



**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA**

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

**EFEITO DA REDUÇÃO DO DIÂMETRO INTERNO SOBRE O
DESEMPENHO DE UM REATOR AERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO
NO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

Eng. Fernando Henrique Rufato

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira da Universidade Estadual Paulista (Unesp), como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil.

Orientador: Prof. Dr. Milton Dall’Aglio Sobrinho

Ilha Solteira, abril de 2005

FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação/Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação da UNESP-Ilha Solteira

Rufato, Fernando Henrique
R922e Efeito da redução do diâmetro interno sobre o desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário / Fernando Henrique Rufato. – Ilha Solteira : [s.n.], 2005
x, 98 p. : il.

Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, 2005

Orientador : Milton Dall’Aglio Sobrinho
Bibliografia: p.95-98

1. Águas residuais – Purificação – Tratamento biológico. 2. Reatores fluidizados.

À

Joselaini, por
estar sempre
ao meu lado e
apoiar nos
momentos
difíceis.

Ao Eduardo Henrique por
existir.

Aos meus pais,
pela
confiança,
apoio e
incentivos.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Milton Dall'Aglio Sobrinho, pela orientação, sugestões, dedicação, paciência e muito empenho demonstrados durante a elaboração deste trabalho. Além da prazerosa amizade compartilhada nestes 2 anos.

Aos técnicos do Laboratório de Engenharia Civil, pelo auxílio na preparação dos modelos e realização dos ensaios.

Aos amigos Marcelo, Joel, Ana Carolina, Wagner, Olivaldo, Humberto, Mario e Otoniel pela agradável convivência neste pequeno e importante período de nossas vidas.

Aos professores do Departamento de Engenharia Civil da UNESP de Ilha Solteira.

Aos meus grandes vizinhos e amigos Jairo, Elizete, Clodiney, Mikiko que sempre estiveram prestativos e apoiando a cada passo dado.

Aos meus irmãos Renato e Rafael, pelo apoio e reconhecimento.

SUMÁRIO

Lista de Figuras	i
Lista de Tabelas	v
Lista de Símbolos e Abreviaturas	vii
Resumo	ix
Abstract	x
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS E JUSTIFICATIVAS	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1. O biofilme	4
3.2. Reatores com biofilmes aderidos a partículas sólidas	5
3.3. Reatores de leito fluidizado com circulação	7
3.4. Efeito do tempo de detenção hidráulica na formação do biofilmes	9
3.5. Influência da geometria dos injetores	10
3.6. Regime de circulação de bolhas	12
3.7. Efeito dos sólidos	14
3.8. Efeito da relação entre as áreas de subida e descida	15
3.9 Desempenho dos Reatores aeróbios de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário	19
3.10. Remoção de Nitrogênio	21
3.10.1. A nitrificação biológica	24
3.10.1.1. Processos bioquímicos	27
3.10.1.2. Efeito da Concentração de Oxigênio Dissolvido	28
3.10.1.3. Efeitos inibidores	29
3.10.2. Desnitrificação biológica	31
3.11. Transferência de oxigênio	32

3.11.1. Método estacionário e não estacionário	32
3.11.2. Cálculo do consumo de ar necessário	37
3.11.3. Valores de K_{La} e SAE encontrados na literatura	39
3.12. Considerações sobre o projeto dos Reatores	42
4. MATERIAIS E MÉTODOS	44
4.1. Bancada Experimental	44
4.2. Caracterização do esgoto afluente	46
4.3. Ensaio de velocidade	49
4.4. Determinação do coeficiente de aeração K_{La}	52
4.5. Operação da bancada e análises do esgoto	53
4.6. Ensaio de quantificação de areia e material biológico	55
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	58
5.1. Caracterização Hidrodinâmica	58
5.2. Determinação do K_{La}	63
5.3. Análise das condições de operação em função do oxigênio	69
5.4. Resultados do monitoramento	70
5.5. Comparação entre as configurações 250-200 e 250-100	80
5.5.1. DBO	80
5.5.2. DQO	82
5.5.3. Nitrogênio	84
5.5.4. Sólidos	86
5.5.5. Comparação das taxas de remoção	89
5.6. Considerações finais	91
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	93
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	95

ANEXO A – Resultados dos ensaios de velocidades I

ANEXO B – Resultados do monitoramento com esgoto sanitário III

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Esquema de um reator BAS (Biofilm Airlift Suspension)	7
Figura 2	Regimes de circulação de bolhas em função da vazão de gás	12
Figura 3	Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar com água limpa	17
Figura 4	Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar com 50 g/L de meio suporte	17
Figura 5	Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar com 70g/L de meio suporte	18
Figura 6	Vazão de água em função da vazão de ar	18
Figura 7	Representação das subdivisões e transformações da matéria nitrogenada	23
Figura 8	Influência do pH na taxa de nitrificação	27
Figura 9	Progressão da concentração de OD durante a aeração sem consumo de OD	33
Figura 10	Progressão da concentração de OD durante a aeração com consumo de OD	35
Figura 11	Kla em leito fluidizado trifásico.....	41
Figura 12	Variação de Kla para diversas condições	42
Figura 13	Esquema geral do reator e da alimentação de esgoto.....	45
Figura 14	Foto da instalação experimental	46

Figura 15	Resultados de DBO das campanhas de 24 horas	47
Figura 16	Resultados de DQO das campanhas de 24 horas	47
Figura 17	Resultados de Amônia em campanhas de 24 horas	48
Figura 18	Resultados de NTK em campanhas de 24 horas	49
Figura 19	Esquema do reator ensaiado com localização dos pontos de medição e injeção de traçador	50
Figura 20	Proveta e volume sedimentado no ensaio de quantificação volumétrica da areia	56
Figura 21	Velocidades de circulação do líquido induzidas no tubo de subida em função da vazão de ar	58
Figura 22	Velocidade de circulação do líquido induzida no tubo de subida em função da velocidade superficial do ar injetado, para as quatro configurações estudadas	59
Figura 23	Velocidades de circulação induzidas no tubo interno em função da vazão de ar injetado, para três tamanhos diferentes do tubo interno	60
Figura 24	Espalhamento da nuvem de traçador para três diferentes tamanhos do tubo interno	62
Figura 25	Dados do ensaio de OD para vazão de ar de 2000L/h	64
Figura 26	Exemplo da utilização do programa de ajuste do Kla , com valores ajustados para vazão de ar de 2000L/h	64
Figura 27	Kla em função da velocidade superficial (a) e da vazão de ar (b), obtidos com as configurações 250-100 e 250-200.....	66

Figura 28	Taxa padrão de transferência de oxigênio em função da vazão de ar para as configurações 250-200 e 250-100	67
Figura 29	Comparação de eficiência padrão de aeração entre as configurações 250-100 e 250-200	68
Figura 30	Comparação da eficiência padrão de aeração	69
Figura 31	Vazões de ar utilizadas durante o experimento com esgoto	71
Figura 32	Dados de acompanhamento do oxigênio dissolvido na zona de reação	72
Figura 33	Resultados dos ensaios de DBO de entrada e de saída bruta e filtrada	73
Figura 34	Aspecto do afluente e do efluente bruto e filtrado	73
Figura 35	Resultados dos ensaios de DQO de entrada, saída bruta e filtrada .	74
Figura 36	Resultados dos ensaios de Nitrogênio em suas diversas formas	75
Figura 37	Resultados da quantificação de areia e biomassa na zona de reação	77
Figura 38	Resultados dos volumes de sólidos totais e biomassa na zona de reação do reator	78
Figura 39	Resultados dos ensaios de fósforo na entrada e saída do reator	79
Figura 40	DBO bruta afluente aos ensaios com as duas configurações	81
Figura 41	DBO bruta e filtrada efluente dos ensaios com as duas configurações	82
Figura 42	Ensaio com DQO bruta afluente das duas configurações	83

Figura 43	Efluente dos ensaios de DQO bruta e filtrada com as duas configurações	84
Figura 44	Ensaio com Amônia e NTK afluente das duas configurações	86
Figura 45	Efluente dos ensaios de Amônia, NTK, nitrito e nitrato das duas configurações	86
Figura 46	Resultados das análises de sólidos totais afluentes e efluentes	88
Figura 47	Resultados das análises de sólidos suspensos afluentes e efluentes	89

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Resumo dos principais resultados obtidos na operação com esgoto sanitário	21
Tabela 2	Formas predominantes do nitrogênio em diversos estágios do tratamento de esgoto	22
Tabela 3	Contribuições e concentrações de nitrogênio no esgoto bruto	22
Tabela 4	Compostos inibidores da nitrificação	30
Tabela 5	Evolução do K_{La} em função de U_g para sistemas de distribuição de ar diferentes	39
Tabela 6	Influência do material suporte sobre o K_{La}	40
Tabela 7	Configurações hidrodinâmicas de diferentes reatores utilizados	40
Tabela 8	Resultados de K_{La} em (1/min) para todos os regimes, sem biomassa	63
Tabela 9	Valores de K_{La} e C_s do reator de 6m com configurações 250-200 e 250-100	65
Tabela 10	Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DBO	81
Tabela 11	Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DQO	82
Tabela 12	Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de Amônia, NTK, Nitrito e Nitrato	85
Tabela 13	Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de sólidos totais, totais fixos e totais voláteis	87

Tabela 14	Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de sólidos suspensos, suspensos fixos e suspensos voláteis	88
Tabela 15	Eficiência de remoção da configuração 250-100 e 250-200	90

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

A_e	Área externa – Área de descida
A_i	Área interna – Área de subida
kg	Kilograma
D	Taxa de diluição
μ_{max}	Taxa de crescimento específica dos organismos
m	Metros
g	Gramas
s	Segundo
L	Litro
h	Hora
hab	Habitante
T	Temperatura
d	Dia
pH	Potencial hidrogeniônico
mg	Miligramas
O_2	Oxigênio
OD	Oxigênio dissolvido
$^{\circ}C$	Graus centígrados
K _{la}	Coeficiente global de transferência de oxigênio
r	Taxa de consumo de oxigênio
C_s	Concentração de saturação de oxigênio
C	Concentração de oxigênio em um tempo t qualquer;
C_0	Concentração de oxigênio no tempo t=0
\bar{C}	Concentração de oxigênio predominante no reator
TDH	Tempo de detenção hidráulico
DQO	Demanda química de oxigênio
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio

N	Nitrogênio
USB	Biofilm Upflow Sludge
BFB	Fluidized Bed
EGSB	Expanded Granular Sludge Blanket
IC	Internal Circulation
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
SAE	Eficiência padrão de aeração
SOTE	Taxa padrão de transferência de oxigênio como uma fração
SOTR	Taxa padrão de transferência de oxigênio
TTO	Taxa de transferência de oxigênio
$U_{s,liq}$	Velocidade real de subida do líquido
$U_{s,ar}$	Velocidade real de subida do ar
$U_{D,liq}$	Velocidade real de descida do líquido
$U_{D,ar}$	Velocidade real de descida do ar
$V_{s,liq}$	Velocidade superficial de subida do líquido
$V_{s,ar}$	Velocidade superficial de subida do ar
r_A	Relação entre áreas
VR	Volume de reação
VD	Volume do decantador
250-100	Refere-se a configuração de reator com diâmetro externo de 0,25m e interno de 0,2m
250-100	Refere-se a configuração de reator com diâmetro externo de 0,25m e interno de 0,1m
A200BR	Afluente da configuração 250-200, bruto
A100BR	Afluente da configuração 250-100, bruto
E200BR	Efluente da configuração 250-200, bruto
E100BR	Efluente da configuração 250-100, bruto
E200BR	Efluente da configuração 250-200, filtrado
E100BR	Efluente da configuração 250-100, filtrado

RUFATO, F. H. (2005). *Efeito da redução do diâmetro interno sobre o desempenho de um Reator Aeróbio de Leito Fluidizado no tratamento de esgoto sanitário*. Ilha Solteira. 120 p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

RESUMO

Os reatores de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos têm apresentado bons resultados no tratamento de esgoto sanitário, conforme uma série de relatos da bibliografia. Entretanto, o estado atual da modelagem não oferece ferramentas consolidadas para o projeto dos reatores deste tipo, devido à complexidade do funcionamento do leito trifásico e sua interdependência com os parâmetros biológicos envolvidos. Nesse contexto, a presente pesquisa teve por objetivo caracterizar experimentalmente os efeitos da redução do diâmetro interno sobre o funcionamento de um reator de 6 metros de altura, por meio de estudos hidrodinâmicos e análises laboratoriais do esgoto afluente e efluente. O reator tem diâmetro externo de 0,25m e foi operado anteriormente com um tubo interno de 0,20m de diâmetro, o qual foi reduzido para 0,10m neste trabalho. Antes de iniciar o tratamento foram medidas as velocidades de circulação por meio de injeção de traçadores e foram determinados os coeficientes de transferência de oxigênio. O tratamento do esgoto sanitário, submetido a gradeamento prévio, foi realizado com TDH de 3 horas e concentração de meio suporte de 100g/L de areia com diâmetro médio de 0,26mm. Os resultados indicaram que a redução do diâmetro interno provocou aumento expressivo da velocidade do líquido no tubo de subida. Com isso foi possível utilizar vazões de ar tão baixas quanto 1500L/h sem risco de instabilizar o leito, enquanto que na situação anterior eram necessários cerca de 3700L/h. O processo de tratamento foi o fator limitante da vazão de ar, requerendo cerca de 2100L/h. As remoções médias de DQO, DBO e NTK situaram-se em 91,1%, 88,5% e 88,8%, respectivamente. Com o diâmetro interno de 0,20m foram obtidas, em condições de operação semelhantes, remoções de 81,7%, 88,6% e 87,0%, com uma vazão de ar de 3700L/h. Com o tubo interno de 0,10m o reator apresentou bom desempenho hidrodinâmico, melhorando os problemas de sedimentabilidade do lodo e as características físicas do efluente. Foram obtidos resultados comparáveis de eficiência de remoção com uma economia de cerca de 46% no consumo de ar.

Palavras chave: Reator Aeróbio, Leito Fluidizado, Tratamento de Esgoto

RUFATO, F. H. (2005). *Efeito da redução do diâmetro interno sobre o desempenho de um Reator Aeróbio de Leito Fluidizado no tratamento de esgoto sanitário*. Ilha Solteira. 120 p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

ABSTRACT

The circulating fluidized bed reactors with concentric tubes have been presented good results in the treatment of domestic wastewater, as shown by several reports in the literature. However, the current state of the art of modeling does not offer consolidated design tools to this kind of reactors, due to the complexities of the three-phase bed behavior and their interdependence with the biological parameters involved.

In this context, the objective of this research is to experimentally characterize the effect of the internal diameter reduction on the functioning of a reactor with 6 meters of height, by means of hydrodynamic studies and laboratorial analyses of the reactor's affluent and effluent. The reactor has an external diameter of 0,25m and an internal tube with a previous diameter of 0,25m, reduced to 0,10m in this work. Before initiating the treatment the circulation velocities were measured by injecting tracers and the oxygen transfer coefficients were determined. The treatment of the previously screened wastewater was carried out with Hydraulic Detention Times (HDT) of 3 hours. The solid phase (carrier particles) used was 100g/L of sand with 0,26mm of average diameter. The results indicated that the reduction of the internal diameter greatly increased the liquid's velocity in the riser. Thus it was possible to use air injection rates as low as 1500L/h without risk of bed settlement, while in previous situations it was necessary about 3700L/h. The air flux of about 2100L/h required by the treatment process was the restraining factor to the diminution of the air injection flux. The averaged removals of DQO, DBO, and TKN were respectively 91,1%, 88.5% and 88.8%. With the internal diameter of 0,20m in similar conditions there were obtained removals of 81,7%, 88.6% and 87.0%, with an air injection flux of 3700L/h. With the internal tube of 0,10m the reactor presented good hydrodynamic performance, also improving the settling properties of the sludge, and the physical characteristics of the effluent. Among the good results obtained we can stand out the economy in the air consumption was 46%.

Key Words: Aerobic Reactor; Fluidized Bed; Wastewater treatment

1. INTRODUÇÃO

As tecnologias usuais para tratamento de esgoto sanitário tanto aeróbio como anaeróbio, muitas vezes apresentam problemas. Nos sistemas aeróbios convencionais podem ser citados os grandes volumes de reação, grandes áreas de locação e emissão de odores e aerossóis. Nos anaeróbios, a despeito do baixo custo de operação, há emissão de odores, além da necessidade de pós tratamento para atender os padrões de lançamento. Em resposta a esses problemas, pode-se propor a utilização de reatores aeróbios de leito fluidizado por jatos de ar, que possuem potencial para atuar como tratamento único dos esgotos domésticos, em reatores compactos a serem alocados com facilidade de forma descentralizada, mais próximo aos pontos de geração dos efluentes. Essa é a motivação do Grupo de Reatores Aeróbios, que vem atuando no DEC-FEIS/UNESP em Ilha Solteira, reunindo pesquisas no aspecto biológico e no aspecto hidráulico-hidrodinâmico de funcionamento.

Os reatores de leito fluidizado aeróbio com circulação empregam jatos de ar para manter em circulação uma grande concentração de partículas suporte, em torno das quais cresce um biofilme. Sua principal vantagem é a possibilidade de manter no reator uma alta concentração de biomassa ativa. Devido à grande área superficial das partículas não há problemas relativos à difusão de oxigênio e a imobilização da biomassa nos biofilmes permite obter uma grande idade do lodo. A altura do reator, o tempo de detenção hidráulica (TDH) e a concentração de partículas suspensas são alguns dos fatores importantes na eficiência do tratamento.

Apesar dos bons resultados relatados, a técnica tem sido aplicada apenas para pós-tratamento a um processo anaeróbio, e se encontram poucas referências sobre a aplicação em tratamento de esgoto sanitário, utilização que vem sendo pesquisada no Departamento de Engenharia Civil da UNESP de Ilha Solteira.

Com base nos resultados obtidos por Ruggeri (2002), sobre a influência da relação entre áreas dos tubos de subida e descida na velocidade de circulação do meio no reator, utilizando modelos hidráulicos em escala de

laboratório, surgiu a proposta do presente trabalho, que visa aumentar a eficiência na utilização do ar.

2. OBJETIVOS E JUSTIFICATIVAS

O objetivo geral do projeto é verificar experimentalmente o efeito da mudança na relação entre áreas de subida e descida sobre o funcionamento hidrodinâmico e sobre a eficiência no tratamento de esgoto sanitário de um reator de leito fluidizado com circulação.

A proposta justifica-se economicamente pela importância representada pela otimização do tratamento, dados os custos operacionais elevados da tecnologia em questão, sendo que o maior consumo de energia se dá na produção do ar comprimido.

A proposta justifica-se do ponto de vista da hidrodinâmica do escoamento no reator, pois o aumento da zona anular de descida irá melhorar as condições de ressuspensão e diminuir as instabilidades do leito em baixas velocidades de circulação. No tubo interno, o menor diâmetro tende a ser mais eficiente para provocar as velocidades de circulação, conforme resultados de Ruggeri (2002).

Do ponto de vista da transferência de oxigênio, as menores velocidades presentes na descida permitirão o escape mais fácil das bolhas em contra-corrente, facilitando o estabelecimento de uma zona anóxica maior.

Do ponto de vista do tratamento, o aumento da zona anóxica permitirá a ocorrência de uma desnitrificação mais eficiente, portanto necessitando de menor quantidade de oxigênio. Conseqüentemente será possível diminuir a injeção de ar, buscando um efluente com menor quantidade de biomassa suspensa e, com isso, favorecer a permanência de maior quantidade de biomassa ativa no reator, aumentando a eficiência do tratamento.

Os objetivos específicos do projeto são:

- Medir as velocidades de circulação induzidas em função da vazão de ar
- Determinar os coeficientes de transferência de oxigênio e a eficiência da aeração
- Monitorar o tratamento com esgoto doméstico com TDH de 3 horas.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. O biofilme

Segundo Nicolella et al (2000a), o biofilme pode ser definido como uma estrutura complexa de células e produtos extra celulares, como polímeros, que se forma espontaneamente como grânulos densos ou cresce aderida a uma superfície sólida estática ou ainda em uma superfície sólida suspensa.

O transporte de massa por processos difusivos nos flocos e biofilmes é resultado da existência de um gradiente de concentração. A profundidade de 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 se dizer ser desvantajoso o uso de biofilmes aderidos em partículas sólidas, entretanto, a alta velocidade de sedimentação colabora na retenção da biomassa.

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 que alteram 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 difusivo de nutrientes às regiões mais profundas. Portanto uma certa dose de turbulência é necessária para manter a espessura ideal. Entretanto, se as condições hidrodinâmicas do escoamento forem inadequadas o atrito excessivo causará efeitos negativos, podendo ocorrer o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa e

simultaneamente o carreamento para fora do reator devido às altas velocidades de circulação.

3.2. Reatores com biofilmes aderidos a partículas sólidas

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

Nos reatores USB as condições hidrodinâmicas são menos turbulentas devido à baixa velocidade superficial do líquido. O afluente entra pela base em movimento ascendente passando por uma manta de lodo onde a matéria orgânica é rapidamente convertida. Biologicamente 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 afluente. Os reatores USB (Upflow Sludge Blanket) operam com tempos de detenção hidráulica menores que 48 horas. O acúmulo de sólidos suspensos é apontado como um grande problema operacional nestes reatores.

Os reatores BFB (Biofilm Fluidized Bed) 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.

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.

Os reatores ESGB (Expanded Granular Sludge Blanket) e IC (Internal Circulation) são uma evolução do conceito dos reatores USB e operam com uma velocidade ascensional 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 a 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.

O difícil controle da espessura do biofilme é apontado como sendo uma desvantagem na operação com reatores USB e BFB. Nos reatores BAS o controle desta espessura se mostrou possível, resultando em biofilmes densos. A circulação do líquido no interior dos reatores BAS é alcançada devido a diferença de massas específicas existentes entre o tubo de subida (*riser*) e descida (*downcomer*) como resultado do ar injetado na base do tubo de subida.

Um dispositivo semelhante sob o nome de Circox foi 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% (Nicolella et al, 2000b), em reatores com volume de 140 m³ e 385 m³ respectivamente.

3.3. Reatores de leito fluidizado com circulação

As pesquisas com reatores *airlift* datam de meados de 1980. Estes dispositivos encontraram duas maiores aplicações nos processos de tratamento: o tratamento aeróbio e o conceito do *gas-lift* para o tratamento anaeróbio.

Os reatores possuem duas regiões conectadas, onde o meio líquido circula em fluxo ascendente constituindo o tubo de subida (*riser*) e em uma outra região em fluxo do topo para a base constituindo o tubo de descida (*downcomer*). Dentre diversas formas construtivas que adotam o conceito de leitos fluidizados por jato de ar com circulação pode ser citado o modelo de reator BAS (*Biofilm Airlift Suspension*) proposto por Heijnen (1990). A Figura 01 mostra o esquema de um reator de leito fluidizado modelo BAS.

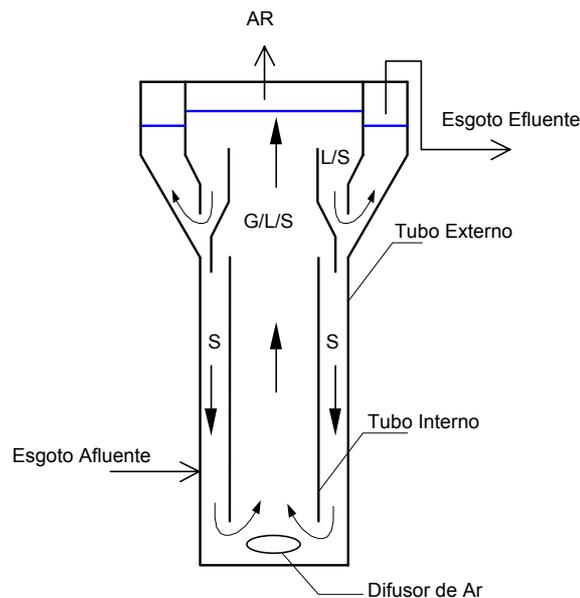


Figura 01 - Esquema de um reator BAS (*Biofilm Airlift Suspension*)

Fonte: Adaptado de Heijnen et al (1990)

O gás ou ar é injetado na base e move-se em fluxo ascendente no tubo de subida. Dependendo do regime de circulação das bolhas, o tubo de descida pode estar sem bolhas, total ou parcialmente preenchido, 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 densidade, responsável pela circulação da fase líquida que, dependendo da velocidade, carrega as partículas sólidas. A interação entre as três fases (sólida, líquido e gás) resulta em um sistema que se comporta como um misturador ideal, e a grande área superficial para formação do biofilme elimina os problemas relativos à difusão de oxigênio nestes reatores.

A principal vantagem deste tipo de tratamento é a possibilidade de manter no reator uma alta concentração de biomassa ativa. Esta é obtida pelo crescimento de biofilmes em torno das pequenas partículas de areia (Heijnen, 1992) que podem ser separadas facilmente do esgoto tratado.

De acordo com Heijnen (1992), as características destes reatores resultam em elevada carga orgânica volumétrica ($10\text{ kg DQO/m}^3\text{.d}$), combinada com baixa carga de lodo ($0,3\text{ kg DQO/VSS.d}$), boa nitrificação mesmo a baixas temperaturas, pequena ou nenhuma produção de lodo de descarte. Os reatores requerem pequena área em planta, apesar de necessitarem de grandes alturas.

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 pode ser obtido com maior eficiência pela imobilização da biomassa ativa 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 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.

Desta forma vê-se que o fenômeno da formação de biofilme em pequenas partículas em suspensão num reator turbulento com *air-lift* tem grande importância na performance do processo, especificamente na

separação do biofilme devido ao atrito com um efeito dominante no processo (Heijnen, 1993).

A quantidade de biomassa que pode ser acumulada no reator depende da área superficial das partículas e da espessura do biofilme. De acordo com Heijnen (1993), a penetração de oxigênio num biofilme não excede a 100 μm 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. Analisando este aspecto, dados apresentados por Dall'Aglio Sobrinho (2000), sobre o funcionamento hidráulico, não revelaram a ocorrência desses problemas. No entanto para concentrações de areia maiores que 150g/L no reator, constatou-se problemas, tanto na suspensão de partículas como na partida hidráulica do reator, que deve ocorrer sempre que, por qualquer motivo, seja interrompido o fluxo do *air-lift*.

3.4. Efeito do tempo de detenção hidráulica na formação do biofilme

De acordo com Heijnen (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 esses microrganismos suspensos podem hidrolisar a união de polímeros de microrganismos fixos.

No reator haverá sempre uma competição entre o crescimento de microrganismos em suspensão e os microrganismos presentes nos biofilmes. Segundo Heijnen (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, para uma carga orgânica aplicada constante, é bastante significativo, ou seja, quanto menor o tempo de detenção hidráulico, maior a formação de biofilme.

Nos trabalhos anteriores da equipe (Dall'Aglio Sobrinho, 2003; Ruggeri, 2002; Milanese, 2002; Gebara et al, 2001), já citados, o efeito do TDH foi analisado em ensaios com TDH de 8h, 4h, 2h e 1h, com concentrações de 50g/L. Os resultados obtidos com 2h e 1h indicaram sobrecarga no reator, que foi atenuada com o aumento da concentração orgânica do meio suporte.

3.5. Influência da geometria dos injetores

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 taxas de gás são alcançadas.

Merchuk et al (1997), testaram sete diferentes tipos de injetores, sendo quatro cilíndricos (perfurados e confeccionados em vidro sinterizado) e três no formato de placas porosas (confeccionados em pedras sinterizadas). 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.

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

Freitas et al (2000), verificaram um comportamento semelhante em reatores de tubos paralelos com volume de 60 litros, 2,07 m de altura e diâmetro de 0,05 m para o tubo de subida e 0,158 m para o tubo de descida, a respeito do regime de transição, verificando que a medida que aumentava o

diâmetro dos orifícios, a transição apresentava-se mais suavizada. Em alguns casos, com baixa concentração de sólidos, o aumento do diâmetro do orifício ocasionou um decréscimo na fração do tubo de subida, sendo este efeito desprezível em concentrações maiores que 10 % (Freitas et al, 2000).

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 desprezível efeito da geometria dos injetores.

Gebara et al (2000), testaram dois tipos de injetores, sendo um de PVC perfurado e outro de vidro sinterizado, em dois reatores diferentes, com alturas de 6 e 12 metros. Verificou-se 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 à medida que aumentava-se as vazões de ar (Gebara et al, 2000), corroborando os resultados obtidos por Merchuk et al (1997) e Freitas et al (2000). Ambos injetores apresentaram taxas de transferência de oxigênio semelhantes.

3.6. Regime de circulação de bolhas

Vários autores tem observado a ocorrência de diferentes regimes de circulação de gás. Siegel et al (1986, apud van Benthum et al, 1999), descreveram a existência desses regimes e sua dependência da zona de separação gás-líquido e da velocidade do líquido no tubo externo (ou tubo de descida). Regime I: não há presença de gás no tubo externo. Regime II: apresenta bolhas de gás no tubo externo, que poderá estar parcial ou totalmente preenchido pelas bolhas, que parecem estar estacionadas na coluna externa. Regime III : completa recirculação de gás. A velocidade do líquido é maior que a velocidade relativa das bolhas. Devido a recirculação das bolhas para o tubo interno, a quantidade de gás contida no tubo interno é maior que a vazão injetada pelos borbulhadores.

