

CARACTERIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DE CONTROLE E AVALIAÇÃO DE
DESEMPENHO DE UM REATOR BIOLÓGICO COM LEITO MÓVEL (MBBR)

Daniel Vieira Minegatti de Oliveira

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS
PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE
FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS
NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIA EM
ENGENHARIA CIVIL

Aprovada por:

Prof. José Paulo Soares de Azevedo, Ph.D.

Prof. Eduardo Pacheco Jordão, Dr.Eng.

Prof. Marcos Von Sperling, Ph.D.

Prof. Pedro Alem Sobrinho, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

NOVEMBRO DE 2008

OLIVEIRA, DANIEL VIEIRA MINEGATTI DE

Caracterização dos Parâmetros de Controle e Avaliação de Desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR) [Rio de Janeiro] 2008.

XII, 91p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ, MSc., Engenharia Civil, 2008)

Dissertação – Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE

1. Tratamento de Esgotos Domésticos. 2. Reator Biológico com Leito Móvel.

I. COPPE/UFRJ II. Título (série)

Este trabalho é dedicado em especial à minha mãe Elza; minha irmã Janine; minha afilhada Sophia; e meu irmão Claudio; e a toda minha família de GV, EUA, Joinville, e espalhada neste mundão de meu Deus!

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a meu pai do céu, por ter me dado força, coragem, perseverança para vivenciar cada dia deste período passado aqui na Cidade Maravilhosa. Abençoei-me ainda mais...

Agradeço também ao Professor Isaac Volschan Junior, pela orientação, que em vários momentos passou a ser um amigo e, até terapeuta! Como o próprio disse certa vez: tu és teimoso e mal criado! Obrigado por tudo.

Meus mais sinceros agradecimentos ao Prof. Eduardo Pacheco Jordão, que com seus conhecimentos, um pouco absorvidos por mim, e pelas oportunidades disponibilizadas ao humilde aprendiz. Brevemente, “o cara” não será mais pronunciado.

Agradeço também ao Prof. José Paulo Soares de Azevedo por tudo que me foi oferecido ao longo deste período.

Gostaria também de agradecer de maneira especial ao Eng. Ângelo, diretor da empresa AMBIO Engenharia, que foi um grande colaborador desta pesquisa.

À equipe do LEMA – Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente da Escola Politécnica da UFRJ (Eder, Maria Cristina, Darlise, Cláudia, Vanessa, Lívia) registro minha gratidão por toda a dedicação e empenho durante o desenvolvimento do trabalho experimental.

À CAPES pela bolsa de estudos proporcionada, PROSAB/FINEP que colaboraram diretamente para a realização do CETE/UFRJ e as análises nesta pesquisa.

Aos brothers, Paulinho e Marcelo, do CETE/UFRJ que com a imensa cooperação e dedicação, muitas vezes pelas conversas e distrações, que me ajudaram a encarar todos os problemas apresentados nesta pesquisa. Estes, além de colegas de trabalho, se tornaram amigos.

Agradeço aos colegas do DRHIMA (Professora Iene, Professor Álvaro, Marcelo, Ana Sílvia, Bebel, Juju, etc.) e, a Mônica, sendo a única e sincera amizade construída neste

período. E todos que contribuíram, cada um da sua forma, para a conclusão deste trabalho.

E por fim, não menos especial, aos verdadeiros amigos (Daniel – Branco, Camila – Feia, Rodrigo – Brumado, Alexsander – Goda, Marcelo – São José, Lélia, Augusto, *et al.*), mesmo não presentes, ajudaram, e muito, para esta conquista.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M. Sc.)

CARACTERIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DE CONTROLE E AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DE UM REATOR BIOLÓGICO COM LEITO MÓVEL (MBBR)

Daniel Vieira Minegatti de Oliveira

Novembro/2008

Orientadores: Isaac Volschan Junior

José Paulo Soares de Azevedo

Programa: Engenharia Civil

O trabalho investiga o desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel (*Moving Bed Biofilm Reactor – MBBR*) submetido a carga orgânica volumétrica média de 1,0 kgDBO/m³.d. O meio suporte utilizado, contendo 600 m²/m³ de Área Superficial Específica, foi introduzido no reator biológico de acordo com volume relativo de 20% do mesmo.

Como resultados da pesquisa, são recomendadas diretrizes para padronização das especificações dos meios suporte utilizados pela tecnologia MBBR e é sugerido o emprego de metodologia própria para quantificação da biomassa aderida aos mesmos.

Nas instalações do CETE/UFRJ, o reator MBBR foi operado por período de 16 meses, durante o qual proporcionou eficiência média de remoção de DBO, SST e N-NH₄ de respectivamente 84, 86 e 44%. O processo MBBR teve seu desempenho avaliado em função dos parâmetros usuais de controle do processo de lodos ativados e em relação aos índices de atendimento aos padrões de lançamentos de efluentes vigentes. Complementarmente, os resultados foram comparados àqueles obtidos em projeto prévio de pesquisa que manteve o reator MBBR submetido a cargas orgânicas inferiores a 1,0 kgDBO/m³.d.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

CONTROL PARAMETERS CHARACTERIZATION AND PERFORMANCE
EVALUATION OF A MOVING BED BIOFILM REACTOR (MBBR)

Daniel Vieira Minegatti de Oliveira

November/2008

Advisors: Isaac Volschan Junior

José Paulo Soares de Azevedo

Department: Civil Engineering

The study investigates the performance of a Moving Bed Biofilm Reactor – MBBR submitted to an average organic load of $1,0 \text{ kgBOD/m}^3 \cdot \text{d}$. The carriers applied on the reactor present $600 \text{ m}^2/\text{m}^3$ of specific surface area for effective attachment of biomass and were introduced into the biological reactor according to the relative volume of 20%.

The results of the research contain recommendations for carriers specification procedures and suggest specific methodology for quantification of attached biomass.

The MBBR reactor investigation was conducted in the CETE-UFRJ during 16 months of operation, presenting an average removal efficiency of BOD, TSS and N-NH_4 respectively equal to 84, 86 and 44%.

The process performance was evaluated according to the usual control parameters of the activated sludge process and to the effluent discharge guidelines. Additionally, the results were compared to a previously research conducted under a lower organic load.

ABREVIATURAS

A/M	Relação Alimento – Microrganismo
CETE/UFRJ	Centro Experimental de Tratamento de Esgotos da UFRJ
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
COS	Carga orgânica Superficial (gDBO/m ² .d)
COV	Carga orgânica Volumétrica (kgDBO/m ³ .d)
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg/l)
DBO_{fil}	Demanda Bioquímica de Oxigênio Filtrada (mg/l)
DQO	Demanda Química de Oxigênio (mg/l)
ETE	Estação de Tratamento de Esgotos
FBP	Filtro Biológico Percolador
FEEMA	Fundação Estadual de Engenharia do Meio Ambiente do Rio de Janeiro
IVL	Índice Volumétrico do Lodo
K_d	Coefficiente de Respiração Endógena
LEMA	Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente da UFRJ
MBBR	Reator Biológico com Leito Móvel (Moving Bed Biofilm Reactor)
θ_c	Idade do Lodo (dia)
OD	Oxigênio Dissolvido (mg/l)
pH	Potencial Hidrogeniônico
PROSAB	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
Q	Vazão (m ³ /d ou l/s)
Q_{exc}	Vazão de descarte (m ³ /d ou l/s)
Se	Concentração de DBO ₅ efluente (mg/l)

So	Concentração de DBO ₅ afluente (mg/l)
SSF	Sólidos Suspensos Fixos (mg/l)
SST	Sólidos Suspensos Totais (mg/l)
SSTA	Sólidos em Suspensão Totais no Tanque de Aeração (mg/l)
SSTETA	Sólidos em Suspensão Totais Equivalentes no Tanque de Aeração (mg/l)
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis (mg/l)
SSVTA	Sólidos em Suspensão Voláteis no Tanque de Aeração (mg/l)
SSVETA	Sólidos em Suspensão Voláteis Equivalentes no Tanque de Aeração (mg/l)
TA	Tanque de Aeração
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica (hora)
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UFRJ	Universidade Federal do Rio de Janeiro
Vol	Volume (m ³)
Xav	Concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis no Tanque de Aeração (mg/l)
Xuv	Concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis no Descarte (mg/l)
Y	Coefficiente de Produção Celular (kgSSV/kgDBOremovida)

1.	INTRODUÇÃO	1
2.	OBJETIVOS	5
2.1	Objetivo Geral	5
2.2	Objetivos Específicos	5
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	6
3.1	Histórico da Tecnologia MBBR	6
3.2	Princípios da Tecnologia MBBR	6
3.3	Princípios do Tratamento Biológico de Esgotos Sanitários	11
3.3.1	Biomassa em Suspensão	12
3.3.2	Biomassa Aderida	13
3.3.3	Nitrificação	15
3.3.4	Desnitrificação	17
3.3.5	Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas	19
3.4	Características do Meio Suporte	19
3.5	Características da Biomassa	24
3.6	Variáveis de Controle	26
3.6.1	Carga Orgânica Volumétrica (COV)	27
3.6.2	Carga Orgânica Superficial (COS)	29
3.6.3	Oxigênio Dissolvido (OD)	31
3.6.4	Outras Variáveis	33
4.	METODOLOGIA	34
4.1	Centro Experimental de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Rio de Janeiro – CETE/UFRJ	34

4.2	Características e Condição Operacional do Aparato Experimental	35
4.2.1	Tratamento Preliminar	35
4.2.2	Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR)	36
4.2.3	Meio Suporte	40
4.2.4	Condição Operacional da Pesquisa	40
4.3	Atividades da Pesquisa	41
4.3.1	Procedimentos de Operação e Manutenção	41
4.3.2	Monitoramento e Sistema de Amostragem	41
4.3.3	Sólidos Aderidos ao Meio Suporte	42
4.3.4	Legislação Ambiental	47
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	49
5.1	Características do Meio Suporte	49
5.2	Características da Biomassa	51
5.3	Parâmetros Operacionais e de Controle	54
5.3.1	Carga Orgânica Volumétrica	54
5.3.2	Carga Orgânica Superficial	54
5.3.3	Tempo de Detenção Hidráulica	55
5.3.4	Oxigênio Dissolvido	56
5.3.5	Temperatura	58
5.4	Outras Variáveis de Operação e Controle	59
5.4.1	Relação Alimento/Microorganismos	59
5.4.2	Idade do Lodo	61
5.4.3	Características do Lodo	62

5.4.3.1	Produção do Lodo	62
5.4.3.2	Índice Volumétrico do Lodo	62
5.4.3.3	Qualidade do Lodo	63
5.5	Avaliações de Desempenho	63
5.5.1	Tratamento Estatístico dos Resultados	63
5.5.1.1	Matéria Orgânica Carbonácea	64
5.5.1.2	Compostos Nitrogenados	70
5.5.2	Atendimento aos Padrões de Lançamento de Efluentes	73
5.6	Propostas de metodologia para dimensionamento de reator MBBR	74
5.6.1	Dimensionamento da ampliação da capacidade de uma planta de lodos ativados por meio de sua adaptação a um reator MBBR	75
5.6.2	Dimensionamento de um novo reator MBBR	76
6.	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	79
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	82

1. INTRODUÇÃO

O conhecimento sobre tratamento de esgotos apresentava até meados do século passado a característica de estar limitado a um conjunto de tecnologias até então desenvolvidas, e no qual inseriam-se os processos clássicos e convencionais de lodos ativados, filtros biológicos percoladores e lagoas de estabilização. Por sua vez, o desenvolvimento tecnológico destes processos permitiram adaptações que levaram ao aparecimento de novas “variantes” e motivaram ainda o surgimento de novas tecnologias.

Neste contexto, em um passado mais remoto, foram desenvolvidos os filtros anaeróbios convencionais, os reatores aeróbios de contato, os filtros aeróbios submersos, e mais recentemente, os reatores anaeróbios do tipo UASB, os reatores com membrana e os reatores híbridos.

O presente trabalho se propõe a discutir o desenvolvimento de uma nova tecnologia, baseada em um reator do tipo híbrido, aqui denominada Reator Biológico com Leito Móvel, usualmente conhecida como MBBR, sigla que expressa o termo inglês: *Moving Bed Biofilm Reactor*.

Entende-se que o desenvolvimento de novas tecnologias de tratamento de esgotos ocorra em função de ajustes técnicos, econômicos e ambientais que se façam ainda necessários, e no caso, a motivação para o desenvolvimento tecnológico do MBBR persegue principalmente os ajustes econômicos do reator biológico.

O processo pode ser compreendido como uma variante do processo de lodos ativados. Sua evolução tecnológica deveu-se à necessidade de aperfeiçoar o desempenho e/ou aumentar a capacidade de tratamento de estações de lodos ativados já existentes, sem requerer a ampliação física do reator biológico, e conseqüentemente a realização de obras civis de maior porte.

Observa-se que a motivação para o desenvolvimento da tecnologia é oportuna e vai ao encontro da realidade de grande quantidade de estações de tratamento existentes, inclusive no Brasil, que encontram-se sobrecarregadas, deficientes e sem disponibilidade de espaço físico para ampliação.

O histórico de desenvolvimento da tecnologia confirma a motivação pelo seu emprego, considerando que sua origem foi devida à necessidade de recuperação de 70% das estações de tratamento de esgotos de pequeno porte existentes na Noruega, e que encontravam-se sobrecarregadas e com limitado desempenho operacional (RUSTEN *et al.*, 1994; ØDEGAARD *et al.*, 1994).

A difusão do emprego de reatores MBBR é reportada ao ano de 1993, tendo-se até 2003 a indicação da aplicação de mais de 100 unidades em todo mundo, contemplando o tratamento de esgotos sanitários e de efluentes industriais, por meio do emprego de processos aeróbios, anaeróbios e anóxicos (JONOUUD *et al.*, 2003; HEM *et al.*, 1994).

O processo MBBR mantém em suspensão no interior do reator biológico meios suporte plásticos de baixa densidade, que sujeitos à agitação promovida pelo sistema de aeração ou pelo misturador, apresentam elevada mobilidade e, conseqüentemente, exposição e contato com a massa líquida em suspensão. Consiste, portanto em um reator biológico híbrido, no qual organismos decompositores são mantidos tanto em suspensão na massa líquida, como também aderidos aos meios suporte. Conseqüentemente, em um mesmo volume de reator biológico é possível manter maior quantidade de biomassa e assim aportar maior quantidade de substrato para biodegradação.

As eficiências de remoção de matéria orgânica de esgotos sanitários reportadas na literatura são similares às do processo de lodos ativados, alcançando valores de até 95% (ØDEGAARD *et al.*, 1993, 1994). Observa-se que o desempenho do processo é diretamente dependente da disponibilidade de meio suporte e da conseqüente formação de biofilme. Assim, além da influência da carga orgânica volumétrica, o processo depende da aplicação de adequada carga orgânica superficial, expressa como a razão entre a carga orgânica afluyente e a área superficial total devida ao meio suporte (RUSTEN *et al.*, 1998).

A redução volumétrica do reator biológico garantida pelo processo MBBR pode ser interpretada como a redução do tempo de detenção hidráulica (TDH), ou como o aporte de maior carga orgânica. De qualquer forma, tem-se a configuração de sistemas mais compactos e/ou mais robustos para o enfrentamento de picos de variação de cargas

orgânica e hidráulica. O processo pode ainda admitir a supressão da operação de recirculação do lodo.

