, o pH manteve-se entre 6,8 e 6,9 indicando condições satisfatórias para a nitrificação. O OD ficou sempre acima de 2 mg/l em ambos os reatores.

A concentração nominal de areia utilizada como meio suporte para os microrganismos foi de 50g/l. O diâmetro médio da areia é de 0,27mm. As vazões de ar utilizadas foram de 5.500 l/h no reator de 6 metros e de 6.500 l/h no de 12 metros.

B.2 – Resultados das Avaliações ao longo de 24 horas

Aproveitando a oportunidade proporcionada pelos ensaios de 24 horas foram realizadas determinações analíticas do efluente dos reatores, devido ao pequeno tempo de detenção hidráulica, permitindo verificar possíveis variações do funcionamento durante um dia.

Simultaneamente à primeira campanha para caracterização do esgoto afluente, realizada nos dias 22 e 23/07/98, no início da segunda carreira, foram obtidos os resultados de DBO apresentados na figura B.1.

**Figura B.1: Concentração DBO afluente e efluente dos reatores.
Campanha 24 horas (22 e 23/07/98) TDH=2h**

Em termos médios os resultados foram os seguintes: DBO afluente média 307 mg/l, efluentes 85mg/l e 130mg/l, respectivamente nos reatores R12 e R6. As remoções médias foram de 72% e 58%.

Ao final da segunda carreira foi realizada a segunda campanha de medição de 24 horas para caracterizar o esgoto afluente, nos dias 04 e 05/09/98, obtendo-se os resultados de DBO apresentados na figura B.2.

**Figura B.2: Concentração DBO afluente e efluente dos reatores
Campanha 24 horas (04 e 05/09/98) TDH = 2h**

Com os dados da figura B.2 verifica-se no final do período monitorado uma média de 24 horas da DBO afluente de 405mg/l. A DBO efluente média foi de 120mg/l e 78mg/l para os reatores de 12m (R12) e 6m (R6) de altura, respectivamente. Em termos de remoção tem-se médias de 70mg/l e 86mg/l, respectivamente.

Observa-se ainda que a eficiência de remoção não foi constante. A menor eficiência do reator R12, por exemplo, ocorreu às 6 horas (43%) e a maior às 12 horas (85%).

Na segunda campanha de medições de 24 horas foram determinados ainda os sólidos totais, fixos e voláteis, cujos resultados são apresentados nas figuras B.3 a B.5 a seguir.

Figura B.3: Sólidos totais no esgoto afluente e efluente dos reatores observados ao longo da campanha 2 (04 e 05/09/98). TDH = 2h

Figura B.4: Sólidos fixos no esgoto afluente e efluente dos reatores observados ao longo da campanha 2. (04 e 05/09/98). TDH = 2h

Figura B.5: Sólidos voláteis no esgoto afluente e efluente dos reatores durante a campanha 2. (04 e 05/09/98). TDH = 2h.

Com os valores dos sólidos percebe-se melhor o funcionamento irregular observado no reator R12 como ocorrido com a DBO. As 6h e às 9h o reator R12 apresentou concentração de

sólidos totais na saída maior do que na entrada. Com menor intensidade ocorreu o mesmo às 21h e 3h. Com os sólidos fixos e os voláteis encontra-se padrão semelhante.

O reator R6, de 6m de altura, apresentou neste ensaio um padrão mais regular de funcionamento ao longo do dia. Os sólidos totais foram sempre menores no efluente do que no afluente. Nos sólidos fixos apenas às 9h detectou-se um efluente maior que o afluente. Entretanto, como faltam dois resultados na série devido a problemas nos ensaios, a comparação entre os dois reatores não é perfeita.

A terceira campanha de 24 horas foi realizada nos dias 21 e 22/12/99 para a caracterização do esgoto no início da terceira carreira, efetuada com o TDH de 1 hora, incluindo também coleta do efluente dos dois reatores. Uma visualização geral dos dados é conseguida com os gráficos das figuras B.6, B.7 e B.8, que apresentam os dados de DBO e DQO no esgoto afluente e na saída dos reatores. Observa-se no geral uma baixa eficiência de tratamento.

Figura B.6: Variação da DBO ao longo do dia, no esgoto afluente e efluente dos reatores. TDH = 1h

Figura B.7: Variação da DQO ao longo do dia no esgoto afluente e efluente dos reatores. TDH = 1h.

Na figura B.8 as duas linhas na parte superior correspondem aos sólidos totais no afluente e no efluente do reator de 12m ao longo do dia. As colunas representam os componentes dos valores representados pelas linhas, ou seja, sólidos fixos e voláteis.