Na Figura 2 é apresentado um esquema dos três regimes de circulação de bolhas, em que V_{le} é a velocidade do meio líquido, e V_{sg} é a velocidade relativa das bolhas.

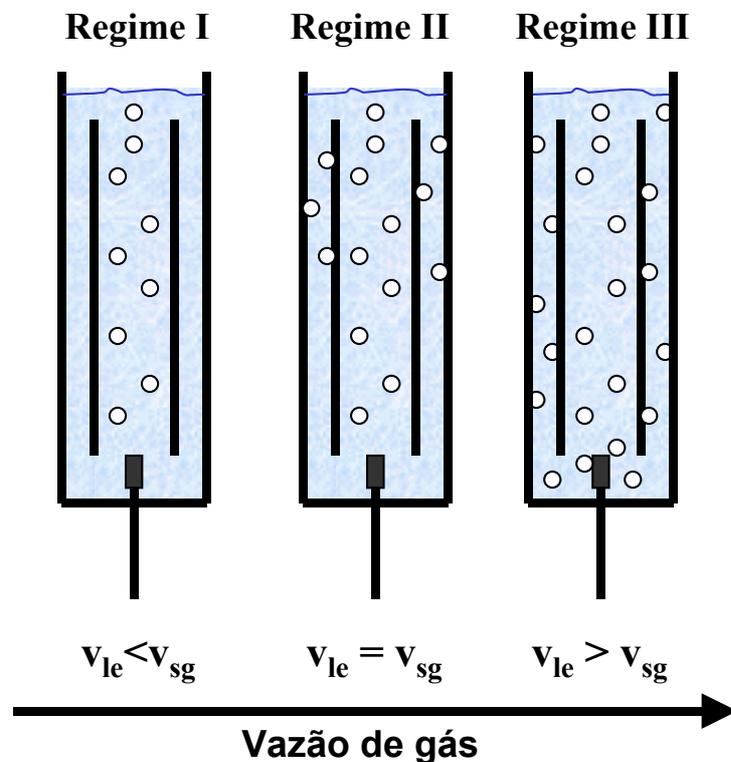


Figura 2- Regimes de circulação de bolhas em função da vazão de gás

O conhecimento da relação entre a fração de gás no tubo interno / externo 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, 1999). O comportamento da velocidade se altera em cada regime de circulação de bolhas.

Van Benthum et al (1999) descreveram 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 bolhas abaixo desta cortina. A medida que a vazão de gás é aumentada a cortina movimenta-se para baixo. 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. No regime I há gás apenas no tubo interno e o aumento da velocidade é explicado pelo aumento da diferença da fração volumétrica de gás entre o tubo interno e externo. Quando o regime dois 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 et al (1999) e o regime de transição e heterogêneo ao regime III.

Dall'Aglio Sobrinho et al (2001), observaram 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 na qual o tubo interno apresentava sua saída livre e a outra submersa ou pressurizada, os autores notaram, 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.

Alguns trabalhos publicados informam ser praticamente impossível trabalhar nos regimes I e II em escalas industriais em sistemas trifásicos, justamente porque a vazão necessária para completa suspensão de sólidos acarreta velocidades elevadas, muito maiores do que a velocidade relativa da bolha, havendo portanto uma recirculação de gás no tubo interno, o que configura o regime III.

3.7. Efeito dos sólidos

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 desprezado o seu efeito. 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 et al (1997, apud Freitas, 2000).

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.

Freitas et al (1997, apud Freitas, 2000), 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, sendo desmentidos por seus próprios resultados posteriores.

A capacidade do leito fluidizado manter em suspensão uniforme as partículas sólidas foi avaliada por Dall'Aglio Sobrinho (2000). Os ensaios foram conduzidos em um reator de 12 metros de altura com 4 concentrações

de sólidos, observando-se uma alta histerese no comportamento da ressuspensão, ou seja, uma vez sedimentada a areia, são necessárias vazões mais altas que as que inicialmente eram suficientes para manter o meio em suspensão, concordando com o que havia sido relatado por Garcia – Calvo et al (1999). Somado a isto ocorreu a formação de um volume morto, que uma vez sedimentado não pode mais ser suspenso, diminuindo a quantidade total de sólidos no reator após a parada. As características geométricas como o desenho da base e a área da abertura inferior de circulação nos reatores podem induzir a formação do volume morto.

3.8. Efeito da relação entre as áreas de subida e descida

Vários aspectos geométricos no projeto dos reatores que utilizam jatos de ar 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 com variações do diâmetro externo e interno, trabalhando com relação entre as áreas dos tubos (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. Seus resultados mostraram que a velocidade de circulação aumenta juntamente com a 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 por Bello et al (1984) em um reator de tubos concêntricos, entretanto, não demonstraram variações significativas da fração volumétrica de ar no tubo interno. Entretanto isto não evidencia que (A_e/A_i) não tenha efeito sobre a fração de ar e sobre a velocidade, como foi observado por Gravilescu et al (1998), que realizaram experimentos em um reator de tubos concêntricos, verificando 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).

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 (1999). 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 de 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 P e N num reator.

Ruggeri (2002) investigou o efeito da relação entre os diâmetros externo e interno e da concentração do meio suporte em modelos de reator com 6m de altura e configuração de diâmetros 200-150 e 200-100. Os resultados de velocidade no tubo interno obtidos são apresentados nas Figuras 3, 4 e 5.

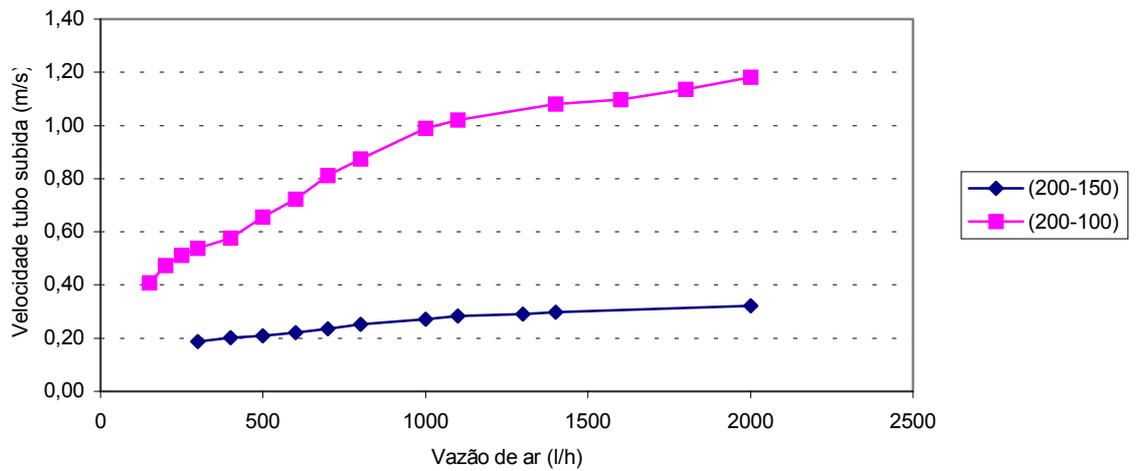


Figura 3 - Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar com água limpa - Fonte Ruggeri (2002)

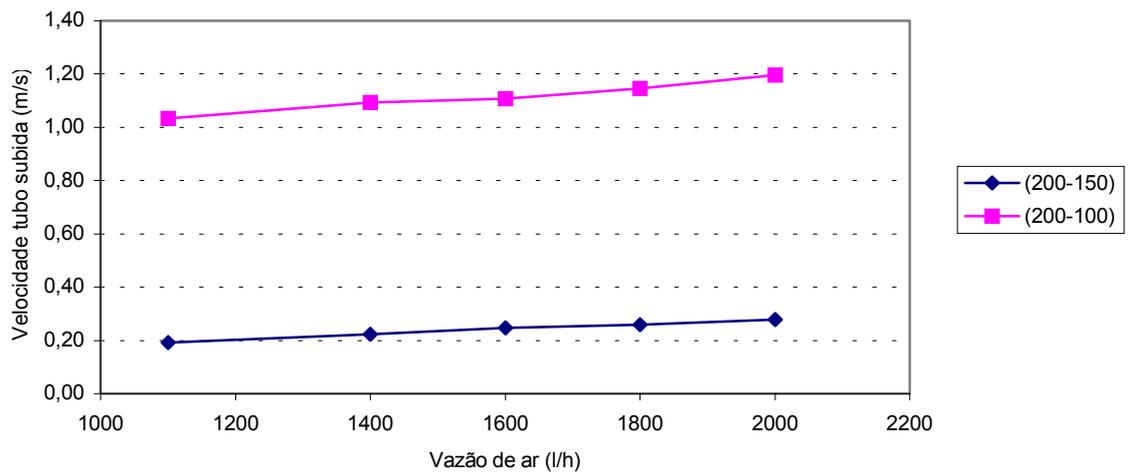


Figura 4 - Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar com 50 g/L de meio suporte - Fonte Ruggeri (2002)

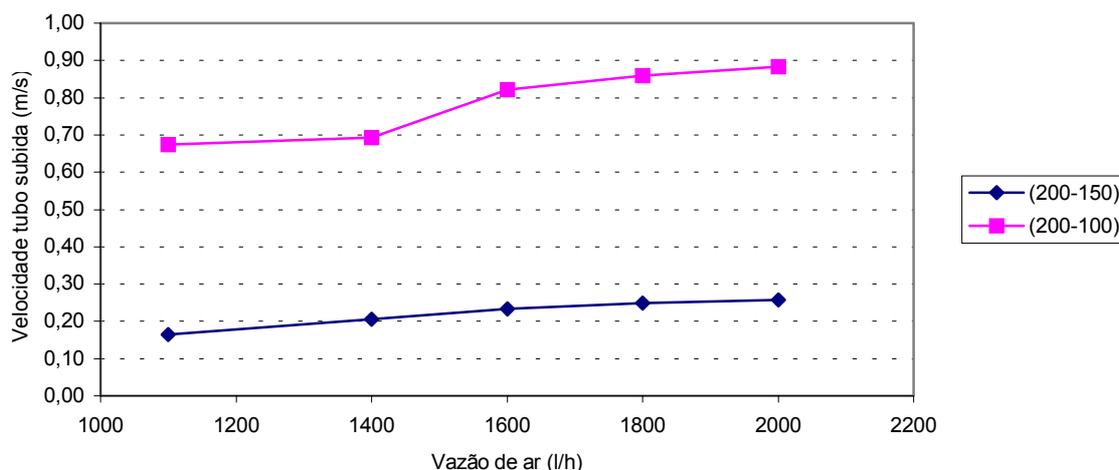


Figura 5 - Efeito do diâmetro sobre a velocidade de circulação no tubo de subida em função da vazão de ar com 70g/L de meio suporte - Fonte Ruggeri (2002)

Os dados mostram que a velocidade no tubo de subida cai com o aumento de concentração do meio suporte. Entretanto, o efeito da adição de 50g/L (Figura 3) é bastante pequeno. Quando foram adicionados mais 20 g/L a velocidade diminuiu consideravelmente. Por exemplo, com 2000L/h a velocidade de subida foi de aproximadamente 1,20m/s para água limpa e com 50g/L de sólidos, diminuindo para cerca de 0,90m/s com a adição de mais 20g/L de meio suporte.

Ramos (2003) usando o mesmo modelo de Ruggeri (2002) realizou ensaios com tubo interno de 0,75m e água limpa e expressou os resultados em termos de vazões de circulação do líquido, conforme a Figura 6.

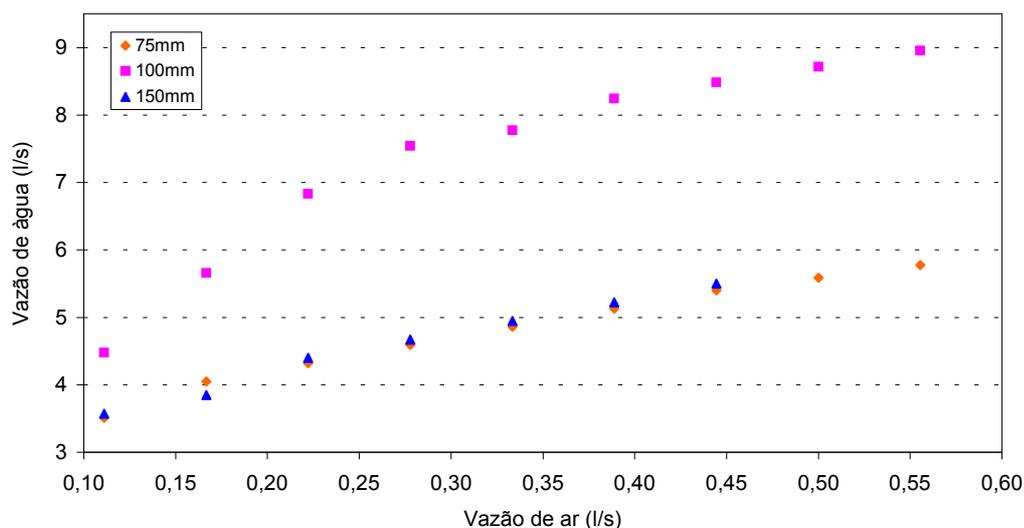


Figura 6 – Vazão de água em função da vazão de ar – Fonte Ramos (2003)

Verifica-se que o reator com tubo interno de 0,10m obteve um melhor rendimento do ar injetado na indução das vazões de circulação de água. Este diâmetro corresponde a uma área de descida 3 vezes maior que a área de subida. Esse comportamento permite imaginar que, para uma dada vazão de ar, a vazão de água induzida pelo jato de ar em função da razão entre áreas apresenta um máximo, diminuindo nos extremos devido à diminuição da área de ação do ar, no caso do extremo superior (menor diâmetro interno). Seguindo este raciocínio, partindo do ponto ótimo de máximo em direção ao extremo inferior da relação entre áreas (maior diâmetro interno) a vazão de água começa a diminuir devido ao aumento relativo da perda de carga decorrente da diminuição da área de descida.

3.9. Desempenho dos reatores aeróbios de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário

Em trabalhos anteriores do grupo de reatores aeróbios de leito fluidizado foram construídos dois reatores com alturas comparáveis às da escala natural, com aproximadamente 12 metros e 6 metros de altura, construídos com tubos de PVC, sendo o interno com diâmetro de 0,20m e o externo de 0,25m. Os trabalhos do grupo têm demonstrado a viabilidade da

tecnologia no tratamento de esgotos domésticos, submetidos apenas a gradeamento preliminar. Como exemplo, utilizando 50g/L de areia como meio suporte, com TDH de 8h foram removidos 81% de uma DBO afluente de 400mg/L no reator de 12m e 87% no reator de 6m de altura. A remoção de nitrogênio atingiu 63% (12m) e 67% (6m) de uma carga afluente entre 80mg/L e 100mg/L (Gebara et al, 2001). Mais recentemente, a concentração de meio suporte foi aumentada para 100g/L, melhorando a eficiência da remoção (Dall'Aglio Sobrinho, 2003), sendo que já foi testado com sucesso um TDH de 3 horas.

Os reatores necessitavam operar com vazões de ar elevadas para manter as partículas do meio suporte em suspensão, principalmente nos estágios de formação do biofilme, e isso gerava 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 orgânica carbonácea e nitrogenada.

A Tabela 1 resume os principais resultados obtidos na operação com esgoto sanitário com diversos tempos de detenção hidráulica e concentração de meio suporte.

Os dados do reator de 6m aqui apresentados podem ter pequenas diferenças em relação aos valores apresentados posteriormente na Tabela 11 do item 5.5.4, pois não foram submetidos a tratamento estatístico; é, portanto, o valor médio absoluto.

Tabela 1 - Resumo dos principais resultados obtidos na operação com esgoto sanitário
Fonte: Gebara (2005): Dados não publicados

TDH e Meio suporte	Reator	Remoção (%)				NT
		<i>DBO bruta</i>	<i>DBO filtrada</i>	<i>DQO bruta</i>	<i>DQO filtrada</i>	
4h	12m	71,1	94,8	44,1	88,8	53,9
50g/L	6m	79,6	94,9	56,5	90,7	33,3
8h	12m	83,2	98,5	68,0	93,0	40,8
50g/L	6m	86,9	98,3	70,3	92,2	32,9
8h	12m	75,5	98,5	72,5	90,5	32,4
100g/L	6m	77,5	97,2	70,3	91,2	33,8
6h	12m	86,9	98,5	82,1	93,7	51,1
100g/L	6m	88,3	98,9	78,8	93,3	56,4
4h	12m	88,2	98,4	82,9	94,2	59,1
100g/L	6m	86,4	98,7	76,8	94,2	54,8
3h	12m	88,5	98,5	83,6	94,5	72,2
100g/L	6m	88,4	98,0	81,6	94,8	69,6
2h	12m	73,6	96,8	74,4	93,4	42,1
100g/L	6m	65,2	97,0	76,3	92,5	42,8

3.10. Remoção de Nitrogênio

Segundo von Sperling (1997), nos esgotos domésticos brutos, as formas predominantes de nitrogênio são o nitrogênio orgânico e a amônia, mas ao longo dos processos de tratamento, o nitrogênio pode se apresentar em diversas formas e em distintos estados de oxidação, como apresentado na Tabela 2.

Tabela 2 – Formas predominantes do nitrogênio em diversos estágios do tratamento de esgoto

Forma	Formula	Estado de oxidação do nitrogênio
Amônia	NH ₃	-3
Íon amônio	NH ₄ ⁺	-3
Nitrogênio Gasoso	N ₂	0
Ion nitrito	NO ₂ ⁻	+3
Ion nitrato	NO ₃ ⁻	+5

Fonte: von Sperling (1997)

O nitrogênio orgânico e a amônia são determinados conjuntamente em laboratório pelo método Kjeldahl, constituindo o assim denominado Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK). As demais formas de nitrogênio são usualmente de menor importância nos esgotos afluentes a uma estação de tratamento. Em resumo tem-se:

- NTK = amônia + nitrogênio orgânico (forma predominante nos esgotos domésticos)

- NT = NTK + NO₂⁻ + NO₃⁻ (nitrogênio total)

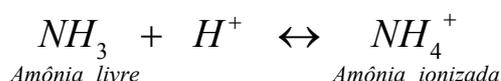
Teores típicos de nitrogênio nos esgotos brutos encontram-se apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Contribuições e concentrações de nitrogênio no esgoto bruto

Parâmetro	Contribuição per capta (L/hab.d)		Concentração		
	Faixa	Típico	Unidade	Faixa	Típico
Nitrogênio Total	22 – 44	30	mgN/L	35 - 70	50
Nitrogênio orgânico	10 – 20	13	mgN/L	15 - 30	20
Amônia	13 – 26	17	mgNH ₄ ⁺ -N/L	20 - 40	30
Nitrito	≈ 0	≈ 0	mgNO ₂ ⁻ -N/L	≈ 0	≈ 0
Nitrato	0 – 2	≈ 0	mgNO ₃ ⁻ -N/L	0 - 2	≈ 0

Fonte: Modificado de von Sperling (1997)

A amônia existe em solução tanto na forma de íon (NH₄⁺) como na forma livre, não ionizada (NH₃), segundo o equilíbrio dinâmico apresentado na equação 1.



A distribuição relativa entre formas de amônia assume a seguinte forma em função dos valores de pH:

- pH < 8,0 Praticamente toda a amônia na forma de NH₄⁺
- pH = 9,5 Aproximadamente 50% NH₃ e 50% NH₄⁺
- pH > 11 Praticamente toda amônia na forma de NH₃

Assim, pode-se ver que na faixa usual de pH, próxima a neutralidade, a amônia apresenta-se praticamente na forma ionizada (NH₄⁺). Isto tem importantes conseqüências ambientais, pois a amônia livre é tóxica.

O nitrogênio presente nos esgotos brutos, bem como os processos que ocorrem em interação com a biomassa, podem ser caracterizados da forma em que estão representados na Figura 7, que trata de uma análise retirada de um tratamento com lodo ativado, mas que pode representar de forma geral o processo.

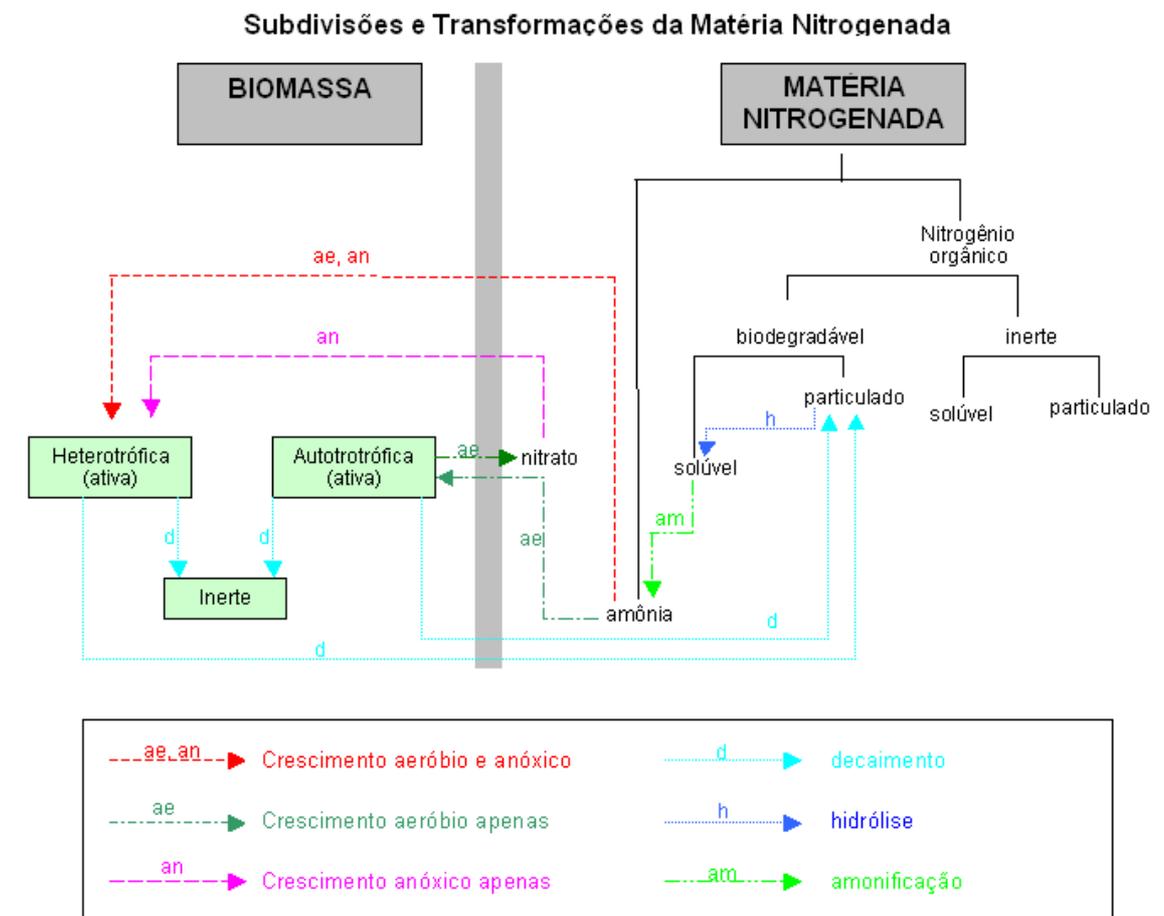


Figura 7 – Representação das subdivisões e transformações da matéria nitrogenada - Fonte von Sperling (1997)

O resíduo inerte é formado por meio do decaimento da biomassa, o qual pode se dar por diversos mecanismos, os quais incluem o metabolismo endógeno, morte, predação e outros. Como resultado, são gerados produtos de degradação lenta, bem como produtos particulados, inertes ao ataque biológico. Como comentado, os microrganismos envolvidos no processo de nitrificação são autótrofos quimiossintetizantes (ou quimioautótrofos), para os quais o gás carbônico é a principal fonte de carbono, e a energia é obtida através da oxidação de um substrato inorgânico, como a amônia, a formas mineralizadas.

3.10.1. A nitrificação biológica

Tratando-se da remoção biológica de nitrogênio, seu princípio básico passa pelos seguintes processos:

- Nitrificação: Onde ocorre a oxidação da amônia a nitrito e posteriormente a nitrato, para isso tem-se a utilização de bactérias aeróbias.
- Desnitrificação: Onde ocorre a conversão do nitrato a nitrogênio gasoso, para isso tem-se a utilização de bactérias que sobrevivem em zonas anóxicas ou anaeróbias.

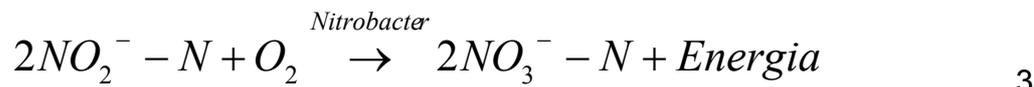
A transformação da amônia em nitritos é efetivada através de bactérias, como as do gênero *Nitrosomonas*, de acordo com a reação da equação 2.

Ao se representar as relações estequiométricas, deve-se distinguir bem entre, por exemplo, NH_4^+ e $\text{NH}_4^+\text{-N}$. A primeira forma expressa a concentração do íon amônio, ao passo que a segunda representa o nitrogênio na forma de íon amônio. Os pesos moleculares variam, o NH_4^+ tem peso molecular igual a 18g/mol, enquanto o $\text{NH}_4^+\text{-N}$ tem peso molecular igual a 14g/mol (igual ao peso molecular de N).

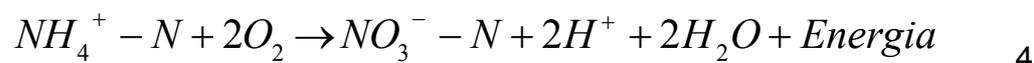
A segunda forma demonstrada é mais conveniente, pois permite que se faça comparações entre relações tendo por base sempre o nitrogênio, independente deste se encontrar na forma orgânica, amoniacal, de nitrito ou nitrato.



A oxidação dos nitritos (NO₂) a nitratos (NO₃) dá-se principalmente pela atuação de bactérias, como as do gênero *Nitrobacter*, sendo expressa pelo equilíbrio da equação 3.



A reação global da nitrificação é a soma das equações 2 e 3, mostrada na equação 4.



Nas equações demonstradas, deve-se notar que o consumo de oxigênio livre é geralmente referido como a demanda nitrogenada, e a liberação de H⁺, consumindo a alcalinidade do meio e possivelmente reduzindo o pH.

Segundo von Sperling (1997), a energia liberada nestas reações é usada pelos microorganismos nitrificantes na síntese de compostos orgânicos a partir de fontes de carbono inorgânico, como dióxido de carbono, bicarbonato e carbonato. Desta forma a nitrificação está intimamente associada ao crescimento das bactérias nitrificantes. A taxa de crescimento dos microorganismos nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas*, é bem lenta, e bastante inferior à dos microorganismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea. Desta forma, em um sistema de tratamento biológico em que se objetiva a nitrificação, o tempo de residência celular, ou a idade do lodo, deve ser tal que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que elas sejam varridas do sistema. O sistema então é controlado pelo organismo de crescimento mais lento, no caso, *Nitrosomonas*. As bactérias do gênero *Nitrobacter* têm uma taxa de crescimento mais rápida, razão pela qual quase não há acúmulos de nitritos no sistema.

A concentração de OD tem influência direta sobre a velocidade e a taxa de nitrificação. Taxas e velocidades ótimas podem ser obtidas com níveis de OD da ordem de 4,0mg O₂/L, desde que exista uma população ótima de bactérias nitrificadoras.

Segundo Ferreira (2002) a eficiência da nitrificação oscila entre 85% e 99% em condições normais, ocorrendo eficiências menores fora das faixas adequadas de pH, OD e idade do lodo, sendo o controle de pH um dos fatores mais decisivos na eficácia do processo devido a possíveis flutuações do teor de nitrogênio introduzidas pelos efluentes, gerando variações de pH a ponto de causarem inibição, enquanto os demais fatores apresentam respostas mais lentas e mais controláveis. O ácido nitroso não dissociado ocorre em pH abaixo de 7,0, inibindo as *Nitrobacter*, enquanto que acima de 8,5 a amônia livre (acima de 10mg/L) causará inibição das *Nitrosomonas*.

Níveis altos de pH devem ser mantidos com baixos níveis de alcalinidade em reatores biológicos onde ocorre liberação de CO₂. Em sistemas fechados, onde não ocorre a saída do CO₂, a alcalinidade do efluente deve ser dez vezes maior do que a quantidade de amônia nitrificada, de modo a manter o pH acima de 6,0. Teoricamente a taxa de destruição da alcalinidade é de 7,1mg CaCO₃ por mg de amônia oxidada. A destruição de alcalinidade observada é geralmente igual ou menor do que a teórica.

A condição de pH dos reatores biológicos tem um efeito significativo na taxa de nitrificação. O grau de aclimatação a um pH correspondente é demonstrado na Figura 8.