Em contrapartida, entende-se que o processo, além de requerer maior aporte de ar para manutenção dos meios suporte em movimentação, exige maior quantidade de oxigênio para a maior respiração a ser exercida pela maior quantidade de organismos, no caso, em suspensão e aderidos.

O meio suporte de baixa densidade consiste em peças plásticas de pequena dimensão e elevada área superficial, e sobre o qual reside a lógica do processo MBBR e conseqüentemente seu ainda recente desenvolvimento tecnológico. Neste sentido, a aquisição deste material é ainda de custo elevado, depende da fabricação e comercialização de poucas empresas estrangeiras, dentre as quais merecem maior destaque a Kaldnes, a Veolia, e a Aqwise. No Brasil, algumas empresas de tecnologia aplicada ao tratamento de esgotos já estudam o processo MBBR, e dentre estas a empresa AMBIO Engenharia Ltda., cujo meio suporte que fabrica foi o empregado no projeto de pesquisa objeto do presente trabalho.

O processo, por ser de desenvolvimento ainda recente, requer a condução de estudos de investigação que permitam a melhor compreensão da relação entre meio suporte, sistema de aeração, e biomassas em suspensão e aderida. Neste sentido, além de outros objetivos, o presente trabalho dedica-se a pormenorizar a compreensão da quantificação da biomassa aderida.

Desde 2005, estudos de investigação sobre o processo MBBR vêm sendo conduzidos nas instalações do Centro Experimental de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Rio de Janeiro (CETE/UFRJ). Inicialmente, utilizando meio suporte de $444 \text{ m}^2/\text{m}^3$, com ocupação volumétrica de 20% do reator aeróbio, procedeu-se o incremento da carga orgânica volumétrica desde 0,5 até 0,96 kgDBO/m³.d, tendo-se obtido satisfatória estabilidade e desempenho do processo, expressas pela manutenção da remoção de matéria orgânica da ordem de 90% (IZQUIERDO, 2006).

O presente trabalho refere-se à continuidade destes estudos de investigação, e consiste em projeto de pesquisa conduzido nas mesmas instalações do CETE/UFRJ, utilizando

diferente configuração de meio suporte, e sujeitando o processo ao tempo de detenção hidráulica de 5,5 horas e à aplicação de carga orgânica de 1,0 kgDBO/m³.d.

A organização do trabalho contempla sete capítulos, como descritos a seguir: no Capítulo 2 são apresentados os objetivos, geral e específicos do projeto de pesquisa, enquanto no Capítulo 3 é promovida a revisão bibliográfica sobre a tecnologia MBBR, incluindo breve histórico de sua evolução, os princípios de seu funcionamento, as características do meio suporte, as características da biomassa, e as variáveis de controle do processo.

O Capítulo 4 aborda a metodologia empregada ao longo da pesquisa, incluindo as instalações do CETE/UFRJ, o detalhamento do aparato experimental, e especificamente do meio suporte utilizado. O capítulo também inclui a descrição do delineamento experimental e das rotinas de operação, manutenção e monitoramento da unidade. Por fim, o capítulo contempla as metodologias adotadas para a quantificação da biomassa aderida aos meios suporte.

O Capítulo 5 apresenta os resultados alcançados ao longo do projeto e relativos às características do meio suporte e da biomassa, aos parâmetros operacionais e de controle do processo. Também é apresentada a avaliação de desempenho do processo baseada em estatísticas descritivas e em relação aos padrões de lançamento de efluentes vigentes na legislação ambiental. Por fim, o capítulo contempla duas propostas para o dimensionamento de reatores MBBR, sendo uma para o caso da ampliação de plantas existentes de lodos ativados, e a outra para o caso de novos reatores MBBR.

O Capítulo 6 sumariza os principais resultados alcançados com o desenvolvimento do presente trabalho e contém também as conclusões, as recomendações e sugestões pertinentes para o melhor desenvolvimento da tecnologia e aplicação em estações de tratamento de esgotos em escala real. O Capítulo 7 apresenta as referências bibliográficas.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Avaliar o desempenho do processo de Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR).

2.2 Objetivos Específicos

- Caracterizar o meio suporte empregado no experimento;
- Quantificar a biomassa aderida ao meio suporte por meio de diferentes metodologias;
- Caracterizar os parâmetros operacionais e de controle do processo;
- Avaliar o desempenho do processo em relação à remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio amoniacal;
- Avaliar o desempenho do processo em relação ao atendimento aos padrões de lançamento de efluentes;
- Comparar os resultados alcançados com aqueles obtidos em projeto prévio de pesquisa que manteve o reator MBBR submetido a cargas orgânicas inferiores a 1,0 kgDBO/m³.d.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Histórico da Tecnologia MBBR

Em 1988 as autoridades responsáveis pelo controle de poluição da Noruega induziram o desenvolvimento de projetos de estações de tratamento de esgotos (ETEs) que ao mesmo tempo apresentassem dimensões compactas e elevada capacidade de tratamento. A recomendação objetivava principalmente a ampliação da capacidade de tratamento de grande quantidade das ETEs de pequeno porte existentes no país (RUSTEN *et al.*, 1994; ØDEGAARD *et al.*, 1993, 1994)

Neste contexto é que a empresa norueguesa *Kaldnes Miljøteknologi A/S*, em parceria com a Universidade da Noruega, iniciou o desenvolvimento do processo MBBR, incentivada pela possibilidade de ampliação da capacidade das ETEs existentes, por meio da combinação entre processos de biomassa aderida e em suspensão (RUSTEN *et al.*, 1995; 1997; ØDEGAARD *et al.*, 1993).

Assim é que durante o outono de 1992, ØDEGAARD *et al.* (1993) realizaram em duas ETEs existentes, os primeiros experimentos aplicados da tecnologia, cujos resultados demonstraram-se satisfatórios, principalmente em função da otimização da capacidade do reator a partir do aproveitamento dos volumes existentes.

3.2 Princípios da Tecnologia MBBR

“*Moving Bed Biofilm Reactor*” pode ser traduzido como Reator Biológico com Leito Móvel e consiste em uma tecnologia baseada na combinação entre sistemas dos tipos biomassa líquida em suspensão e biomassa aderida (biofilme). O processo pode ser implementado tanto para o caso de novas ETEs, assim como pode ser utilizado de forma adaptada ao processo de lodos ativados de ETEs existentes.

No interior do reator biológico são mantidos em suspensão meios suporte plásticos de baixa densidade, que sujeitos à agitação promovida por sistemas de aeração ou de mistura, apresentam elevada mobilidade e, conseqüentemente, exposição e contato com a massa líquida em suspensão. Trata-se assim de um reator biológico híbrido, no qual

organismos decompositores são mantidos tanto em suspensão na massa líquida, como também aderidos ao meio suporte.

O conceito para o emprego de meios suporte no reator biológico consiste na criação de área superficial para o crescimento de biomassa e elevação do tempo de retenção celular. A maior concentração de sólidos mantida aderida e em suspensão no reator permite o aumento da decomposição da matéria orgânica carbonácea e da conversão de compostos nitrogenados, o que conseqüentemente resulta no requisito de menores volumes de reator biológico.

A tecnologia MBBR pode ter como objetivo a remoção de matéria orgânica carbonácea e a nitrificação, e de acordo com configurações específicas, a desnitrificação e a remoção de fósforo, da forma como sugerem os fluxogramas das figuras seguintes.

Observa-se que nos casos em que a decantação secundária não é aplicada, o reator biológico contém elevada quantidade de meios suporte, possibilitando manter grande quantidade de biomassa aderida e pouca quantidade de sólidos em suspensão na massa líquida.

Em geral, a maior aplicação da tecnologia tem como objetivo incrementar o desempenho de unidades de tratamento biológico já existentes, por meio da transformação de processos de lodos ativados em reatores MBBR ou como unidade complementar, combinada ou não a remoção físico-química.

Diferentemente do processo de lodos ativados, a literatura não reporta o emprego da recirculação do lodo secundário no caso do processo MBBR, exceto quando aplicado de acordo com a configuração pré-desnitrificação.

As Figuras 1 a 6 ilustram as configurações reportadas na literatura, cujas características e condições operacionais encontram-se apresentadas na Tabela 1.

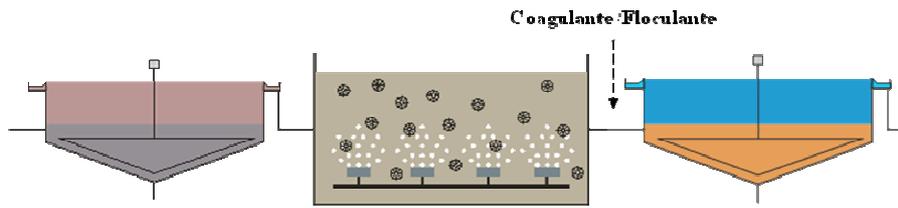


Figura 1: Remoção de matéria orgânica e fósforo

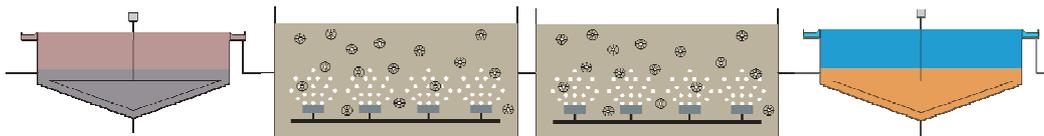


Figura 2: Remoção de matéria orgânica e nitrificação

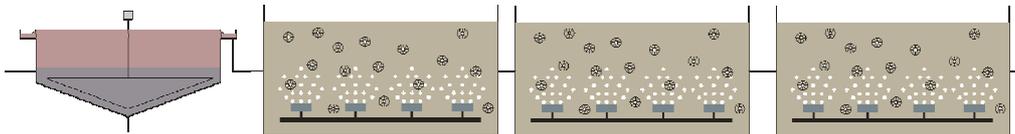


Figura 3: Remoção de matéria orgânica e nitrificação sem decantação secundária

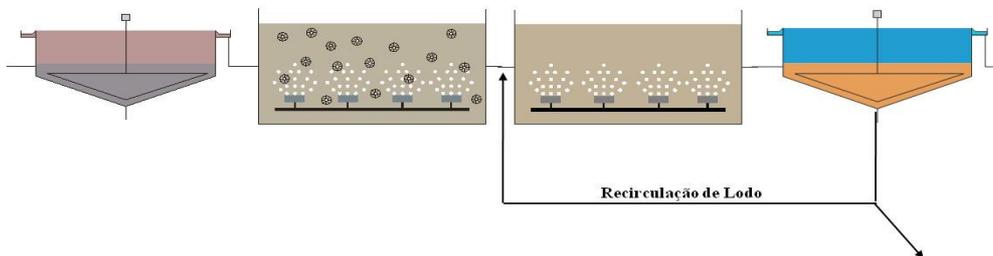


Figura 4: Remoção de matéria orgânica e nitrificação no processo de lodos ativados

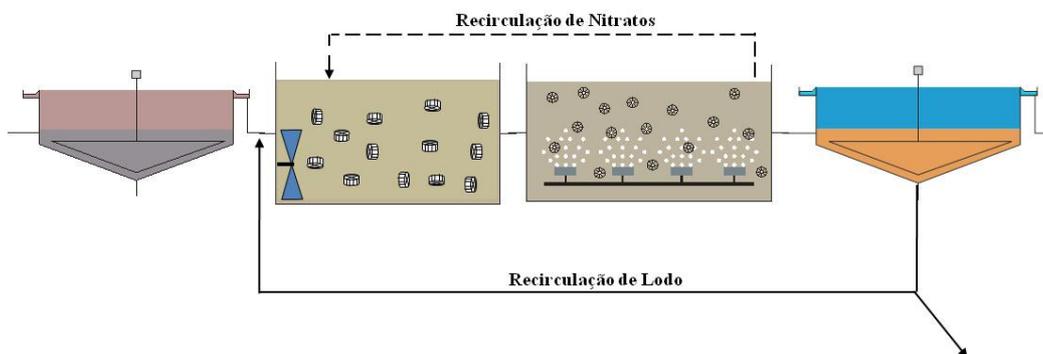


Figura 5: Remoção de matéria orgânica e nitrogênio (Pré-desnitrificação)

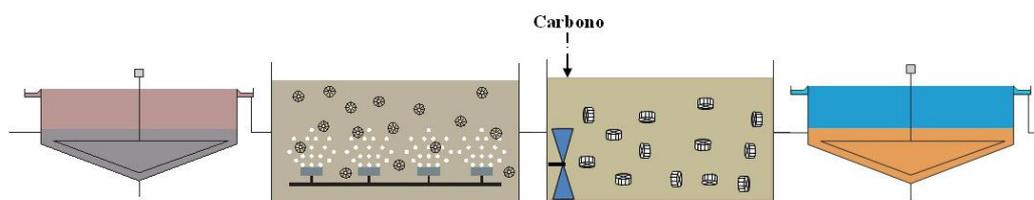


Figura 6: Remoção de matéria orgânica e nitrogênio (Pós-desnitrificação)

Tabela 1: Características e condições operacionais de reatores MBBR

Autores	Efluente	Configuração	Adição química	Recirculo de lodo
HONG-BIN <i>et al.</i> (2007)	Sintético	O+O	Não	Não
WANG <i>et al.</i> (2006)	Doméstico	O	Sim	Não
LUOSTARINEN <i>et al.</i> (2006)	Doméstico	UASB+O	Sim	Não
BORGHEI & HOSSEINI (2004)	Sintético	O+O	Não	Não
DAUDE & STEPHENSON (2003)	Doméstico	O+O	Não	Não
ANDREOTTOLA <i>et al.</i> (2003b)	Doméstico	O+FBBR	Não	Não
JONOUUD <i>et al.</i> (2003)	Sintético	A+O	Não	Não
PARKER <i>et al.</i> (2002)	Sintético	O+LA	Não	Sim - para LA
JAHREN <i>et al.</i> (2002)	Celulose e Papel	O	Sim	Não
HELNESS & ØDEGAARD (2001)	Sintético	SBR	Não	Não
ANDREOTTOLA <i>et al.</i> (2000)	Doméstico	O+O	Não	Não
ØDEGAARD <i>et al.</i> (2000)	Doméstico	O	Não	Não
SUNNER <i>et al.</i> (1999)	Dom./Ind.	O+LA e O	Não	Não
RUSTEN <i>et al.</i> (1998)	Doméstico	O+RBC	Não	Sim - para RBC
RUSTEN <i>et al.</i> (1997)	Doméstico	A+A+O+O	Sim	Sim
BROCH-DUE <i>et al.</i> (1997)	Celulose e Papel	O+O	Sim	Não

Dom./Ind.= Doméstico + Industrial

A = MBBR Anóxico

O = MBBR Aeróbio

LA = Lodos Ativados

RBC = Biodisco Rotativo de Contato

FBBR = Reator Biológico com Leito Fixo

SBR = MBBR em Batelada

Tabela 1: Características e condições operacionais de reatores MBBR (Continuação)

Autores	Efluente	Configuração	Adição química	Recírculo de lodo
PASTORELLI <i>et al.</i> (1997)	Doméstico	O+O+O	Não	Não
RUSTEN <i>et al.</i> (1995)	Doméstico	A+A+A+O+O+O	Sim	Não
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b)	Celulose e Papel	O+O	Sim	Não
RUSTEN <i>et al.</i> (1994a)	Doméstico	O+O+O+O+O+A+A+O	Sim	Não
HEM <i>et al.</i> (1994)	Sintético	O	Não	Não
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1994)	Industrial	O+O+O	Sim	Não
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1993)	Doméstico	A+O+O	Sim	Não

Dom./Ind.= Doméstico + Industrial

A = MBBR Anóxico

O = MBBR Aeróbio

LA = Lodos Ativados

RBC = Biodisco Rotativo de Contato

FBBR = Reator Biológico com Leito Fixo

SBR = MBBR em Batelada

No caso de câmaras anóxicas é requerida a instalação de equipamentos de mistura, de forma a evitar a sedimentação de sólidos e promover a movimentação dos meios suporte no interior do reator. Para o caso de câmaras aeróbias, o próprio sistema de aeração empregado para a transferência do oxigênio é responsável pela mistura do meio e manutenção dos meios suporte em movimento. Reatores MBBR somente empregam aeração por ar difuso de forma que a estrutura física dos meios suporte seja preservada.