Figura B.8: Sólidos totais, fixos e voláteis ao longo de um dia no afluente e no efluente do reator R12 com TDH = 1h.

Na figura B.8 verifica-se que, apesar dos resultados ruins no tratamento, o comportamento com relação aos sólidos do reator R12 foi mais regular que no ensaio anterior. Apenas na amostra das 24h registrou-se sólidos totais maiores no efluente do que no afluente, sendo esta parcela proveniente dos sólidos fixos. Os sólidos voláteis foram maiores apenas às 9 horas.

O mesmo esquema de sobreposição de valores no gráfico é usado na figura B.9, que apresenta por linhas os sólidos totais no esgoto afluente e efluente do reator de 6m e por colunas seus componentes fixos e voláteis.

Figura B.9 Sólidos totais, fixos e voláteis ao longo do dia no afluente e no efluente do reator R6 com TDH = 1h.

Comparando-se as figuras B.8 e B.9 verifica-se que o comportamento dos dois reatores foi bastante semelhante. Sólidos totais maiores no efluente apenas às 24h e voláteis apenas às 9h. Com isso pode-se talvez postular que os problemas de funcionamento hidrodinâmico que ocorreram com TDH de 2 horas não se repetiram na carreira com TDH = 1h.

A figura B.10 utiliza a mesma convenção da figura B.9 para representar os sólidos suspensos, sendo os tons azuis referentes ao afluente, os amarelos ao efluente do reator de 12m e os verdes ao efluente do reator de 6 metros.

Figura B.10: Sólidos suspensos totais (linhas), fixos e voláteis (colunas) no afluente e efluente dos reatores R12 (laranja) e R6 (verde).

Percebe-se na figura B.10 que o reator R12 apresentou um pico de liberação de sólidos suspensos bastante elevado às 15 horas, mais de duas vezes maior que a entrada. O reator R6 também apresenta um pico de liberação de sólidos suspensos às 21h, embora bem menos acentuado e menor que o valor na entrada.

B.3. Resultados do Monitoramento da Operação Inicial

B.3.1. Carreira 2 – TDH = 2 horas

Os dados obtidos ao longo dessa carreira de ensaios são apresentados nas Figuras B.11 a B.16 para, consecutivamente, DBO, DQO e sólidos totais, fixos e voláteis. O monitoramento durou aproximadamente 45 dias, podendo-se notar que as determinações analíticas nesse período inicial não foram efetuadas simultaneamente para todos os índices monitorados e também que ocorreu uma certa irregularidade nas datas de coleta.

B.3.1.1. D.B.O

São disponíveis 6 resultados de DBO bruta no período da carreira 2, cujos valores numéricos são apresentados na tabela A-C2.1 do anexo A. A figura B.11 apresenta os resultados em forma gráfica.

Figura B.11: Dados do monitoramento da DBO bruta afluente e efluente dos dois reatores durante a carreira 2, com TDH = 2h

A DBO afluente média no período foi de 397mg/l, com desvio padrão de 123mg/l. O efluente do reator 6m foi pior em 3 das 6 leituras, registrando-se ainda 3 leituras com DBO efluente dos dois reatores praticamente iguais.

As remoções percentuais relativas aos dados de afluente e efluente da carreira 2 mostrados na figura B.11 são apresentadas na figura B.12.

Figura B.12: Remoção percentual da DBO bruta nos dois reatores durante a carreira 2, com TDH = 2h

Observa-se no período uma remoção média de 63% e 54% para os reatores de 12m e 6m, respectivamente. Os dois reatores apresentaram o mesmo padrão, com remoções decrescentes na primeira metade do período, voltando a crescer ligeiramente no final do período monitorado.

B.3.1.2. D.Q.O

São disponíveis apenas 5 resultados de DQO bruta para a carreira 2, cujos valores numéricos são apresentados na tabela A-C2.2 do anexo A. A figura B.13 apresenta em forma gráfica os valores da DQO afluyente e efluente de ambos os reatores.

Figura B.13: Dados do monitoramento da DQO bruta afluyente e na saída dos dois reatores, durante o ensaio 2, com TDH = 2h

A DQO afluyente registrada no período sofreu duas oscilações grandes em relação à média, nos dias 31/07 e 27/07, fazendo supor resultados anômalos, inclusive porque o primeiro é muito inferior ao resultado no efluente dos reatores. Apesar dessas inconsistências, aceitáveis num contexto de ensaios exploratórios iniciais da capacidade dos reatores, pode-se apontar uma DQO afluyente média no período de 1534mg/l, com desvio padrão de 287mg/l.