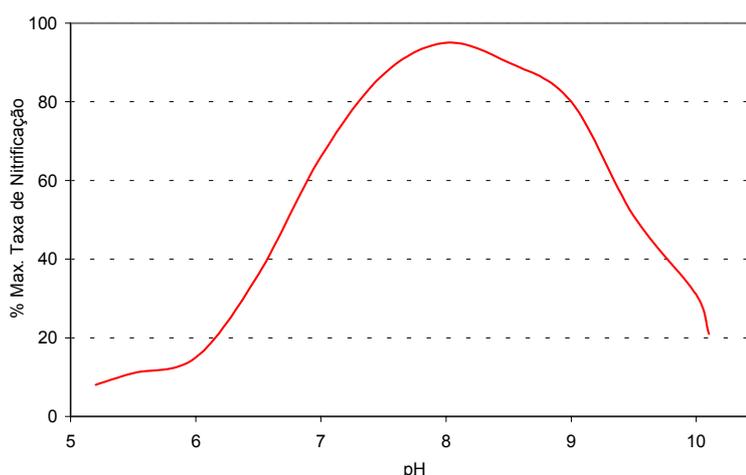


Figura 8 – Influência do pH na taxa de nitrificação
Fonte : Adaptado de Ferreira (2002)

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.

3.10.1.1. Processos bioquímicos

A nível bioquímico o processo de nitrificação envolve muito mais do que a oxidação seqüencial da amônia para nitrito, pelas *Nitrosomonas*, e nitrito para nitrato, pelas *Nitrobacter*. Varias reações intermediárias e enzimas estão envolvidas no processo. Além disso, deve ser considerada a resposta dos organismos nitrificadores às condições do ambiente em que se encontram.

A oxidação da amônia a nitrito pela *Nitrosomonas*, representada pela equação 2, tem nas condições interiores da célula a liberação de energia livre estimadas entre 58 e 84 kcal/mol de amônia. A reação de oxidação do nitrito a nitrato feita pelas *Nitrobacter*, representada na equação 3, libera de 15,4 a 20,9 kcal/mol de nitrito, nas condições tipicamente encontradas no interior das células microbianas.

Assim as *Nitrosomonas* obtêm mais energia por mol de nitrogênio oxidado do que as *Nitrobacter*. Se assumirmos que a produção de novas células é proporcional à energia liberada, concluiremos que existirá uma quantidade maior de *Nitrosomonas* formadas do que de *Nitrobacter*, por mol de nitrogênio oxidado.

Através do metabolismo das bactérias pode se determinar com equações estequiométricas a quantidade de oxigênio necessária para produzir biomassa e destruição de alcalinidade, que se dá através da produção de íons de hidrogênio. Como exemplo podemos considerar uma síntese de oxidação de 50 mg/L de N-NH₄ (equivalente a 64,25 mg/L NH₄) resulta em:

- Consumo de 216,0 mg/L de oxigênio
- Produção de 6,50 mg/L de organismos nitrificantes
- Destruição de 353,5 mg/L de alcalinidade (como CaCO₃)

As reações de nitrificação tomam lugar em ambientes aquosos. Assim a produção de ácidos livres (H⁺) e o consumo do dióxido de carbono (CO₂) deslocarão o equilíbrio do sistema do ácido carbônico aquoso, podendo afetar o pH do reator de nitrificação, que por sua vez, afeta a taxa de crescimento das nitrificadoras.

3.10.1.2. Efeito da Concentração de Oxigênio Dissolvido

A concentração de oxigênio dissolvido tem efeito significativo nas taxas de crescimento das bactérias nitrificantes nos tratamentos biológicos. Na modelagem do crescimento das *Nitrosomonas*, através da equação de Monod, com OD sendo o limitador do crescimento, os valores para os coeficientes de meia-saturação estão na faixa de 0,15 a 2,0mg OD/L. Esses coeficientes crescem com o aumento de temperatura. Segundo Ferreira (2002) 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.

Pode-se concluir que a taxa de crescimento das Nitrosomonas 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. Quando em projetos de sistemas de aeração ou injeção de oxigênio em um sistema de crescimento suspenso é recomendado que o nível mínimo de OD seja estipulado em 2,0mg/L, em todo tempo e através do reator biológico para se prever picos de carga de amônia, no reator biológico.

Se o transporte de massa ou resistência difusional são características inerentes do reator de nitrificação, como no caso de reatores de crescimento agregado, o nível de OD alcançável no projeto de adição de oxigênio deve ser alto.

3.10.1.3. Efeitos inibidores

Este item trata dos efeitos inibidores dos organismos nitrificadores os quais são suscetíveis a uma imensa série de inibidores orgânicos e inorgânicos, mas que de um modo geral não são encontrados nos esgotos domésticos, o qual é objetivo principal do trabalho. 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.

A Tabela 4 mostra uma lista de substâncias orgânicas que causam algum grau de inibição. Entretanto devemos tomar cuidado quando interpretarmos as concentrações de compostos inibitórios de literaturas, pois a aclimatação pode ocorrer e remover efetivamente o efeito inibitório.

Tabela 4 – Compostos inibidores da nitrificação

Composto	Concentração que gera 50% inibição, mg/L
Acetona	2000
Dissulfeto de Carbono	38
Clorofórmio	18
Etanol	2400
Fenol	5,6
Etileno diamina	17
Hexametileno diamina	85
Anilina	<1
Monoetanolamina	<200

Fonte: Adaptado de Ferreira (2002)

Determinadas substâncias inorgânicas, incluindo alguns metais, são inibitórios para as nitrificadoras. Os metais pesados, em concentrações da ordem de 10 a 20mg/L podem ser bem tolerados pelas nitrificadoras devido a baixa concentração iônica desses metais nas faixas de pH de 7,5 - 8,0. Os compostos inorgânicos identificados como inibidores potenciais da nitrificação são os seguintes: Zinco, Cianetos, Percloratos, Cobre, Mercúrio, Cromo, Níquel, Prata, Cobalto, Tiocianatos, Azida de sódio, Hidrazina, Cromato de potássio, Cádmiio, Arsênico trivalente, Fluoretos, Chumbo.

Em relação a temperatura o processo de nitrificação ocorre numa larga faixa, de 4°C a 45°C, sendo a temperatura ótima para Nitrosomonas igual a 35°C, e de 35°C a 42°C como ótima para as Nitrobacter.

3.10.2. Desnitrificação biológica

Em condições anóxicas, os nitratos são utilizados por microrganismos heterotróficos como o aceptor de elétrons, em substituição ao oxigênio. Neste processo, denominado desnitrificação, o nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso, segundo a reação apresentada na equação 5.



Na reação da desnitrificação deve-se destacar a economia de oxigênio, ou seja, a matéria orgânica pode ser estabilizada na ausência de oxigênio, sendo que acima de 1,0mg/L de O.D. a desnitrificação é inibida pela maior facilidade de utilização do O₂. Merece destaque também o consumo de H⁺, implicando na economia de alcalinidade e no aumento da capacidade tampão do meio.

Segundo Ferreira (2002) durante a desnitrificação é produzida alcalinidade e as concentrações de ácido carbônico são diminuídas. A relação estequiométrica teórica é a produção de 3,57mg CaCO₃ alcalinidade por mg de nitrato reduzido a nitrogênio gasoso.

Partindo-se de que a alcalinidade é aumentada e a concentração de ácido carbônico é diminuída, a tendência da desnitrificação é reverter parcialmente os efeitos da nitrificação e, portanto, elevar o pH do meio.

A desnitrificação, além de ser uma etapa necessária à remoção de nitrogênio, pode ser interessante do ponto de vista da economia de energia e de produtos químicos de controle de alcalinidade.

A quantidade de oxigênio requerida para a remoção de nitrogênio é alta (4,6mg O₂/mg N amoniacal), maior que a quantidade necessária para oxidação da DBO. Requer 7,14mg de Alcalinidade por mg de N-NH₄ oxidado, caso contrário o pH do meio pode descer a níveis tóxicos e inibir a nitrificação.

3.11. Transferência de oxigênio

3.11.1. Método estacionário e não estacionário

O método estacionário é aquele no qual todas as condições no reator estão fixas, ou seja, não exibindo uma alteração no momento do teste. Nestas condições, o consumo de oxigênio é igual à sua produção. Desta forma, estima-se a capacidade de aeração através da determinação da taxa de consumo de oxigênio pela biomassa.

$$Kla = \frac{r}{C_s - \bar{C}} \quad 6$$

em que:

\bar{C} = concentração de oxigênio predominante no reator (g/m^3);

C_s = Concentração de saturação de oxigênio;

r = taxa de consumo de oxigênio ($g/m^3 \cdot s$);

Kla = coeficiente global de transferência de oxigênio (s^{-1}).

Já o método não estacionário, também conhecido como método da reaeração, utiliza dados obtidos após o acionamento dos aeradores, visando o aumento da concentração de oxigênio dissolvido no meio. A taxa de transferência de oxigênio está associada à taxa medida de aumento da concentração de OD.

Segundo Hernandez (2002), no teste em água limpa, a concentração de oxigênio C aumenta segundo uma taxa exponencial decrescente. A concentração C tende assintoticamente até o valor da concentração de saturação de oxigênio C_s , conforme esquematizado na Figura 9. A concentração de oxigênio no tempo zero está representada por C_0 .

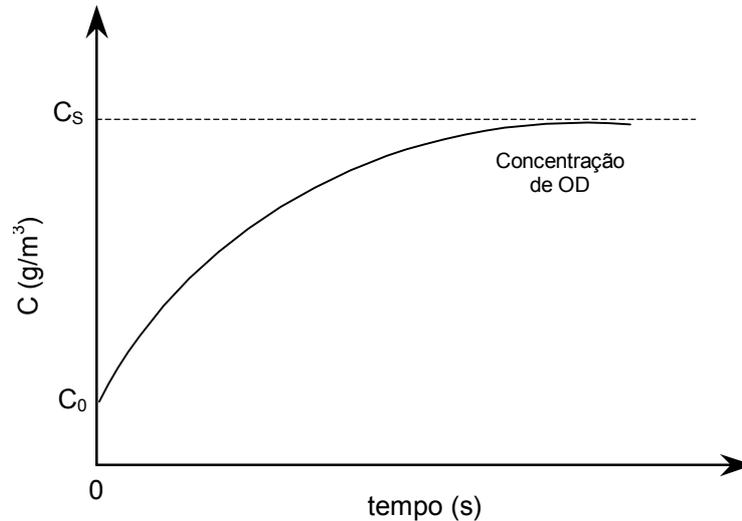


Figura 9 - Progressão da concentração de OD durante a aeração sem consumo de OD
Fonte: Adaptado de von Sperling (1996)

Os padrões da ASCE (1990) para realização de testes de aeração em água limpa sugerem que sejam determinados simultaneamente Kla , C_s e C_0 por meio de uma análise de regressão não linear, com os pares de valores de t e C obtidos em campo.

No teste em condições de operação, o maior valor que pode ser atingido pela concentração de oxigênio é inferior a concentração de saturação C_s , devido ao consumo contínuo de oxigênio. Designando-se a taxa de consumo de oxigênio por r ($\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{s}$) e o valor máximo a ser atingido por C como C_∞ .

Portanto, a equação da trajetória de OD em condição de operação, esquematizada na Figura 10, é dada pela equação 7:

$$C = C_s - (C_s - C_0) e^{-Kla(t-t_0)}$$

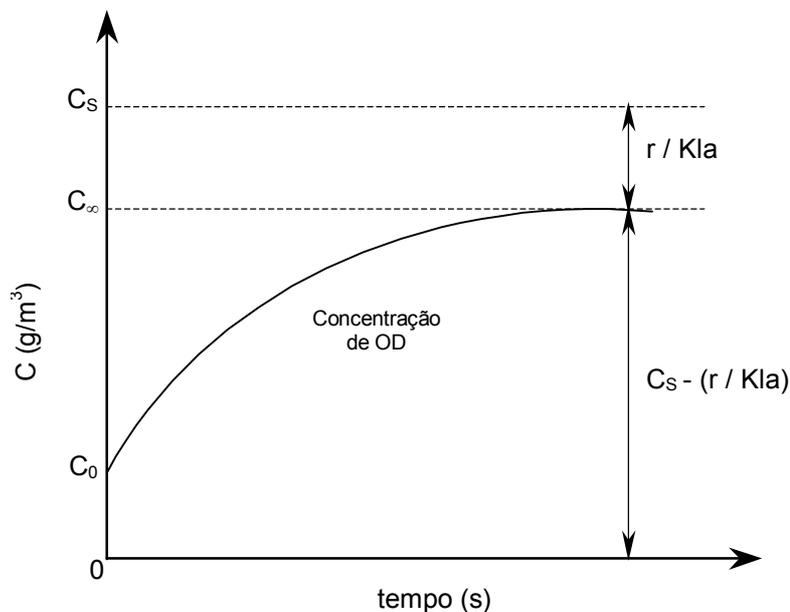


Figura 10 - Progressão da concentração de OD durante a aeração com consumo de OD
Fonte: Adaptado de von Sperling (1996)

Von Sperling (1996) experimentou dificuldades para medição nas condições de operação, em que a reduzida elevação da concentração de OD no reator não criava condições suficientes para uma estimativa confiável de C_s .

Para von Sperling (1996) a concentração de saturação C_s pode ser mais facilmente determinada por meio de forte agitação de uma certa quantidade de água limpa em um recipiente, e medição da concentração de OD atingida. Indica ainda, como mais fácil, a adoção do valor inicial C_0 através de simples observação da série temporal de C , e decisão sobre o tempo t_0 a partir do qual os dados são confiáveis, seguindo uma trajetória exponencial. Assim, afigura-se como uma abordagem satisfatória e mais simples para determinação de Kla nas condições de operação a análise de regressão não linear, com a variável independente t , variável dependente C , e valores fixos r , C_s e C_0 .

Conforme método recomendado pela ASCE (1990), pode-se determinar a Taxa padrão de Transferência de Oxigênio SOTR (Standard Oxygen Transfer Rate), através do coeficiente de transferência de oxigênio Kla , e do valor de determinação do estado fixo 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 Kla com temperatura corrigida é denominado de Kla_{20} e o C_{∞}^* corrigido é denominado de $C_{\infty 20}^*$, e são determinados pelas equações 8 e 9.

$$Kla_{20} = Kla * \theta^{(20-T)} \quad 8$$

$$C_{\infty 20}^* = C_s * \left(\frac{1}{\tau * \Omega} \right) \quad 9$$

Onde:

T = Temperatura durante o teste;

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 10;

Ω = Fator de correção de pressão, o qual pode ser dado pela equação 11 para tanques com profundidade de até 6,1m; para tanques mais profundos ou grandes elevações é necessário maior rigor nos procedimentos.

$$\tau = \frac{C_{st}}{C_{s20}} \quad 10$$

$$\Omega = \frac{P_b}{P_s} \quad 11$$

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;

C_{s20} = Valor tabelado da concentração de oxigênio dissolvido a 20°C, pressão padrão de 1atm e 100% de umidade relativa;

P_b = Pressão barométrica durante o teste;

P_s = Pressão barométrica padrão de 1atm.

Após a determinação das variáveis anteriores o SOTR pode ser calculado pela equação 12,

$$SOTR = KLa_{20} * C_{\infty 20}^* * V \quad 12$$

em que V é o volume do reator utilizado.

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 13 e 14.

$$SAE = SOTR / \text{Potência} \quad 13$$

$$\text{Potência} = \frac{wRT_1}{K} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^K - 1 \right] \quad 14$$

Onde:

w = Fluxo de massa de gás (kg/s);

R = Constante do gás, 287 Nm/kg.K;

T₁ = Temperatura antes da compressão (K);

P₁ = Pressão absoluta antes da compressão;

P₂ = Pressão absoluta depois da compressão;

K = Adimensional 0,283.

Pode ser calculada ainda a eficiência padrão de transferência como uma fração SOTE (Standard Transfer Efficiency as a Fraction), sendo representada pela equação 15.

$$SOTE = SOTR / W_{O_2} \quad 15$$

Sendo W_{O₂} o fluxo de massa de oxigênio transportado pelo ar.

3.11.2. Cálculo do consumo de ar necessário

Com o conhecimento das variáveis, pode ser calculada facilmente a capacidade de oxigenação nas condições de campo simplesmente dada pela equação 16, conforme segue:

$$TTO = KLa \cdot V_T (C_S - \bar{C}) \quad 16$$

em que:

TTO = taxa de transferência de oxigênio (kg/s);

KLa = coeficiente global de transferência de oxigênio (s⁻¹);

V_T = volume total (m³);

\bar{C} = concentração predominante no reator (kg/m³);

C_S = concentração de saturação de oxigênio (kg/m³).

A eficiência da aeração pode ser calculada, se desejado, para uma dada condição de vazão de ar e KLa, pela razão entre o oxigênio transferido e o fornecido pelo ar, conforme segue,

$$\eta_{\%} = \frac{TTO}{G} = \frac{TTO}{\gamma Q_G \rho_{S,G}} \quad 17$$

sendo :

Q_G = fluxo de ar na CNTP (m³/s);

G = fluxo de massa de oxigênio fornecido pelo ar (kg/s);

ρ_{S,G} = fração em massa de oxigênio no ar (kg/kg);

η% = eficiência do processo de injeção de ar;

γ = massa específica do ar na CNTP.

A potência consumida no processo de fornecimento do ar comprimido, W_G, pode ser calculada conhecendo-se a vazão de ar e a pressão de injeção, supondo uma transformação isoentrópica (Billerbeck et al, 1999, apud Hernandez, 2002):

$$W_G = P_{atm} Q_G \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{P_G}{P_{atm}} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad 18$$

em que P_{atm} e P_G são respectivamente a pressão atmosférica e do ar comprimido e k a razão entre os calores específicos a pressão constante e a volume constante (Streeter, 1982).

O uso da equação 16 supõe conhecida a relação entre Kla e a vazão de ar injetada no reator, G . Por outro lado, para que haja eficiência na utilização do ar e para evitar os problemas decorrentes do excesso de oxigênio no processo biológico, é necessário que a TTO fornecida seja próxima à taxa necessária para oxidar a matéria orgânica no reator, TTO_R , em (kg/s).

$$TTO_R = DQO \cdot Q \quad 19$$

com Q sendo a vazão de esgoto afluyente (m^3/s), e DQO a demanda química de oxigênio removida pelo tratamento (kg/m^3). Assim o fluxo de massa de ar requerido para transferir o oxigênio necessário é dado por:

$$G_R = \frac{TTO_R}{\eta_{\%}} \quad 20$$

Com essa informação pode-se calcular o fluxo de ar excedente, dado pela diferença entre os fluxos, $G - G_R$.

O processo de otimização não pode igualar simplesmente as duas demandas para obter a vazão ótima de ar porque é necessário conseguir uma velocidade ascensional mínima para manter as partículas do meio suporte em suspensão. Por exemplo, Heijnen et al (1997), utilizando areia com cerca de 0,26mm de diâmetro, recomenda uma velocidade superficial do gás de pelo menos 5cm/s. A velocidade superficial é dada pela divisão da vazão de ar pela área total da seção do tubo aerado do reator.

A situação que geralmente ocorre nos reatores aeróbios com circulação é uma TTO maior que a TTO_R , uma vez que a vazão de ar utilizada normalmente é determinada pela necessidade de suspensão das partículas suporte. Assim, uma alternativa para melhorar a eficiência é a redução do tempo de detenção hidráulico, aumentando a vazão afluyente ao reator. Essa alternativa deve considerar, entretanto, que a eficiência do tratamento tende a diminuir com a diminuição do tempo de detenção (Gebara et al, 2000).

3.11.3. Valores de K_{La} e SAE encontrados na literatura

Em reatores de leito fluidizado a transferência de oxigênio é fator de grande importância, sendo esses valores representados pelo K_{La} e SAE e SOTR, como mostrado anteriormente.

Vários autores apresentam diferentes resultados de K_{La} . Afim de proporcionar um enriquecimento nas informações a esse respeito, serão apresentados na seqüência alguns valores utilizados por diferentes autores.

Como mostrado na Tabela 5 Simões (1994) conclui que sistemas de distribuição que se utilizam de bolhas finas na injeção de ar têm mais eficiência na transferência que os de bolhas grossas, como é o caso das bolhas que ocorrem na torre (forma toroidal).

Tabela 05 – Evolução do K_{La} em função de U_g para sistemas de distribuição de ar diferentes - Fonte: Hatzifotiadou (1989) apud Simões (1994)

Sistema de dispersão de ar	Velocidade do líquido U_i (m/h)	Velocidade do Gás U_g (m/h)	K_{La} (20°C) min^{-1}
Disco poroso	103,2	19,3	0,54
Torre	114,7	19,3	0,21
Disco poroso	103,2	38,4	1,32
Torre	114,7	38,2	0,51
Disco poroso	103,2	57,5	1,93
Torre	114,7	57,3	0,86
Disco poroso	103,3	76,7	2,60
Torre	114,7	76,5	1,23

Com base na Tabela 6, Simões (1994) relata que com a adição de material suporte o K_{La} , juntamente com o comportamento do leito, pode variar de acordo com o material utilizado, sendo esta conclusão corroborada por resultados de Ruggeri (2002) e Gebara et al. (2001a).

Tabela 6 – Influência do material suporte sobre o K_{La} - Fonte: Hatzifotiadou (1989) apud Simões (1994)

Material suporte	Velocidade do líquido U_i (m/h)	Velocidade do Gás U_g (m/h)	K_{La} (20°C) min ⁻¹
Esfera de vidro	115	19,5	0,28
Areia	92	19,5	0,26
Pedras pomes	19	19,4	0,32
Esfera de vidro	115	38,8	0,66
Areia	92	39,0	0,60
Pedras pomes	19	38,7	0,73
Esfera de vidro	115	58,6	0,95
Areia	92	58,5	0,91
Pedras pomes	19	57,9	1,13

Simões (1994) estudou experimentalmente um reator de leito fluidizado trifásico, utilizando as configurações hidrodinâmicas apresentadas na Tabela 7, e escolheu a vazão de ar e de recirculação de líquido de forma a obter uma fluidização adequada.

Tabela 7 – Configurações hidrodinâmicas de diferentes reatores utilizados - Fonte: Hatzifotiadou (1989) apud Simões (1994)

Config.	Vazão de Alimentação (mL/min)	Vazão de Reciclo (mL/min)	Fração vol. Ocupada pelo suporte (%)	Vazão Ar (L/h)	Tempo de resid. (h)	Temp. °C
1	12	49	17	18	1	25
2	12	80	25	67	1	24
3	12	271	33	73	1	25
4	12	271	42	91	1	25

Os resultados obtidos por Simões (1994) para o K_{La} estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 – Resultados de K_{La} em (1/min) para todos os regimes, sem biomassa - Fonte: Simões (1994)

Config. 0		Config. 1		Config. 2		Config. 3		Config. 4	
U_g (m/h)	K_{La}								
15	0,27	15	0,22	15	0,16	35	0,25	35	0,19
35	0,49	35	0,45	35	0,36	56	0,41	56	0,32
56	1,03	56	0,97	56	0,65	76	0,76	76	0,57

A Figura 11 reúne alguns resultados de K_{La} obtidos em leitos fluidizados trifásicos por diferentes autores.

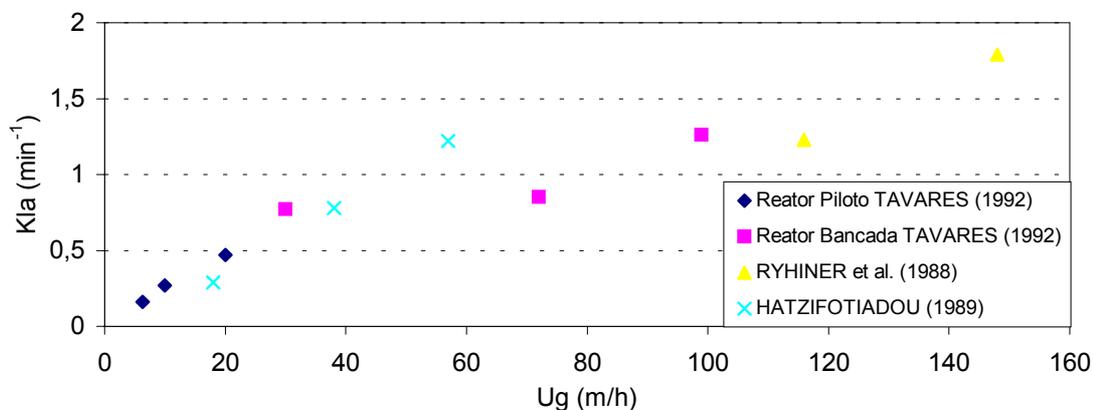


Figura 11 – K_{La} em leito fluidizado trifásico – Fonte: Tavares (1992)

Colaborando ainda com os resultados de K_{La} disponíveis na bibliografia, Distler (1995) apresenta a Figura 12, com valores de K_{La} em reatores de leito fluidizado submetidos a recheio de OSBG (*optimized support for biological growth*).

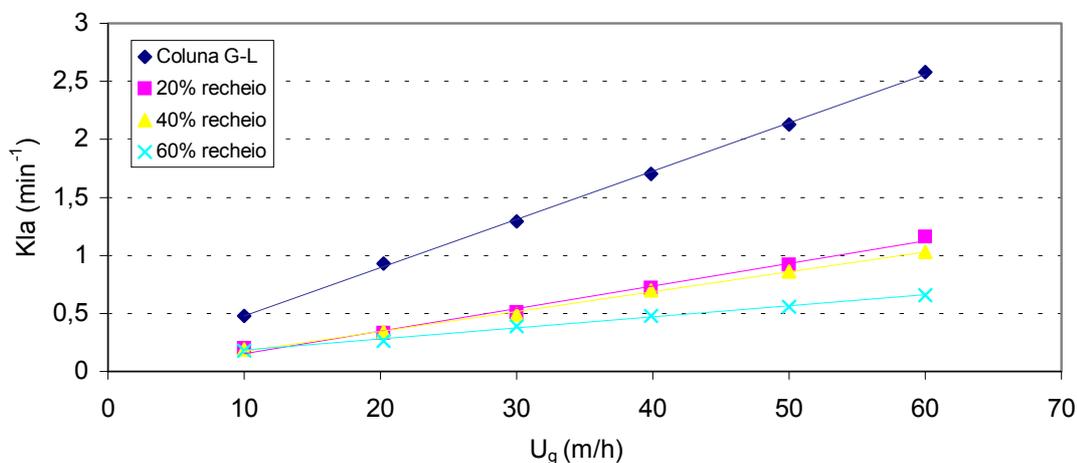


Figura 12 – Variação de K_{La} para diversas condições – Fonte: Hatzifotiadou et al (1989) Apud Distler (1995)

Os aeradores com difusão utilizados no presente trabalho obtiveram taxas de aeração da ordem de 12 mg/s com eficiência de 2 kg O₂/ kW h.

Stukenberg et al. (1977) sugeriu a utilização de aeradores com difusão de ar para suprir uma demanda de 40mg O₂/L.h, e aeradores de superfície

para suprir uma demanda de 80mg O₂/L.h. O mesmo autor se utiliza ainda de valores de eficiência na transferência de oxigênio na ordem de 3 kg O₂ /kW.h na operação de campo para aeradores de superfície em lodo ativado, com Kla na ordem de 2,63h⁻¹.

Aeradores de superfície para oxigenação da água em lagos trabalham com SAE na ordem de 1,7kg O₂/kW.h, como o aerador da marca Cachoeira; já o aerador da marca Agupá tem uma eficiência de 2,42 kg O₂/kW.h e SOTR na ordem de 3,6 kg O₂ /h.

O valor de SAE pode ter variações dependendo do tipo e potência do equipamento utilizado, mas um valor frequentemente utilizado, e considerado de boa eficiência está na ordem de 1,8 kg O₂ /kW.h.

3.12. Considerações Sobre o Projeto dos Reatores

Ao longo da revisão bibliográfica efetuada neste capítulo ficou demonstrada a viabilidade do uso de reatores aeróbios de leito fluidizado e a importância dos parâmetros hidráulicos (tempo de detenção, concentração e massa específica dos sólidos, vazão de ar) e hidrodinâmicos (tipo de injetor, relação entre diâmetros, expansão do leito, regime de circulação de bolhas, velocidades de circulação e tensões de cisalhamento induzidas etc) sobre a formação do biofilme e controle de sua espessura e, conseqüentemente, sobre o resultado do tratamento.

Os trabalhos anteriores do grupo de reatores aeróbios corroboram vários desses postulados, demonstrando a importância das condições hidrodinâmicas de funcionamento sobre o resultado do tratamento, assim como os problemas para ressuspensão das partículas do meio suporte. As dificuldades de suspensão 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 e à produção de lodo com baixa sedimentabilidade que tem diminuído a qualidade do efluente final.