Enquanto a Figura 7 ilustra os tipos de sistema de aeração e mistura usualmente empregados em reatores MBBR, a Figura 8 destaca a presença da mistura líquida em suspensão e dos meios suporte para aderência da biomassa.

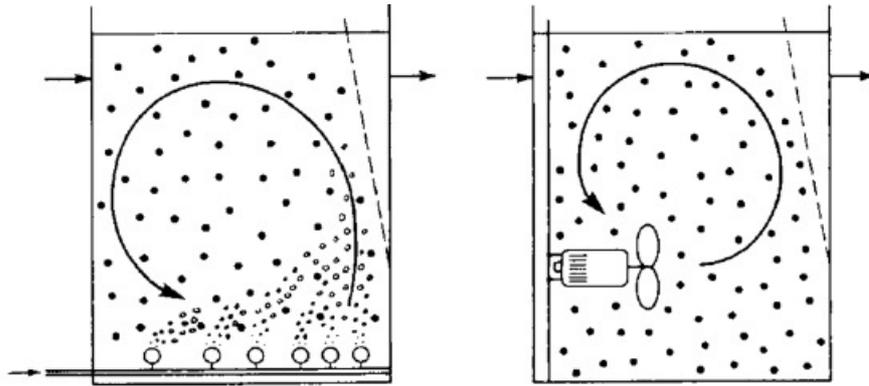


Figura 7: Princípio do funcionamento do MBBR
Fonte: RUSTEN *et al.*, 1994



Figura 8: Presença de biomassas em suspensão e aderida em um Reator MBBR

3.3 Princípios do Tratamento Biológico de Esgotos Sanitários

Como anteriormente mencionado, o processo MBBR depende da ação da biomassa aeróbia em suspensão e aderida. Como em qualquer processo biológico, em ambos os casos há presença de bactérias e protozoários, sendo que os principais agentes decompositores da matéria orgânica carbonácea são as bactérias heterotróficas (VON SPERLING, 1996).

Além de desempenharem a depuração da matéria orgânica, as bactérias possuem a propriedade de se aglomerarem em unidades estruturais como flocos, biofilmes ou grânulos (VON SPERLING, 1996).

Ademais, o tratamento de esgotos por processo aeróbios podem também incorporar outros objetivos, os quais dependem de grupos específicos de bactérias, tais como a

conversão de nitrogênio amoniacal a nitrito e em seguida o nitrito a nitrato, ou seja, a nitrificação pelas bactérias autotróficas (VON SPERLING, 1996; METCALF & EDDY, 2003).

Assim, a utilização do substrato disponível no meio pela ação das bactérias se dá basicamente de acordo com dois principais mecanismos: ação de *endoenzimas* bacterianas após a absorção da matéria orgânica facilmente biodegradável (solúvel); e a atuação de *exoenzimas* bacterianas sobre a matéria orgânica de degradação lenta (particulada ou em suspensão), por meio de hidrólise, a fim de solubilizá-la e torná-la também assimilável.

A efetiva assimilação das moléculas de substrato é devida à passagem das mesmas pela membrana celular da bactéria, cuja estrutura flexível e semipermeável permite a seleção de substâncias requeridas pelo seu metabolismo.

3.3.1 Biomassa em Suspensão

Com relação à biomassa em suspensão, os microorganismos tendem a se concentrar, formando uma unidade estrutural mais ampla e denominada *floco*. Este apresenta uma estrutura heterogênea contendo material orgânico adsorvido, material inerte também presente nos esgotos, material microbiano produzido para a estruturação da própria matriz do floco e outras células vivas e mortas (VON SPERLING, 1996). Além das bactérias e protozoários, fungos, rotíferos, nematóides e outros estão também presentes no floco.

A formação do floco se deve à produção de uma matriz constituída por bactérias filamentosas, a qual se aderem os outros microorganismos. Acredita-se que esta aderência ocorra através de *exopolissacarídeos*, na forma de camada gelatinosa, o que permite a aglutinação de outros microorganismos e partículas coloidais, e conseqüentemente, o aumento do diâmetro do floco, formando estruturas macroscópicas mais facilmente sedimentáveis (VON SPERLING, 1996; METCALF & EDDY, 2003).

De acordo com o crescimento do floco, cujos diâmetros são compreendidos entre 50 a 500 μm , poderá existir um gradiente de concentração de substratos e oxigênio dissolvido (OD) entre as faces externa e interna de sua estrutura, possibilitando a criação de

condições anóxicas em seu interior, como ilustra a Figura 9. Complementarmente, a Figura 10 destaca a biomassa em suspensão em um reator MBBR.

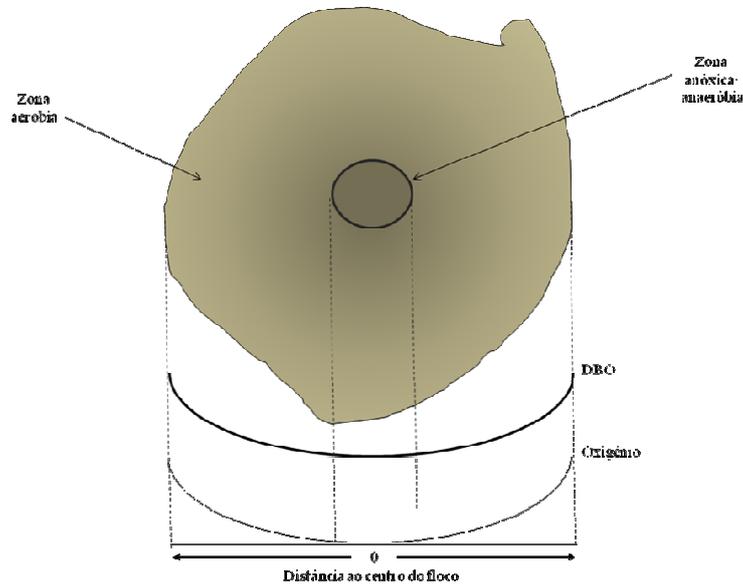


Figura 9: Representação esquemática dos gradientes de OD e DBO no floculo
Fonte: Adaptado de VON SPERLING (1997)



Figura 10: Presença de biomassa em suspensão

3.3.2 Biomassa Aderida

Os microorganismos que correspondem à biomassa aderida produzem polímeros extracelulares responsáveis pelo potencial adesão físico-química das mesmas a um determinado tipo de meio suporte. A imobilização da biomassa possibilita a sua elevada concentração no reator com elevados períodos de tempos. De acordo com ROUXHET & MOZES (1990) *apud* VON SPERLING (1996), a aderência da biomassa é influenciada

por interações entre células, pelo potencial que oferecem as moléculas de polímeros e a própria composição do substrato.

No caso dos processos aeróbios de biomassa aderida, os princípios de remoção da matéria orgânica e de conversão dos compostos nitrogenados são ainda mais influenciados pelos mecanismos de difusão e de transferência de oxigênio e de substrato solúvel através do biofilme.

De fato, o aumento da espessura do biofilme em função da síntese de novas células, dificulta a difusão de OD e substrato, desde o meio externo até as camadas internas, e junto à superfície do meio suporte, onde o processo de estabilização pode ocorrer até mesmo em condições anaeróbias.

A Figura 11 apresenta de forma esquemática o consumo de substrato e a geração de subprodutos decorrentes das reações bioquímicas em processos com formação de biofilme.

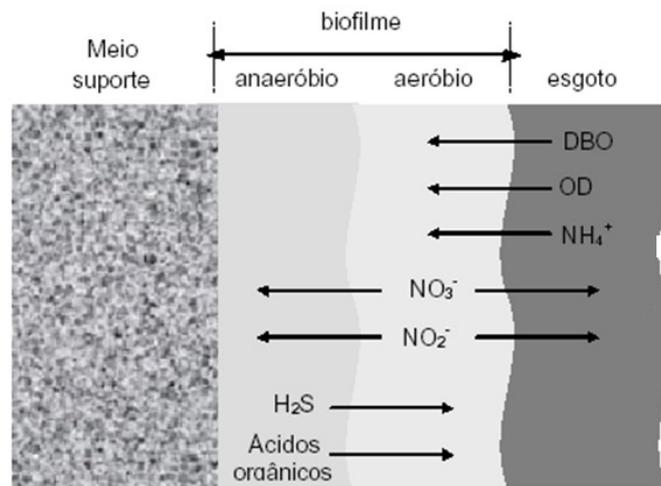


Figura 11: Representação esquemática de uma seção de biofilme
Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY, 2003

A indisponibilidade de OD e/ou substrato para os microorganismos mais próximos à superfície do meio suporte decorre em processo de metabolismo endógeno, e conseqüentemente, em perda da capacidade de adesão e desprendimento do biofilme.

O processo MBBR tem ainda o choque entre os meios suportes devido à turbulência no interior do reator como um fator de cisalhamento e desprendimento da biomassa aderida.

Valores de espessura do biofilme em processo MBBR indicados pela literatura variam de 0,1 mm até 1 mm, sendo o menor valor aquele mais reportado (ØDEGAARD *et al.*, 1993; ØDEGAARD *et al.*, 1994; RUSTEN *et al.*, 1998; ANDREOTTOLA *et al.*, 2003a; ANDREOTTOLA *et al.*, 2003b). A Figura 12 destaca a formação e aderência de biomassa em meio suporte empregado em processo MBBR.

A dinâmica de conversão dos compostos nitrogenados no processo MBBR acompanha a mesma que ocorre em outros processos aeróbios. Desta forma, a cinética da nitrificação é influenciada pelos mesmos fatores ambientais, tais como: a relação entre Carbono e Nitrogênio (C/N), temperatura, pH, alcalinidade, OD, toxicidade (VON SPERLING, 1997; METCALF & EDDY, 2003; FERREIRA, 2000; RAMALHO, 1983).



Figura 12: Representação esquemática de uma seção de biofilme

3.3.3 Nitrificação

Sabe-se que a nitrificação é um processo autotrófico, onde os microorganismos utilizam dióxido de carbono (carbono inorgânico) para a síntese celular, e que o rendimento celular por unidade de substrato metabolizado é inferior ao rendimento celular dos processos heterotróficos. Dois gêneros de bactérias autotróficas são usualmente reportados como as responsáveis pela nitrificação: *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. As bactérias do gênero *Nitrosomonas* oxidam a amônia a nitrito, o qual é convertido a nitrato pela ação de bactérias do gênero *Nitrobacter*. SCHMIDT *et al.* (2003) sugerem outros gêneros de bactérias envolvidos no processo de nitrificação e os classificam como nitrato-oxidantes, que incluem a *Nitrospira* e o *Nitrosococcus*, e como nitrito-oxidantes, especificamente a *Nitrospira*.

A nitrificação é inibida pela aplicação de elevadas cargas orgânicas, que proporcionam o crescimento de microorganismos heterotróficos, os quais competem por oxigênio e

nutrientes com os microorganismos autotróficos nitrificantes, de acordo com taxas de crescimento até cinco vezes maior (SCHMIDT *et al.*, 2003). Segundo METCALF & EDDY (2003), a fração de microorganismos nitrificantes pode ser relacionada à razão de DBO_5/NTK ; valores superiores a 5 limitam a presença de microorganismos nitrificantes em 5% da população microbiana.

O consumo de oxigênio livre devido aos microorganismos nitrificantes é geralmente referido como a demanda nitrogenada de oxigênio, a qual teoricamente requer 4,57 mg de O_2 por mg de nitrogênio amoniacal convertido a nitrato.

A temperatura e o pH também afetam a taxa de nitrificação. Elevadas temperaturas tornam o processo de nitrificação mais dinâmico, impondo-o elevado consumo de oxigênio e de alcalinidade em função da liberação de H^+ e da redução do pH. Teoricamente, 7,14 mg de alcalinidade são consumidas por 1 mg de N-NH_4^+ oxidado (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING, 1997). Em baixas temperaturas, as bactérias nitrificantes perdem atividade. O pH ótimo para as bactérias nitrificantes é ligeiramente alcalino, na faixa compreendida entre 7,2 e 9,0 (ABREU, 1994; METCALF & EDDY, 2003).

Como todo processo biológico, a nitrificação é sensível à presença de compostos tóxicos, tais como metais pesados e compostos orgânicos (VON SPERLING, 1997; METCALF & EDDY, 2003; FERREIRA, 2000, RAMALHO, 1983).

Experimento de FERREIRA (2000), como ilustra o gráfico da Figura 13, demonstrou a influência da idade lodo sobre a taxa de nitrificação.

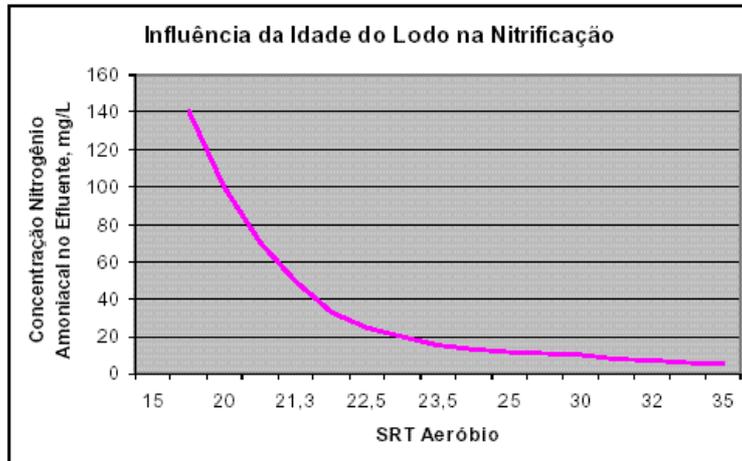


Figura 13: Relação entre taxa de Nitrificação e Idade do lodo
Fonte: FERREIRA, 2000

3.3.4 Desnitrificação

O processo de desnitrificação consiste na conversão de nitrato a nitrogênio gasoso pela ação de bactérias heterotróficas anaeróbias ou facultativas em condições anóxicas. A reação bioquímica de desnitrificação em ambiente anóxico envolve grande diversidade de microorganismos, tais como: *Achromobacter*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum*. Dentre estes, a espécie de bactéria *Pseudomonas* é aquela que mais prepondera (METCALF & EDDY, 2003; AKUNNA *et al.*, 1993).