Diferentemente do registrado com a DBO, em que em duas ocasiões o reator de 6m foi muito pior que o de 12m, no caso da DQO os resultados foram mais homogêneos. As médias efluentes foram de 1073mg/l e 984mg/l, com desvios padrão de 689mg/l e 744mg/l, para os reatores de 12m e 6m, respectivamente.

As remoções percentuais relativas aos dados de DQO afluyente e mostrados na figura B.13 são apresentadas na figura B.14.

Figura B.14: Remoção percentual da DQO bruta nos dois reatores durante a carreira 2, com TDH = 2h

B.3.1.3. Sólidos

Assim como no caso da DQO são disponíveis apenas 5 resultados de sólidos totais para a carreira 2, cujos valores numéricos são apresentados nas tabelas A-C2.3 e A-C2.4 do anexo A. A figura B.15 apresenta graficamente os valores de sólidos totais, fixos e voláteis no afluyente e na saída do reator de 12m.

Figura B.15: Dados do monitoramento de sólidos no afluente e efluente do reator R12 de 12m durante o ensaio 2, com TDH = 2h

Figura B.16: Dados do monitoramento de sólidos no afluente e efluente do reator R6 de 6m durante o ensaio 2, com TDH = 2h.

Observa-se nas figuras B.15 e B.16 um padrão semelhante de retenção de sólidos totais, com exceção do último ensaio, em que o reator de maior altura apresentou uma liberação maior que a entrada. Embora os totais no reator de 6m sejam inferiores ao afluente nesta amostra, verifica-se que os sólidos fixos foram muito maiores no efluente, indicando uma perda de meio suporte. Este fato ocorrera anteriormente, no dia 8/07, no reator de 12m.

B.3.2. Carreira 3 – TDH = 1 hora

Os dados obtidos ao longo da terceira carreira de ensaios, realizada com TDH de 1 hora são apresentados no anexo A. O monitoramento durou cerca de 20 dias, efetuado no mês de janeiro de 2000.

B.3.2.1. D B O

São disponíveis apenas 4 resultados de DBO bruta no período da carreira 3, cujos valores numéricos são apresentados na tabela A-C3.1 do anexo A.

Para ilustração da situação do ensaio de 1 hora, são apresentados em gráfico os dados do monitoramento da DBO, na figura B.17.

Figura B.17: Dados do monitoramento da DBO bruta afluente e efluente dos dois reatores durante a carreira 3, TDH = 1 hora

A DBO média de entrada foi de $(276 \pm 19,8)$ mg/l e os valores efluentes médios dos reatores foram de 148mg/l e 174mg/l, respectivamente para os reatores de 12m e 6m, sendo a faixa de erro correspondente a 1 desvio padrão.

A figura B.18 apresenta os resultados em termos de remoção percentual.

Figura B.18: Remoção percentual da DBO bruta nos dois reatores durante a carreira 3, com TDH = 1h

Verifica-se na figura B.18 que as remoções em termos percentuais foram baixas, como já se podia esperar dos valores apresentados na figura B.17.

B.3.2.2. D Q O

Os resultados dos ensaios de DQO realizados ao longo da carreira 3 são apresentados na tabela A-C3.2 do anexo A. A figura B.19 apresenta graficamente os resultados da DQO no afluente e no efluente dos dois reatores.

Figura B.19: Dados do monitoramento da DQO bruta afluente e no efluente dos dois reatores durante a carreira 3, com TDH = 1h

A DQO média afluente foi de 724mg/l e a efluente foi de 215mg/l e 259mg/l para os reatores de 12m e 6m, respectivamente. A figura B.20 apresenta os resultados do tratamento em termos de remoção percentual.

Figura B.20: Remoção percentual da DQO nos reatores 1 e 2 durante o ensaio 3, com TDH = 1 hora

Observa-se na figura B.20 que as remoções médias de DQO foram de aproximadamente 70% nos dois reatores, com tempo de detenção hidráulico de 1 hora.

B.3.2.3 Sólidos

Na carreira 3 foram obtidos 6 resultados de sólidos totais, cujos valores numéricos são apresentados nas tabelas A-C3.3 e A-C3.4 do anexo A. A figura B.21 apresenta graficamente os valores de sólidos totais, fixos e voláteis no afluente e efluente do reator de 12m.

Figura B.21: Dados do monitoramento de sólidos no afluente e no efluente do reator de 12m durante o ensaio 3, com TDH = 1h

Observa-se na figura B.21 que duas amostras, nos dias 13/01 e 18/01, apresentaram maior quantidade de sólidos totais no efluente do que no afluente e em quatro das amostras o total de sólidos fixos que sai é maior ou igual ao que entra. O padrão geral de funcionamento anterior indicava um acúmulo de sólidos no reator e como nesse ensaio isso não ocorre, pode indicar problemas na manutenção do leito devido a limitações hidrodinâmicas. O padrão geral esperado de sólidos voláteis na saída superiores aos da entrada, devido ao crescimento da biomassa, também não se verificou nesse período. As exceções foram justamente os dias 13 e 18/01 já citados, indicando novamente que provavelmente ocorreu carreamento do leito do reator.