A eficiência na utilização do ar pode ser aumentada com um projeto hidráulico mais adequado do reator. Entretanto, a metodologia de projeto e o equacionamento a ser empregado ainda não se encontram satisfatoriamente resolvidos pelo estado atual da arte, uma vez que a dificuldade envolvida não é trivial, pela presença de meio trifásico e pelo intercâmbio de energia entre as fases do ar e água. Com isso torna-se necessário utilizar métodos experimentais para verificar o efeito das mudanças nos parâmetros de projeto, visto que não é possível extrapolar ou generalizar os resultados da literatura para outras escalas e para diferentes configurações geométricas.

Esses foram os pressupostos nos quais se baseou proposta do trabalho, visando aumentar a eficiência no consumo de ar pela redução do diâmetro do tubo interno do reator existente para 0,10m e levantar os resultados sobre a eficiência do tratamento de esgoto.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Bancada Experimental

Foi utilizado um reator aeróbio de leito fluidizado com 6m de altura que anteriormente tinha diâmetro externo de 0,25m e interno de 0,20m, encimado por uma câmara de sedimentação de diâmetro 0,95m, o qual teve uma modificação no tubo interno, passando de 0,20m para 0,10m, a fim de investigar experimentalmente seu desempenho no tratamento de esgoto sanitário doméstico, baseado nas discussões apresentadas.

O reator foi instalado junto a uma das estações elevatórias de esgoto da cidade de Ilha Solteira, localizada na zona sul da cidade.

Os tubos foram suportados por uma estrutura de madeira que já existia, em função de pesquisas anteriores do grupo de reatores aeróbios de leito fluidizado de Ilha Solteira. A instalação tem dimensões de 3,5m por 3,5m, dotada de patamares regularmente espaçados e escada de acesso, para permitir a instrumentação e coleta de amostras.

O esgoto foi retirado do poço de sucção da estação elevatória e aduzido por meio de bomba centrífuga até uma caixa superior, para alimentação da vazão afluyente, que nos primeiros 15 dias da pesquisa foi feito através de um controlador manométrico de vazão, e o restante por meio de uma bomba peristáltica. A Figura 13 apresenta um diagrama das tubulações de alimentação do experimento.

O mecanismo de circulação por jato de ar utilizou um injetor construído em PVC, com diâmetro de 40mm, perfurado em seis carreiras de 36 furos, com aberturas de 1mm e espaçamento de 3mm entre carreiras. A vazão de ar aduzida foi controlada por um medidor do tipo rotâmetro instalado após válvula controladora de pressão.

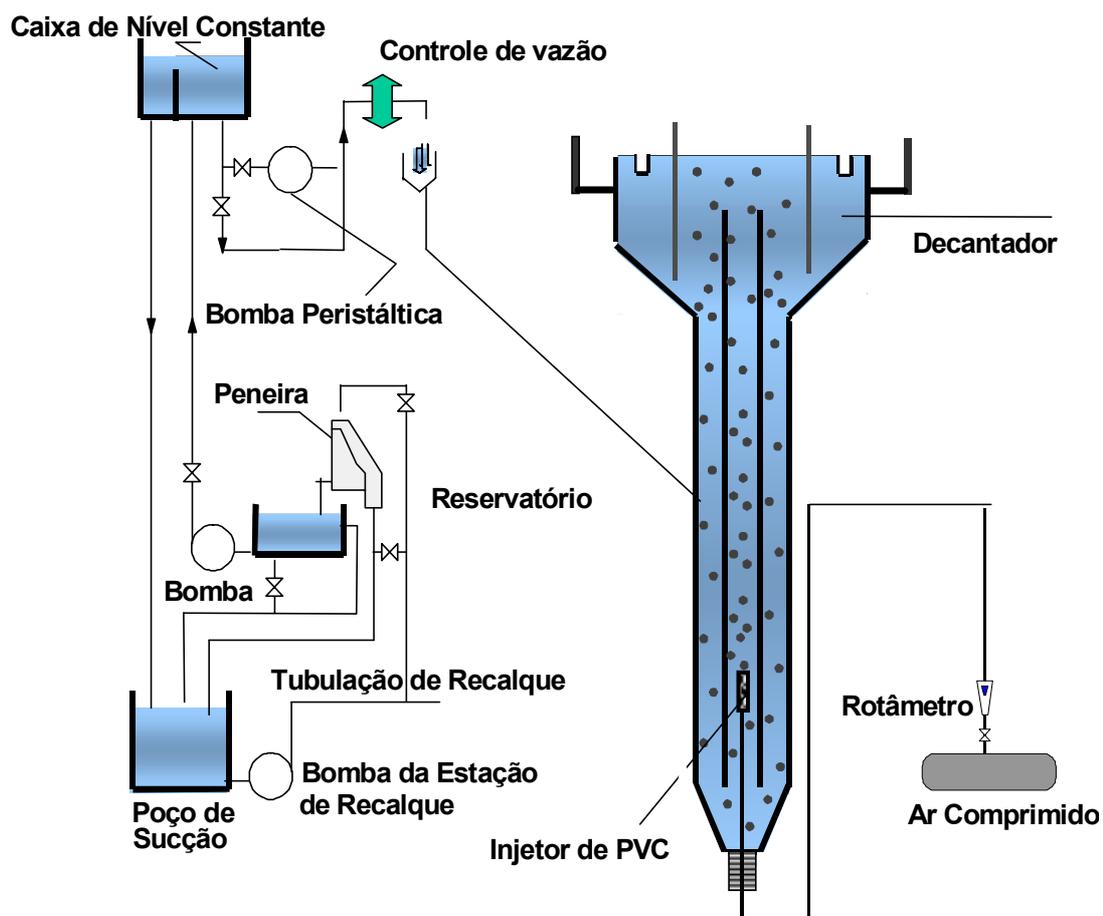


Figura 13- Esquema geral do reator e da alimentação de esgoto

Na Figura 14 é apresentada uma foto da bancada com o reator a ser utilizado, na qual pode-se também ver parcialmente o reator de 12m, o qual teve alguns seus resultados de pesquisas anteriores (Dall'Aglio Sobrinho, 2000; Dall'Aglio Sobrinho, 2003) utilizados como dados comparativos na atual pesquisa.



Figura 14- Foto da instalação experimental

4.2 Caracterização do esgoto afluyente

A caracterização do esgoto afluyente foi realizada por meio de campanhas de 24 horas, com amostragem instantânea a cada 2 horas. São apresentados a seguir os gráficos da variação ao longo do tempo obtidos em 7 campanhas, sendo a última realizada no período abrangido por este trabalho. A Figura 15 apresenta os resultados de DBO das campanhas de 24 horas realizadas anteriormente e juntamente com a pesquisa atual. As seqüências estão nomeadas pelas datas dos ensaios, e sua concentração está expressa em mg/L.

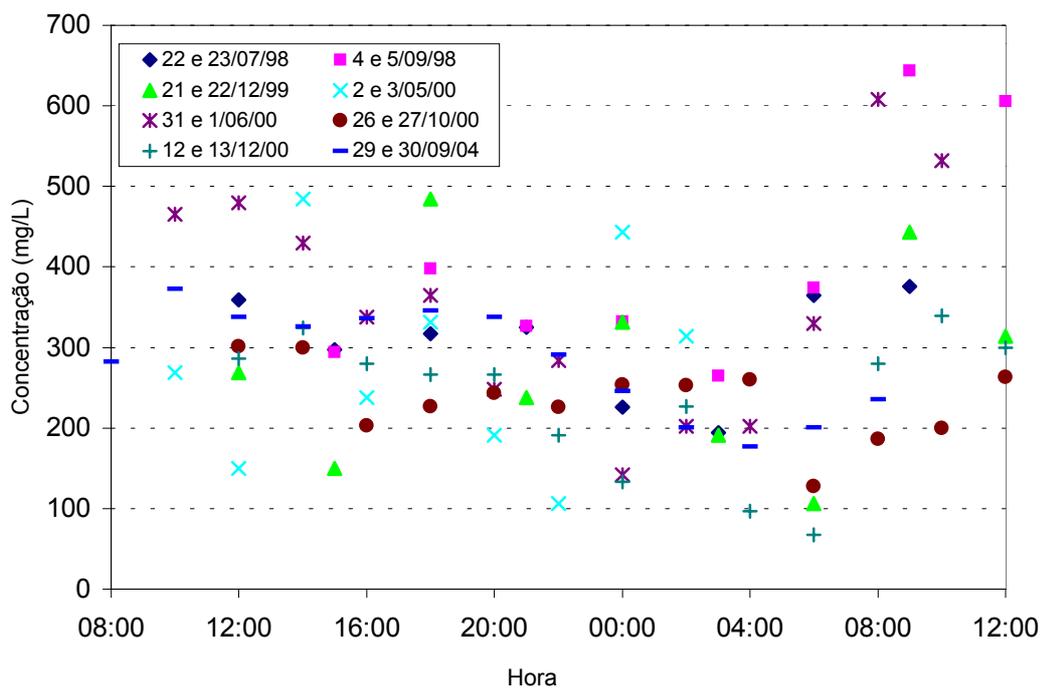


Figura 15 – Resultados de DBO das campanhas de 24 horas

Pode-se notar na Figura 15 que a nuvem de pontos forma um padrão bastante disperso. Os valores máximos ocorrem próximo às 8 horas da manhã.

Os resultados da DQO afluyente nas campanhas de 24h estão representados na Figura 16.

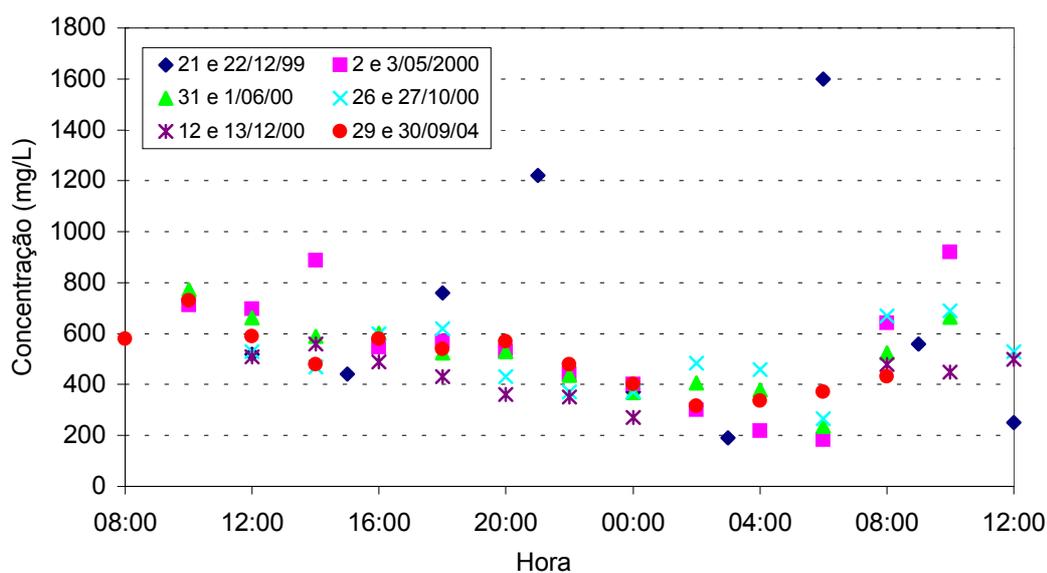


Figura 16 – Resultados de DQO das campanhas de 24 horas

Com exceção de um ensaio a DQO tem um comportamento muito parecido em todos os ensaios, e tem tendência bastante parecida com a DBO.

A Figura 17 apresenta os resultados de Amônia afluente nas campanhas de 24h. Sua maior concentração pode ser notada no período da manhã, principalmente em torno das 8 horas.

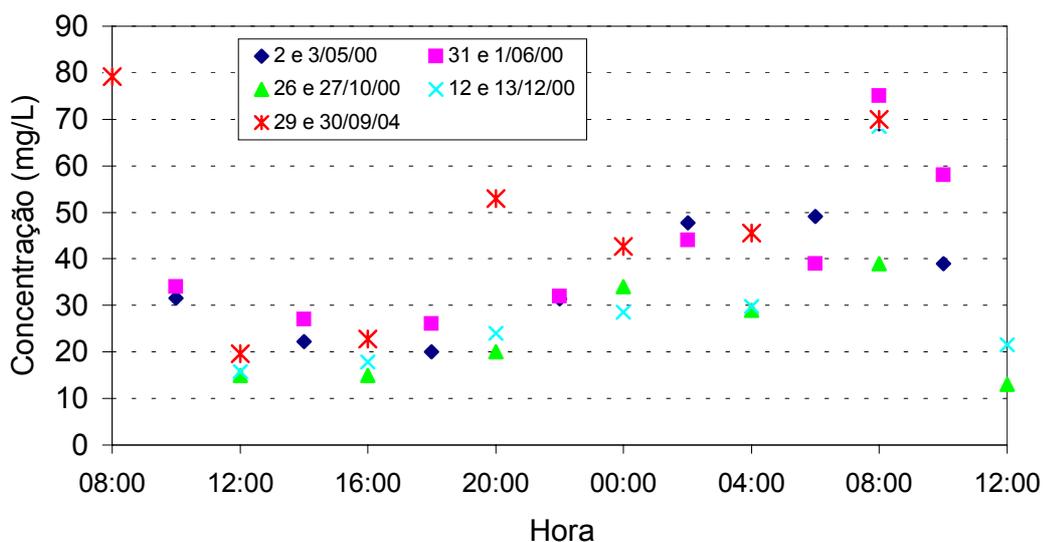


Figura 17 – Resultados de Nitrogênio Amôniaco em campanhas de 24 horas

Os resultados de NTK são apresentados na Figura 18. A tendência da nuvem de pontos apresenta as mesmas características dos resultados da Amônia.

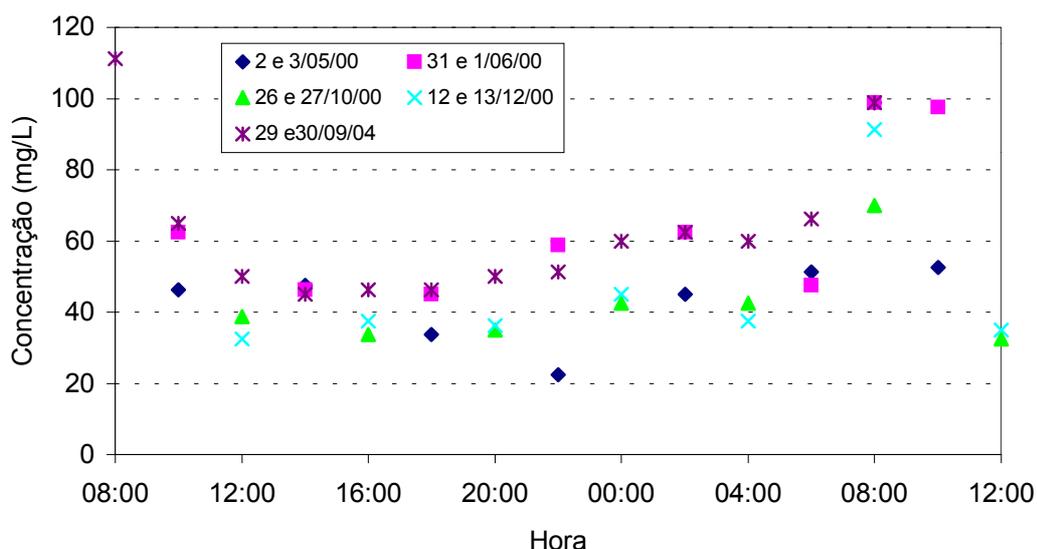


Figura 18 – Resultados de NTK em campanhas de 24 horas

Pode-se notar com caracterização do esgoto afluente que o horário de maiores concentrações foi o período da manhã, e principalmente às 8 horas, horário este em que se procedeu as coletas do presente trabalho.

4.3 Ensaio de velocidade

Os ensaios para determinação de velocidade de circulação são realizados com NaCl como traçador, em conjunto com um programa de aquisição de dados acoplado a um sistema de medição de condutividade elétrica da água (Guardia Filho, 2001). Os dados de tensão das duas sondas, S_1 e S_2 que distam uma da outra 2m, conforme esquema da Figura 16, são lidos a intervalos constantes de tempo por um programa automático de aquisição de dados que faz a leitura por meio de uma interface de conversão Analógico-Digital com 12bits de resolução.

Nos ensaios, a injeção do traçador se deu através do ponto “T”, indicado na Figura 19. A solução utilizada contém uma concentração de 100g/L de NaCl, sendo utilizados 200ml da solução para cada ensaio. A solução é liberada pela abertura de um registro próximo ao ponto “T”,

escoando por gravidade. O tempo de liberação é padronizado em 2 segundos, por meio de ajuste da carga disponível para injeção.

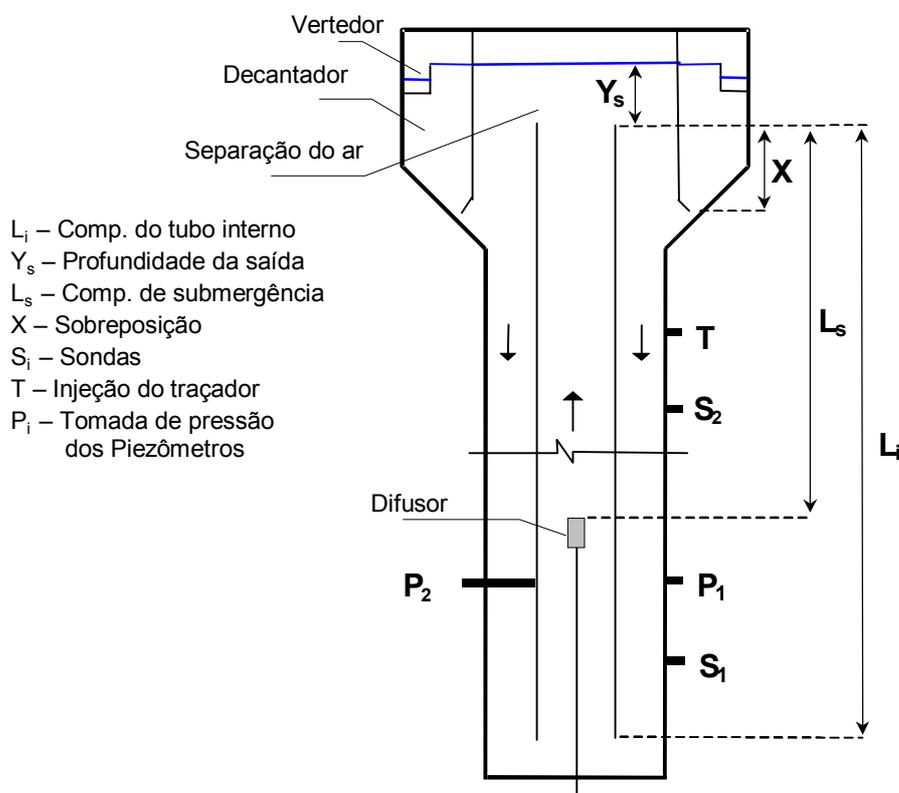


Figura 19 – Esquema do reator ensaiado com localização dos pontos de medição e injeção de traçador

Os ensaios foram realizados com diferentes vazões de ar e com 3 comprimentos do tubo interno, variando-se, portanto, tanto a sobreposição X , mostrada na Figura 19, quanto as alturas úteis do tubo interno, L_s . As vazões de ar utilizadas variaram entre 400L/h e 3.500L/h, sendo medidas por um rotâmetro de alma cônica. Os comprimentos L_i do tubo interno foram de 4,61m, 5,41m e 5,61m. Com isso era modificada a posição do tubo na região de sobreposição com o separador de ar e também a profundidade de saída, Y_s , o que gerou grandes modificações no padrão de movimentação do fluido na câmara de liberação de ar. A alteração do comprimento do tubo interno modificava também os comprimentos de submersão, L_s , acarretando efeitos sobre a velocidade induzida pela injeção de ar.

Os pontos P_1 e P_2 são os pontos de tomada de pressões no tubo externo e interno, respectivamente, sendo as pressões determinadas por meio de piezômetros. Os dados de pressão são necessários para a

determinação da fração volumétrica de ar presente nos tubos, o que influi no cálculo das velocidades reais do líquido.

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:

$$U_{S,liq} = \frac{Q_{liq}}{A_S(1-\varepsilon_S)} \quad ; \quad U_{S,ar} = \frac{Q_{ar}}{A_S\varepsilon_S} \quad 21$$

$$U_{D,liq} = \frac{Q_{liq}}{A_D(1-\varepsilon_D)} \quad ; \quad U_{D,ar} = \frac{Q_{ar}}{A_D\varepsilon_D} \quad 22$$

As velocidades superficiais indicadas neste trabalho, tanto da fase líquida (V_{liq}) quanto do ar (V_{ar}), 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:

$$V_{S,liq} = \frac{Q_{liq}}{A_S} \quad ; \quad V_{S,ar} = \frac{Q_{ar}}{A_S} \quad 23$$

Outro parâmetro utilizado nas comparações dos resultados é a relação entre áreas de descida e de subida, r_A , dada por:

$$r_A = \frac{A_E}{A_I} \quad 24$$

As análises do desempenho hidráulico dos reatores empregaram ainda dados obtidos anteriormente em modelo reduzido por Ruggeri (2002).

4.4. Determinação do coeficiente de aeração K_La

A determinação do coeficiente K_La seguiu a metodologia padronizada para emprego com água limpa, método não estacionário, recomendada pela ASCE (1990). Foi utilizado cloreto de cobalto como catalisador e sulfito de sódio como reagente, para anular a concentração de oxigênio do meio fluido, o qual era, em seguida, oxigenado até perto do nível de saturação.

Para a determinação do OD 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 e 8mg/L. Nos ensaios realizados esse valor era acrescido de uma folga de pelo menos 100% para compensar o oxigênio introduzido durante o tempo de mistura dos reagentes no reator.

O catalisador cloreto de cobalto foi normalmente adicionado apenas uma vez em cada série de ensaios. A solução de cloreto de cobalto foi adicionada ao reator em uma concentração entre 0,1 a 0,5mg/L.

Após a adição do sulfito de sódio foi introduzida a sonda Lambda (um medidor de oxigênio dissolvido portátil marca HANNA instruments - HI 9141), na parte superior do tubo externo, para determinar quando o oxigênio da água era completamente fixado pelo sulfito, ou seja, tinha-se OD nulo. Nesse monitoramento foi importante garantir que a mistura fosse suficiente para homogeneizar toda a água, dependendo do tempo considerado. Enquanto não ocorria a mistura completa, era possível observar leituras de oxigênio aumentando e diminuindo em ciclos curtos, evidenciando a existência de oxigênio dissolvido que ainda não havia reagido com o sulfito de sódio.

Assim que as leituras indicassem oxigênio nulo por um determinado tempo a vazão de ar desejada era novamente verificada no rotâmetro e reajustada se necessário. A partir do ponto em que se registrava uma concentração não nula eram realizadas as leituras de OD em intervalos pré-determinados. Nos ensaios com os modelos foram adotados períodos de 5 segundos entre leituras.

A documentação do ensaio foi realizada por formulários contendo os dados de tempo, de OD, da vazão de ar aplicada no sistema, da concentração do meio suporte, do efeito analisado e observações.

De posse dos dados obtidos no ensaio, procedeu-se o cálculo do K_{la} através de uma regressão não linear, conforme algoritmo recomendado pela ASCE (1990). Para isso foi utilizado o programa em linguagem de macros do Excel apresentado por Gebara et al (2001a) o qual vem sendo utilizado nos trabalhos do grupo de reatores aeróbios, por Hernandez (2002), Ruggeri (2002), e Milanese (2002). No programa, os valores do K_{la} , C_s (Concentração de saturação de oxigênio) e C_0 (Concentração de oxigênio no tempo $t=0$) são ajustados a partir de uma estimativa inicial fornecida manualmente.

4.5. Operação da bancada e análises do esgoto

O processo de operação da bancada iniciou-se junto com os ensaios de velocidades e OD, logo após o término da montagem do reator com a nova configuração. Numa primeira fase foram realizados os ensaios de caracterização hidrodinâmica.

Para a segunda fase da pesquisa, após o término dos ensaios de velocidade e OD, tendo assim os dados da caracterização hidrodinâmica do reator, passou-se às análises dos efluentes e afluentes de esgoto.

Para esta segunda fase foi previsto a operação com apenas um TDH de 3h e uma concentração de areia de 100g/L. O resultados desta etapa foram comparados com resultados anteriores, obtidos com o tubo interno de 0,20m. A areia utilizada como meio suporte no reator tem o diâmetro médio de 0,26mm.

O método de coleta utilizado foi o de coleta instantânea, tendo duração de aproximadamente uma hora, e realizado em horários pré determinados. A opção por coleta instantânea deveu-se principalmente às limitações materiais do trabalho, uma vez que não estavam disponíveis equipamentos automatizados para coleta composta. Além disso, deve-se levar em consideração que os dados obtidos com a configuração anterior (250-200) utilizaram o mesmo tipo de coleta.

O volume de reação considerado no reator é de 290 L, sendo que seu volume total é de 1189 L, tendo o decantador portanto o volume de 899 L.

Considerando o volume de reação VR e o volume do decantador VD, tem-se que $VD / VR = 3,1$, ou seja, o decantador é 3,1 vezes maior que o volume de reação. O TDH teórico de 3h considerado é referente o volume de reação do reator, sendo portanto o TDH total do reator de 12,3h.

As operações diárias realizadas na bancada experimental foram as seguintes:

- 1) Limpeza da peneira e verificação do funcionamento do sistema de recalque;
- 2) Operação de rodízio dos compressores e verificação da vazão de ar;
- 3) Verificação e ajuste da vazão de esgoto na entrada do reator;
- 4) Verificação da ocorrência e descarte de lodo no decantador;
- 5) Realização das medições;

Nos ensaios de caracterização, os quais foram parte da segunda etapa da pesquisa, foram monitorados o pH, temperatura do ar e do esgoto, medidas de vazão do esgoto e do ar, e do oxigênio dissolvido.

Os ensaios foram realizados a cada 3 dias, seguindo a rotina descrita a seguir.

No esgoto afluente e efluente foram monitorados os Sólidos totais, fixos e voláteis, sólidos suspensos totais, fixos e voláteis, DQO filtrável e DQO bruta; Nitrogênio Kjeldhal, Amoniaco, Nitrito e Nitrato. Foram analisados também a DBO filtrável, DBO bruta, fósforo total e ortofosfato.

A cada ensaio foi feita a coleta de esgoto da zona de reação para a análise quantitativa de areia e material biológico.

No período de realização dos ensaios foi realizada uma campanha de 24 horas, com coleta do esgoto afluente de 2 em 2 horas, realizando-se todas as análises anteriormente citadas, com intuito de caracterizar o esgoto afluente. Também foram utilizados dados de campanhas realizadas em trabalhos anteriores para a caracterização do esgoto.

As análises de DBO bruta e filtrada, Sólidos totais, totais fixos e voláteis, suspensos, suspensos fixos e voláteis foram realizadas de acordo com "Standart Methods for Examination of Water and Wastwater".

Foram realizadas em um espectrofotômetro (DR200/Hach) análises de DQO bruta e filtrada, Amônia, Nitrogênio total Kjeldahl (NTK), Nitrito e Nitrato, Fósforo Total e Ortofosfato. Todas as análises seguiram os métodos descritos para cada programa do aparelho, que estão de acordo com “Standart Methods for Examination of Water and Wastewater”.

O Quadro 1 apresenta sucintamente os ensaios realizados no período de funcionamento com esgoto.

Quadro 1 – Ensaios realizados com esgoto

Monitorado a cada 3 dias	
pH – afluente, efluente e zona reação	Temperatura do ar e do esgoto
oxigênio dissolvido – zona reação	Volume de sólidos – sedimentação
DQO filtrável - efluente	DQO bruta – afluente e efluente
Nitrogênio Kjeldahl – afluente e efluente	Amônia – Afluente e efluente
Nitrito - Efluente	Nitrato – Efluente
DBO filtrável - efluente	DBO bruta – afluente e efluente
Fósforo total – afluente e efluente	Ortofosfato – afluente e efluente
Sólidos totais, fixos e voláteis – afluente e efluente	Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis – afluente e efluente

4.6. Ensaio de quantificação de areia e material biológico

Com o intuito de avaliar o comportamento da fase sólida do reator no decorrer dos ensaios, foi proposto um ensaio de verificação volumétrica, cuja utilidade como ferramenta operacional para controle do reator foi avaliada ao longo do experimento.

Para o ensaio de verificação volumétrica é retirado um litro de amostra do tubo interno e um outro do tubo externo. O líquido é coletado em uma proveta graduada com volume de um litro e mantido em descanso por vinte minutos. Após os vinte minutos faz-se a leitura dos volumes de material sedimentado.

A Figura 20 apresenta um aspecto do material coletado no ensaio de determinação volumétrica.



Figura 20 – Proveta e volume sedimentado no ensaio de quantificação volumétrica da areia

Este ensaio permite verificar rapidamente, até mesmo em campo, a concentração de material sólido no reator, os quais são a areia utilizada como meio suporte e o material biológico, sendo este o biofilme aderido e o biofilme suspenso, além de fornecer uma curva mostrando este comportamento no decorrer do tempo.