O processo de desnitrificação consiste inicialmente na reconversão do nitrato, como aceptor de elétrons, a nitrito; que por sua vez, consecutivamente, é convertido aos gases óxido nítrico, óxido nitroso e nitrogênio molecular, os quais podem ser liberados para a atmosfera.

Para a desnitrificação, além do nitrato a ser convertido é também necessária a disponibilização de substrato orgânico oxidável (AKUNNA *et al.*, 1993, VON SPERLING, 1997; METCALF & EDDY, 2003; JORDÃO & PESSÔA, 2005). Efluentes nitrificados possuem baixas concentrações de matéria carbonácea, o que pode requerer o aporte externo de carbono, podendo o afluente bruto ao sistema ser utilizado como fonte de suprimento necessária ao processo de desnitrificação (ARCEIVALA, 1981 *apud* VON SPERLING, 1997; METCALF & EDDY, 2003; JORDÃO & PESSÔA, 2005).

O transporte de elétrons requerido pela desnitrificação depende de enzima específica cuja produção é inibida pela presença de OD. Ademais, a combinação entre a ainda eventual presença de matéria orgânica e OD favorecerá a ação de bactérias heterotróficas aeróbias e comprometerá a ação dos microorganismos desnitrificantes (METCALF & EDDY, 2003).

O processo de desnitrificação produz alcalinidade. Assim, de acordo com VON SPERLING (1997) e VAN HAADEL & MARAIS (1999) o aumento de alcalinidade gerado durante a desnitrificação é compensado pelo consumo desta em sistemas combinados com a nitrificação.

O pH ótimo para a desnitrificação é em torno de 7,0 a 8,0. Organismos desnitrificantes podem tolerar uma faixa de pH entre 6,0 e 9,0 (DINÇER & KARGI, 2000). O valor ótimo específico é variável de acordo com o tipo de bactéria presente no meio (WPCF, 1983 *apud* TEIXEIRA, 2006). O pH é elevado como resultado do consumo de íons H^+ disponíveis no meio e do conseqüente aumento de alcalinidade (DINÇER & KARGI, 2000; VON SPERLING, 1997; METCALF & EDDY, 2003; JORDÃO & PESSÔA, 2005).

A reação de desnitrificação ocorre em uma faixa ótima de temperatura compreendida entre 35 e 50 °C. A temperatura afeta tanto o crescimento microbiano quanto a velocidade de remoção de nitrato (BARNES & BLISS, 1983 *apud* VON SPERLING, 1997).

Para a desnitrificação, a configuração dos processos biológicos de tratamentos de esgotos requer a combinação entre ambientes anóxico e aeróbio, obedecendo às seguintes modalidades:

- Pré-desnitrificação, na qual a fonte de carbono é proveniente do esgoto bruto;
- Pós-desnitrificação, na qual a fonte de carbono é proveniente da etapa de respiração endógena;
- Reatores de operação intermitente (batelada).

Estes sistemas têm sido adotados principalmente para as variantes clássicas do sistema de lodos ativados. As modalidades de pré e pós-desnitrificação foram também aplicadas por ØDEGAARD *et al.* (1993) e RUSTEN *et al.* (1995, 1997) em processos MBBR.

3.3.5 Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas

Por outro lado, o fenômeno da Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas (SND) conforme descrito por MUNCH *et al.* (1995) e TEIXEIRA (2006), pode também ser aplicado ao processo MBBR. A SND se apropria da característica que os processos de biomassa aderida apresentam em relação à limitação da difusão de OD no interior do biofilme. Como anteriormente discutido, no caso dos reatores MBBR, e em função da concentração de OD mantida no meio, pode haver a formação de ambientes anóxicos, principalmente nas áreas internas dos meios suporte e na respectiva biomassa aderida, perfazendo a condição ideal para que ocorram tanto a nitrificação como a desnitrificação.

De fato, a SND no processo MBBR encontra-se relatada por WANG *et al.* (2006). Tratando esgoto doméstico em um reator MBBR de volume igual a 13 litros, contendo 6,5 litros de meio suporte com área superficial específica de 320 m²/m³, foram simultaneamente observadas a rápida remoção de NH₄⁺ e a limitada geração de nitrito e nitrato em ambiente aeróbio, de acordo com concentração média de OD de 2,0 mg/l.

3.4 Características do Meio Suporte

O material freqüentemente utilizado para a fabricação dos meios suportes é o polietileno. A forma cilíndrica é a mais empregada, contendo corrugações externas e divisões internas. O desenvolvimento mais recente da tecnologia aponta para meios suporte na forma de disco.

Segundo PASTORELLI *et al.* (1997), a densidade do meio suporte deve ser da ordem de 1 g/cm³. Os desenvolvimentos de ØDEGAARD *et al.* (1994) sempre utilizaram meios suporte cilíndricos com densidade de 0,95 g/cm³.

Os diferentes tipos de meio suporte empregados usualmente no processo MBBR e suas configurações geométricas são apresentados na Tabela 2. As Figuras 14 a 20 ilustram alguns meios suporte comercializados pela indústria.

Tabela 2: Configurações geométricas dos principais meios suporte empregados no processo MBBR

Empresa	Massa específica (g/cm ³)	Forma	Diâmetro (mm)	Altura (mm)
Kaldnes (K1)	0,95	Cilíndrica	10	7
Kaldnes (K2)	0,95	Cilíndrica	15	15
Kaldnes (K3)	0,95	Cilíndrica	25	10
Veolia	0,99	Disco	2,2	45
Aqwise	ND	Cilíndrica	14	14
AMBIO	0,99	Cilíndrica	25	25
Degremont (ActiveCell450 [®])	ND	Cilíndrica	22	15
Degremont (ActiveCell515 [®])	ND	Cilíndrica	22	20

Obs.: ND = informação não disponível.

As diferentes configurações dos meios suporte resultam em diferentes áreas de contato, as quais podem ainda apresentar maior ou menor potencial para aderência de biomassa em função do arranjo e desenho geométrico da peça. Neste sentido, os meios suporte podem ser caracterizados tanto em função da superfície total disponível, assim como em função de uma parcela desta, a qual corresponderia à área de efetiva aderência de biomassa.



Figura 14: Kaldnes K3 e K1

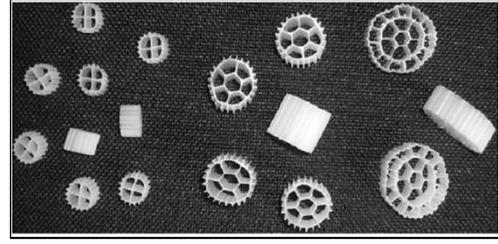


Figura 15: Kaldnes K1, K2 e K3

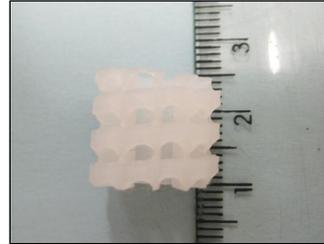
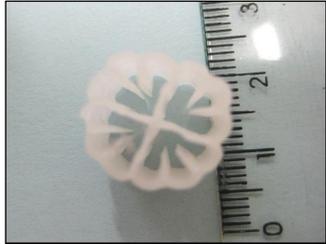


Figura 16: Aqwise

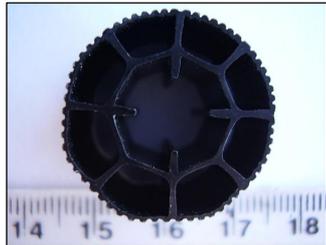


Figura 17: Degremont



Figura 18: Ambio

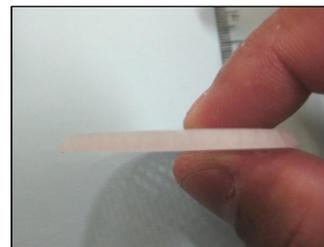
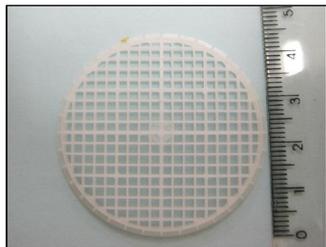


Figura 19: Veolia

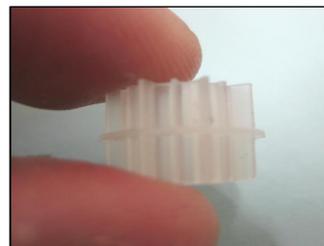


Figura 20: Outros

A movimentação e o choque entre os meios suporte mantidos no interior do reator MBBR fazem com que as faces externas dos mesmos sejam continuamente sujeitas a perda de eventual biomassa aderida. Entende-se que neste caso, a configuração da superfície externa do meio suporte não somente influencie a adesão de biomassa assim como a perda da mesma; superfícies mais corrugadas e acidentadas tendem a conter nichos que proporcionem a maior aglomeração de organismos e que dificultem o cisalhamento de biomassa aderida. Neste contexto, a área de efetiva aderência de biomassa tende a ser igual à área total disponível, quanto maior for a capacidade de retenção de biomassa que o meio suporte apresentar.

O processo MBBR tem a Área Superficial Específica como principal parâmetro de referência e especificação do meio suporte empregado. É dada pela razão entre a totalidade da área de meio suporte e o volume por ele ocupado, considerado o devido empolamento das peças em função da disposição natural das mesmas em um dado volume.

Trata-se de um parâmetro característico do processo MBBR pelo fato de relacionar a quantidade de meio suporte presente no reator à quantidade potencial de biomassa aderida. A Figura 21 esquematicamente ilustra que quando corretamente considerado o empolamento do meio suporte, obtém-se menor quantidade de peças por unidade de volume.

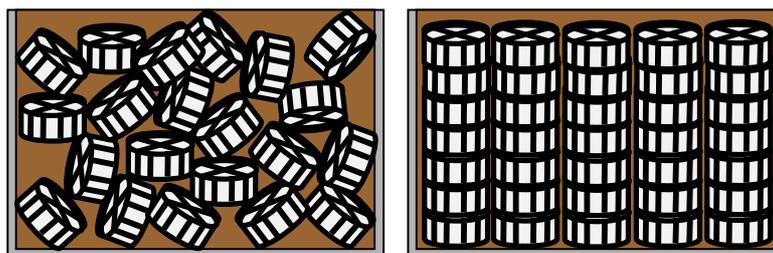


Figura 21: Diferença entre a densidade de peças considerando ou não o empolamento

Deve ainda o conceito de Área Superficial Específica contemplar somente as superfícies do meio suporte, nas quais efetivamente ocorrem a aderência de biomassa. Neste sentido a totalidade de área superficial disponível para a efetiva aderência de biomassa em um reator MBBR corresponde ao produto entre a Área Superficial Específica (considerando somente a superfície de efetiva aderência) e a quantidade de meios suporte efetivamente contida por unidade de volume igual a 1 m³.

A importância da correta interpretação do conceito de Área Superficial Específica deve-se ao fato de que a quantidade de meio suporte introduzida no reator biológico é determinada em função da efetiva quantidade de biomassa aderida que se pretende manter no processo.

De fato, enquanto alguns autores sugerem que a área externa do meio suporte seja também contabilizada, outros sugerem somente a área para potencial crescimento de biofilme, enquanto outros sequer mencionam qual critério estabeleceram. A Tabela 3 resume esta discussão apresentando os valores considerados por diferentes autores em relação a totalidade de área superficial da peça e a área aonde ocorre a efetiva aderência de biomassa.

Tabela 3: Resumo das áreas de criação de biofilme reportadas pela literatura

Autores	Área Superficial Específica (m ² /m ³)	
	Total	Efetiva Aderência
HONG-BIN <i>et al.</i> (2007)	-	614
WANG <i>et al.</i> (2006)	-	320 ^a
LUOSTARINEN <i>et al.</i> (2006)	500 ^b	-
BORGHEI & HOSSEINI (2004)	-	350
DAUDE & STEPHENSON (2003)	-	350
ANDREOTTOLA <i>et al.</i> (2003b)	500	-
JAHREN <i>et al.</i> (2002)	-	350 ^a
ØDEGAARD <i>et al.</i> (2000)	690	500
ØDEGAARD <i>et al.</i> (2000)	550	315
ØDEGAARD <i>et al.</i> (2000)	450	310
ØDEGAARD <i>et al.</i> (2000)	240	190
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b, 1995, 1997 e 1998)	500	350
PASTORELLI <i>et al.</i> (1997)	500	350
RUSTEN <i>et al.</i> (1994a)	-	300
HEM <i>et al.</i> (1994)	-	300
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1994)	-	250
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1993)	500	400

^a entende-se tratar de área superficial específica de efetiva aderência embora não explicitado pelo autor

^b entende-se tratar de área superficial específica embora não explicitado pelo autor

Os demais valores são devidamente explicitados pelos autores

É usual referir-se à quantidade de peças a ser adicionada ao reator como um percentual do seu volume. Segundo estudos de ØDEGAARD *et al.* (1993); ØDEGAARD *et al.* (1994); RUSTEN *et al.* (1998); ANDREOTTOLA *et al.* (2000) e outros autores, a

quantidade de meio suporte no reator MBBR deve ser compreendida entre 40 e 70% do seu volume.

Neste contexto, é importante ressaltar que a Área Superficial Específica como anteriormente definida, não deve ser relacionada ao volume do reator biológico, porém ao volume de peças nele contida. No entanto, há referências na literatura que relacionam área disponível e volume de reator, como por exemplo, as indicações de ØDEGAARD *et al.*, (1994) e RUSTEN *et al.*, (1994), que para o volume relativo de 70%, sugerem valores na faixa de 335 a 350 m² de área superficial disponível por m³ de reator.

3.5 Características da Biomassa

Como anteriormente descrito, o processo MBBR consiste em um reator biológico híbrido, no qual organismos decompositores são mantidos tanto em suspensão na massa líquida, como também aderidos ao meio suporte.

Também fora ressaltado que a aplicabilidade do processo ocorre tanto para o caso de novas ETEs, assim como para o caso de adaptações no processo de lodos ativados de ETEs existentes. É, portanto muito clara e natural a analogia entre o processo MBBR e o processo de lodos ativados.

Conseqüentemente, são comuns a ambos os processos os mesmos parâmetros de projeto e de controle. A única particularidade reside no fato de que a biomassa responsável pela decomposição de substratos não é somente devida aos microorganismos em suspensão como também aqueles aderidos aos meios suporte.

A literatura usualmente caracteriza a biomassa aderida ao meio suporte com base na concentração de ST, com exceção de ANDREOTTOLA *et al.* (2003b) e HONG-BIN *et al.* (2007), que relacionam os seus experimentos respectivamente a concentração de SST e SSV. Entende-se que em qualquer um dos casos, em se tratando do processo MBBR, deverão ser consideradas tanto as concentrações de sólidos aderidos ao meio suporte assim como aquelas em suspensão, cujo somatório representaria a totalidade da biomassa presente no reator.