A figura B.22 apresenta as determinações analíticas de sólidos realizadas no reator de 6m de altura durante a carreira 3. É interessante verificar na figura B.22 que o reator de 6m, ao contrário do mais alto (R12), apresentou funcionamento regular com relação ao padrão esperado de retenção de sólidos.

Figura B.22: Dados do monitoramento de sólidos totais no afluente e no efluente do reator de 6m durante o ensaio 3, com TDH = 1h

A figura B.22 permite verificar que em todas as amostras a quantidade de sólidos fixos no afluente é maior que no efluente, indicando retenção de meio suporte no reator. Por outro lado, esperava-se uma maior presença de sólidos voláteis no efluente. Os dados indicam provavelmente que estava ocorrendo acúmulo de biomassa no reator, ou que ocorreram expulsões do leito não registradas pela amostragem. Apesar dessa incerteza, pelo que foi registrado nas amostragens realizadas o reator de menor altura indica um funcionamento hidrodinâmico mais estável nas condições do ensaio 3, realizado com TDH de 3h e 50g/l de concentração inicial de areia.

Dando continuidade à estratégia de ampliação gradual dos parâmetros de monitoramento, a partir da carreira 3 iniciaram-se os ensaios de sólidos suspensos.

A figura B.23 apresenta os resultados obtidos com o reator de 12m e a figura B.24 os do reator de 6m de altura. Os dados numéricos originais encontram-se no anexo A, tabelas A-C3.5 e A-C3.6.

Figura B.23: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluente e no efluente do reator de 12m durante o ensaio 3, com TDH = 1h

É interessante verificar na comparação da figura B.23 com a B.21 que o padrão verificado na amostra dos dias 13/01 e 18/01 repete - se no caso dos sólidos suspensos, dando outro indicio de expulsão do leito pelo reator.

A figura B.24 apresenta os sólidos suspensos determinados no reator de 6m.

Figura B.24: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluente e no efluente do reator de 6m durante o ensaio 3, com TDH = 1h

O comportamento do reator de 6m com relação aos sólidos suspensos repete o padrão observado com os sólidos totais, registrando-se acúmulo em todas as observações. É interessante observar que, pelas concentrações de sólidos suspensos voláteis muito baixas na saída, estaria ocorrendo pouco crescimento disperso de biomassa, corroborado pelos baixos resultados de remoção de DBO e DQO.

B.3.2.4 Nitrogênio

A partir da carreira 3 foram iniciados também os ensaios de monitoramento da matéria nitrogenada. Os resultados obtidos na carreira 3 são apresentados no anexo A, tabelas A-C3.7 e A-C3.8.

A figura B.25 permite observar graficamente o comportamento do reator de 12m com TDH = 1h.

Figura B.25: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 12m durante a carreira 3, com TDH=1h e 50g/l de meio suporte

Considerando ausência de nitrito e nitrato no afluente, pode-se tomar o nitrogênio Kjeldahl como o total afluente. Usando a soma do nitrito, nitrato e nitrogênio Kjeldahl no efluente tem-se o nitrogênio total efluente, sendo a diferença entre os dois totais a quantidade removida nos reatores. Observando-se a figura B.25 verifica-se que uma entrada de cerca de 100mg-N/l foi reduzida para cerca de 40mg-N/l no reator de 12m, a maioria na forma de nitrato.

A figura B.26 apresenta os resultados do reator de 6m com relação ao nitrogênio.

Os resultados obtidos podem ter sido influenciados devido à maneira da coleta das amostras do esgoto afluente e efluente, descritos no item 4.2.4.

Figura B.26: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 6m durante a carreira 3, com TDH=1h e 50g/l de meio suporte

Observa-se que o reator de 6m, embora com remoções de nitrogênio semelhantes, apresentou teores significativos de nitrogênio amoniacal e de nitrito no efluente, enquanto que o de maior altura praticamente só apresentou nitrato.

B.3.3. Carreira 4 – TDH = 8 horas

Os resultados do monitoramento do último ensaio realizado na etapa de avaliação inicial são apresentados na íntegra no anexo A, tabelas A-C4.1 a A-C4.8. O período de monitoramento com retirada de amostras para análise durou cerca de 80 dias, entre final de março e meados de junho de 2000.