Adicionalmente, os componentes sólidos foram determinados por pesagem, utilizando a mesma amostra. Com isso obteve-se uma avaliação quantitativa dos sólidos no reator que permitiu verificar a coerência do ensaio volumétrico. Para isso é retirado da proveta o volume sedimentado e após uma simples lavagem, tem-se somente a areia junto com o biofilme. Após drenado o material vai para a estufa sendo posteriormente pesado, obtendo-se a massa total da amostra. O processo de pesagem exige toda uma metodologia a ser utilizada, os controles de umidade e temperatura são de grande importância, e padronizados de acordo com a normalização de cada laboratório.

Após a primeira pesagem o material, areia mais biofilme, vai para a mufla, onde é feita a queima da matéria orgânica, obtendo-se uma segunda

massa. A diferença entre as duas pesagens é a massa da matéria orgânica. Por fim verifica-se ainda o volume de areia após a queima. Com esse procedimento pode-se retirar o volume seco de areia e os valores de massa da areia e do material biológico por unidade de volume do reator.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Caracterização Hidrodinâmica

Inicialmente foram determinadas as velocidades de circulação com 12 diferentes vazões de ar injetado, utilizando o tubo interno com o comprimento $L_I = 5,41\text{m}$. A altura efetiva do tubo interno é dada pelo comprimento de submersão $L_S = 4,11\text{m}$. As velocidades superficiais ascendentes produzidas pela velocidade de escoamento do ar são apresentadas na Figura 21, para duas configurações de reatores, ou seja, 250-200, correspondendo a diâmetros externo e interno de respectivamente 0,25m e 0,20m, e configuração 250-100.

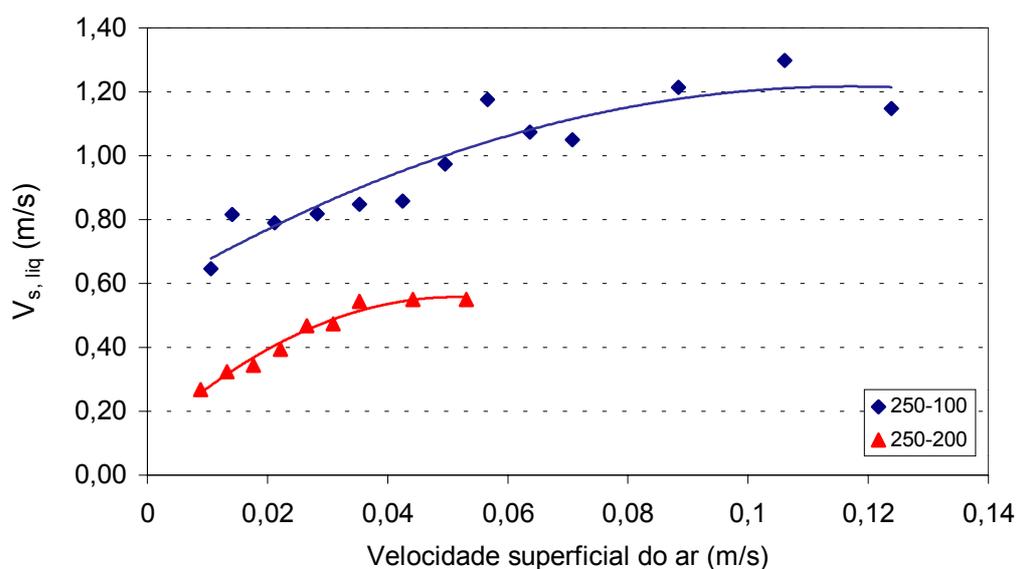


Figura 21 - Velocidades de circulação do líquido induzidas no tubo de subida em função da velocidade superficial do ar

A primeira informação importante fornecida pelos resultados da Figura 21 consiste no aumento da velocidade de circulação ascendente da configuração ensaiada 250-100 em relação à anterior 250-200, comprovando o aumento de eficiência esperado da nova configuração.

Tendo sido verificadas altas velocidades de subida em relação à velocidade mínima de arraste das partículas sólidas, pode-se concluir que a

configuração 250-100 não apresentará problemas para a suspensão das partículas, mesmo nas menores vazões de ar.

Com relação às máximas vazões de ar admissíveis, verificou-se com água limpa, ocorrência de pistonamento significativo para vazões acima de 2000L/h de ar, ou seja, velocidade superficial do ar de 0,07 m/s, correspondentes à velocidade superficial do líquido de 0,06m/s. O comportamento da curva de velocidades, apresentando um patamar e uma tendência de estabilização em seu trecho final, comprova experimentalmente a observação visual. Assim, pode-se estabelecer com base nas informações obtidas com água limpa, um limite superior para a vazão aceitável no reator, da ordem de 2000L/h, sendo que acima deste valor ocorre aumento na turbulência do leito e pistonamento. Essa informação precisa ser comparada com a necessidade de oxigênio para o tratamento, para garantir que o funcionamento hidrodinâmico ótimo não implique em limitação para o processo biológico.

Para analisar o efeito das diferentes relações entre áreas de subida e descida, os valores de velocidade superficial de subida da Figura 22 foram colocados em função da velocidade superficial do ar, juntamente com os dados de modelo obtidos por Ruggeri (2002), configurações 200-100 e 200-150, assim como no protótipo de 6m de altura, configuração 250-200.

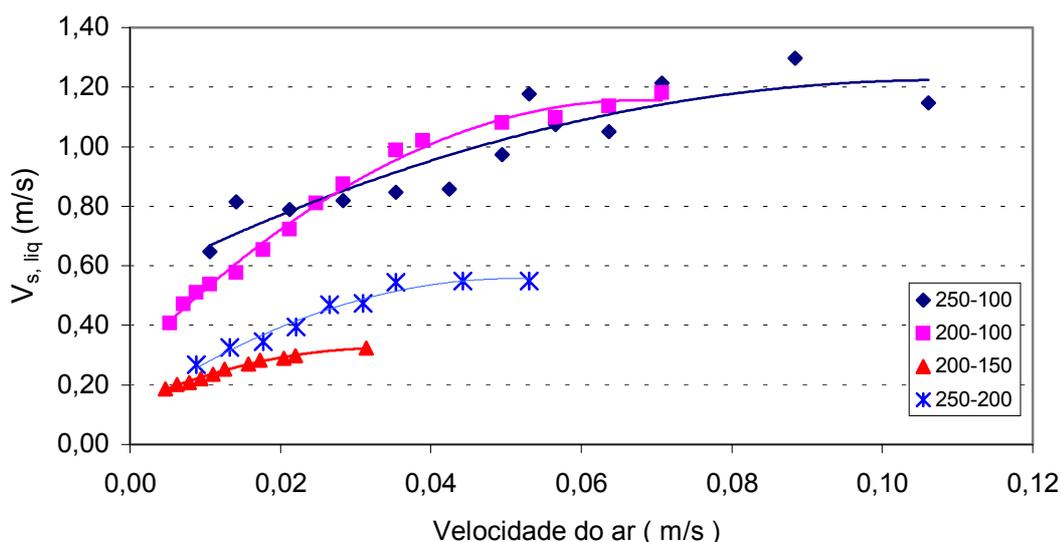


Figura 22 - Velocidade de circulação do líquido induzida no tubo de subida em função da velocidade superficial do ar injetado, para as quatro configurações estudadas

No gráfico da Figura 22 verifica-se que as velocidades de subida obtidas no tubo interno do reator ensaiado são comparáveis às do modelo de laboratório, obtidas por Ruggeri (2002). Entretanto, as relações entre áreas externa e interna são bastante 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.

Com relação ao efeito da variação da altura útil sobre as velocidades são apresentados os resultados da Figura 23, com as velocidades de subida do líquido no tubo interno em função da velocidade do ar, obtidas com três alturas diferentes do tubo interno.

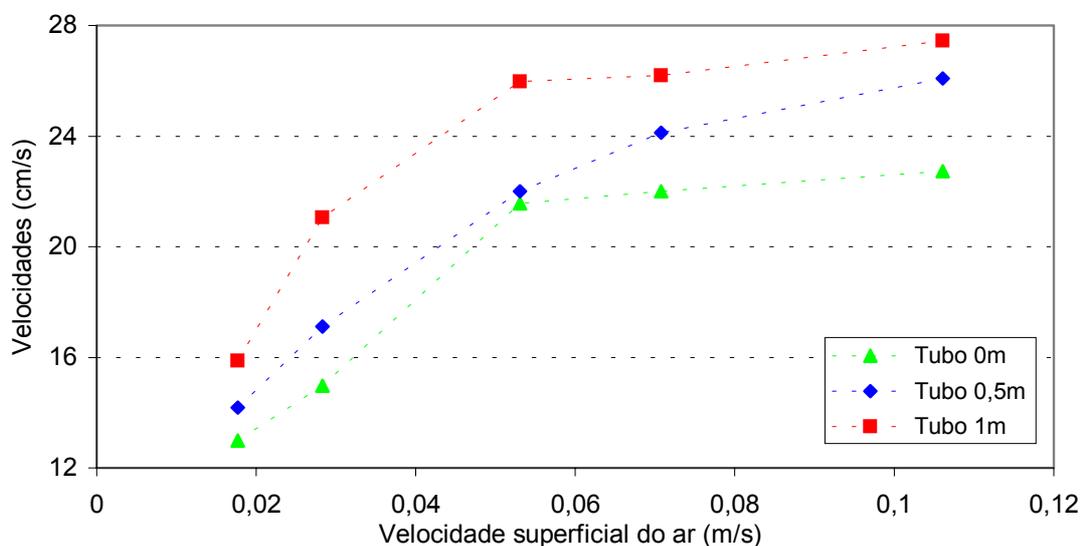


Figura 23 - Velocidades de circulação induzidas no tubo interno em função da velocidade de subida do ar injetado, para três tamanhos diferentes do tubo interno

Os dados da Figura 23 mostram que, para a altura relativamente pequena do reator, pequenos acréscimos na submersão apresentam aumento significativo nas velocidades induzidas. Entretanto, como mesmo o menor dentre os tubos ensaiados apresentou velocidades altas em relação à velocidade mínima de arraste dos sólidos, esta preocupação quanto ao

tamanho deixa de ser importante, do ponto de vista hidráulico. Assim, o tamanho ideal do tubo interno passa a ser função dos efeitos provocados sobre a eficiência da transferência de oxigênio, não investigada diretamente neste trabalho, e da influência sobre o funcionamento da zona de liberação do ar e do decantador.

Com relação aos efeitos sobre o decantador, verificou-se que à medida que diminui a profundidade do tubo de saída, em consequência da maior altura de submersão, a câmara de liberação de ar passa por grandes modificações em seu funcionamento. Na maior profundidade de saída verificou-se uma liberação suave do ar para todas as vazões, com perturbações mínimas no nível e com praticamente nenhum reflexo sobre o decantador.

As profundidades menores de saída do tubo interno provocaram variações significativas no nível da câmara de separação de ar, com as oscilações propagando-se para o decantador, o que certamente acarretaria prejuízos ao seu funcionamento durante o tratamento. Em algumas vazões ocorreu uma grande oscilação de nível na superfície da câmara de separação de ar, com características de uma onda estacionária com cerca de 0,15m de altura e período de cerca de 0,5 segundos, com direção de propagação que variava lentamente no sentido horário, de forma a varrer todo o ciclo em cerca de 30 a 40 segundos.

A ocorrência desses fenômenos foi de certa maneira inesperada porque na configuração anterior do reator, com diâmetros de 250-200, não foi verificado nenhum problema semelhante, mesmo nas maiores vazões de ar. Certamente as ocorrências agora verificadas devem-se às maiores velocidades relativas do escoamento de ar, devido à redução do diâmetro interno, conforme se percebe na Figura 21.

Em vista das observações dos efeitos das diversas profundidades de liberação de ar sobre o nível da água na câmara de liberação do ar e sobre o padrão visual do escoamento, decidiu-se orientar o trabalho para a quantificação dos efeitos de mistura provocados pela variação da sobreposição, definida como o tamanho do segmento de tubo interno que penetra na câmara de separação do ar.

A Figura 24 mostra o resultado do espalhamento provocado na nuvem de traçador após uma passagem pela zona de separação do ar, para as três diferentes alturas de sobreposição ensaiadas. O traçador foi lançado sempre da mesma forma no ponto T, mostrado na Figura 19, situado na parte superior do tubo interno, liberando-se 200ml em 2 segundos.

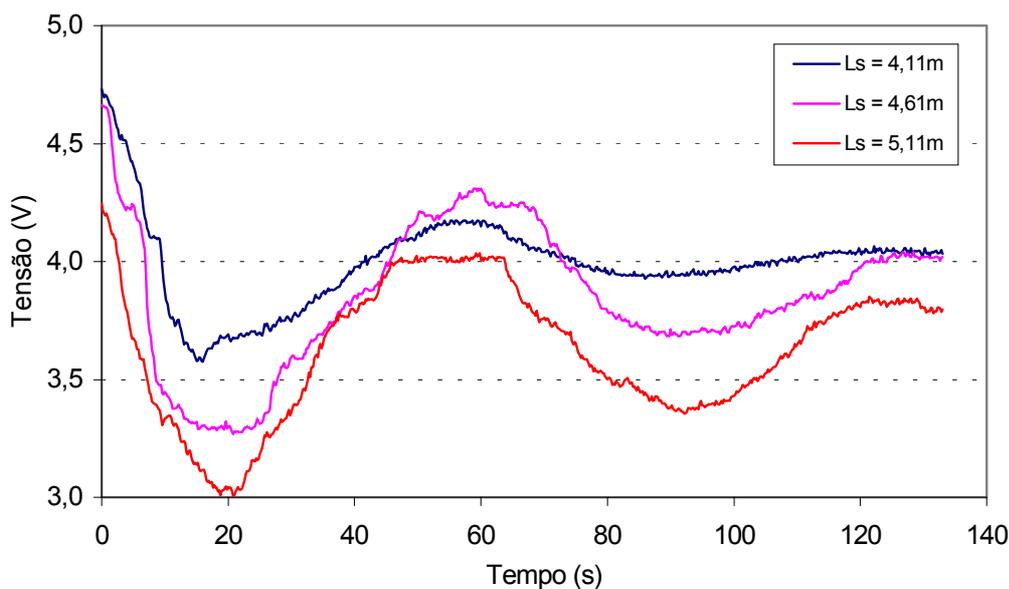


Figura 24 - Espalhamento da nuvem de traçador para três diferentes tamanhos do tubo interno

Na Figura 24 adotou-se como tempo nulo o início da passagem da nuvem pela sonda, e não o tempo de lançamento. As informações qualitativas das leituras produzidas não permitem um cálculo dos coeficientes de dispersão. Para isso seria necessário transformar as leituras em valores de concentração, o que não foi feito no presente trabalho. Entretanto, a comparação das curvas referentes às três profundidades de saída do tubo interno mostra um comportamento muito semelhante quanto à mistura, ao contrário do inicialmente esperado tendo em vista a observação visual do padrão de escoamento. Nota-se apenas uma tendência para menor espalhamento para o maior tubo e para maior espalhamento da nuvem no menor tubo.

Na Figura 24 verifica-se que a nuvem de traçador, inicialmente com base de cerca de 2 segundos, após a primeira passagem pela câmara de

liberação de ar, passou pela sonda em cerca de 50 segundos, em todas as 3 situações ensaiadas. Apenas para o maior tubo verifica-se um patamar claro antes da segunda passagem do traçador, correspondendo à passagem de água ainda não afetada pelo sal. Nas outras duas profundidades, a segunda passagem do traçador inicia-se antes do término da primeira, conforme se depreende do fato das leituras não retornarem aos valores originais, correspondentes à água pura, antes de voltarem a cair, em consequência do retorno da água com traçador. Conclui-se que os ensaios precisam ser refeitos com menor tempo de injeção e menor quantidade de traçador para proporcionar uma análise mais precisa. Entretanto, as informações obtidas mostram que os efeitos de mistura na câmara de separação são semelhantes, provavelmente devido às altas velocidades de chegada da mistura no tubo interno Assim, foi escolhida a profundidade intermediária, que provoca pouca oscilação de nível e mais se assemelha com a configuração anterior do reator.

5.2. Determinação do K_{La}

A fim de se obter parâmetros suficientes para análise, foram realizados sete ensaios de OD com velocidades de subida do ar variando entre 0,017 m/s até 0,1m/s, equivalentes a vazões de ar de 500L/h até 2500L/h na configuração 250-100. Para avaliar o efeito da mudança do diâmetro interno, foi determinado o K_{La} na configuração 250-200, com onze ensaios com velocidades de subida do ar variando entre 0,009m/s a 0,05m/s, equivalentes a vazões de ar entre 1000 e 6000L/h.

Os ensaios de determinação de OD, segundo a metodologia apresentada no item 4.4, constituem o passo inicial para a determinação do K_{La} . A título de ilustração são apresentados na Figura 25 os dados de OD em função do tempo obtidos com uma vazão de ar de 2000L/h, e velocidade de subida do ar de 0,07m/s na configuração 250-100.

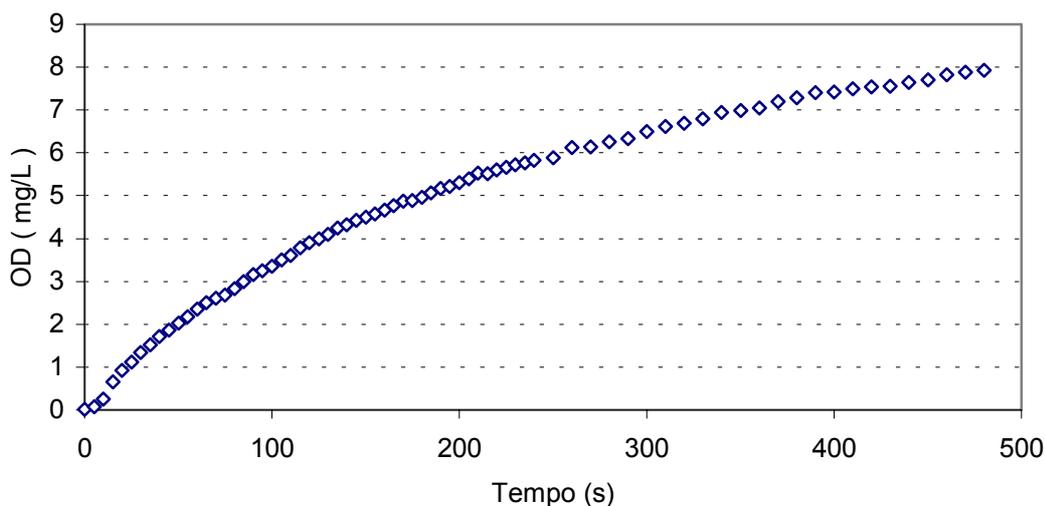


Figura 25 – Dados do ensaio de OD para vazão de ar de 2000L/h

Os dados experimentais foram ajustados pelo programa a partir de uma estimativa inicial fornecida manualmente, conforme pode ser observado na Figura 26.

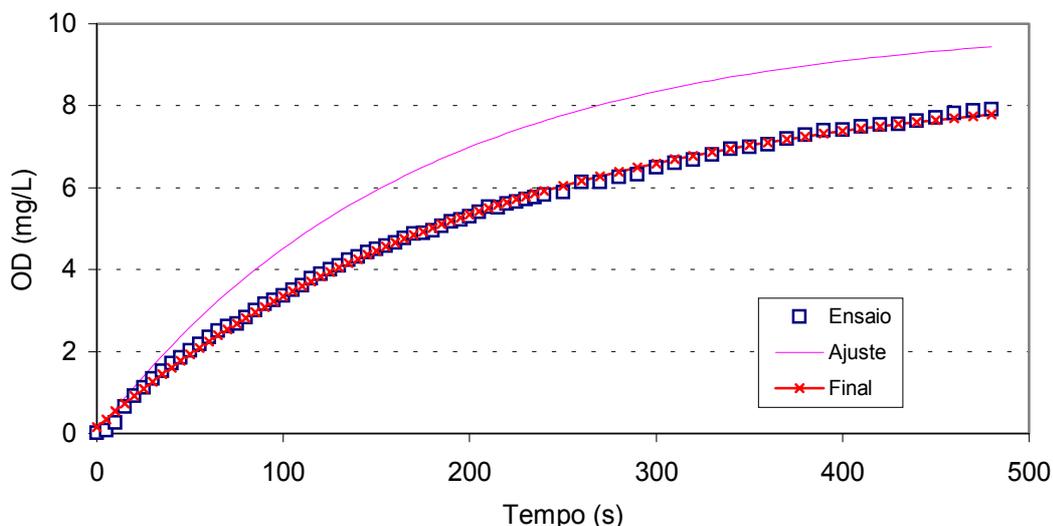


Figura 26 - Exemplo da utilização do programa de ajuste do K_{La} , com valores ajustados para vazão de ar de 2000L/h

Após os ajustes o programa fornece valores de K_{La} e C_S , valores estes que são necessários para os cálculos de SOTR (Taxa padrão de Transferência de Oxigênio), SAE (Eficiência padrão de aeração) e SOTE (Eficiência padrão de transferência de oxigênio como uma fração), variáveis que descrevem um tipo de comportamento do reator, e possibilidades de

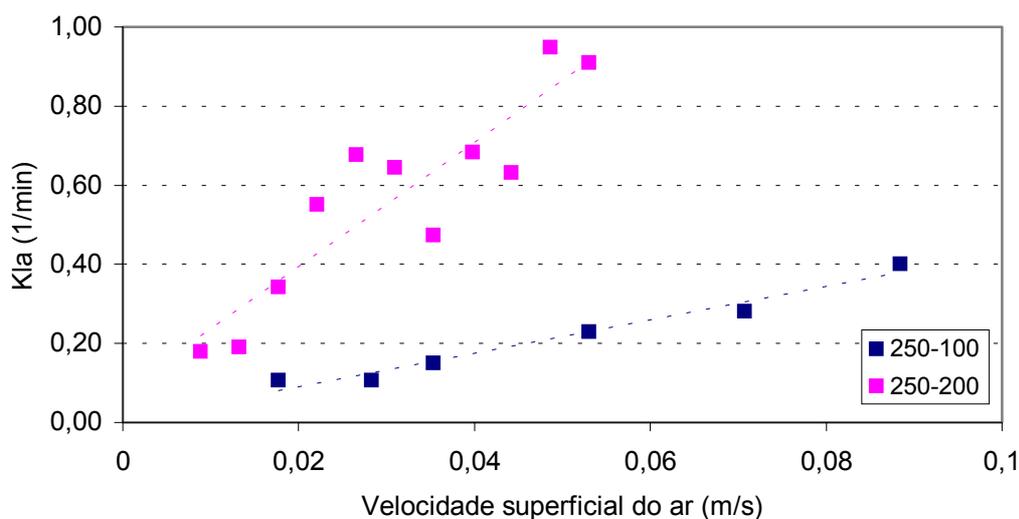
comparação de eficiência com outras configurações, ou até mesmo com outros tipos de reatores.

Na Tabela 9, pode-se encontrar o resumo dos cálculos efetuados com os dados de todos os ensaios de OD, com os valores de K_{La} e C_s , juntamente com seus respectivos desvio padrão, o qual também é fornecido pelo programa.

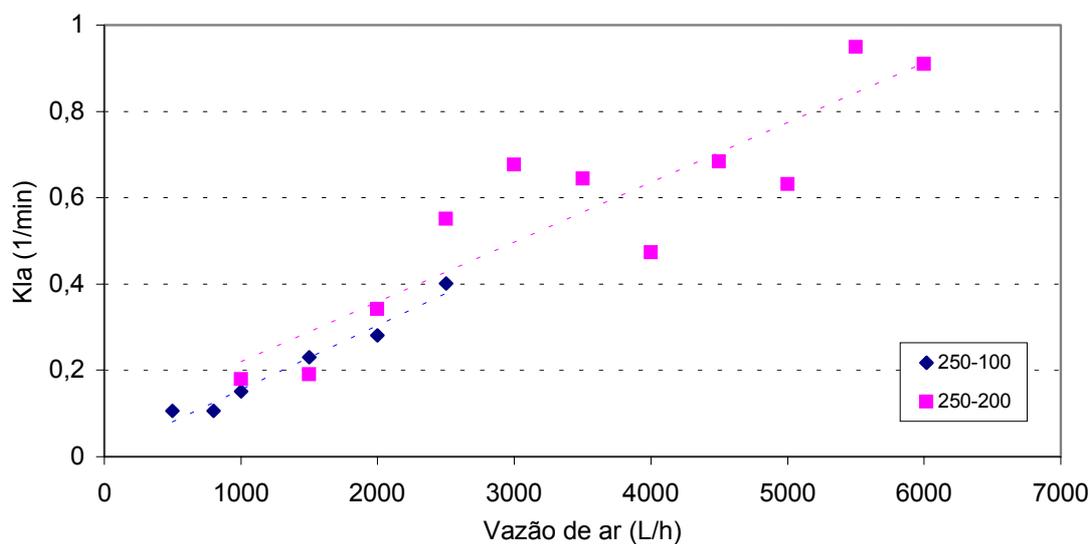
Tabela 9 – Valores de K_{La} e C_s do reator de 6m com configurações 250-200 e 250-100

V subida do ar (m/s)	Valores K_{La} (1/min)	Desvio padrão (1/min)	C_s (mg/L)	Desvio padrão (mg/L)
Configuração 250-100				
0,017	0,107	$1,92 \text{ E}^{-3}$	8,18621	0,07449
0,028	0,106	$1,96 \text{ E}^{-3}$	8,19429	0,07620
0,035	0,150	$1,97 \text{ E}^{-3}$	9,40347	0,05924
0,053	0,229	$5,07 \text{ E}^{-3}$	8,99366	0,9083
0,070	0,281	$4,95 \text{ E}^{-3}$	8,68464	0,06339
0,088	0,400	$4,56 \text{ E}^{-3}$	9,00250	0,03961
Configuração 250-200				
0,008	0,179	$12,49 \text{ E}^{-3}$	10,09105	0,39052
0,013	0,190	$11,68 \text{ E}^{-3}$	8,56170	0,26199
0,017	0,342	$26,07 \text{ E}^{-3}$	9,836836	0,41806
0,022	0,551	$47,39 \text{ E}^{-3}$	8,907673	0,37857
0,026	0,676	$80,99 \text{ E}^{-3}$	8,977526	0,50992
0,030	0,644	$7,85 \text{ E}^{-3}$	7,187615	0,02515
0,035	0,472	$28,77 \text{ E}^{-3}$	8,153376	0,19894
0,039	0,684	$25,64 \text{ E}^{-3}$	7,918905	0,1928
0,044	0,631	$16,91 \text{ E}^{-3}$	7,403741	0,0644
0,048	0,948	$40,98 \text{ E}^{-3}$	7,823493	0,1048
0,053	0,909	$17,37 \text{ E}^{-3}$	7,013223	0,0315

Para melhor apresentação do coeficiente de transferência de oxigênio, são apresentadas na Figura 27(a) as curvas do K_{La} em função da velocidade de subida do ar obtidas com as duas configurações. Na Figura 27(b) estão apresentados os mesmos valores de K_{La} em função das vazões de ar obtidas com as duas configurações.



(a)



(b)

Figura 27 - Resultados do ensaio de Kla em função da velocidade superficial (a) e da vazão de ar (b), obtidos com as configurações 250-100 e 250-200

Com o auxílio da Figura 27(a) nota-se que o Kla obtido com uma dada velocidade superficial do ar é menor na configuração 200-100. Entretanto, utilizando as informações da Figura 27(b) verifica-se que, para a mesma vazão de ar, as taxas de Kla da configuração 200-100 são apenas ligeiramente menores se comparadas aos valores obtidos na 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 Kla não é significativa, um resultado interessante do ponto de vista hidrodinâmico. Portanto, a redução do diâmetro permitirá

utilizar menores vazões de ar devido ao acréscimo de velocidade, sem risco de sedimentação e sem comprometer de forma significativa a transferência de oxigênio.

Através dos ensaios de K_La e dos cálculos da Taxa padrão de Transferência de Oxigênio – SOTR, conforme apresentado no item 3.11.1, foi calculada a quantidade de oxigênio inserida no reator. O resultado pode ser observado na Figura 28, na qual pode-se analisar a transferência de oxigênio em função da velocidade superficial do ar. As retas tracejadas correspondem a um ajuste por mínimos quadrados e foram traçadas apenas para auxiliar a visualização dos dados.