Apesar desta particularidade, é também usual a literatura somente fazer referência à quantidade de biomassa presente no processo MBBR com base na massa de sólidos aderidos por área superficial de meio suporte, expressa em g/m².

HONG-BIN *et al.* (2007), utilizando dois reatores MBBR em série, em escala laboratorial, obtiveram no primeiro reator massa aderida equivalente a 5 gSSV/m², considerando o meio suporte com Área Superficial Específica de 614 m²/m³ e a ocupação de 60 % do volume do reator.

LUOSTARINEN *et al.* (2006) trabalharam com reator MBBR, em escala laboratorial, com volume de 2 litros, meio suporte com Área Superficial Específica de 500 m²/m³ e ocupação de 50 % do volume do reator. Para o sistema que era precedido por um reator UASB, obtiveram-se massas aderidas aos meios suporte compreendidas entre 26 e 44 gST/m².

ANDREOTTOLA *et al.* (2003b) investigaram o processo MBBR para o tratamento de efluentes de restaurantes e sanitários localizados nos Alpes italianos. Segundo volume de 2,4 m³, meio suporte com Área Superficial Específica de 500 m²/m³, ocupação de 42 % do volume do reator, resultando em área superficial disponível por volume de reator de 210 m²/m³, obteve massa aderida de 4 gSST/m², de acordo com a relação SSV/SST de 0,86.

JAHREN *et al.* (2002) trabalharam com um MBBR em escala de bancada, tratando efluente de indústria de papel e celulose. Para a razão entre o volume do meio suporte e o volume do reator de 58% e Área Superficial Específica de 500 m²/m³, obtiveram-se concentração total de sólidos no reator compreendida entre 1.400 e 1.900 mgSSV/l, sendo a massa aderida equivalente a 85% destes, e correspondente à relação entre SSV/SST da ordem de 0,91. Ressalta-se que neste caso o aparato experimental não possuía decantador secundário.

Experimento conduzido por RUSTEN *et al.* (1998), cujo sistema consistia em um decantador primário seguido por reator MBBR, tanque de reaeração, RBC e por fim, decantador secundário, mantiveram concentração de sólidos totais no reator MBBR da ordem de 4.250 mgST/l, para o percentual volumétrico de meio suporte de 48%, o qual correspondeu à área superficial disponível por volume de reator de 238 m²/m³.

Visando a remoção de nutrientes, RUSTEN *et al.* (1994a) adaptaram ao processo MBBR uma ETE existente em Bekkelaget – Noruega, cujo processo consistia em tratamento físico-químico seguido pelo processo de lodos ativados. Com volume total de 568 m³ de reator, mantiveram concentração média de 4.000 mgST/l em cada um dos quatro reatores MBBR seqüenciais, sendo que somente 2% da massa de sólidos era mantida em suspensão. Neste caso, o reator MBBR continha meios suporte com Área Superficial Específica de 300 m²/m³, de acordo com percentual de enchimento equivalente a 60% do volume do reator.

Experimento de RUSTEN *et al.* (1994b) tratando efluentes de indústrias de celulose e papel foi constituído por dois MBBR em série, com volume de 0,5 m³ cada reator, seguido por decantação secundária. Para o percentual de enchimento de meio suporte de 70%, obtiveram-se no primeiro reator, concentração de biomassa aderida equivalente a 2.300 mgST/l e de 5100 mgST/l de biomassa em suspensão.

A Tabela 4 resumidamente indica as quantidades de biomassa com que trabalharam os diferentes autores anteriormente citados.

Tabela 4: Sólidos presentes ao reator MBBR

Autores	Massa de sólidos aderida ao meio suporte (g/m ²)	Concentração de sólidos (mg/l)
HONG-BIN <i>et al.</i> (2007)	5,0 SSV	-
LUOSTARINEN <i>et al.</i> (2006)	26 a 44 ST	-
ANDREOTTOLA <i>et al.</i> (2003b)	4,0 SST	-
JAHREN <i>et al.</i> (2002)	-	1.400 a 1.900 SSV ^(a)
RUSTEN <i>et al.</i> (1998)	-	4.250 ST ^(b)
RUSTEN <i>et al.</i> (1994a)	-	4.000 ST ^(b)
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b)	-	2.300 ST ^(a)

^(a) Biomassa aderida

^(b) Biomassa aderida + suspensão

3.6 Variáveis de Controle

Segundo VON SPERLING (1997), em processos de tratamento de esgotos encontram-se envolvidas variáveis de entrada, de controle, medidas e manipuladas.

Variáveis de entrada são aquelas impostas ao sistema e que não podem ser diretamente controladas, tais como a vazão e as características do afluente. Variáveis de medidas são aquelas que fornecem informações sobre o sistema e servem para a definição da ação de controle. Variáveis manipuladas são aquelas que permitem alterações no sistema de forma a manter as variáveis de controle no nível desejado.

Entende-se que no processo MBBR os parâmetros operacionais de controle são os mesmos que se aplicam ao processo lodos ativados, alterando-se apenas os valores usuais de aplicação, acrescidos daqueles parâmetros que estão de alguma forma relacionados à totalidade da biomassa presente no processo. A seguir, são apresentados e discutidos os seguintes principais parâmetros envolvidos no processo MBBR: carga orgânica volumétrica (COV), carga orgânica superficial (COS) e oxigênio dissolvido (OD).

3.6.1 Carga Orgânica Volumétrica (COV)

Os primeiros trabalhos relacionados ao processo MBBR faziam referência a COV, que corresponde à razão entre a carga orgânica aplicada ao reator biológico e o volume do mesmo, dada por kgDBO ou DQO/m³.d e representada através da Equação 1.

$$COV = \frac{\text{Carga de DBO ou DQO aplicada}}{\text{Volume do reator}} \quad (\text{Equação 1})$$

Estudos desenvolvidos por WANG *et al.* (2006) e LUOSTARINEN *et al.* (2006), como já mencionados, trabalharam com COV respectivamente compreendidas entre 1,17 e 1,29 kgDQO/m³.d e 0,023 e 0,027 kg DQO/m³.d.

BORGHEI & HOSSEINI (2004) empregaram COV de 0,044 kg DQO/m³.d e de 0,088 kg DQO/m³.d, para o caso de dois reatores MBBR em série, cada um com volume unitário igual a 22 l, contendo meio suporte com Área Superficial Específica equivalente a 350 m²/m³.

DAUDE & STEPHENSON (2003) realizaram estudo para o tratamento de esgotos domésticos, trabalhando com dois reatores MBBR em série seguido por um decantador secundário e em escala piloto. Com volume de 3 m³ em cada reator, para um percentual de enchimento de meio suporte equivalente a 50% do volume do mesmo, e Área Superficial Específica de 350 m²/m³; aplicou no primeiro reator a COV média de 0,82 kgDQO/m³.d.

JAHREN *et al.* (2002) em seu experimento, variaram a aplicação de COV desde 1,5 kgDQO/m³.d até 3,8 kg DQOsolúvel/m³.d, sendo a razão entre DQO solúvel e DQO foi de aproximadamente 88%.

Em um reator MBBR em batelada com volume igual a 10 L, percentual de enchimento equivalente a 53% do volume do reator e Área Superficial Específica de 350 m²/m³, HELNESS & ØDEGAARD (2001) aplicaram COV compreendida entre 0,3 e 1,2 kgDBO/m³.d

Para um efluente contendo 70 % da carga orgânica de origem industrial, SUNNER *et al.* (1999) em experimento utilizando dois reatores MBBR em paralelo, cada um contendo 3,7 m³ e 50 % desde preenchidos por meio suporte, variou a aplicação de COV desde 2,3 até 6,2 kgDBO/m³.d.

Em cinco diferentes experimentos, RUSTEN *et al.* (1994b, 1998) promoveram a aplicação de diversas COV, de acordo com valores compreendidos entre 2,7 e 70 kgDQO/m³.d, cuja ampla variação deu-se em função da natureza do efluente e da configuração e características do aparato experimental.

BROCH-DUE *et al.* (1997) realizaram ensaios em escala piloto, tratando três diferentes efluentes de uma fábrica de celulose e papel, com COV respectivamente compreendidas entre 2,7 a 17,8 kgDQO/m³.d, da ordem de 10,0 kgDQO/m³.d e entre 2,5 e 26,9 kgDQO/m³.d. O aparato experimental foi constituído por dois MBBR em série seguidos por um decantador secundário. O reator MBBR possuía volume de 0,5 m³, 70% de enchimento com meios suporte e área superficial específica de 500 m²/m³.

ØDEGAARD *et al.* (1994) em um estudo realizado em indústria de batata chips que utilizava três reatores MBBR aeróbios seguidos por decantação secundária, variou a aplicação da COV de 4 para 2 kgDQO/m³.d, para a Área Superficial Específica de 250 m²/m³ e 50% de enchimento de meio suporte.

A Tabela 5 resumidamente indica as COV com que trabalharam os diferentes autores anteriormente citados.

Tabela 5: COV aplicadas em diversos experimentos

Autores	COV (kgDBO ou DQO/m ³ .dia)
WANG <i>et al.</i> (2006)	1,17 e 1,29 ^(a)
LUOSTARINEN <i>et al.</i> (2006)	0,023 e 0,027 ^(a)
BORGHEI & HOSSEINI (2004)	0,044 e 0,088 ^(a)
DAUDE & STEPHENSON (2003)	0,82 ^(a)
JAHREN <i>et al.</i> (2002)	<3,8 ^(b)
HELNESS & ØDEGAARD (2001)	0,3 a 1,2 ^(c)
SUNNER <i>et al.</i> (1999)	2,3 a 6,2 ^(c)
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b, 1998)	2,7 e 70,0 ^(a)
BROCH-DUE <i>et al.</i> (1997)	2,7 e 26,9 ^(a)
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1994)	2 e 4 ^(a)

^(a) kgDQO/m³.dia

^(b) kgDQOsolúvel/m³.dia

^(c) kgDBO/m³.dia

3.6.2 Carga Orgânica Superficial (COS)

A relação entre a carga orgânica aplicada ao reator biológico e a área superficial total devida ao meio suporte surge como um parâmetro de controle particular do processo MBBR – aqui denominado carga orgânica superficial (COS), expressa em gDBO ou então DQO/m².d, como apresentado na Equação 2.

$$COS = \frac{\text{Carga de DBO ou DQO aplicada}}{\text{m}^2 \text{ de meio suporte presente no reator}} \quad (\text{Equação 2})$$

ANDREOTTOLA *et al.* (2003b) em experimento já relatado, aplicaram COS média de 9,3 gDQO/m².d, enquanto DAUDE & STEPHENSON (2003), no primeiro reator de seu experimento, aplicaram COS média equivalente a 3,3 gDQO/m².d.

Em experimento que variou a COS desde 8,1 até 48,6 g DBO/m².d, RUSTEN *et al.* (1998) relatam que para aplicação de cargas superiores a 25 g DBO/m².d obteve notável deterioração da qualidade do efluente. Observam também que em praticamente todo o experimento não ocorreu nitrificação, com exceção do período em que a COS aplicada foi igual a 8,1 gDBO/m².d.

RUSTEN *et al.* (1997) apresentaram em seu trabalho extenso resumo sobre casos de unidades de tratamento de efluentes norueguesas adaptadas para o processo MBBR.

Dentre estes, explicitam que as unidades denominadas Tana Bru e Riisby foram submetidas a COS em torno de 5,5 gDBO₇/m².d e 2,8 gDBO₇/m².d, respectivamente; além da unidade Karasjok, na qual foi aplicada a COS da ordem de 15,3 gDBO₇/m².d. Para a remoção de nitrogênio, RUSTEN *et al.* (1997) ainda relatam que a configuração de outras unidades de tratamento incluía o emprego de reatores MBBR anóxicos precedendo reatores MBBR aeróbios, e de forma complementar, a precipitação química de fósforo. Neste caso, nas unidades de Steinsholt e Eidsfoss, nas quais foram aplicadas COS de respectivamente, 3,6 g DBO₇/m².d e de 0,6 g DBO₇/m².d, obteve-se elevada eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal, entretanto limitada eficiência do processo de desnitrificação. O autor sugere a limitação do volume de meio suporte como causa para a limitada desnitrificação.

Os experimentos em escala piloto de PASTORELLI *et al.* (1997) foram conduzidos em unidade que consistia em um tanque de equalização de volume igual a 0,4 m³, seguido por três reatores MBBR em série, segundo volumes de respectivamente 0,09 m³, 0,06 m³ e 0,18 m³, percentual volumétrico de meio suporte de 47%, 40% e 16%, os quais correspondiam a área superficial disponível por volume de reator de 233, 200 e 78 m²/m³. A unidade não dispunha de decantador secundário. A concepção do processo foi a de promover a remoção da matéria orgânica no primeiro reator, e nos reatores seguintes, a nitrificação. Neste sentido, observaram que quanto maior a COS aplicada, maior foi a taxa de remoção de DQO, principalmente a conversão da DQO particulada devida à adsorção proporcionada pelo processo MBBR. Já em relação à nitrificação, observou-se que as maiores taxas foram obtidas para as menores cargas orgânicas superficiais, da ordem de 3,5 gDQO/m².d.

As investigações de HEM *et al.* (1994), conduzidas em um reator MBBR em escala piloto, de volume igual a 0,02 m³ e com 70% de preenchimento de meio suporte e conforme a aplicação de COS variando entre 2 e 3 gDBO₇/m².d, resultaram taxas de nitrificação correspondentes a 55% daquelas obtidas quanto aplicadas COS compreendidas entre 1 a 2 gDBO₇/m².d; quando a COS excedeu 5 gDBO₇/m².d, a nitrificação obtida foi praticamente nula.

A principal idéia de ØDEGAARD *et al.* (1994) ao conduzirem pesquisa aplicada ao reator MBBR, era a de observarem qual a COS máxima que o processo poderia suportar. No caso, o aparato experimental era constituído por dois reatores MBBR em série, ambos com volume de enchimento de meio suporte igual a 54%, e área superficial específica por volume de reator de 276 m²/m³. Neste sentido, foi obtida boa eficiência de remoção DQO para COS de 21 gDQO/m².d, enquanto foi observado relativo comprometimento do processo para COS de 37 gDQO/m².d.

A Tabela 6 resume esta discussão apresentando os valores considerados por estes diferentes autores.

Tabela 6: COS aplicadas ao reator MBBR

Autores	COS (gDBO ou DQO/m ² .dia)
ANDREOTTOLA <i>et al.</i> (2003b)	9,3 ^(a)
DAUDE & STEPHENSON (2003)	3,3 ^(a)
RUSTEN <i>et al.</i> (1998)	8,1 a 48,6 ^(b)
RUSTEN <i>et al.</i> (1997)	0,6 a 15,3 ^(b)
PASTORELLI <i>et al.</i> (1997)	3,5 ^(a)
HEM <i>et al.</i> (1994)	1,0 a 5,0 ^(b)
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1994)	< 37,0

^(a) kgDQO/m².dia

^(b) kgDBO/m².dia

3.6.3 Oxigênio Dissolvido (OD)

Como em qualquer tecnologia que emprega processo aeróbio para o tratamento de esgotos, no reator MBBR deve-se também manter disponibilidade de oxigênio segundo quantidade requerida pelos microorganismos decompositores. Da mesma forma, o sistema de aeração deve prover energia suficiente para manter em mistura da massa líquida em suspensão e permitir o processo de floculação biológica.