B.3.3.1. D.B.O

Os resultados dos ensaios de DBO realizados ao longo da carreira 4 são apresentados na tabela A-C4.1 do anexo A.

Inicialmente é apresentado o desempenho quanto à remoção de DBO nas figuras B.27 e B.28.

Figura B.27: Dados do monitoramento da DBO bruta afluente e efluente dos dois reatores durante a carreira 3, TDH = 8 hora.

A DBO média de entrada foi de (357 ± 52) mg/l e os valores efluentes médios dos reatores foram de (65 ± 53) mg/l e (45 ± 30) mg/l, respectivamente para os reatores de 12m e 6m, sendo as faixas de erro correspondentes a 1 desvio padrão.

Verificou-se, portanto, uma remoção satisfatória de matéria orgânica considerando a DBO bruta, embora o registro de alguns valores altos no terço final do período mereça consideração.

A apresentação dos resultados da DBO em termos de percentagem de remoção, conforme a figura B.28 a seguir, permite verificar melhor esses detalhes do funcionamento dos reatores durante o ensaio.

Figura B.28: Remoção percentual da DBO bruta nos dois reatores durante a carreira 4, com TDH = 8h e 50g/l

A remoção média no período foi de 82% para o reator de 12m e de 87% para o reator menor, de 6m de altura. Observa-se que a eficiência dos dois reatores oscila levemente em resposta às variações da carga, aumentando quando a DBO na entrada diminui e vice-versa. As exceções a esse padrão, após as leituras iniciais, ocorrem apenas nas leituras de 06.06 em ambos os reatores e em 08.06 no reator R12. Esta última reforça a suspeita de problemas na manipulação da amostra no dia 08.06, dados os valores altos encontrados na DQO do mesmo dia. Esse problema pode ter sido causado também por uma variação na vazão afluente do reator R12, identificada nessa mesma situação, que levou o R12 a operar com vazões mais elevadas entre os dias 6 e 8 de junho, o que pode ter provocado um carreamento de biomassa.

A diferença de 5% em favor do reator R6 não era esperada em virtude de sua menor altura e menor capacidade de transferência de oxigênio. Visualmente constatou-se durante o decorrer do ensaio que a aparência da fluidização era mais homogênea no reator menor, ao passo que eram visíveis oscilações maiores na superfície da área de liberação de ar no reator R12. Posteriormente, com o término do ensaio, constatou-se que duas das seis pedras sinterizadas do borbulhador do reator de maior altura (R12) haviam se quebrado em algum momento durante o ensaio.

B.3.3.2. D Q O

Os resultados dos ensaios de DQO realizados ao longo da carreira 4 são apresentados na tabela A-C4.2 do anexo A. A figura B.29 apresenta graficamente os resultados da DQO no afluente e efluente dos dois reatores.

Figura B.29: Dados do monitoramento da DQO bruta afluente e efluente dos dois reatores durante a carreira 4, com TDH = 8h

A média de DQO afluente foi de $(626 \pm 84)\text{mg/l}$. A DQO efluente foi de $(165 \pm 169)\text{mg/l}$ e $(173 \pm 170)\text{mg/l}$, para os reatores de 12m e de 6m, respectivamente, sendo as faixas de erro correspondentes a 1 desvio padrão.

Observam-se dois picos na série de DQO, sendo um no reator R6 em 25/04/2000 e o outro no reator R12 em 08/06/2000. Considera-se que esses 2 resultados podem não ser confiáveis, dado que os valores são superiores ao do esgoto afluente, coletado 8 horas antes, e tendo em vista também tanto o bom desempenho verificado no restante do período quanto a sincronia entre os resultados da DBO e DQO.

A remoção percentual de DQO é apresentada na figura B.30 a seguir, com exceção dos dois valores anômalos já referidos.

Figura B.30: Remoção percentual da DQO nos reatores R12 e R6 durante o ensaio 4, com TDH = 8h

Os resultados em termos de remoção percentual da DQO reforçam os padrões de comportamento comentados anteriormente. Para DQO as remoções médias obtidas foram de

81% para o reator R12 e 79% para o reator R6, desconsiderando-se as leituras dos dias 25.04 e 8 de junho de 2000.

B.3.3.3. Sólidos

Os resultados obtidos no monitoramento de sólidos na carreira 4 estão reunidos no anexo A, tabelas A-C4.3 a A-C4.6. Os dados de sólidos totais são apresentados graficamente nas figuras B.31 e B.32 para os reatores R12 e R6, respectivamente.