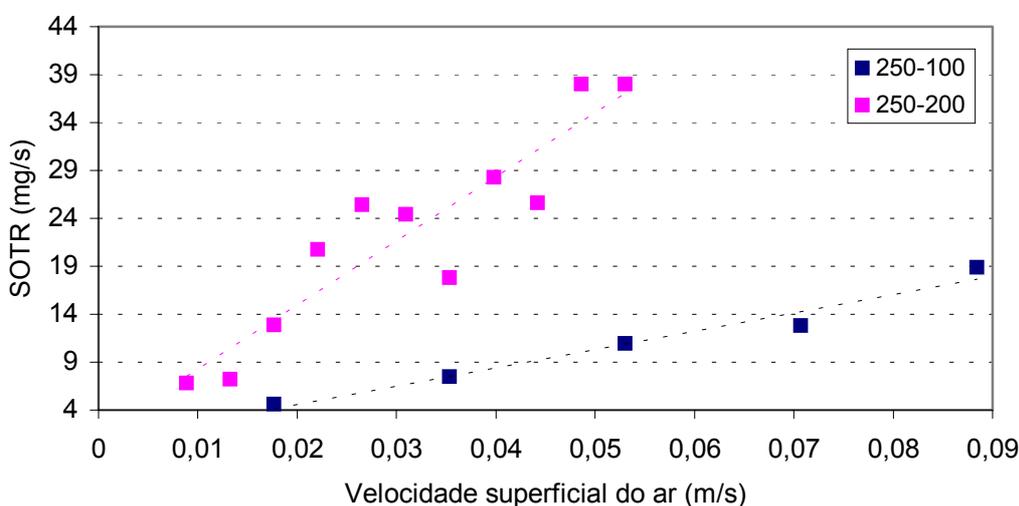


Figura 28 - Taxa padrão de transferência de oxigênio em função da velocidade de subida do ar para as configurações 250-200 e 250-100

Pode-se notar que a taxa padrão de transferência de oxigênio do reator com configuração 250-100 é menor para a mesma velocidade superficial, mas confundem-se numa única tendência linear quando traçado o gráfico em função das vazões de ar. Entretanto, com o tubo interno menor podem ser usadas as menores vazões de ar sem risco de sedimentação do leito.

Utilizando os dados de SOTR da Figura 28, e as informações de Gebara et al (2000), que indica vazões mínimas da ordem de 3500L/h com a configuração 250-200, para não ocorrerem problemas de suspensão no leito fluidizado, pode-se deduzir, conforme será apresentado no item 5.3, que a

configuração 250-200 fornece oxigênio em excesso com TDH de 3 horas, fornecimento este que não pode ser limitado por interferência da garantia do funcionamento hidrodinâmico, acarretando em um maior consumo de ar.

A eficiência padrão de aeração das duas configurações é apresentada na Figura 29, podendo-se verificar a proximidade da eficiência entre as duas configurações para a mesma velocidade superficial.

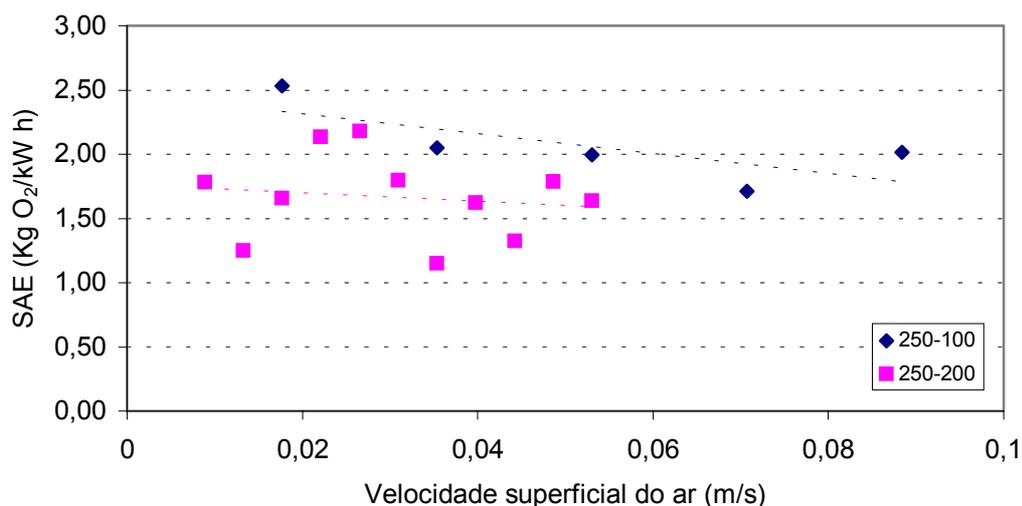


Figura 29 – Comparação de eficiência padrão de aeração entre as configurações 250-100 e 250-200

Na Figura 30 pode-se observar a eficiência padrão de aeração em fração entre as duas configurações de reatores. A máxima eficiência no fornecimento de oxigênio está relacionada ao fluxo de oxigênio oferecido pela vazão de ar.

A configuração 250-100 tem um aproveitamento médio do oxigênio injetado melhor que a configuração 250-200, devido a um provável diferente comportamento do leito.

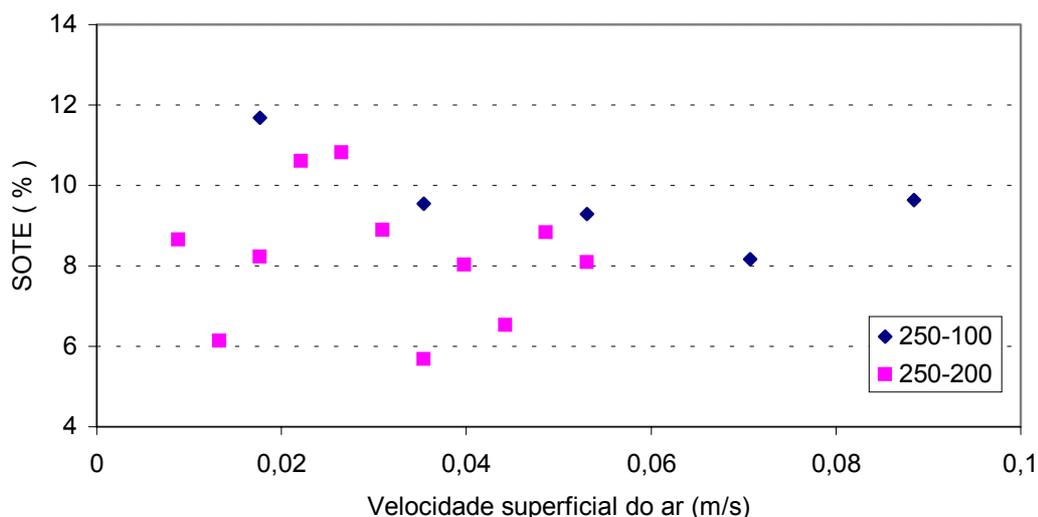


Figura 30 – Comparação de eficiência padrão de aeração em fração entre as configurações 250-100 e 250-200

5.3. Análise das condições de operação em função do oxigênio

Estabelecendo uma vazão constante de ar, da qual é dependente a velocidade de circulação do líquido no reator e, portanto, a garantia de suspensão das partículas sólidas, pode-se ter um equilíbrio do consumo de oxigênio no reator, em função da DQO a ser removida.

Um exemplo dessa dependência entre as variáveis, a ser trabalhada no projeto do reator, é desenvolvido a seguir, para uma vazão de ar de 2000L/h. A vazão foi adotada com base no limite de funcionamento suave do leito com água limpa.

Uma vez adotada a vazão, deve-se verificar se a velocidade será suficiente para evitar a sedimentação do leito. Conforme indicado na Figura 21, a velocidade resultante é de aproximadamente 1,1m/s. Assim, do ponto de vista hidrodinâmico, a vazão adotada tem potencialidades para ser a velocidade utilizada na fase de teste com material biológico.

Para que a remoção seja eficiente basta apenas suprir a demanda necessária de oxigênio no reator. Como a concentração de DQO no afluente é

conhecida, adotando-se um TDH é possível calcular aproximadamente a vazão de ar necessária na operação, conforme segue.

Para operar com um TDH de 3h o reator necessita de uma vazão afluyente de esgoto de 86L/h. Considerando uma remoção de aproximadamente 520mg/L de DQO o consumo de oxigênio do ar, na ausência de outras fontes de oxigênio como a proveniente da desnitrificação, seria dado por:

$$O_c = 86 \text{ (L/h)} \cdot 0,520 \text{ (g/L)} \quad 25$$

$$O_c = 44,72 \text{ g/h} \quad 26$$

Onde O_c é o oxigênio consumido.

Como pode-se observar na Figura 28, para a vazão de ar de 2000L/h a taxa de transferência de oxigênio é de aproximadamente 12,8mg/s, o que equivale a 46g/h, valor este que supre a demanda de oxigênio, indicando então que a configuração escolhida para o reator é funcional.

Nas configurações anteriores do reator necessitava-se de maiores vazões de ar para suspender as partículas sólidas com o biofilme, isso em função da maior área do tubo interno, tendo portanto altas taxas de oxigenação, fato este que distribuía oxigênio em todo o reator, trazendo deficiências na desnitrificação. Com as novas modificações esperava-se trabalhar com níveis de oxigênio mais restritos, forçando a formação de uma zona anóxica, a qual possibilitaria o processo de desnitrificação.

5.4. Resultados do monitoramento

Os dados obtidos durante o monitoramento estão alocados em ordem cronológica. O anexo B apresenta todos os resultados dos ensaios em forma de tabelas. Obteve-se 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 afluyente teve média de 7,7 e

desvio padrão de 0,15. Para o esgoto 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 20,8 °C e desvio padrão de 3,3 °C para o ar, e média de 24,1 °C com desvio padrão de 1,2 °C para o esgoto na zona de reação.

As vazões de ar utilizadas durante toda a fase experimental estão apresentadas na Figura 31.

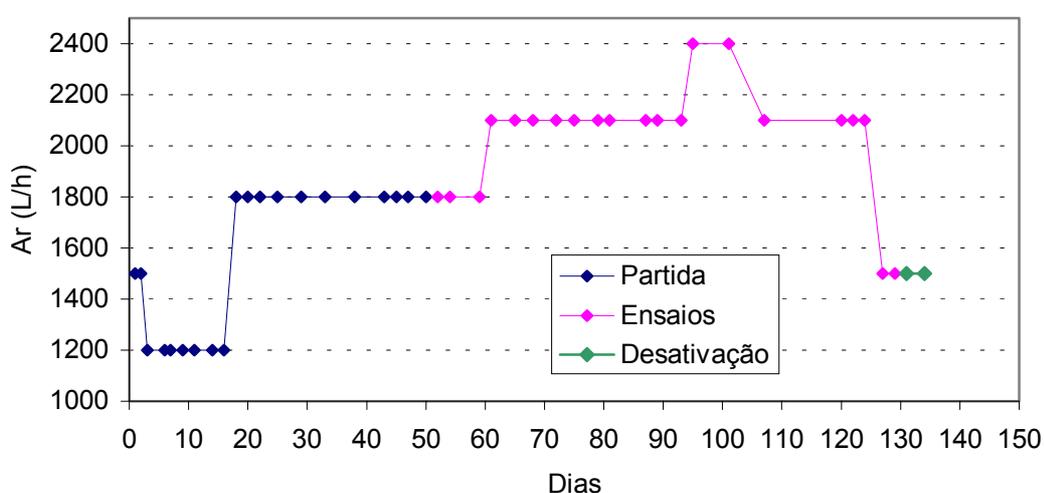


Figura 31 – Vazões de ar utilizado durante o experimento com esgoto

A operação começou com vazões baixas, da ordem de 1200L/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. Após o 19º ensaio foi diminuída a vazão de ar para 1500L/h para avaliar o funcionamento do reator sob essas condições.

O período de partida foi acompanhado com medições de OD, conforme apresentado na Figura 32.

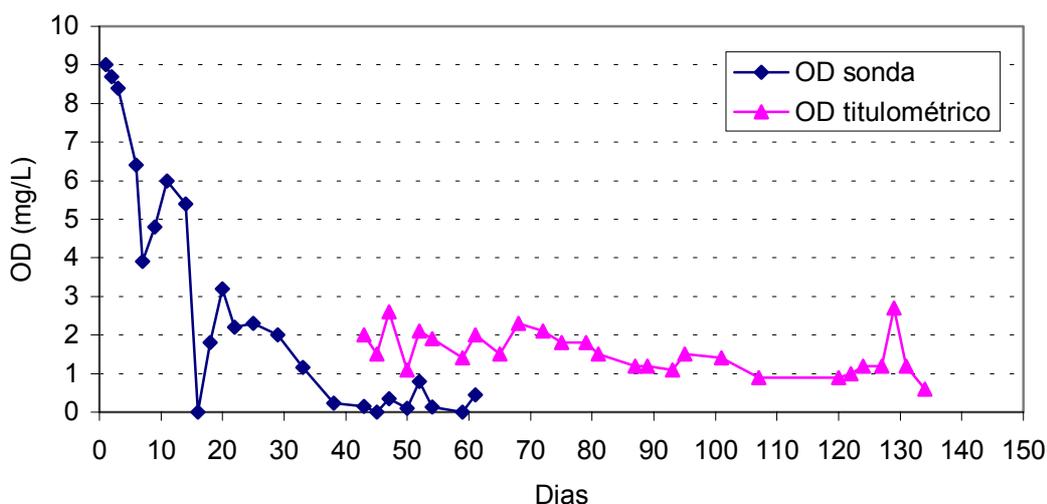


Figura 32 – Dados de acompanhamento do oxigênio dissolvido na zona de reação

Pode-se observar na Figura 27 que à medida que ocorreu o crescimento do biofilme caiu o OD no reator. A partir do 15º dia a vazão de ar foi aumentada para 1800L/h devido à queda do OD e, posteriormente, para 2100L/h, sempre buscando manter cerca de 2mg/L de OD. Durante essa fase, a partir do 50º dia de funcionamento iniciou-se o monitoramento com as análises laboratoriais.

O repentino acréscimo de OD no 129º dia se deu devido a diminuição da vazão de ar anterior a ele. Com a diminuição da vazão de ar, o reator passou rapidamente a ter seu leito fluidizado anóxico, causando o desprendimento do biofilme. Quando uma grande parte do material biológico parou seu metabolismo, o reator com alta eficiência na oxigenação do meio passou 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.

A Figura 33 apresenta os resultados do monitoramento da DBO.

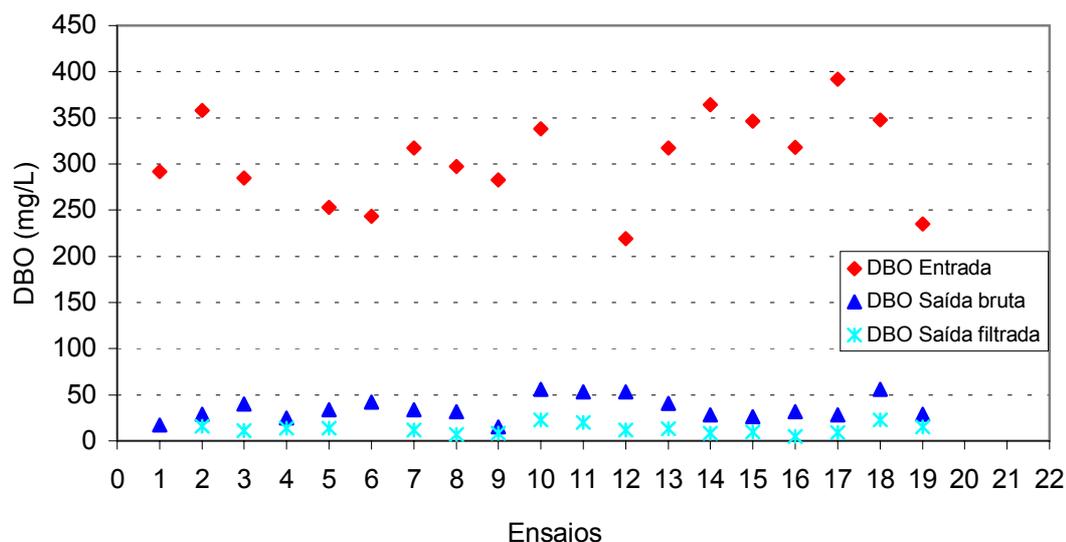


Figura 33 – Resultados dos ensaios de DBO de entrada e de saída bruta e filtrada

A DBO de entrada teve uma variação apreciável em seus resultados, porém dentro dos padrões previstos, já que o esgoto afluente varia sua concentração mesmo quando se faz a coleta rigorosamente nos mesmos horários. Os resultados da entrada estão na faixa prevista pela literatura.

Ao comparar a DBO bruta e filtrada nota-se que seus valores não têm grande variação, portanto o carregamento de lodo para fora do reator não foi muito significativo. Normalmente no ato das análises não se notava diferença expressiva entre o efluente filtrado e o bruto. A Figura 34 apresenta o aspecto do afluente a esquerda, o efluente bruto ao centro e o filtrado à direita.



Figura 34 – Aspecto do afluente e do efluente bruto e filtrado

Entre o 9º e 10º ensaio houve uma sensível piora no efluente, fato este que está 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 detida no decantador, ocasionando um efluente visivelmente mais escuro. Essa pior qualidade se percebe ao notar a distância entre as curvas de DBO bruta e filtrada nos pontos posteriores.

Este comportamento é compatível com a redução da vazão de ar, conforme a Figura 31, que provocou o desprendimento do biofilme.

As DBOs bruta e filtrada tiveram uma remoção média de 88,48% e 95,77%, respectivamente.

Os resultados do monitoramento da DQO são apresentados na Figura 35.

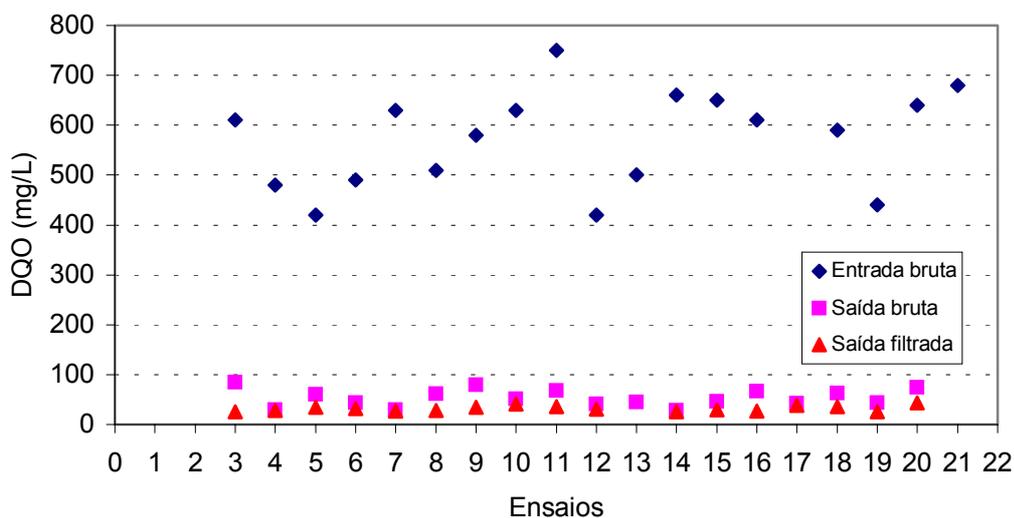


Figura 35 – Resultados dos ensaios de DQO de entrada, saída bruta e filtrada

A variação da DQO do esgoto afluente se manteve em limites aceitáveis, sendo decorrente da variação normal que se tem no esgoto afluente.

A DQO efluente apresentou valores sensivelmente constantes em todo o período, principalmente a DQO filtrada. Apesar do reator ter sofrido uma mudança na vazão de ar entre o 13º e 17º ensaios, não é 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 provocada neste período. Pode perceber que com o decréscimo na vazão de ar ocorreu um pior desempenho no tratamento, comportamento este que era previsto, como

mostrado anteriormente no cálculo da mínima vazão de ar necessária para o TDH de 3 horas.

A DQO média no período de monitoramento foi de 50mg/L e 31mg/L, com desvio padrão de 15 e 4 para a DQO bruta e filtrada, respectivamente. A remoção da DQO foi consecutivamente de 91,09% e 94,47% para a DQO bruta e filtrada.

A Figura 36 apresenta os resultados obtidos com a medição do nitrogênio em suas diversas formas.

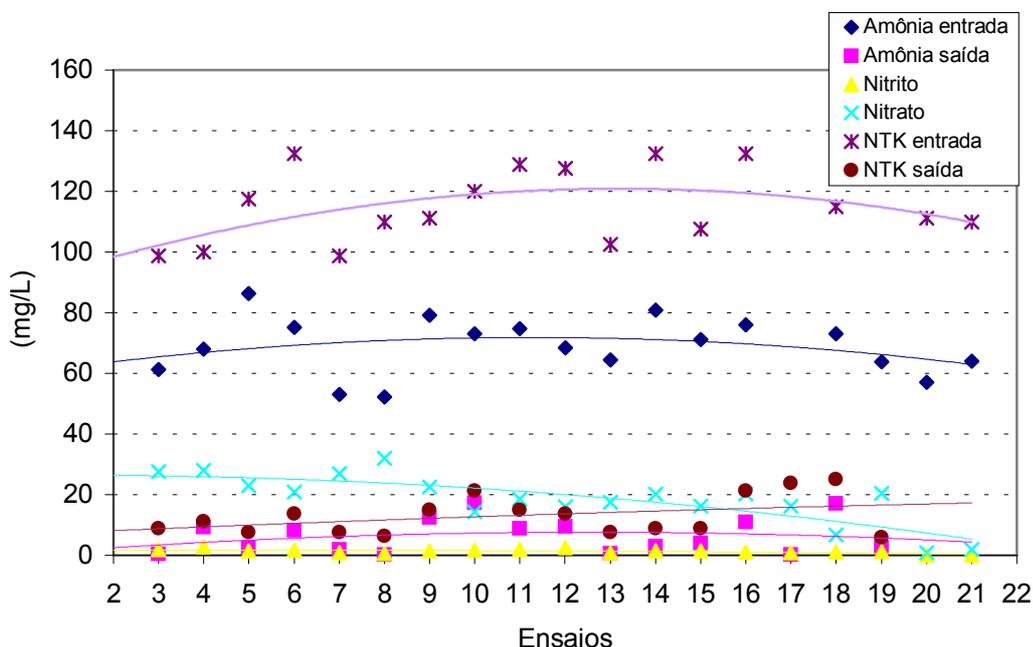


Figura 36 – Resultados dos ensaios de Nitrogênio em suas diversas formas

O valor médio do NTK afluente foi de 116mg/L com desvio padrão de 16,1mg/L. O nitrogênio total Kjeldahl (NTK) teve seu valor permanentemente maior que a amônia no esgoto afluente, fato este que era de se esperar, já que o NTK é a soma da amônia mais o nitrogênio orgânico contido no afluente.

A variação apresentada pela amônia e NTK afluente são justificadas pela normal variação do esgoto coletado. Os resultados se mostram coerentes, pois quando varia o NTK a amônia varia também com a mesma intensidade e sentido, mostrando assim que a concentração de nitrogênio orgânico se manteve com a mesma constância.

Na fase inicial das análises foi possível perceber que a concentração de nitratos era maior que a da amônia, levando a entender que a nitrificação funcionou melhor que a desnitrificação, fato este que se inverteu na fase final da pesquisa.

Analisando as linhas de tendências do NTK e amônia no efluente, percebeu-se que sobra um residual de nitrogênio orgânico que não foi removido.

A concentração de nitrato é maior que a de nitrito, mostrando que a desnitrificação foi o fator limitante na remoção de nitrogênio.

No 9º e 10º ensaios verificou-se uma maior concentração de NTK e amônia no efluente. Nos mesmos ensaios pode-se perceber na Figura 32 uma modificação no sistema, influenciando no metabolismo bacteriano a qual se mostrou susceptível a alterações bruscas, vindo a se estabilizar algum tempo depois. Um outro comportamento deste tipo pode ser analisado no 20º e 21º ensaios, mas nestes a alteração no metabolismo foi proposital, correspondendo com as expectativas.

Os valores médios e desvio padrão do NTK e amônia efluente no período de monitoramento foram de 13mg/L e 6,4mg/L para NTK, e 5mg/L e 4,4mg/L para a amônia. A remoção do NTK foi de 88,79%.

A Figura 37 apresenta os resultados dos ensaios de quantificação da concentração do meio suporte, cuja metodologia foi descrita no item 4.6.

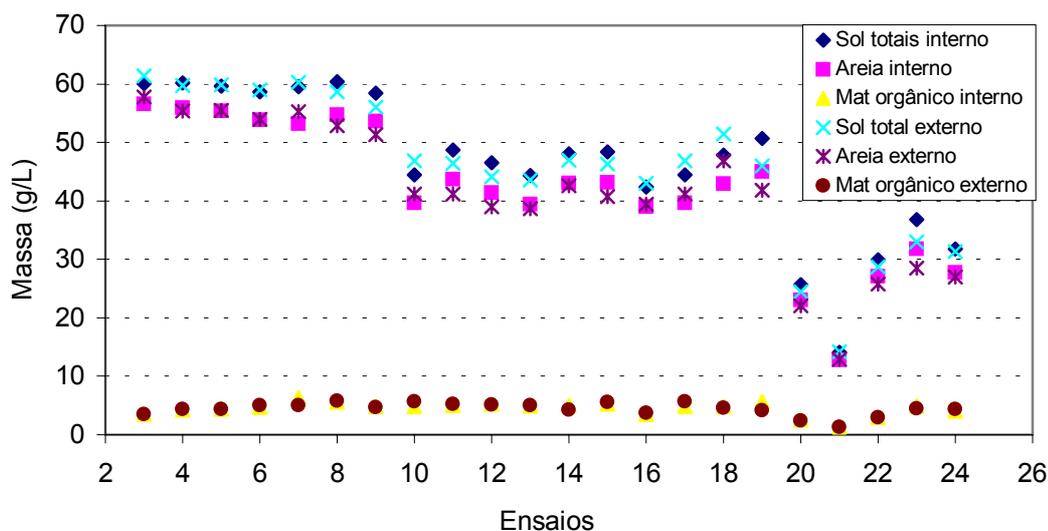


Figura 37 – Resultados da quantificação de areia e biomassa na zona de reação

O valor nominal adotado para a concentração do meio suporte foi de 100g/L. De imediato percebe-se que a amostragem indica valores bem menores, entre 40% a 60% da quantidade inserida no reator, além da existência de pelo menos dois patamares bem definidos para a concentração do meio suporte, com variação brusca entre o 9º e 10º ensaio. Os dados a partir do 21º ensaio fazem parte do processo de desativação do reator e a variação observada deve considerar a diminuição acentuada da vazão de ar.

Se estivesse ocorrendo perda de meio suporte pelo efluente haveria uma diminuição gradual da concentração, não registrada pela Figura 37, de forma que a diferença deve ser atribuída à existência de zonas mortas que aprisionam as partículas sólidas decantadas.

A informação relativa ao meio suporte proporcionada pela Figura 37 pode ser complementada pelos ensaios baseados em volume sedimentado, conforme proposto no item 4.6. A Figura 38 apresenta os resultados obtidos no respectivo ensaio.

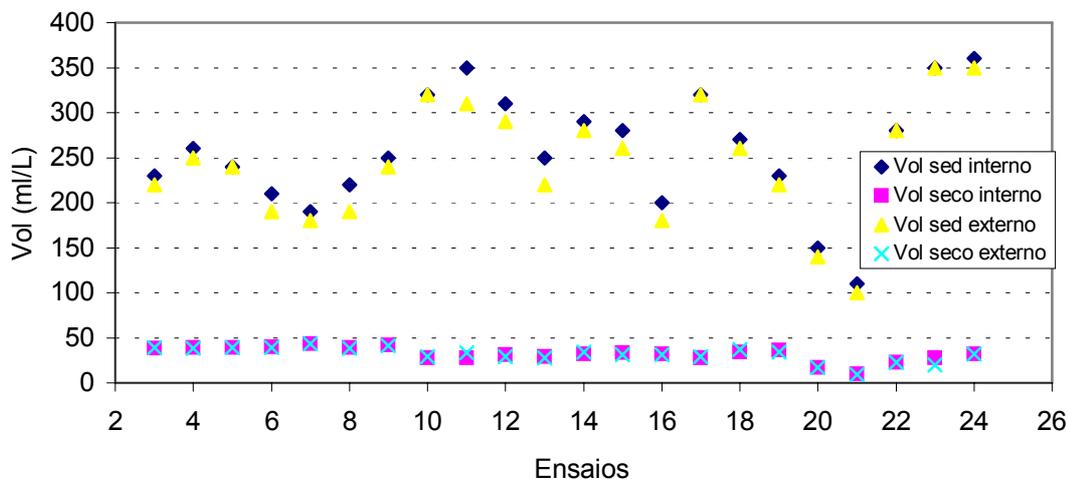


Figura 38 – Resultados dos volumes de sólidos totais e biomassa na zona de reação do reator

Pode –se notar que os volumes sedimentado no tubo interno e no externo são muito parecidos, forçando nos a entender que o leito é homogêneo, com um leve acréscimo no tubo interno, isso corrobora a teoria de Heijnen (1992), que prevê maior concentração da fase sólida (meio suporte) no tubo interno.

Este ensaio verifica facilmente o aumento da concentração de biofilme suspenso no leito, pois apesar de sua velocidade de sedimentação mais lenta, aumenta sensivelmente o volume sedimentado, formando uma camada menos compacta e com variação gradual de transparência, perceptível visualmente.

O volume seco é referente ao volume que sobra desta mistura após a queima na mufla, sendo composto basicamente de areia. A variação da areia em diversos momentos da pesquisa se dá pela acomodação nas zonas mortas do reator, como dito anteriormente.