Em princípio, ressalta-se no entanto, que em função de especificidades do processo MBBR, este venha requerer do sistema de aeração a provisão de maior quantidade de energia. De fato, primeiramente, o processo, ao manter maior quantidade de biomassa no reator biológico, tanto aquela em suspensão, como a biomassa aderida, deve requerer o maior fornecimento de OD. Em segundo lugar, o processo é influenciado pelos

mecanismos de difusão e de transporte de massa de oxigênio através do biofilme. Por fim, a energia necessária para agitação e mistura da massa líquida em suspensão deve também contemplar a movimentação dos meios suporte.

Enquanto ØDEGAARD *et al.* (1994) recomendam a manutenção de concentração de OD compreendida entre 2 e 5 mg/l, RUSTEN *et al.* (1998) sugerem que para nitrificação deve ser mantida concentração de OD da ordem de 3 mg/l. De fato, em seus experimentos RUSTEN *et al.* (1994a) verificou que a partir da concentração de OD da ordem de 2,5 a 3,0 mg/l é que se iniciou o processo de nitrificação

HEM *et al.* (1994) sugerem que a concentração de OD exerça maior influência sobre o reator MBBR do que o processo de lodos ativados em função da resistência de transporte de massa através do biofilme e verificou que para concentrações de OD da ordem de 4,5 a 5,0 mg/l foram obtidas maiores a taxa de nitrificação.

Estas considerações fazem com que a tecnologia MBBR venha requerer a manutenção de concentração de OD de acordo com valores superiores àqueles praticados convencionalmente pelo processo de lodos ativados. Neste sentido, em princípio, deve ser imposta maior potência de aeração ao processo MBBR, o que conseqüentemente resulta em maior consumo de energia elétrica.

Visando a otimização do processo quanto a este respeito, RUSTEN *et al.* (1994, 1995, 1997, 1998), HEM *et al.* (1994) e PASTORELLI *et al.* (1997) empregaram sistemas de aeração por ar difuso do tipo bolhas médias e grossas. Baseados no princípio da maior eficiência de transferência de oxigênio que os sistemas convencionais de bolhas finas são capazes de promover, os autores preconizaram que as mesmas poderiam ser formadas em função do choque entre bolhas médias e grossas e os meios suporte em movimentação no tanque de aeração. Dentre os sistemas de aeração empregados, é descrita a utilização de malha de tubos perfurados com diâmetros de 4 ou 5 mm.

CODAS *et al.* (2002) comparou a eficiência de transferência de oxigênio em reatores biológicos aeróbios contendo ou não meios suporte fixos. Demonstrou que para água limpa e para um sistema de aeração de bolhas grossas, na unidade provida de meio suporte (tipo biorreator aerado submerso), obteve-se o dobro da eficiência de transferência de oxigênio.

Dentre todos os experimentos anteriormente relatados, são a seguir indicadas as concentrações de OD mantidas nos reatores MBBR: HONG-BIN *et al.* (2007), entre 2 e 3 mg/l; WANG *et al.* (2006), entre 1,0 e 6,0 mg/l; LUOSTARINEN *et al.* (2006), em torno de 9,0 mg/l; BORGHEI & HOSSEINI (2004), em torno de 4,5 mg/l; DAUDE & STEPHENSON (2003), 5,1 mg/l no primeiro reator e 7,6 mg/l no segundo reator; ANDREOTTOLA *et al.* (2003b), em torno de 3,0 mg/l; JAHREN *et al.* (2002), 2,0 e 3,0 mg/l e; RUSTEN *et al.* (1998), 2 mg/l; RUSTEN *et al.* (1994b), 2,8 a 6,5 mg/l.

Por outro lado, BROCH-DUE *et al.* (1997) em seus experimentos que contemplaram o emprego de reatores MBBR em série, manteve no primeiro reator diferentes concentrações de OD em função das características do efluente, compreendidas em cada caso entre 2,5 e 5,7 mg/l, 2,5 e 4,0 mg/l e 3,7 para 5,3 mg/l.

Os experimentos de PASTORELLI *et al.* (1997) demonstraram que a manutenção de concentração de OD inferior a 2 mg/l no primeiro dos reatores MBBR em série decorreu em limitada taxa de remoção da DQO filtrada, enquanto nos dois MBBR subsequentes, submetidos a concentração de OD superior a 3,0 mg/l obteve-se a nitrificação do efluente.

Por fim, RUSTEN *et al.* (1994a) apesar de destacar a influência da temperatura para o processo de nitrificação em reatores MBBR, ressaltam que a concentração de OD é o parâmetro mais preponderante.

3.6.4 Outras Variáveis

Apesar de se entender que os parâmetros operacionais e de controle do processo MBBR devam ser os mesmos aplicados ao processo lodos ativados, a literatura não faz referência à relação alimento e microorganismos (A/M), idade do lodo (θ_c) e índice volumétrico do lodo (IVL). Ainda assim, na continuidade deste trabalho, tais parâmetros serão discutidos à luz dos resultados operacionais obtidos ao longo do experimento.

4. METODOLOGIA

4.1 Centro Experimental de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Rio de Janeiro – CETE/UFRJ

A unidade experimental da pesquisa, objeto do presente trabalho, é uma das 15 unidades que compõem o Centro Experimental de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Rio de Janeiro – CETE/UFRJ.

O CETE/UFRJ tem como missão atender os objetivos acadêmicos de ensino e pesquisa dos cursos de graduação e pós-graduação da UFRJ voltados à engenharia de recursos hídricos, sanitária e ambiental. Consiste em uma central de operações, processos e tecnologias dotada das seguintes unidades de tratamento de esgotos: grade de barras, desarenador por gravidade, decantação primária convencional, decantação primária quimicamente assistida, reator UASB, tanque séptico, filtro anaeróbio, filtro biológico percolador, lodos ativados, filtro de areia, lagoa aerada, lagoa de sedimentação, lagoa facultativa e lagoa de maturação. As Figuras 22 e 23 apresentam, respectivamente, a vista geral e o fluxograma esquemático do CETE/UFRJ.



Figura 22: Vista geral do CETE/UFRJ

O CETE/UFRJ localiza-se na Cidade Universitária (Ilha do Fundão), próximo à estação elevatória de esgotos do Fundão, unidade responsável pela coleta e recalque de todo o esgoto gerado no campus da UFRJ para a ETE Penha.

Por meio de uma bomba submersa instalada no canal de grades da estação elevatória do Fundão, parte dos esgotos gerados na Cidade Universitária – aproximadamente 8,0 l/s – é recalçada para o tratamento preliminar do CETE/UFRJ.

preliminar, enquanto a Figura 25 apresenta a torre de carga piezométrica, para onde é recalcado o esgoto já gradeado e desarenado.

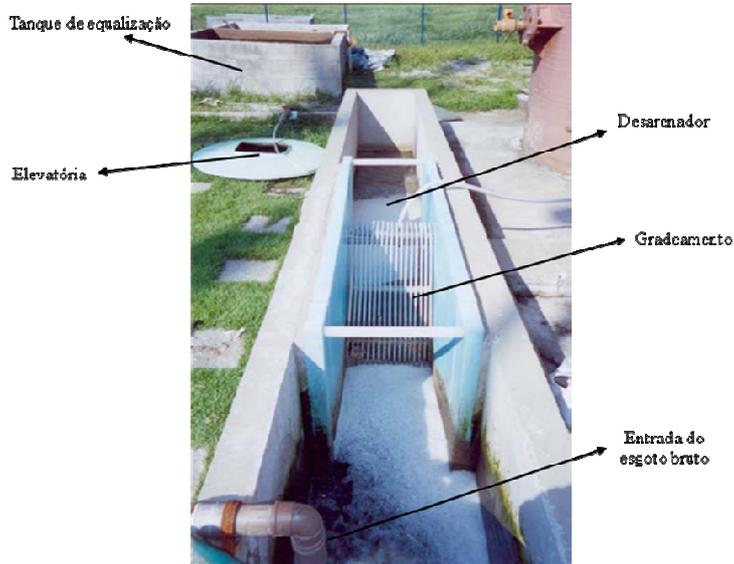


Figura 24: Tratamento preliminar



Figura 25: Torre de carga piezométrica do CETE

4.2.2 Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR)

As Figuras 26 e 27 ilustram o tanque de aeração instalado no CETE/UFRJ, o qual possui extensão de 4,5 m, largura de 1,5 m e profundidade de 3,0 m. Da forma como ilustra a Figura 28 o sistema de aeração consiste em um compressor de ar – marca Omell –, com potência de 2,2 HP e uma malha difusora de bolhas finas – marca Sanitaire –, com 20

discos de membranas porosas instalada no fundo do tanque. Ressalta-se a não existência de decantador primário precedendo o tanque de aeração.



Figura 26: Tanque de Aeração



Figura 27: Entrada do Esgoto Bruto e da Recirculação de Lodo



Figura 28: Sistema de Aeração

O efluente do reator é encaminhado para dois decantadores secundários, fabricados em fibra de vidro, com superfície quadrada de 1,60 m de lado por 2,20 m de altura. Seu formato tronco piramidal apresenta inclinação das paredes de fundo em ângulo de 60° , como ilustram as Figuras 29 e 30.



Figura 29: Detalhe do fundo do decantador



Figura 30: Vista geral do decantadores

A utilização dos dois decantadores visou atender ao que determina a norma brasileira de projetos de estações de tratamento de esgotos (NBR 12.209) e que recomenda como taxa máxima de aplicação em um decantador secundário o valor de $24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Cabe, no entanto ressaltar, que METCALF & EDDY (2003) recomendam no caso específico do processo MBBR, a taxa máxima de aplicação da ordem de $20 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

No decantador secundário, o efluente decantado verte por meio de vertedores triangulares “v-notch” para uma calha coletora, onde se encontra instalado um medidor de vazão do tipo Parshall com uma garganta de 1”, que permite a medição de vazão dos esgotos tratados em cada um dos decantadores.

A recirculação de lodo desde o fundo dos decantadores é feita por meio de um sistema “air-lift”. A vazão de recirculação de lodo dos dois decantadores foi mantida ao longo de todo experimento em torno entre 1 l/s, sendo continuamente medida na calha de recirculação onde se encontra instalado um medidor de vazão tipo Parshall de garganta de 1”, seguindo. Este aparato é ilustrado nas Figuras 31 a 35.



Figura 31: Vista geral do sistema de recirculação



Figura 32: Saída da tubulação de recirculação



Figura 33: Chegada da Tubulação a Calha de Concreto



Figura 34: Entrada do Lodo a Calha de Concreto



Figura 35: Passagem do Lodo pela Calha Parshall

Por fim, como ilustrado na Figura 36, o aparato experimental conta com dispositivos de retirada do lodo em excesso e de acumulação para medição volumétrica e coleta de amostras para fim de análises laboratoriais.



Figura 36: Caixa de lodo excedente – detalhe válvula de descarte

4.2.3 Meio Suporte

O meio suporte usado nessa pesquisa foi fabricado e fornecido pela empresa AMBIO Engenharia. Esta peça é formada por um anel de polietileno, cilíndrico, ranhurado externamente e com divisões em sua parte interna, como mostra a Figura 37.

As configurações geométricas dos meios suporte foram estabelecidas a partir de medições com o uso de paquímetro, tendo-se obtido as seguintes dimensões: diâmetro de 25 mm, altura de 25 mm. A Figura 38 destaca as dimensões dos raios internos e externo do meio suporte utilizado no experimento, o qual ainda apresenta as seguintes características: densidade em torno de 1 g/cm^3 e índice de vazios de 82%.



Figura 37: Meio suporte utilizado (AMBIO)

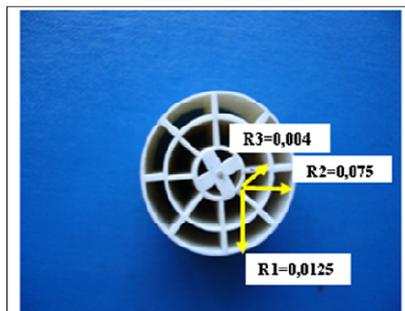


Figura 38: Representação das dimensões do meio suporte utilizado

4.2.4 Condição Operacional da Pesquisa

O delineamento experimental foi baseado na condição operacional do sistema de tratamento, que corresponde ao processo MBBR com 20% de enchimento de meio suporte, razão de recirculação de 100%, COV média igual a $1,0 \text{ kgDBO/m}^3\cdot\text{d}$, TDH de 5,5 horas.

4.3 Atividades da Pesquisa

4.3.1 Procedimentos de Operação e Manutenção

O monitoramento do processo foi iniciado em abril de 2007 e conduzido até agosto de 2008. O desenvolvimento da pesquisa foi comprometido em função da ocorrência de dois eventos que culminaram no extravasamento do tanque de aeração, e conseqüentemente, na perda de biomassa, dificultando o alcance da concentração de biomassa desejada. Outros problemas ocasionais tais como a falta de energia elétrica, entupimento da tubulação afluente desde a torre de carga piezométrica, e problemas inerentes a qualquer ETE, também prejudicaram a manutenção da desejada estabilidade do processo.

4.3.2 Monitoramento e Sistema de Amostragem

O monitoramento da unidade contou com coletas de amostras compostas que foram realizadas semanalmente, no período compreendido entre 8 e 16 horas. Na Tabela 7 são indicados, para cada ponto de amostragem, os parâmetros físico-químicos que foram analisados pelo Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente da Escola Politécnica da Universidade Federal do Rio de Janeiro – LEMA, conforme o que preconiza a APHA (2006).

Tabela 7: Pontos de Amostragem do processo

Local da Coleta	Parâmetros	Tipo de Amostra
Tanque de Equalização	DQO ¹ , DBO ¹ , Sólidos ² , N ³ , P-t, pH, Alcalinidade	Composta
Efluente do Decantador	DQO ¹ , DBO ¹ , Sólidos ² , N ³ , P-t, pH, Alcalinidade	Composta
Tanque de Aeração	Sólidos ² , OD, Temp, IVL	Pontual
Meio suporte	Sólidos ⁴	Pontual
Lodo Excesso (ou recirculado)	Sólidos ²	Pontual

1. Total e filtrada.

2. ST, SV, SF, SST, SSV, SSF.

3. NTK, N-NH₄, N-NO₂ e N-NO₃.

4. Ver metodologia.

4.3.3 Sólidos Aderidos ao Meio Suporte

Para quantificação da biomassa aderida ao meio suporte foram semanalmente realizadas análises, segundo seis diferentes metodologias, que podem ser primeiramente distinguidas em função da remoção ou não da biomassa aderida ao meio suporte.

A única metodologia que empregou a manutenção da biomassa aderida aos meios suporte foi aquela denominada “ST”, enquanto nas demais, denominadas “Limpeza/Lavagem”; “Limpeza/Lavagem + massa líquida”; “Ultra-Som”; “Hidróxido de Sódio” e “Ultra Som + Hidróxido de Sódio”, a quantificação da massa de sólidos se fez a partir do seu desprendimento e remoção dos meios suporte, de acordo com técnicas específicas empregadas em cada metodologia.