Figura B.31: Dados do monitoramento de sólidos totais no afluente e efluente do reator de 12m durante o ensaio 4, com TDH = 8h

Figura B.32: Dados do monitoramento de sólidos totais no afluente e efluente do reator de 6m durante o ensaio 4, com TDH = 8h

Observa-se que o reator R12, de maior altura, liberou em média mais sólidos que o reator R6 de menor altura durante o período da carreira 4. O esgoto afluente registra uma média de 730mg/l durante o período, ao passo que no reator R12 tem-se 595mg/l e no R6 tem-se 493mg/l.

Observa-se ainda um pico de liberação de sólidos no R12 no dia 08/06, mesmo dia em que as leituras de DQO registraram comportamento anômalo.

As figuras B.33 e B.34 contêm as informações obtidas quanto a sólidos suspensos nos dois reatores. As determinações analíticas apresentaram alguns problemas nos valores de sólidos voláteis durante o mês de abril, obtendo-se dados sem inconsistências a partir de maio.

Figura B.33: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluente e efluente do reator de 12m durante o ensaio 4, com TDH = 8h

Figura B.34: Dados do monitoramento de sólidos suspensos no afluente e efluente do reator de 6m durante o ensaio 4, com TDH = 8h

Com relação aos sólidos suspensos voláteis, foram obtidos valores maiores no efluente do que no afluente em 3 amostras do reator R12, conforme a figura B.33. No reator R6 não foi registrada nenhuma amostra com este comportamento.

B.3.3.4. Nitrogênio

Os valores numéricos do monitoramento de nitrogênio na carreira 4 estão reunidos no anexo A, tabelas A-C4.7 e A-C4.8. A análise do nitrogênio total Kjeldahl, está disponível a partir do mês de maio. Os valores do nitrogênio no afluente em comparação com o nitrogênio no efluente na forma de nitrato, nitrito e nitrogênio amoniacal, são apresentados nas figuras B.35 e B.36 para os reatores de 12m e 6m, respectivamente.

Figura B.35: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 12m durante a carreira 4, com TDH=8h e 50g/l de meio suporte

Figura B.36: Resultados do monitoramento de nitrogênio no reator de 6m durante a carreira 4, com TDH=8h e 50g/l de meio suporte

Considerando ausência de nitrito e nitrato na entrada, pode-se tomar o nitrogênio Kjeldahl como o total afluente. Usando a soma do nitrito, nitrato, e nitrogênio Kjeldahl no efluente tem-se o nitrogênio total efluente, sendo a diferença entre os dois totais a quantidade removida nos reatores. Esse balanço mostra uma redução média durante o mês de maio de 62% para o reator R12 e de 68% para o reator R6. Os resultados foram, novamente, ligeiramente melhores para o reator de menor altura.

No reator R12 a maior parte do nitrogênio no efluente encontra-se na forma de nitrogênio orgânico e nitrato. Esse fato indica que o excesso de oxigênio disponível no reator estaria impedindo o crescimento ideal das zonas anóxicas no biofilme.

No reator R6, apesar dos resultados ligeiramente melhores na remoção percentual, pode-se verificar que a maior parte do nitrogênio no efluente encontra-se sob a forma de nitrogênio amoniacal, a partir do dia 23/05. Esse resultado pode indicar que ocorreu uma modificação grande na biomassa do reator R6, refletida na queda dos valores da concentração de nitrato a partir do dia 18/05 e no crescimento da concentração de nitrogênio amoniacal. Entretanto, não existem dados para avaliar essa hipótese de forma mais conclusiva.

Analisando os dados em conjunto e considerando a quebra de duas pedras do injetor do reator R12, constatada posteriormente, pode-se aventar a hipótese de que a quebra tenha ocorrido ao redor do dia 06 de junho. A mudança acarretada nas condições do leito fluidizado pode ter sido a causa do carregamento de sólidos para fora do reator, causando as leituras elevadas verificadas. Após alguns dias, com a expulsão do material em excesso nas novas condições hidrodinâmicas, haveria uma tendência a estabilização dos valores. A diminuição dos sólidos totais e voláteis observada no dia 13 de junho seria um indicativo dessa tendência.

Entretanto, o desempenho do reator R6 foi consistentemente melhor ao longo do período, indicando a possibilidade de que a faixa de valores de expansões do leito, vazões de ar e da circulação de água resultante, não tenham sido as ideais para a maior altura, ocasionando maior quantidade de pistonamento e turbulência, com os reflexos atingindo a formação dos biofilmes.