Entre o 19º e 20º foi feita a diminuição da vazão de ar de 2100L/h para 1500L/h, com isso pode-se observar o decaimento bacteriológico devido a falta de oxigênio, podendo-se perceber na Figura 33 o choque sofrido pelas bactérias e sua posterior recomposição e adaptação ao sistema modificado.

Ao comparar-se a Figura 37 com a 38, percebeu-se que houve um decréscimo nos sólidos totais entre o 8º e 10º ensaios, e inversamente o volume de sólidos sedimentados aumentou. Uma possível explicação para

este fato é que com o aumento da biomassa suspensa, houve um decréscimo de substrato para o biofilme aderido, havendo com isso sua diminuição. A biomassa suspensa não acrescenta massa aos sólidos totais, pois no processo anterior ao de secagem ela é removida através de lavagem.

Em geral, verifica-se que as informações proporcionadas pelo ensaio volumétrico são compatíveis com as determinações quantitativas. Em vista da simplicidade do procedimento, pode-se considerar que o ensaio proposto é útil para o acompanhamento qualitativo das condições de operação.

Os resultados das análises incluem ainda o monitoramento do fósforo total e ortofosfato, cujos resultados são apresentados na Figura 39.

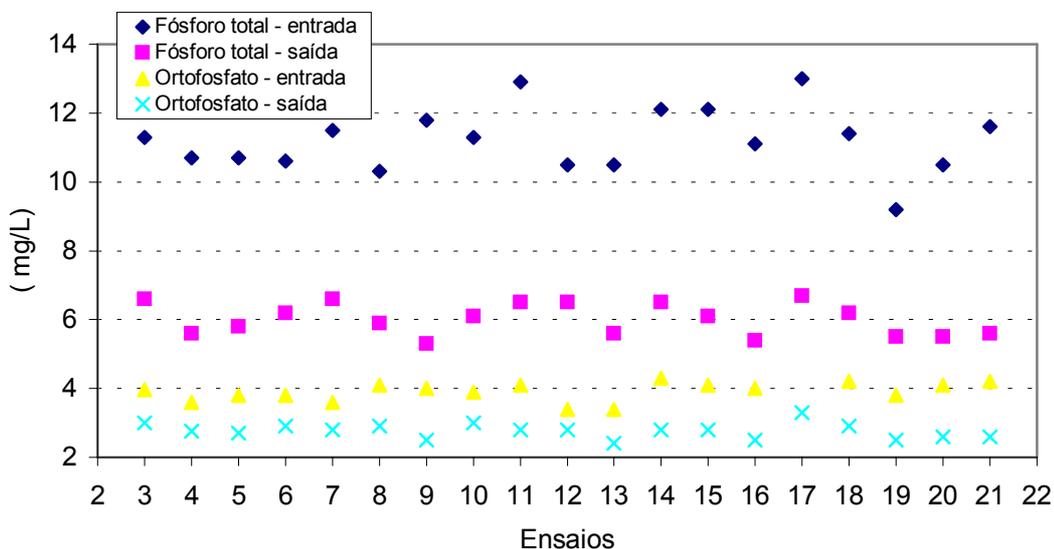


Figura 39 – Resultados dos ensaios de fósforo na entrada e saída do reator

Embora o objetivo principal do trabalho tenha sido avaliar os efeitos sobre a remoção de nitrogênio os dados de fósforo foram obtidos para referência, tendo em vista a existência de resultados obtidos na configuração anterior (250-200) por Gebara (2000).

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 46,41%. Quanto ao ortofosfato, obteve-se uma média de 4mg/L com desvio padrão de 0,3mg/L para o afluente os valores foram consecutivamente de 3mg/L e 0,2mg/L para o efluente, com uma remoção de 29,23%.

5.5. 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.

Os dados da configuração 250-200 com TDH de 3 horas e 100g/L de meio suporte foram obtidos em Dall'Aglio Sobrinho (2003).

5.5.1. DBO

A Tabela 10 reúne as estatísticas básicas 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 – Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DBO

	A200Br	A100Br	E200Br	E100Br	E200Filtr	E100Filtr
<i>Num. Dados</i>	10	17	11	19	10	17
<i>Média Amostral</i>	281	306	32	35	5	13
<i>Desvio Padrão</i>	29	49	7	12	3	5
<i>Interv. Confiança Média (95%)</i>						
<i>Inferior</i>	263	283	27	30	3	10
<i>Superior</i>	300	330	36	41	6	15
<i>Teste T: Ho = médias iguais</i>						
<i>variável t =</i>		1,435		0,834		4,501
<i>t limite (95%) =</i>		2,060		2,048		2,060
<i>Rejeita Ho ?</i>		NÃO		NÃO		SIM
<i>Teste F: Ho = médias iguais</i>						
<i>F =</i>		2,059		0,696		20,3
<i>Fmax (95%) =</i>		4,24		4,20		4,24
<i>Rejeita Ho ?</i>		NÃO		NÃO		SIM

Observa-se na Tabela 10 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 34mg/L, uma diferença não significativa ao nível de 95% de confiança. Já na DBO filtrada houve um piora estatisticamente significativa, com a média passando de 5mg/L para 12mg/L.

As Figuras 40 e 41 apresentam gráficos tipo “box-plot” em que podem ser visualizados os comportamentos das séries de dados de DBO.

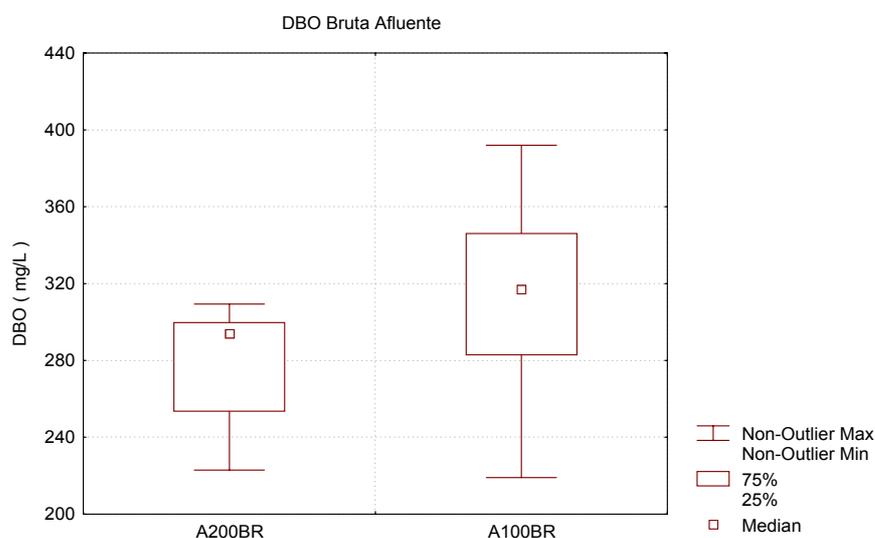


Figura 40: DBO bruta afluente

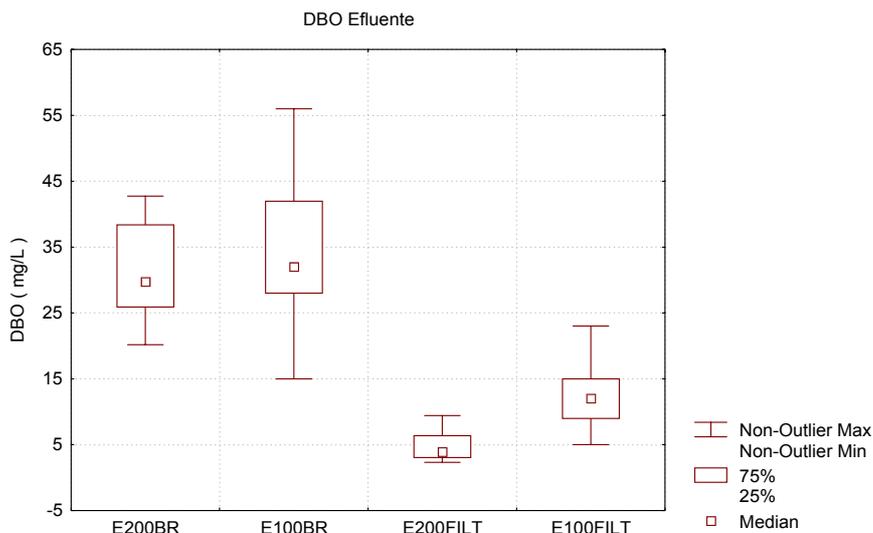


Figura 41: DBO bruta e filtrada efluente dos ensaios com as duas configurações

5.5.2. DQO

O mesmo tratamento de dados do item 5.5.1 foi realizado para as séries de DQO obtidas nos ensaios com as configurações 250-200 e 250-100. As principais estatísticas das séries e os testes de significância para igualdade entre as médias são apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 – Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de DQO

	A200Br	A100Br	E200Br	E100Br	E200Filtr	E100Filtr
<i>Num. Dados</i>	11	16	11	16	10	14
<i>Média Amostral</i>	611	561	112	50	31	31
<i>Desvio Padrão</i>	96	97	31	15	5	4
<i>Interv. Confiança Média (95%)</i>						
<i>Inferior</i>	554	513	94	43	28	29
<i>Superior</i>	668	608	131	57	34	33
<i>Teste T Ho = médias iguais</i>						
<i>variável t =</i>		1,328		7,012		0,029
<i>t limite (95%) =</i>		2,060		2,060		2,074
<i>Rejeita H0 ?</i>		NÃO		SIM		NÃO
<i>Teste F Ho = médias iguais</i>						
<i>F =</i>		1,764		49,163		0,001
<i>Fmax (95%) =</i>		4,24		4,24		4,30
<i>Rejeita H0 ?</i>		NÃO		SIM		NÃO

Segundo a Tabela 11 a média da DQO afluyente 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 quase 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 42 e 43 apresentam gráficos tipo “box-plot” em que podem ser visualizados os comportamentos das séries de dados de DQO.

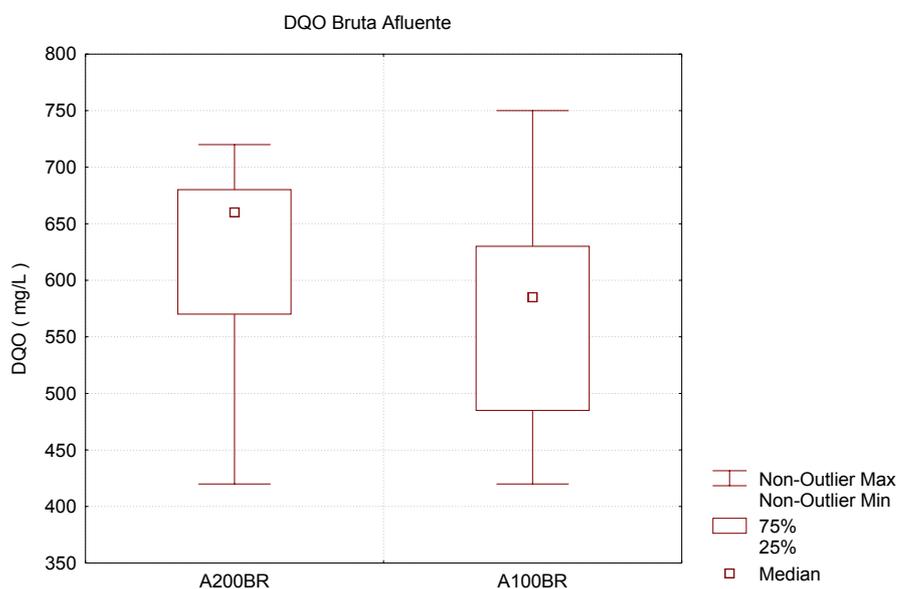


Figura 42: Ensaio com DQO bruta afluente das duas configurações

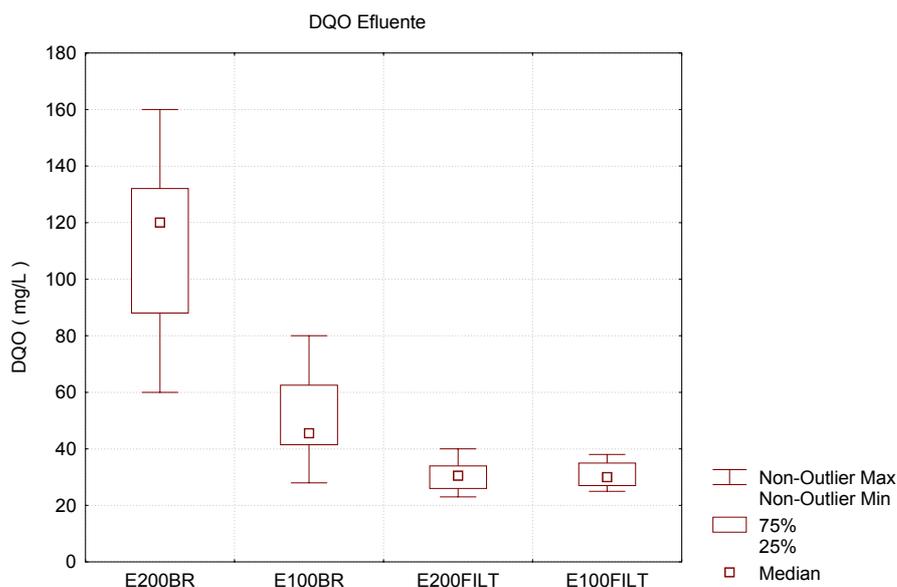


Figura 43: Efluente dos ensaios de DQO bruta e filtrada com as duas configurações

A nova relação de diâmetros do reator melhorou o comportamento de sedimentabilidade do lodo, pois como se nota na Figura 43 o efluente bruto melhorou sensivelmente, e o filtrado se manteve nos mesmos padrões, diminuindo assim a diferença da DQO entre os efluentes bruto e filtrado.

5.5.3. Nitrogênio

O mesmo tratamento de dados do item 5.5.1 foi realizado para as séries de amônia, NTK, nitrito e nitrato obtidas nos ensaios com as configurações 250-200 e 250-100. As principais estatísticas das séries e os testes de significância para igualdade entre as médias são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 – Estatísticas básicas e teste de significância das diferenças entre médias de Amônia, NTK, Nitrito e Nitrato

	Afluyente				Efluente							
	Amônia		NTK		Amônia		Nitrato		Nitrito		NTK	
	A200	A100	A200	A100	E200	E100	E200	E100	E200	E100	E200	E100
<i>N. Dados</i>	10	16	9	17	10	15	9	17	10	17	11	17
<i>Média</i>	52,4	70,0	83,1	116,0	1,1	5,0	8,8	20,5	0,8	1,4	10,8	13,0
<i>Desv.Pad.</i>	8,3	9,4	4,1	16,1	0,4	4,4	2,4	6,0	0,4	0,6	2,6	6,4
<i>Int. Conf. Média (95%)</i>												
<i>Inferior</i>	47,3	65,4	80,4	108,3	0,8	2,8	7,3	17,6	0,6	1,2	9,2	10,0
<i>Superior</i>	57,6	74,7	85,7	123,6	1,3	7,2	10,3	23,3	1,1	1,7	12,4	16,0
<i>Teste T Ho = médias iguais</i>												
<i>t =</i>		4,844		5,980		2,817		5,522		2,781		1,085
<i>t_{max} (95%)</i>		2,064		2,064		2,069		2,064		2,060		2,056
<i>Rejeita?</i>		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM		NÃO
<i>Teste F Ho = médias iguais</i>												
<i>F =</i>		23,5		35,8		7,9		30,5		7,7		1,2
<i>F_{max} (95%)</i>		4,26		4,26		4,28		4,26		4,24		4,23
<i>Rejeita?</i>		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM		NÃO

Segundo a Tabela 12 a média da Amônia afluyente foi maior na configuração 250-100, diferença significativa ao nível de 95% de confiança. Entretanto, os resultados de remoção foram semelhantes. Embora ligeiramente melhor na configuração 250-100 (92,85% na configuração 250-100 e 79,4 na configuração 250-200) as remoções não apresentam diferenças estatisticamente significativas a nível de 95% de confiança.

O ocorrido com a Amônia repetiu-se com o NTK, os afluentes e efluentes da configuração 250-100 estão com valores maiores que a configuração 250-200, as taxas de remoção foram semelhantes e são apresentadas na Tabela 15 do item 5.5.5.

Observando os valores de nitrito e nitrato, pode se admitir que a configuração 250-100 teve maiores dificuldades para a realização do processo de desnitrificação, processo este que se bem sucedido removeria o nitrato com maior intensidade.

As Figuras 44 e 45 apresentam gráficos em que podem ser visualizados os comportamentos das séries de dados de Amônia, NTK, nitrito e nitrato.

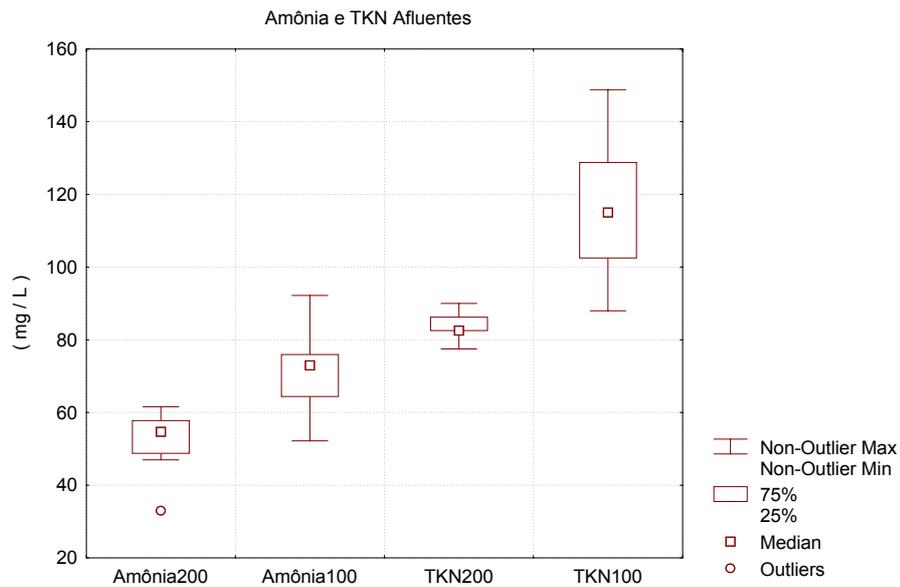


Figura 44: Ensaios com Amônia e NTK afluente das duas configurações

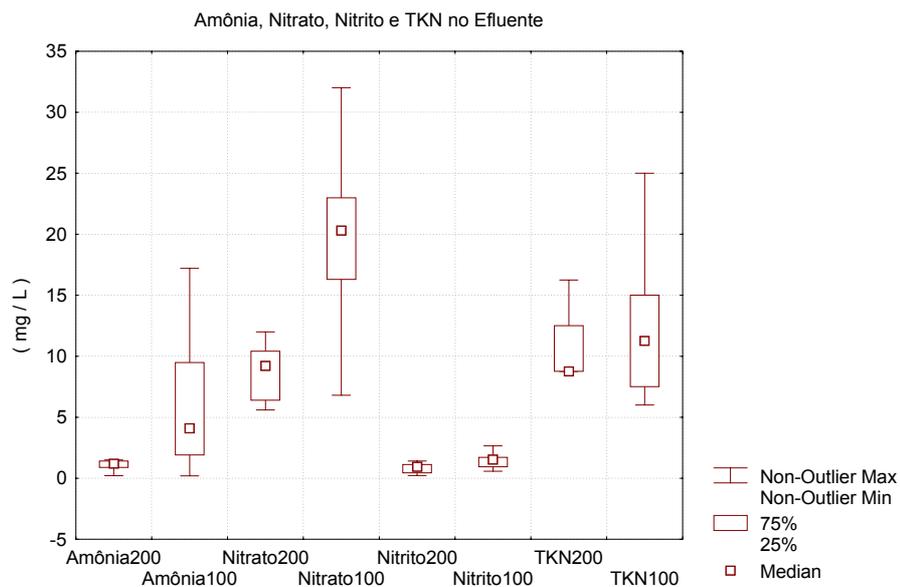


Figura 45: Efluente dos ensaios de Amônia, NTK, nitrito e nitrato das duas configurações

5.5.4. Sólidos

O tratamento 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.

As principais estatísticas das séries e os testes de significância para igualdade entre as médias são apresentados na Tabela 13.

Tabela 13 – 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
<i>N. Dados</i>	11	15	11	15	11	15	11	15	11	16	11	17
<i>Média</i>	707	759	523	494	321	402	288	295	386	356	236	201
<i>Desv.Pad.</i>	114	46	58	35	37	33	45	41	94	34	61	44
<i>Int. Conf. Média (95%)</i>												
<i>Inferior</i>	639	736	489	476	299	385	261	274	331	340	200	180
<i>Superior</i>	774	782	558	511	343	419	314	316	441	373	272	221
<i>Teste T Ho = médias iguais</i>												
<i>t =</i>		1,62		1,63		5,91		0,44		1,163		1,780
<i>t_{max} (95%)</i>		2,06		2,06		2,06		2,06		2,060		2,056
<i>Rejeita?</i>		NÃO		NÃO		SIM		NÃO		NÃO		NÃO
<i>Teste F Ho = médias iguais</i>												
<i>F =</i>		2,63		2,65		34,89		0,19		1,35		3,17
<i>F_{max} (95%)</i>		4,26		4,26		4,26		4,26		4,24		4,23
<i>Rejeita?</i>		NÃO		NÃO		SIM		NÃO		NÃO		NÃO

Como visto na Tabela 13 os resultados de sólidos são bastante parecidos, pode-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, apesar do afluente ser sensivelmente maior que na configuração 250-200.

Apesar dos sólidos totais estarem com valores bastante parecidos, a nova configuração de reator trouxe melhoras quanto a este aspecto para o efluente, melhora esta que pode ser percebida nos dados dos sólidos suspensos.

A Figura 46 apresenta o gráfico em que pode ser visualizado o comportamento das séries de dados de sólidos.

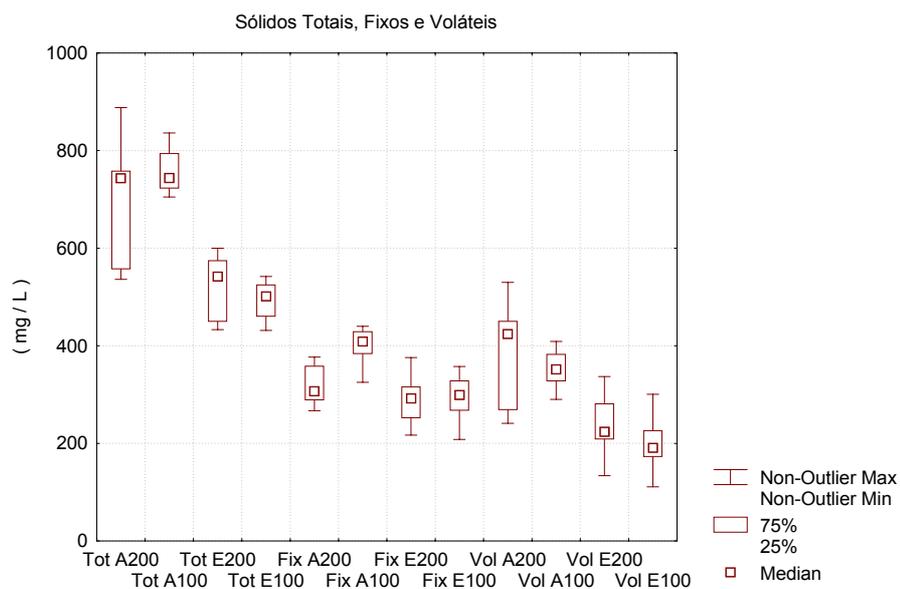


Figura 46: Resultados das análises de sólidos totais afluentes e efluentes

Na Tabela 14 podem ser vistos os dados comparativos de sólidos suspensos entre as duas configurações de reatores estudadas.

Tabela 14 – 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
<i>Num. Dados</i>	10	18	11	20	11	17	11	20	10	19	11	19
<i>Média</i>	136	224	50	37	15	42	6	3	122	189	45	31
<i>Desvio Pad.</i>	27	38	14	17	10	15	2	3	27	31	13	14
<i>Int. Conf. Média (95%)</i>												
<i>Inferior</i>	119	207	42	29	9	34	4	2	105	176	37	25
<i>Superior</i>	153	242	58	44	21	49	7	5	139	203	52	38
<i>Teste T Ho = médias iguais</i>												
<i>variável t =</i>	6,53		2,21		5,13		2,35		5,87		2,48	
<i>t limite (95%) =</i>	2,06		2,05		2,06		2,05		2,05		2,05	
<i>Rejeita Ho ?</i>	SIM		SIM		SIM		SIM		SIM		SIM	
<i>Teste F Ho = médias iguais</i>												
<i>F =</i>	42,7		4,88		26,3		5,53		34,5		6,15	
<i>Fmax (95%) =</i>	4,23		4,18		4,23		4,18		4,21		4,20	
<i>Rejeita Ho ?</i>	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 se percebia um bom aspecto no efluente do reator de configuração 250-100, impressão esta confirmada pelos resultados sólidos suspensos, os quais realmente influenciam no aspecto do esgoto.

A Figura 47 apresenta o gráfico em que pode ser visualizado o comportamento das séries de dados de sólidos suspensos.

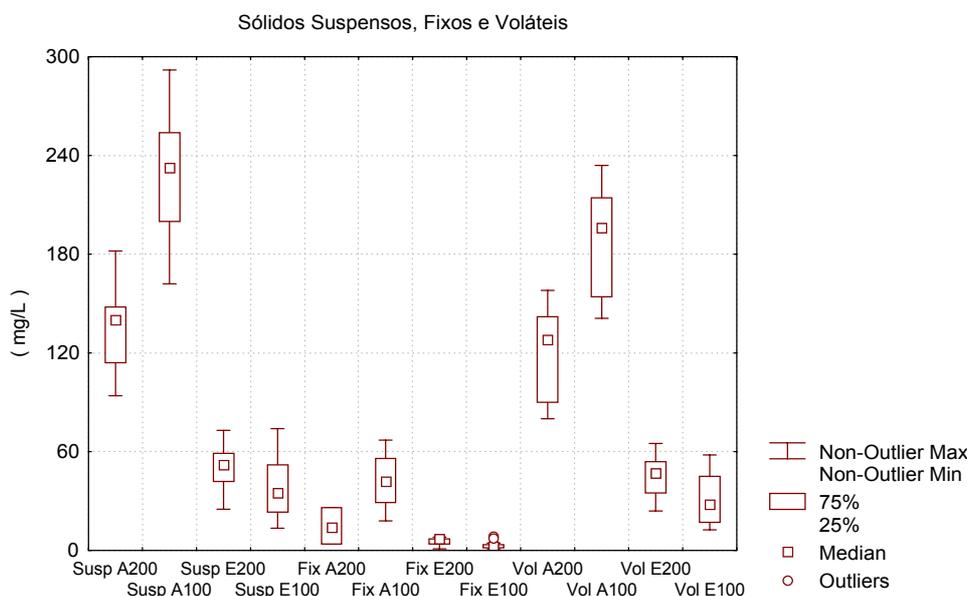


Figura 47: Resultados das análises de sólidos suspensos afluentes e efluentes

5.5.5. Comparação entre as eficiências de remoção

A Tabela 15 apresenta um resumo do comportamento das duas configurações em relação a remoção, discutidas ao longo do item 5.5.

Como dito anteriormente, os resultados de remoção mostrados na Tabela 1 do item 3.9 da configuração 250-200 não passaram por tratamento estatístico, portanto podem conter pequenas diferenças em relação aos valores agora apresentados.

Tabela 15 – Eficiência de remoção da configuração 250-100 e 250-200

Parâmetros	250-200			250-100		
	Entrada	Saída	Remoção (%)	Entrada	Saída	Remoção (%)
DBO bruta	281	32	88,61	306	35	88,48
DBO filtrada	-	5	98,22	-	13	95,77
DQO bruta	611	112	81,67	561	50	91,09
DQO filtrada	-	31	94,92	-	31	94,47
Amônia	52,4	1,1	97,90	70	5	92,85
NTK	83,1	10,8	87,00	116	13	88,79
Nitrito	-	0,8	-	-	1,4	-
Nitrato	-	8,8	-	-	20,5	-
NT	83,1	20,4	75,45	116	34,9	69,91
Fósforo total	9,7	6,5	32,96	11	6	45,45
Ortofosfato	5,8	4,8	16,64	4	3	25,00
Sólidos totais	707	523	26,02	759	494	34,91
Sólidos totais fixos	321	288	10,28	402	295	26,61
Sólidos totais voláteis	386	236	38,86	356	201	46,06
Sólidos suspensos	136	50	63,23	224	37	85,19
Sólidos suspensos fixos	15	6	60,00	42	3	94,34
Sólidos suspensos voláteis	122	45	63,11	189	31	83,36

A remoção da configuração 250-100 alcançou 88,5% da DBO bruta afluente e 95,8% em relação a DBO filtrada. Para a DQO os índices de remoção foram de 91,1% e 94,5%, respectivamente bruta e filtrada. Esses índices são comparáveis aos da configuração anterior, 250-200, com exceção da DQO bruta, cuja remoção foi quase 10% melhor na configuração 250-100.