Na única metodologia sem remoção da biomassa do meio suporte – metodologia “ST” –, a massa de sólidos foi obtida de acordo o seguinte protocolo, o qual obedece aos princípios da metodologia para a quantificação de sólidos totais em uma amostra de água (APHA, 2006):

- Pesar separadamente em uma balança analítica a massa de 25 peças virgens do meio suporte aleatoriamente selecionadas e obter a massa média das peças, expressa em gramas;
- Adicionar a esta massa média das peças, a massa das cápsulas de porcelana, previamente aferida, obtendo-se a massa denominada P0;
- Retirar, de forma aleatória, 25 peças do interior do reator MBBR e separadamente, em cápsulas de porcelana, previamente pesadas, depositá-las;
- Levar as 25 cápsulas contendo as peças em estufa a temperatura compreendida entre 103-105 °C durante uma hora, para permitir a evaporação do líquido;
- Após resfriamento em dessecador a temperatura ambiente, novamente pesar cada um dos 25 conjuntos, obtendo assim a massa denominada P1;
- Por fim, obter a massa de sólidos aderida ao meio suporte, por meio da média aritmética das diferenças entre as massas P0 e P1 das 25 peças selecionadas.

As Figuras 39 e 40 ilustram um dos meios suporte selecionado para a quantificação da biomassa, logo após retirado do reator MBBR e em seguida já depositado na cápsula de porcelana. Já as Figuras 41 e 42 ilustram o meio suporte após a retirada da estufa.



Figura 39: Peça antes de estufa



Figura 40: Peça mais cápsula antes de estufa



Figura 41: Peça após a estufa



Figura 42: Peça mais cápsula após a estufa

Em função dos procedimentos empregados na metodologia “ST”, a mesma não permite que a quantificação da biomassa tenha como referência as concentrações de SST ou SSV, as quais são usualmente empregadas para o controle do processo de lodos ativados.

Conforme já mencionado, outras cinco diferentes metodologias foram empregadas para a quantificação da biomassa, todas baseadas no prévio desprendimento e remoção de sólidos do meio suporte, cada uma utilizando técnica específica para este fim. Assim, em todos os casos, a quantificação da biomassa tem como referência não somente a concentração de ST, como é o caso da metodologia “ST”, como também as concentrações de SST e SSV.

A metodologia “Limpeza/Lavagem” consiste em remover a biomassa aderida por meio de lavagem com água destilada, obedecendo ao seguinte protocolo:

- Retirar, de forma aleatória, 25 peças do interior do reator MBBR, e colocá-las conjuntamente em um recipiente contendo volume de 250 ml de água destilada;
- Vedar e agitar o recipiente de forma a incentivar o desprendimento dos sólidos aderidos;
- Transferir toda a massa líquida para outro recipiente;
- Reintroduzir novo volume de 250 ml de água destilada no recipiente contendo os meios suporte e repetir os mesmos procedimentos anteriores visando à remoção da massa de sólidos eventualmente ainda aderida;
- Reunir em um só volume de 500 ml a totalidade da massa líquida e a partir desta, promover a marcha total de sólidos da forma como preconizada (APHA, 2006).

A Figura 43 demonstra o recipiente após a etapa de retirada de sólidos aderidos às peças.

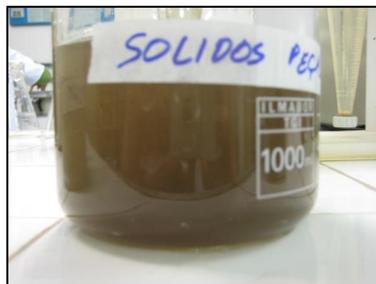


Figura 43: Recipiente com líquido após “lavagem” das peças

Já a metodologia “Limpeza/Lavagem + massa líquida” difere da metodologia “Limpeza/Lavagem”, anteriormente descrita, em função da forma como ocorre a retirada aleatória de peças do interior do tanque de aeração. No primeiro caso, esta não tem a preocupação de preservar a massa líquida que se encontra presente no interior do meio suporte e que dele é expulsa em função da movimentação e trajetória da peça desde o tanque de aeração, onde se encontra, até o recipiente de armazenamento da mesma. A presente metodologia tem, portanto, a preocupação em preservar a massa líquida em referência, e neste sentido a retirada das peças de dentro do tanque de aeração é cercada de maiores cuidados. Os procedimentos em laboratório subsequentes consistem nos mesmos empregados pela metodologia “Limpeza/Lavagem”.

A metodologia “Ultra-Som” emprega os princípios da sonificação para a remoção da biomassa aderida as peças. No caso, após a retirada de seis peças do interior do tanque de aeração, são as mesmas colocadas conjuntamente em um recipiente com 500 ml de água destilada, que hermeticamente vedado é levado ao aparelho de ultra-som. Após o período de 1 hora de sonificação, as peças são retiradas do recipiente, sendo a massa líquida submetida a marcha total de sólidos da forma como preconizada (APHA, 2006).

A sonificação é baseada no princípio de que os efeitos da intensa micro-agitação decorrente da geração de ondas ultrassônicas sejam capazes de promover o desprendimento da biomassa aderida.

A Figura 44 apresenta o aparelho de Ultra-Som utilizado e detalha os recipientes contendo as peças e a água destilada. Já a Figura 45 ilustra um recipiente com a massa líquida após a sonificação.



Figura 44: Aparelho Ultra-Som (detalhe do recipiente no aparelho)



Figura 45: Recipiente contendo a massa líquida após a sonificação

A metodologia “Hidróxido de Sódio” emprega o princípio de que a presença de NaOH em elevada temperatura promove a lise das bactérias e conseqüentemente permite a remoção da biomassa aderida às peças (CAMMAROTA, 1998). Neste sentido, adota-se o seguinte protocolo:

- Retirar 6 peças do interior do tanque de aeração, e colocá-las em cápsulas de porcelana, independentemente, cada uma contendo solução de 1% de NaOH em volume que permita a total submersão da peça, que no presente caso correspondeu a 30 ml;
- Submeter as cápsulas ao banho-maria, a temperatura de 90°C, por aproximadamente 20 minutos, revirando-as freqüentemente de forma a incentivar o desprendimento e extração da biomassa;
- Após o resfriamento das cápsulas, retirar as peças do recipiente, e submeter a massa líquida remanescente à determinação de SST e SSV da forma como preconizada (APHA, 2006).

Ressalta-se que neste caso não é adequada a determinação de ST, SF e SV, pelo fato da presença do NaOH influenciar a quantificação dos mesmos.

A Figura 46 ilustra cápsulas contendo as peças em banho-maria e detalha a massa líquida remanescente após retirada das peças.



Figura 46: Cápsulas contendo as peças em “Banho Maria” e massa líquida remanescente

Por fim, a metodologia “Ultra-Som + Hidróxido de Sódio” consiste no emprego dos princípios da sonificação e utiliza o NaOH como “catalisador” do processo de remoção da biomassa aderida às peças. Desta forma, após retirada de 6 peças do interior do tanque de aeração, são as mesmas colocadas conjuntamente em um recipiente contendo 500 ml de solução de 1% de NaOH, que hermeticamente vedado é levado ao aparelho de ultra-som. Em seguida, após 1 hora de sonificação, as peças são retiradas do recipiente, sendo a massa líquida submetida à determinação de SST e SSV da forma como preconizada (APHA/2006). Novamente, pelo fato da presença do NaOH influenciar a quantificação de ST, SF e SV, não é adequada a determinação dos mesmos.

A Figura 47 ilustra o recipiente com a massa líquida após a sonificação.



Figura 47: Recipiente contendo a massa líquida após sonificação

4.3.4 Legislação Ambiental

A Política Nacional do Meio Ambiental confere a cada Estado da Federação o estabelecimento de legislação ambiental complementar para o controle da poluição

oriunda do lançamento de esgotos sanitários, principalmente em relação aos seguintes parâmetros: DBO, DQO, SST e N-NH₄.

No estado do Rio de Janeiro, especificamente, encontra-se em vigor a Diretriz FEEMA DZ-215.R-3/07, que controla o lançamento de carga orgânica de efluentes líquidos de origem não industrial.

Essa diretriz estabelece exigências de controle de poluição das águas enfocadas em níveis mínimos de remoção de carga orgânica, baseados em padrões de tecnologias existentes, independente da capacidade assimilativa dos corpos receptores. Além dessas, prevê exigências adicionais sempre que for necessária a compatibilização dos lançamentos com os critérios e padrões de qualidade de água estabelecidos para o corpo receptor, segundo seus usos benéficos e classes que agrupam determinados usos preponderantes.

A Tabela 8 apresenta o que consiste a Diretriz FEEMA DZ-215.R-3/07, a qual estabelece uma relação entre a carga orgânica bruta gerada e a eficiência de remoção mínima requerida ou a concentração máxima permitida de DBO e SST (RNFT).

Tabela 8: Eficiência de remoção mínima ou concentração máxima de matéria orgânica

Carga Orgânica (Kg DBO/dia)	Eficiência Mínima de Remoção (%)	Concentrações Máximas Permitidas	
		DBO	SST
$C \leq 25$	60	100	100
$25 < C \leq 80$	80	60	60
$C > 80$	85	40	40

Fonte: DZ-215.R-3 – FEEMA/RJ

Embora temporariamente revogado, o controle sobre o lançamento de Nitrogênio Amoniacal em todo o território nacional tem como referência a Resolução CONAMA 357/05, a qual estabelece a concentração máxima efluente de 20,0 mg/L N. No Estado do Rio de Janeiro, complementarmente, a FEEMA NT-202.R10/86 define como padrão de lançamento a concentração de 5,0 mg/L de Nitrogênio Amoniacal.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados obtidos e a conseqüente discussão encontram-se organizada de forma a primeiro caracterizar o meio suporte empregado no experimento; caracterizar a biomassa aderida ao meio suporte; quantificar a COV, a COS, a concentração de OD e a temperatura no reator, como variáveis operacionais e de controle do processo; quantificar, de forma análoga ao processo de lodos ativados, outras variáveis operacionais e de controle – A/M e Idade do Lodo; caracterizar a produção, a qualidade e a sedimentabilidade do lodo gerado; e por fim avaliar o desempenho do processo mediante as condições operacionais impostas e em função do atendimento aos padrões da legislação ambiental vigente. Complementarmente é proposto um modelo para o dimensionamento do processo MBBR.

Ressalta-se que apesar do experimento ter sido conduzido ao longo de 16 meses, principalmente em função dos dois eventos que culminaram com a perda de biomassa e o desequilíbrio do processo, conforme anteriormente relatado, a discussão seguinte somente considera os períodos em que o reator biológico encontrou-se em equilíbrio e de acordo com adequada quantidade de biomassa requerida.

5.1 Características do Meio Suporte

O conceito de Área Superficial Específica do meio suporte expressa a razão entre a totalidade da área de meio suporte e o volume por ele ocupado. No entanto, pode este conceito ser interpretado segundo duas diferentes maneiras, levando a obtenção de diferentes valores, o que pode comprometer a adequada especificação do meio suporte e o correto dimensionamento do processo MBBR.

Considerando que a quantidade de meio suporte a ser aplicada no reator é usualmente definida em base volumétrica, é necessário que a sua especificação contemple a quantidade de peças contidas em um volume unitário, considerando portanto, o empolamento devido aos espaços vazios entre as peças.

Este conceito difere da simples razão entre a área superficial de uma peça e o volume por ela ocupado, uma vez que na prática, a comercialização e a efetiva colocação do meio suporte não se fazem peça a peça e sim com base volumétrica.

No presente experimento, considerando assim a primeira abordagem, que inclui o empolamento, obter-se-ia a Área Superficial Específica de $635 \text{ m}^2/\text{m}^3$, resultado do produto entre $0,011605 \text{ m}^2/\text{peça}$ e 55.000 peças contidas em 1 m^3 , como informado pelo fabricante, quantidade equivalente a 92 peças contidas em um recipiente de 18 L , como amostrado. Caso fosse quantificada, indevidamente, com base na segunda abordagem, este valor seria de $940 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

A observação visual *in loco* da peça e conforme ilustram as fotografias da Figura 39 apontam para a integral aglomeração de biofilme no interior da mesma, enquanto em sua superfície externa somente se verifica a explícita formação de biofilme nas depressões das partes corrugadas.

No presente caso, obter-se-ia, como já informado, a área de $0,011605 \text{ m}^2$ por peça, incluindo as partes internas e externas, que corresponderia a Área Superficial Específica de $635 \text{ m}^2/\text{m}^3$, e de $0,010908 \text{ m}^2$ por peça, excluindo as áreas externas, que pela observação visual não apresentavam agregação de biofilme, que corresponderia a Área Superficial Específica de $600 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Independente do conceito utilizado, tem-se que os valores atribuídos ao meio suporte utilizado no presente experimento são superiores aos valores indicados na Tabela 3, exceto os de HONG-BIN *et al.* (2007).

De qualquer forma, ressalta-se que devem sempre as especificações dos meios suporte serem avaliadas à luz dos critérios aqui discutidos para que cada uma das diferentes peças comercializadas para aplicação no processo MBBR possa ser técnica e economicamente devidamente comparada.

Por fim, esta discussão permite a reflexão de que, ao invés dos meios suportes serem especificados em função da Área Superficial Específica ou não que cada um contém, o fossem com base no potencial de aderência de biomassa que cada um possui, expresso em kgSSV/m^3 .

5.2 Características da Biomassa

Os resultados que serão a seguir apresentados são decorrentes das diferentes metodologias empregadas, anteriormente discutidas, e expressam os valores médios obtidos em função das diversas campanhas de quantificação realizadas neste experimento.

A literatura usualmente caracteriza a biomassa aderida ao meio suporte com base na concentração de ST, determinada de acordo com a metodologia anteriormente discutida e denominada “ST”. Entende-se que esta metodologia serve como referência para avaliação dos resultados obtidos por meio das demais.

As metodologias que empregam o uso de Hidróxido de Sódio comprometem a quantificação de ST, pelo fato do próprio NaOH, apesar de dissolvido, representar a adição de sólidos à amostra. Portanto, a Tabela 9 consolida os valores correspondentes à massa de ST aderida por peça, expressa em g/peça, obtidos com base nas demais metodologias.

Tabela 9: Massa de ST aderida ao meio suporte (g/peça)

Metodologia	Dados	Média	Desvio Padrão	Coeficiente de Variação	Percentis				
					10	25	50	75	90
1	11	0,44	0,36	0,82	0,19	0,21	0,26	0,51	0,96
2	12	0,05	0,02	0,28	0,04	0,04	0,04	0,06	0,06
4	8	0,35	0,11	0,31	0,23	0,27	0,34	0,45	0,49

1- Metodologia “ST”

2- Metodologia “Lavagem/Limpeza”

4- Metodologia “Ultra-som”

Observa-se que a metodologia “Lavagem/Limpeza” mostrou-se deficiente, tendo resultado valores de ST da ordem de 10 a 15% das demais metodologias empregadas, enquanto a quantificação com o emprego de ultra-som mostrou-se eficiente, alcançando valores próximos aos da metodologia “ST” de referência. Neste sentido é possível afirmar que, em geral, esta metodologia seja adequada para quantificação de massa de sólidos aderida a meios suporte, e que a metodologia “Lavagem/Limpeza” não o é.