ANEXO C – Programa Ajuste K_La

C.1. Listagem das rotinas em EXCEL-BASIC utilizadas no ajuste.

```
'
PROGRAMA PARA AJUSTE NÃO LINEAR DO KLA
Baseado no O2TRANS.FOR, ASCE 2-90
ASCE STANDARD: Measurement of Oxygen Transfer in Clean Water
'
' Composto pelas seguintes macros :
'   Kla_Inicializa () ----- inicializa as variaveis necessárias
'
'                               - supõe dados brutos numa planilha diferente
'                               da planilha base para os cálculos e gráfico
'                               - pode ser usada de forma independente
'
'   Calcula () ----- implementa o algoritmo do programa original
'                       para ajuste não linear (ASCE)
'
'   Apresenta_Resultados()-- recupera os valores calculados e apresenta
'                           os dados do ajuste na planilha de trabalho
'
'   Ajusta() ----- funciona como programa principal, acionando
'                   as demais rotinas na ordem necessária.
'
Dim OD(100) As Double
Dim Tempo(100), F_ajust(100), Residuo(100) As Double
Dim k1, k2, k3, SSQ, OSSQ, Error, xkla As Double
Dim a11, a12, a13, a22, a23, a33, Cs, C0 As Double
Dim Num_pontos As Integer
Dim Maxit As Integer
Dim Erro_maximo, T_ini As Double
Dim nome_origem As String
Dim nome_destino, nome_Arquivo As String
Dim rotina1, rotina2, rotina3 As String

Public Sub Ajusta()
    nome_Arquivo = ActiveWindow.Caption
    rotina1 = nome_Arquivo & "!Kla_Inicializa"
    rotina2 = nome_Arquivo & "!Calculos"
    rotina3 = nome_Arquivo & "!Apresenta_Resultados"

    Application.Run rotina1
    Application.Run rotina2
End Sub

Sub Kla_Inicializa()
'
' define valores iniciais de onde estão os dados brutos
    nome_destino = ActiveSheet.Name ' planilha base dos calculos
    nome_origem = Cells(2, 3).Value ' local dos dados brutos do ensaio
    Lin_Ini = Cells(3, 3).Value
    Lin_Fim = Cells(4, 3).Value
    Col_Ini = Cells(5, 3).Value
    T_ini = Cells(6, 3).Value
    Maxit = Cells(3, 6).Value
    Num_pontos = Lin_Fim - Lin_Ini + 1
' Inicia a busca de dados na planilha com resultados do ensaio
    Sheets(nome_origem).Select ' vai p/ planilha c/ dados originais
    For I = 1 To Num_pontos
```

```

    Ind_Lin = I - 1 + Lin_Ini
    OD(I) = Cells(Ind_Lin, Col_Ini + 1).Value
    Tempo(I) = Cells(Ind_Lin, Col_Ini).Value - T_ini
Next I
' Já leu e atribuiu valores às variáveis internas,
' agora coloca na planilha base
Sheets(nome_destino).Select ' vai p/ planilha base
For I = 1 To Num_pontos
    Ind_Lin = 13 + I ' atenção, este valor 13 está fixo no momento
    Cells(Ind_Lin, 3).Value = OD(I)
    Cells(Ind_Lin, 2).Value = Tempo(I)
Next I
' Termina p/ o usuario verificar no gráfico se os pontos estão bons
' Caso contrario, define novos limites e reinicializa o problema
' Quando dados OK, inicia o cálculo
Range("c13").Select
End Sub

Sub Calculos()
    ' passo 2 - inicialização das variáveis
    k = 0
    OSSQ = 0#
    Sheets(nome_destino).Select
    Cs = Cells(8, 3).Value
    C0 = Cells(9, 3).Value
    xkla = Cells(10, 3).Value
    For I = 1 To Num_pontos
        F_ajust(I) = Cs - (Cs - C0) * Exp(-xkla * Tempo(I))
        Residuo(I) = OD(I) - F_ajust(I)
        OSSQ = OSSQ + Residuo(I) ^ 2
    Next I
    volta: k = k + 1
    a11 = 0#
    a12 = 0#
    a13 = 0#
    a22 = 0#
    a23 = 0#
    a33 = 0#
    c1 = 0#
    c2 = 0#
    c3 = 0#
    SSQ = 0#
    ' Passo 3 cria as equações do modelo linearizado, usando minimos quadrados
    For I = 1 To Num_pontos
        z2 = Exp(-xkla * Tempo(I))
        z1 = 1# - z2
        z3 = Tempo(I) * z2 * (Cs - C0)
        a11 = a11 + z1 * z1
        a12 = a12 + z1 * z2
        a13 = a13 + z1 * z3
        a22 = a22 + z2 * z2
        a23 = a23 + z2 * z3
        a33 = a33 + z3 * z3
        F_ajust(I) = Cs - (Cs - C0) * z2
        Residuo(I) = OD(I) - F_ajust(I)
        c1 = c1 + Residuo(I) * z1
        c2 = c2 + Residuo(I) * z2
        c3 = c3 + Residuo(I) * z3
    Next I
    ' Passo 4 - solução das equações para correção da estimativa de mínimos
    ' quadrados anterior