Os resultados foram obtidos com vazões de ar médias de cerca de 2000L/h na configuração 250-100 e de 3700L/h na configuração 250-200. Portanto, resultados praticamente idênticos na remoção da carga orgânica carbonácea, com uma redução de cerca de 46% na vazão de ar.

Com relação ao nitrogênio em suas diversas formas, contrariamente ao esperado no início do trabalho, os resultados da configuração 250-100 foram piores que os da configuração anterior. A remoção de amônia diminuiu de 97,9% para 92,8% o NTK indica remoção de 88,8% contra 87,0% 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 atual. A remoção total de nitrogênio que era de 75,4% na configuração 250-100 na nova configuração obteve um valor de 69,9%. Pode-se concluir que apesar da boa remoção de nitrogênio 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 orgânica 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.

5.6. Considerações finais

Empregando traçadores foi possível caracterizar o protótipo de reator com relação às principais variáveis hidráulicas envolvidas, bem como discutir aspectos do funcionamento do leito fluidizado.

A configuração 250-100 resultou num expressivo aumento da velocidade de circulação ascendente em relação à anterior (250-200), comprovando, portanto, o aumento esperado de eficiência da injeção de ar na indução da circulação. Em consequência não foram observados problemas para a suspensão das partículas sólidas, mesmo na menor vazão de ar utilizada, de 1200L/h, no período mais desfavorável do início da formação do biofilme.

Devido às grandes velocidades de saída do tubo interno, foi necessário adotar uma maior profundidade da saída para evitar a propagação de perturbações da câmara de separação de ar para o decantador.

As vazões máximas admissíveis de ar situaram-se próximas a 2000L/h, para não ocorrer pistramento no leito com água limpa. Acima dessa vazão verificou-se a ocorrência de pistramento significativo, o que pode

comprometer a qualidade do biofilme e diminuir a eficiência de transferência de oxigênio para o meio, pela redução da área superficial das bolhas de ar.

Na operação com esgoto e com 100g/L de areia como meio suporte o leito apresentou fluidização uniforme em vazões tão altas quanto 3000L/h, indicando mudanças significativas na dinâmica do escoamento que devem ser levadas em conta no projeto do reator.

O coeficiente global de transferência de oxigênio em função da vazão de ar injetado revelou-se bastante próximo nas duas configurações estudadas, formando um conjunto de pontos que podem ser aproximados pela mesma tendência linear. Esse resultado refletiu-se sobre as taxas de transferência de oxigênio. Como o reator 250-100 pode trabalhar com menor vazão de ar a taxa de transferência também foi menor que na configuração 250-200, aumentando a eficiência na utilização do ar, conforme previsto.

Com TDH de 3h e 100g/L de areia as condições de operação foram bastante regulares, não se registrando variações significativas nos resultados das análises efetuadas ao longo do tempo.

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 15.

A variável vazão de ar tem efeito acentuado sobre o controle da espessura do biofilme. Tal afirmação é confirmada pelos efeitos da redução da vazão de ar efetuada na fase final do ensaio. Por outro lado, os aumentos da vazão de ar, de 1800L/h para 2200L/h efetuados entre o 3º e 4º ensaios, e posteriormente para 2400L/h durante o período em que foram efetuados o 14º e 15º ensaios, não provocaram modificações sensíveis nos índices de remoção.

Na presente pesquisa o critério operacional adotado como objetivo foi a manutenção de um valor de OD na câmara de separação do ar. Isso impossibilitou verificar os efeitos da evolução no tempo da dinâmica da biomassa que levou à diminuição do OD no início do monitoramento. Desta forma, sugere-se a realização de novos ensaios para averiguar os efeitos de diferentes vazões de ar sobre o tratamento.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Os resultados de DBO e DQO foram comparáveis aos da configuração 250-200, com exceção da DQO bruta, que obteve uma melhor remoção em aproximadamente 10%, a qual é explicada por melhores características físicas do efluente.

A configuração 250-100 apresentou menor remoção de nitrogênio total, mas ainda com altos índices para a tecnologia em questão. Esta diferença se deve a menor remoção de amônia, e um expressivo acúmulo de nitrato, caracterizando uma menor desnitrificação.

Passou-se a utilizar na nova configuração menores vazões de ar, obtendo uma redução no consumo de 46%, valor este que interfere fortemente no custo operacional do reator.

Através das informações contidas neste trabalho, ficou demonstrada a possibilidade de controlar a eficiência do reator a partir do projeto geométrico e das características hidrodinâmicas de operação.

Na configuração 250-200, a otimização de funcionamento não foi possível pelas condições hidrodinâmicas, na configuração 250-100, esta mesma otimização não foi possível em função do tratamento, ou seja, com folga no funcionamento hidrodinâmico e baixo fornecimento de oxigênio. Conclui-se portanto que uma configuração de reator com tubo interno com diâmetro intermediário entre os das configurações citadas estaria muito próximo à máxima otimização.

Como sugestões para futuros trabalhos, seria interessante caracterizar os efeitos das variáveis hidrodinâmicas investigadas sobre a espessura do biofilme, e também sobre o perfil de concentração de OD resultante ao longo do tubo de descida.

Levando em conta que o trabalho em questão teve como meta de operação uma taxa fixa de OD, sugere-se averiguar os efeitos de diferentes vazões de ar sobre o tratamento.

Como a otimização máxima do reator ainda não foi verificada, recomenda-se um trabalho experimental com um diâmetro de tubo interno intermediário.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ASCE. Asce standard: 1990, Measurement of oxygen transfer in clean water. 1a edição. *American Society of Civil Engineers*,. 66p.
- BELLO, R.A. et al. 1984, Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Chemical Engineering Science, Biotechnology and bioengineering*, v.27, p. 369-381.
- DALL'AGLIO SOBRINHO, M. 2003, *Tratamento de Esgoto Sanitário Utilizando Reator Aeróbio de Leito Fluidizado*. Relatório Científico Parcial à FAPESP, Proc. 01/12458-4.
- DALL'AGLIO SOBRINHO, M. 2000, *Desempenho de um Reator Aeróbio de Leito Fluidizado no Tratamento de Esgoto Doméstico* Relatório Científico à FAPESP, Proc. 97/06602-8.
- DALL'AGLIO SOBRINHO et al. 2001, Funcionamento Hidráulico de reatores aeróbios com circulação por jatos de ar para tratamento biológico de efluentes. In: *Simpósio brasileiro de recursos hídricos*, 14, Aracaju, Anais CD-ROM, 8p.
- DISTLER, G. A. 1995, *Tratamento de Esgoto Doméstico em Bio-Reator Aeróbio de Leito Fluidizado Trifásico*. Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 104p. Dissertação de Mestrado.
- FERREIRA, E. S. 2002, Cinética Química e Fundamentos dos Processos de Nitrificação e Desnitrificação Biológica. In: *Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental*, XXVII, Cancun.
- FREITAS, C. et al. 2000, Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor. *Chemical Engineering Science*, v.55, p. 4961-4972.
- FURTADO, A.A.L. et al. 1998, Effect of Hydraulic Retention Time on Nitrification in an Airlift Biological Reactor. *Bras. J. of Chem. Eng.*: v.15(3).

- GARCIA-CALVO, A. et al. 1999, A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.54, p. 2359-2370.
- GAVRILESCU, M. et al. 1998, Modelling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.69, p. 85-91.
- GEBARA, D. et al. 2000, Avaliação do desempenho de reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário. In: *XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIDIS)*. Porto Alegre.
- GEBARA, et al. 2001a, Desempenho de dois tipos de injetores de ar na transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado. In: *Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental*, 21, João Pessoa, 2001a. Anais CD-ROM - Rio de Janeiro: ABES, II-154, 6p.
- GEBARA, D. et al. 2001b, Desempenho de reatores aeróbios de leito fluidizado na remoção de carga orgânica de esgoto doméstico. In: *CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL*, 21, João Pessoa - PB. ABES.
- GUARDIA FILHO, L.E. 2001, *Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR*, Ilha Solteira:UNESP/FEIS, 45 p. (Relatório Científico ao CNPq-PIBIC)
- HEIJNEN, J. et al. 1990, Large-scale Anaerobic/Aerobic Treatment of Complex Industrial Wastewater Using Immobilized Biomass in Fluidized Bed and Air-Lift Suspension Reactors. *J. Chem. Eng. Technology*: v.13, p. 202-208.
- HEIJNEN, J. et al. 1991, Large-scale Anaerobic/Aerobic Treatment of Complex Industrial Wastewater Using Biofilm Reactors. *J. Water Sci. Tech.*: v. 23, p. 1427-1436.
- HEIJNEN, J. et al. 1992, Formation of Biofilms on Small Suspended Particles in Air-Lift Reactors. *J. Water Sci. Tech.*: v. 26 (9-10): p.2015-2019.

- HEIJNEN, J. et al. 1993, Development and Scale-Up of an Aerobic Biofilm Air-Lift Suspension Reactor. *J. Water Sci. Tech.:* v. 27, p.253-261.
- HEIJNEN, J. et al. 1997, 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, p. 2527-2540.
- HERNANDES, T. N. et al. 2002, *Efeito do Diâmetro dos reatores aeróbios de tubos concêntricos e leito fluidizado sobre o coeficiente de transferência de oxigênio* Kla. In: X Enasb/ Silubesa, Braga - Portugal. CD-ROM do X Enasb/ Silubesa.
- MERCHUK, J.C. et al. 1997, Studies of mixing in a concentric tube airlift bioreactor with different spargers. *Chemical Engineering Science*, v.53, p. 709-719.
- MILANESE, D. H. E. et al. 2002, *Determinação das Perdas de Carga em Reatores aeróbios Retangulares de Leito Fluidizado com Circulação*. In: X Enasb/ Silubesa, Braga - Portugal. CD-ROM do X Enasb/ Silubesa.
- NICOLELLA, et al. 2000a, Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. *Journal of Biotechnology*, v.80, p. 1-33.
- NICOLELLA, C et al. 2000b, *Particle-based biofilm reactor technology*. *Tibtech*, v.18, p. 312-320.
- PASCİK, I. and MANN, T. 1984, The Two Step Nitrification of Ammonia Rich Waste Water. *J. Water Sci. Tech.:* v. 16 (10-11): p.215-223.
- POLLICE, A et al. 2002, Influence of Aeration and Sludge Retention Time on Ammonium Oxidation to Nitrite and Nitrate. *Water Research* (36): 2541-2546.
- RAMOS, F. A. C. 2003, *Investigação da hidrodinâmica de reatores aeróbios com utilização de traçadores*. Relatório Científico PIBIC/CNPq, FEIS-UNESP, Ilha Solteira.

- RUGGERI JR., H.C. 2002, *Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos*. Ilha Solteira: UNESP/FEIS, 113p. Dissertação de Mestrado.
- SIMÕES, S. D. 1994, *Efeito da Carga de Suporte no Desempenho de um Bio-Reator de Leito Fluidizado Trifásico*. Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 143p. Dissertação de Mestrado.
- STREETER, V. L., WYLIE, E. B. 1982, *Mecânica dos fluidos: 7ª edição*. São Paulo: Mcgraw-Hill do Brasil, p.585.
- TAVARES, C. R. G. 1992, *Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-Reatores de Leito Fluidizado Trifásico*. Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 203p. Dissertação de Doutorado.
- van BENTHUM, W.A.J.et al. 1999, The Biofilm Airlift Suspension Extension Reactor. Part I: Design and two-phase hydro dynamics. *Chemical Engineering Science*, p.1909-24.
- van BENTHUM, W.A.J. et al. 2000, The Biofilm Airlift Suspension Extension Reactor. Part II: Three-phase Hydrodynamics. *Chem. Eng. Science*, v. 55, p.699-711.
- von Sperling, Marcos. 1996, *Princípios básicos do tratamento de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais. 2.ed. Vol 2. Belo Horizonte: SEGRAC, 211 p.
- von SPERLING, M. 1997, *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos ativados*. Belo Horizonte: DESA- Universidade Federal de Minas Gerais, v.4, 416p.

ANEXO A

Resultados dos ensaios de velocidade

Tabela A1 – Resultados dos ensaios de velocidades

Comprimento tubo interno L _i Configuração	4,61		5,41		5,41		5,61	
	250-100		250-100		250-200		250-100	
Vazão de ar (L/h)	Vel descida (m/s)	Vel subida (m/s)	Vel descida (m/s)	Vel subida (m/s)	Vel descida (m/s)	Vel subida (m/s)	Vel descida (m/s)	Vel subida (m/s)
300	-	-	0,123	0,647	-	-	-	-
400	0,140	0,735	0,155	0,815	-	-	0,130	0,682
600	-	-	0,150	0,790	-	-	-	-
800	-	-	0,156	0,819	-	-	0,142	0,747
1000	0,139	0,729	0,161	0,848	0,476	0,268	0,167	0,875
1200	0,146	0,766	0,163	0,858	-	-	-	-
1400	-	-	0,185	0,974	-	-	-	-
1500	0,188	0,987	-	-	0,578	0,325	0,211	1,108
1600	-	-	0,224	1,176	-	-	-	-
1800	0,209	1,096	0,205	1,074	-	-	-	-
2000	0,204	1,069	0,200	1,050	0,613	0,345	0,233	1,221
2500	0,225	1,181	0,231	1,213	0,701	0,394	0,215	1,129
3000	0,220	1,154	0,247	1,298	0,833	0,469	0,253	1,329
3500	0,225	1,184	0,219	1,148	0,844	0,475	0,264	1,385
4000	-	-	-	-	0,969	0,545	0,282	1,479
5000	-	-	-	-	0,977	0,550	-	-
6000	-	-	-	-	0,977	0,550	-	-

ANEXO B

Resultados do monitoramento com esgoto sanitário

Tabela B1 – Resultados dos ensaios de DQO

DQO				
<i>Data</i>	<i>Ensaio</i>	<i>Entrada bruta</i>	<i>Saída bruta</i>	<i>Saída filtrada</i>
1/set	1			
3/set	2			
10/set	3	610	85	25
14/set	4	480	30	28
17/set	5	420	60	35
21/set	6	490	44	32
24/set	7	630	30	27
28/set	8	510	62	28
30/set	9	580	80	34
6/out	10	630	51	41
8/out	11	750	67,5	36
12/out	12	420	41	31
14/out	13	500	45	18
20/out	14	660	28	26
22/out	15	650	46	29
26/out	16	610	66	27
8/nov	17	760	42	38
10/nov	18	590	63	36
12/nov	19	440	44	25
23/nov	20	640	74	43
25/nov	21	680	107	47
Média		561	50	31
Desvio padrão		97	15	4
max esp 95%		720,3	74,8	37,9
min esp 95%		401	25	24
Remoção (%)			91,09	94,47

Tabela B2 – Resultados dos ensaios de DBO

DBO				
Data	Ensaio	Entrada	Saída bruta	Saída filtrada
1/set	1	292	17	
3/set	2	358	29	16
10/set	3	285	40	11
14/set	4	209	25	14
17/set	5	253	34	14
21/set	6	243	42	26
24/set	7	317	34	12
28/set	8	297	32	7
30/set	9	283	15	8
6/out	10	338	56	23
8/out	11	426	53	20
12/out	12	219	53	12
14/out	13	317	41	13
20/out	14	364	28	8
22/out	15	346	26	10
26/out	16	318	32	5
8/nov	17	392	28	9
10/nov	18	348	56	23
12/nov	19	235	29	15
23/nov	20	292	57	16
25/nov	21	358	81	17
Média		306	35	13
Desvio padrão		49,3	12,5	5,1
Max esp 95%		404	56	23
Min esp 95%		210	15	4
Remoção (%)			88,48	95,77

Tabela B3– Resultados dos ensaios de Nitrogênio

Nitrogênio							
Data	Ensaio	Amônia		Nitrito	Nitrato	NTK	
		Entrada	Saída			Entrada	Saída
1/set	1						
3/set	2						
10/set	3	61,2	0,4	1,9	27,6	98,75	8,75
14/set	4	68	9,2	2,66	28	100	11,25
17/set	5	86,4	2,6	1,43	23	117,5	7,5
21/set	6	75,2	8,2	1,72	20,8	132,5	13,75
24/set	7	53	1,9	0,87	27	98,75	7,5
28/set	8	52,2	0,2	0,57	32	110	6,25
30/set	9	79,2	12,4	1,52	22,6	111,25	15
6/out	10	73	17,2	1,67	14,4	120	21,25
8/out	11	74,8	8,8	1,93	18,6	128,75	15
12/out	12	68,4	9,5	2,48	16,1	127,5	13,75
14/out	13	64,4	0,7	0,75	17,5	102,5	7,5
20/out	14	80,8	3	1,57	20,3	132,5	8,75
22/out	15	71,2	4,1	1,53	16,2	107,5	8,75
26/out	16	76	11	0,96	20,2	132,5	21,25
8/nov	17	92,2	0,2	0,76	16,3	148,75	23,75
10/nov	18	73	17	0,95	6,8	115	25
12/nov	19	63,8	2,6	1,35	20,4	88	6
23/nov	20	57	31,4	0,1	0,8	111,25	41,25
25/nov	21	64	34,7	0,055	1,9	110	45
Média		70	5	1,4	20,5	116	13
Desvio padrão		9,4	4,4	0,6	6	16,1	6,4
Max esp95%		85,6	12,1	2,4	30,4	142,5	23,5
Min esp95%		54,5	-2,2	0,5	10,5	89,5	2,5
Remoção (%)			92,85				88,79

Tabela B4– Resultados dos ensaios de Fósforo

Fósforo					
<i>Data</i>	<i>Ensaio</i>	<i>Fósforo total</i>		<i>Ortofosfato</i>	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
10/set	3	11,3	6,6	3,96	3
14/set	4	10,7	5,6	3,6	2,76
17/set	5	10,7	5,8	3,8	2,7
21/set	6	10,6	6,2	3,8	2,9
24/set	7	11,5	6,6	3,6	2,8
28/set	8	10,3	5,9	4,1	2,9
30/set	9	11,8	5,3	4	2,5
6/out	10	11,3	6,1	3,9	3
8/out	11	12,9	6,5	4,1	2,8
12/out	12	10,5	6,5	3,4	2,8
14/out	13	10,5	5,6	3,4	2,4
20/out	14	12,1	6,5	4,3	2,8
22/out	15	12,1	6,1	4,1	2,8
26/out	16	11,1	5,4	4	2,5
8/nov	17	13	6,7	4,6	3,3
10/nov	18	11,4	6,2	4,2	2,9
12/nov	19	9,2	5,5	3,8	2,5
23/nov	20	10,5	5,5	4,1	2,6
25/nov	21	11,6	5,6	4,2	2,6
Média		11	6	4	3
Desvio padrão		0,9	0,5	0,3	0,2
Max esp 95%		13	7	4	3
Min esp 95%		10	5	3	2
Remoção (%)			46,41		29,23

Tabela B5 – Dados de OD e Vazão de ar da operação com esgoto

OD e Vazão de ar					
Data	Dias	Ensaio	OD (mg/L)		Vazão de ar (L/h)
			Sonda	Titulométrico	
13/7/2004	1		9		1500
14/7/2004	2		8,7		1500
15/7/2004	3		8,4		1200
18/7/2004	6		6,4		1200
19/7/2004	7		3,9		1200
21/7/2004	9		4,8		1200
23/7/2004	11		6		1200
26/7/2004	14		5,4		1200
28/7/2004	16		0		1200
30/7/2004	18		1,8		1800
1/8/2004	20		3,2		1800
3/8/2004	22		2,2		1800
5/8/2004	25		2,3		1800
9/8/2004	29		2		1800
13/8/2004	33		1,16		1800
18/8/2004	38		0,24		1800
23/8/2004	43	-3	0,15	2	1800
25/8/2004	45	-2	0	1,5	1800
27/8/2004	47	-1	0,35	2,6	1800
30/8/2004	50	0	0,1	1,1	1800
1/9/2004	52	1	0,8	2,1	1800
3/9/2004	54	2	0,13	1,9	1800
8/9/2004	59	3	0	1,4	1800
10/9/2004	61	4	0,45	2	2100
14/9/2004	65	5		1,5	2100
17/9/2004	68	6		2,3	2100
21/9/2004	72	7		2,1	2100
24/9/2004	75	8		1,8	2100
28/9/2004	79	9		1,8	2100
30/9/2004	81	10		1,5	2100
6/10/2004	87	11		1,2	2100
8/10/2004	89	12		1,2	2100
12/10/2004	93	13		1,1	2100
14/10/2004	95	14		1,5	2400
20/10/2004	101	15		1,4	2400
26/10/2004	107	16		0,9	2100
8/11/2004	120	17		0,9	2100
10/11/2004	122	18		1	2100
12/11/2004	124	19		1,2	2100
15/11/2004	127	20		1,2	1500
17/11/2004	129	21		2,7	1500
19/11/2004	131	22		1,2	1500
22/11/2004	134	23		0,6	1500

Tabela B6 – Dados de Temperatura e pH da operação com esgoto

Temperatura e pH						
<i>Data</i>	<i>Ensaio</i>	<i>Temperatura</i>		<i>pH</i> reação	<i>pH</i>	
		<i>Ar</i>	<i>Esgoto</i>		<i>pH</i> entrada	<i>pH</i> saída
27/8/2004	-2	28	25	6,01		
30/8/2004	-1	28	25	6,11		
1/9/2004	0	19	22	6,79	7,71	7,11
3/9/2004	1	19	23	7,28	7,38	7,77
8/9/2004	2	28	26	7,26	7,42	7,69
10/9/2004	3	19	24	6,5	7,45	6,67
14/9/2004	4	15	22	6,51	7,75	7,29
17/9/2004	5	17	24	6,1	7,73	7,28
21/9/2004	6	24	26	6,08	7,83	7,23
24/9/2004	7	22	25	6,45	7,57	6,88
28/9/2004	8	23	26	6,02	7,57	6,85
30/9/2004	9	18	23	6,75	7,71	7,05
6/10/2004	10	19	25	7,08	7,83	7,44
8/10/2004	11	20	25	6,84	7,81	7,27
12/10/2004	12	21	25	6,7	7,64	7,27
14/10/2004	13	18	23	5,73	7,67	6,88
20/10/2004	14	18	22	5,92	7,95	7,34
22/10/2004	15	23	24	6,54	7,58	7,3
26/10/2004	16	20	24	6,96	7,79	7,22
8/11/2004	17	20	24	7,21	7,89	7,65
10/11/2004	18	20	25	7,32	7,67	7,69
12/11/2004	19	18	24	6,22	7,85	7,23
15/11/2004	20	20	25	7,38	7,4	7,85
17/11/2004	21	20	23	7,1	7,54	7,28
19/11/2004	22	19	22	7,3	7,78	7,49
22/11/2004	23	21	24	7,56	7,69	7,86
23/11/2004	24	21	24	7,54	7,86	7,83
25/11/2004	25	24	25	7,52	7,68	7,79

Tabela B7 – Resultados dos ensaios de sólidos

Sólidos totais							
Data	Ensaio	Entrada			saída		
		Totais	Tot fixos	Tot voláteis	Totais	Tot fixos	Tot voláteis
3/set	2	908	288	620	448	291	157
10/set	3	794	392	402	525	299	226
14/set	4	705	384	321	505	319,5	185,5
17/set	5	723	433	290	460,5	273,5	187
21/set	6	735	412	323	520,5	334,5	186
24/set	7	785	438	347	526	357,5	168,5
28/set	8	729	405	324	542	299,5	242,5
30/set	9	764	409	355	537	298	239
6/out	10	717	349	368	472,5	243	229,5
8/out	11	836	427	409	511,5	320,5	191
12/out	12	706	325	381	459	158,5	300,5
14/out	13	727	395	332	471	246,5	224,5
20/out	14	744	377	367	401	191	210
22/out	15	823	440	383	501	328	173
26/out	16	764	418	346	495	339,5	155,5
8/nov	17	835	429	406	379	268	111
10/nov	18	887	539	348	431,5	208	223,5
12/nov	19	741	473	268	559	240	319
23/nov	20	765	399	366	496,5	316,5	180
25/nov	21	976	500	476	426	330	96
Média		759	402	356	494	295	201
Desvio pad		46	33	34	35	41	44
Max esp 95%		863	466	490	562	375	272
Min esp 95%		673	325	253	407	196	129
Remoção (%)					36,02	26,15	46,06

Tabela B8 – Resultados dos ensaios de sólidos

Sólidos suspensos							
<i>Data</i>	<i>Ensaio</i> <i>s</i>	<i>Entrada</i>			<i>saída</i>		
		Suspensos	Susp fixos	Susp voláteis	Suspensos	Susp fixos	Susp voláteis
3/set	2	246	24	222	47	2	45
10/set	3	162	8	154	60	2	58
14/set	4	214	18	196	27	1	26
17/set	5	200	54	146	22	1,5	20,5
21/set	6	163	38	125	34	8,5	25,5
24/set	7	238	32	206	52,5	11,5	41
28/set	8	227	33	194	57	4,5	52,5
30/set	9	258	49	209	41	3	38
6/out	10	170	23	147	13,5	1	12,5
8/out	11	292	58	234	30	2	28
12/out	12	185	44	141	27,5	1	26,5
14/out	13	213	42	171	37,5	2,5	35
20/out	14	207	29	178	15,5	2	13,5
22/out	15	300	74	226	24,5	7,5	17
26/out	16	248	67	181	19	2,5	16,5
8/nov	17	266	62	204	14	1,5	12,5
10/nov	18	254	104	150	74	3,5	70,5
12/nov	19	256	56	200	51,5	3,5	48
23/nov	20	239	24	214	36	3	33
25/nov	21	300	74	226	52,5	3	49,5
Média		224	42	189	37	3	31
Desvio pad		38	15	31	17	3	14
Max esp 95%		296	83	236	65	8	61
Min esp 95%		159	7	129	7	-1	5
Remoção (%)					85,19	94,34	83,36

Tabela B9 – Resultados dos ensaios de quantificação de sólidos

Quantificação de sólidos						
Ensaio	Data	Vol sed (ml)	Vol seco (ml)	Tubo interno		Mat biológico (g/L)
				Sol total (g/L)	Areia (g/L)	
3	10/9/2004	230	38,5	60,07	56,59	3,48
4	14/9/2004	260	39	60,19	55,9	4,29
5	17/9/2004	240	39	59,66	55,34	4,32
6	21/9/2004	210	40	58,61	53,89	4,72
7	24/9/2004	190	43	59,47	53,16	6,31
8	28/9/2004	220	39	60,35	54,75	5,6
9	30/9/2004	250	42	58,47	53,65	4,82
10	6/10/2004	320	28	44,44	39,59	4,85
11	8/10/2004	350	28	48,7	43,71	4,99
12	12/10/2004	310	31	46,57	41,34	5,23
13	14/10/2004	250	29	44,37	39,47	4,9
14	20/10/2004	290	32	48,08	43,01	5,07
15	22/10/2004	280	33	48,43	43,15	5,28
16	26/10/2004	200	32	42,41	38,96	3,45
17	8/11/2004	320	28	44,44	39,59	4,85
18	10/11/2004	270	34	47,8	42,97	4,83
19	12/11/2004	230	36	50,67	45,03	5,64
20	15/11/2004	150	17	25,61	23,08	2,53
21	17/11/2004	110	10	14,13	12,8	1,33
22	19/11/2004	280	23	29,96	27,04	2,92
23	22/11/2004	350	28	36,76	31,81	4,95
24	23/11/2004	360	32	31,81	27,77	4,04
25	25/11/2004	380	32	31,73	28,28	3,45
Tubo externo						
3	10/9/2004	220	39	61,33	57,8	3,53
4	14/9/2004	250	38	59,7	55,32	4,38
5	17/9/2004	240	39	59,84	55,46	4,38
6	21/9/2004	190	39	59,01	53,99	5,02
7	24/9/2004	180	43	60,27	55,3	4,97
8	28/9/2004	190	38	58,6	52,86	5,74
9	30/9/2004	240	41	56,06	51,37	4,69
10	6/10/2004	320	29	46,81	41,16	5,65
11	8/10/2004	310	33	46,44	41,21	5,23
12	12/10/2004	290	29	44,08	38,94	5,14
13	14/10/2004	220	28	43,62	38,65	4,97
14	20/10/2004	280	34	46,93	42,63	4,3
15	22/10/2004	260	31	46,25	40,73	5,52
16	26/10/2004	180	31	43,06	39,37	3,69
17	8/11/2004	320	29	46,81	41,16	5,65
18	10/11/2004	260	37	51,4	46,81	4,59
19	12/11/2004	220	34	45,96	41,85	4,11
20	15/11/2004	140	17	24,45	22,03	2,42
21	17/11/2004	100	9	14,19	12,84	1,35
22	19/11/2004	280	23	28,76	25,81	2,95
23	22/11/2004	350	20	32,99	28,51	4,48
24	23/11/2004	350	32	31,34	26,97	4,37
25	25/11/2004	380	33	31,61	28,45	3,16