```



```

'
d1 = a11 * a22 - a12 * a12
d2 = a11 * c3 - a13 * c1
d3 = a11 * a23 - a13 * a12
d4 = a33 * a11 - a13 * a13
d5 = a11 * c2 - a12 * c1
bn3 = d1 * d2 - d3 * d5
bd3 = d1 * d4 - d3 * d3
b3 = bn3 / bd3
bn2 = d5 - d3 * b3
b2 = bn2 / d1
b1 = (c1 - a12 * b2 - a13 * b3) / a11
' Passo 5 - atualiza as estimativas e soma dos quadrados
k1 = b1 + Cs
k2 = b2 + C0
k3 = b3 + xkla
For I = 1 To Num_pontos
    F_ajust(I) = k1 - (k1 - k2) * Exp(-k3 * Tempo(I))
    Residuo(I) = OD(I) - F_ajust(I)
    SSQ = SSQ + Residuo(I) ^ 2
Next I
' Passo 6 - testa a convergência dos parâmetros
If (Abs(b1 / k1) >= 0.00001) Then GoTo naoconverge
If (Abs(b2 / k2) >= 0.00001) Then GoTo naoconverge
If (Abs(b3 / k3) >= 0.00001) Then GoTo naoconverge
' Parâmetros convergiram, testa soma dos quadrados
If (Abs((OSSQ - SSQ) / SSQ) >= 0.000001) Then GoTo naoconverge
' Iterações convergiram - registrar os parâmetros na planilha
Application.Run rotina3 ' "AjusteKla.XLS!Apresenta_Resultados"

GoTo fim

naoconverge: ' testa numero de iterações
If (k > Maxit) Then
    ' não convergiu, mostra os valores resultantes
    Cells(7, 5).Value = "Não Convergiu ! ! !"
    Cells(8, 4).Value = k1
    Cells(9, 4).Value = k2
    Cells(10, 4).Value = k3
    Cells(11, 4).Value = SSQ
Else
    ' recomeça com as novas estimativas
    Cs = k1
    C0 = k2
    xkla = k3
    OSSQ = SSQ
    GoTo volta
End If
fim:
End Sub

```

```

Sub Apresenta_Resultados()
    Dim vark1, vark2, vark3 As Double
    '
    ' Iterações convergiram
    Sheets(nome_destino).Select
    Cells(1, 8).Value = "C Á L C U L O   T E R M I N A D O   ! ! ! "
    Cells(8, 4).Value = k1
    Cells(9, 4).Value = k2
    Cells(10, 4).Value = k3
    Cells(11, 4).Value = SSQ
    xdf = Num_pontos - 3#
    rsm = SSQ / xdf
    Error = Sqr(rsm)
    ' Passo 7 - calcula os desvios padrão das estimativas dos parâmetros
    dtp = a11 * a22 * a33 + 2# * a12 * a13 * a23
    detn = a11 * a23 ^ 2 + a22 * a13 ^ 2 + a33 * a12 ^ 2
    det = dtp - detn
    e11 = a22 * a33 - a23 ^ 2
    e22 = a11 * a33 - a13 ^ 2
    e33 = a11 * a22 - a12 ^ 2
    vark1 = (e11 / det) * rsm
    vark2 = (e22 / det) * rsm
    vark3 = (e33 / det) * rsm
    sigCs = Sqr(vark1)
    sigC0 = Sqr(vark2)
    sigKl = Sqr(vark3)
    ' escreve os valores na tabela base
    Cells(3, 8).Value = "Desvios Padrão dos Parâmetros Estimados"
    Cells(5, 8).Value = "SigmaCs ="
    Cells(6, 8).Value = "SigmaC0 ="
    Cells(7, 8).Value = "SigmaKla ="
    Cells(5, 9).Value = sigCs
    Cells(6, 9).Value = sigC0
    Cells(7, 9).Value = sigKl
    Cells(4, 9).Value = "Absolutos"
    Cells(4, 10).Value = "Percentuais"
    Cells(5, 10).Value = sigCs / Cs * 100
    Cells(6, 10).Value = sigC0 / C0 * 100
    Cells(7, 10).Value = sigKl / xkla * 100
    Cells(8, 8).Value = "Erro estimado com a média dos"
    Cells(9, 8).Value = "resíduos ="
    Cells(9, 9).Value = Error

```

```

End Sub

```