Para efeito de analogia ao processo de lodos ativados, pretendeu-se quantificar a biomassa do processo MBBR com base na concentração de SST aderida e suspensa. Observa-se no entanto, que as metodologias de quantificação da massa de SST aderida

que empregam o uso de NaOH puderam desta vez ser contempladas, uma vez que este elemento estaria presente na fração dissolvida e filtrada da amostra.

Assim, a Tabela 10 apresenta os valores das massas de SST obtidas com o emprego de cada uma das metodologias.

Tabela 10: Massa de SST aderida ao meio suporte (g/peça)

Metodologia	Dados	Média	Desvio Padrão	Coeficiente de Variação	Percentis				
					10	25	50	75	90
2	16	0,04	0,02	0,37	0,03	0,03	0,05	0,06	0,07
3	4	0,06	0,06	0,67	0,03	0,04	0,07	0,08	0,08
4	10	0,19	0,11	0,57	0,12	0,12	0,17	0,20	0,27
5	10	0,26	0,09	0,34	0,18	0,21	0,25	0,32	0,36
6	9	0,14	0,06	0,43	0,10	0,11	0,12	0,12	0,15

2- Metodologia “Lavagem/Limpeza”

3- Metodologia “Lavagem/Limpeza + massa líquida”

4- Metodologia “Ultra-som”

5- Metodologia “Hidróxido de Sódio”

6- Metodologia “Ultra-Som + Hidróxido de Sódio”

Observa-se que as metodologias “Lavagem/Limpeza” e “Lavagem/Limpeza + massa líquida” também apresentaram diferenças significativas em relação aos resultados das metodologias que empregaram NaOH e/ou ultra-som, e portanto não devem ser contempladas para quantificação da massa de SST.

Ressalta-se que em se tratando de um parâmetro que de fato determinará condições operacionais do processo MBBR, uma vez que indiretamente quantificará a biomassa aderida, que junto à biomassa em suspensão, agirá nos processos de conversão de substratos, a seleção da metodologia que melhor se aplica para sua quantificação deva se proceder mediante cuidadoso critério.

Assim, a avaliação dos resultados da Tabela 6 revela que o maior valor médio foi obtido por meio da metodologia “Hidróxido de Sódio”, o que teoricamente expressa o seu potencial para remoção de uma maior quantidade de sólidos aderidos à peça. Entende-se que a temperatura em que foi realizada a análise permitiu o maior desprendimento da massa aderida e conseqüentemente a sua maior quantificação.

É importante destacar que o resultado alcançado por meio da metodologia “Hidróxido de Sódio” a insere no contexto das metodologias usualmente preconizadas para a

quantificação de biomassa aderida de reatores MBBR, o qual principalmente contempla o emprego de ultra-som (HELNESS, 2007).

As mesmas observações anteriores relativas à quantificação de SST procedem para o caso de SSV, como demonstra a Tabela 11. De fato, valores significativamente diferentes obtidos por meio das metodologias “Lavagem/Limpeza” e “Lavagem/Limpeza + massa líquida” e destaque para a maior quantificação por meio da metodologia “Hidróxido de Sódio”.

Tabela 11: Massa de SSV aderida ao meio suporte (g/peça)

Metodologia	Dados	Média	Desvio Padrão	Coeficiente de Variação	Percentis				
					10	25	50	75	90
2	16	0,03	0,01	0,43	0,02	0,03	0,03	0,04	0,05
3	4	0,04	0,08	0,73	0,02	0,03	0,05	0,06	0,06
4	9	0,10	0,03	0,34	0,06	0,07	0,10	0,12	0,15
5	9	0,17	0,10	0,61	0,08	0,08	0,16	0,24	0,28
6	9	0,08	0,08	0,96	0,02	0,05	0,06	0,07	0,15

2- Metodologia “Lavagem/Limpeza”

3- Metodologia “Lavagem/Limpeza + massa líquida”

4- Metodologia “Ultra-som”

5- Metodologia “Hidróxido de Sódio”

6- Metodologia “Ultra-Som + Hidróxido de Sódio”

O que ainda deve ser analisado em função dos resultados das Tabelas 6 e 7 é a relação SSV/SST obtida com base nos valores médios de cada uma das metodologias. Enquanto o valor alcançado por meio da metodologia “Hidróxido de Sódio” foi de 0,65, próximo aos valores de 0,53 e 0,59, respectivamente correspondentes a “Ultra-Som” e “Ultra-Som + Hidróxido de Sódio”, obteve-se por meio das metodologias “Lavagem/Limpeza” e “Lavagem/Limpeza + massa líquida” o valor de 0,76.

Este resultado induz a compreensão de que os sólidos presentes na camada mais externa do biofilme e mais afastada do contato com o meio suporte e, efetivamente desprendidos e removidos por meio das metodologias “Lavagem/Limpeza” e “Lavagem/Limpeza + massa líquida” eram de natureza, predominantemente, orgânica.

Os resultados obtidos encontram na literatura comparação aos de JAHREN *et al.* (2002) e ANDREOTTOLA *et al.* (2003b) que alcançaram a relação SSV/SST de respectivamente

0,91 e 0,86, muito embora as metodologias empregadas nestes casos não encontrem-se relatadas.

Para efeito de especificação do meio suporte a ser empregado no processo MBBR não é usual relacionar a capacidade de aderência de biomassa em relação à peça, como anteriormente discutido, porém em relação à Área Superficial Específica.

Neste sentido, considerando o valor de 0,44 gST/peça, determinado por meio da metodologia “ST”, e de 0,26 gSST/peça e de 0,17 gSSV/peça, determinados por meio da metodologia “Hidróxido de Sódio”, é possível determinar a quantidade de biomassa aderida por Área Superficial Específica em função das concentrações de ST, SST e SSV.

Quando então adotado a Área Superficial Específica de 600 m²/m³, obteve-se que as quantidades de Formação de Biomassa Aderida (FBA) em termos de ST, SST e SSV sejam no presente caso respectivamente equivalentes a 40,3 gST/m², 23,8 gSST/m² e 15,6 gSSV/m².

Estes valores encontram-se referenciados na literatura da seguinte forma: 26 a 44 gST/m² (LUOSTARINEN *et al.*, 2006); 4 gSST/m² (ANDREOTTOLA *et al.*, 2003b); 5 gSSV/m² (HONG-BIN *et al.*, 1994b).

Como anteriormente proposto, caso os meios suporte da tecnologia MBBR não fossem especificados em função da Área Superficial Específica, porém o fossem com base no potencial de aderência de biomassa que cada um possui, o meio suporte utilizado no presente experimento teria os valores equivalente a 24,2 kgST/m³, 14,3 kgSST/m³ e 9,4 kgSSV/m³.

5.3 Parâmetros Operacionais e de Controle

5.3.1 Carga Orgânica Volumétrica

Conforme estabelecido no delineamento experimental e em função do controle da vazão afluyente em 1 l/s e da variação da concentração de DBO afluyente, foram aplicadas COV de acordo com valores compreendidos entre 0,5 e 1,7 kgDBO/m³.d (1,2 a 4,0 kgDQO/m³.d), resultando na obtenção de COV média de 1,0 kgDBO/m³.d.

Observa-se que para o tratamento de esgotos sanitários, a literatura reporta valores de COV aplicada ao processo MBBR de forma muito diversa, variando entre 0,0088 e 4 kgDQO/m³.d (ODEGAARD *et al.*, 1993; HEM *et al.*, 1994; RUSTEN *et al.*, 1997; DAUDE & STEPHENSON, 2003).

Ainda sim, verifica-se o potencial que a tecnologia apresenta para suportar COV de acordo com valores superiores aos valores máximos usualmente aplicados ao processo de lodos ativados por aeração prolongada, da ordem de 0,4 kgDBO/m³.d, e pouco acima dos valores máximos aplicados ao processo de lodos ativados convencional, da ordem de 0,6 kgDBO/m³.d (JORDAO & PESSÔA, 2005).

5.3.2 Carga Orgânica Superficial

O parâmetro de projeto e de controle operacional que melhor pode ser associado ao processo MBBR é a COS, que equivale à razão entre a carga orgânica aplicada ao reator e a totalidade de área superficial disponível contida no reator, expressa em termos de gDBO/m².d ou gDQO/m².d.

Ainda que a COS melhor caracterize o processo MBBR, a literatura abrange ampla faixa de valores para o caso de esgotos sanitários: 20 gDBO/m².d (ODEGAARD *et al.*, 1993); entre 1 e 5 gDBO/m².d (HEM *et al.*, 1994); entre 0,6 e 15 gDBO/m².d (RUSTEN *et al.*, 1997); entre 1,5 e 3,0 gDBO/m².d (DAUDE & STEPHENSON, 2003).

Em função da carga orgânica aplicada, da Área Superficial Específica do meio suporte e do volume de meio suporte, no presente experimento a COS aplicada variou entre 4 e 14 gDBO/m².d, resultando em valor médio de 7,7 gDBO/m².d.

5.3.3 Tempo de Detenção Hidráulica

O tempo de detenção hidráulica é a relação entre o volume do reator e a vazão afluyente.

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad \text{(Equação 3)}$$

Assim como a COS, a literatura reporta valores de TDH também muito variáveis e que dependem do tipo de efluente tratado. Para as características e condições operacionais que indica a Tabela 1, os seguintes valores de TDH foram empregados em reatores MBBR: 6 h (WANG *et al.*, 2006); 2,4 ± 0,7 h (LUOSTARINEN *et al.*, 2006); 8 a 24 h

(BORGHEI & HOSSEINI, 2004); 18 e 28 h (DAUDE & STEPHENSON, 2003); 13 a 70 h (ANDREOTTOLA *et al.*, 2003b); 14 a 30 h (JAHREN *et al.*, 2002); 3 h (HELNESS & ØDEGAARD, 2001); 1,8 e 3,5 h (SUMMER *et al.*, 1999); 2,5 a 20,5 h (BROCH-DUE *et al.*, 1997); 11 h (PASTORELLI *et al.*, 1997); 1,9 a 8,4 h (RUSTEN *et al.*, 1995); 2,2 a 3,9 h (RUSTEN *et al.*, 1994a); 0,9 a 1,9 h (RUSTEN *et al.*, 1994b); 6 e 3 h (ØDEGAARD *et al.*, 1994).

Da mesma forma que no processo de lodos ativados, o TDH é simplesmente o resultado da relação entre o volume do reator e a vazão afluente. Considerando que o reator do experimento foi operado em situação análoga à variante de aeração prolongada, para tempo de retenção celular superior a 18 dias e que usualmente requer TDH de 16 a 36 horas (JORDAO & PESSÔA, 2005), merece destaque o TDH médio de apenas 5,5 horas que foi imposto à unidade.

Como anteriormente mencionado, a literatura reporta diferentes e muito variados valores de TDH. Dentre todos os autores anteriormente referenciados e que trabalharam com esgoto doméstico, o TDH praticado no presente experimento é similar àqueles impostos por 3 autores, superior aos que 2 autores trabalharam e inferior a 3 deles.

5.3.4 Oxigênio Dissolvido

O gráfico da Figura 48 ilustra o comportamento da concentração de OD em três pontos distintos do reator, denominados: Início, Meio e Fim, e que indicam a eficiência da mistura de OD promovida pelo sistema de aeração por ar difuso.

Entende-se no entanto, que o processo MBBR venha requerer do sistema de aeração não somente uma maior transferência da massa de oxigênio em função da maior quantidade e da forma como a biomassa se encontra presente (em suspensão e aderida), como também a energia necessária para a mistura da massa líquida em suspensão e para a movimentação dos meios suporte.

Neste sentido, o OD serve como parâmetro de controle para estas condições que o processo requer. Também se observa no gráfico da Figura 48, que as concentrações médias no reator monitoradas ao longo do experimento mostraram-se em 90%, 100% e 45% do tempo acima dos valores respectivamente recomendados de: 3 mg/l,

considerando a nitrificação (RUSTEN *et al.*, 1998) e de 2 a 5 mg/l (ØDEGAARD *et al.*, 1994).

Assim, entende-se que na maior parte do tempo o processo teve disponibilidade de OD de acordo com concentrações superiores ao valor máximo recomendado por ØDEGAARD *et al.* (1994) e neste sentido este parâmetro, em princípio, não deve ser relacionado ao eventual comprometimento de seu desempenho.

Salienta-se que as recomendações quanto à concentração de OD a ser mantida no reator devam ser criteriosamente analisadas à luz da quantidade de biomassa presente, a qual está diretamente relacionada com a quantidade de meio suporte aplicada.

De qualquer forma, é importante ressaltar que as recomendações sobre a concentração de OD indicam valores superiores aos usualmente recomendados para o processo de lodos ativados, o que requererá uma maior transferência de OD e significará maior potência aplicada aos compressores de ar, e conseqüentemente, maior consumo de energia elétrica e custos operacionais mais elevados.

Contudo, como anteriormente reportado por CODAS *et al.* (2002), o emprego de bolhas grossas, embora reconhecidamente menos eficiente que o de bolhas finas, pode representar uma melhoria tecnológica do processo, uma vez que a eficiência de transferência de OD estaria garantida em função do choque entre estas e os meios suporte em movimento.

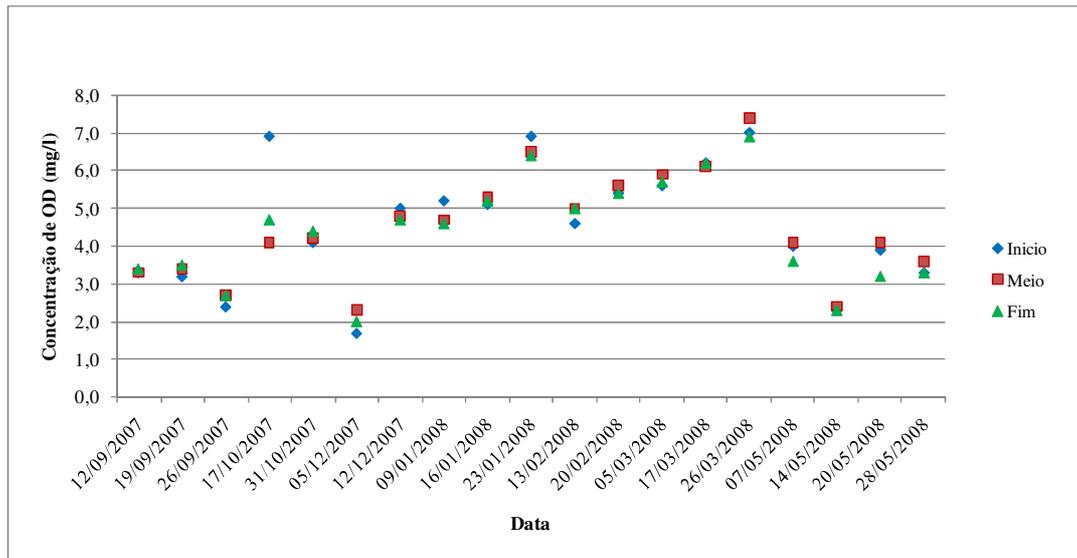


Figura 48: Série histórica da concentração de OD

5.3.5 Temperatura

As temperaturas no reator biológico variaram entre 24,5 e 29,8 °C, conforme ilustra o gráfico da Figura 49.

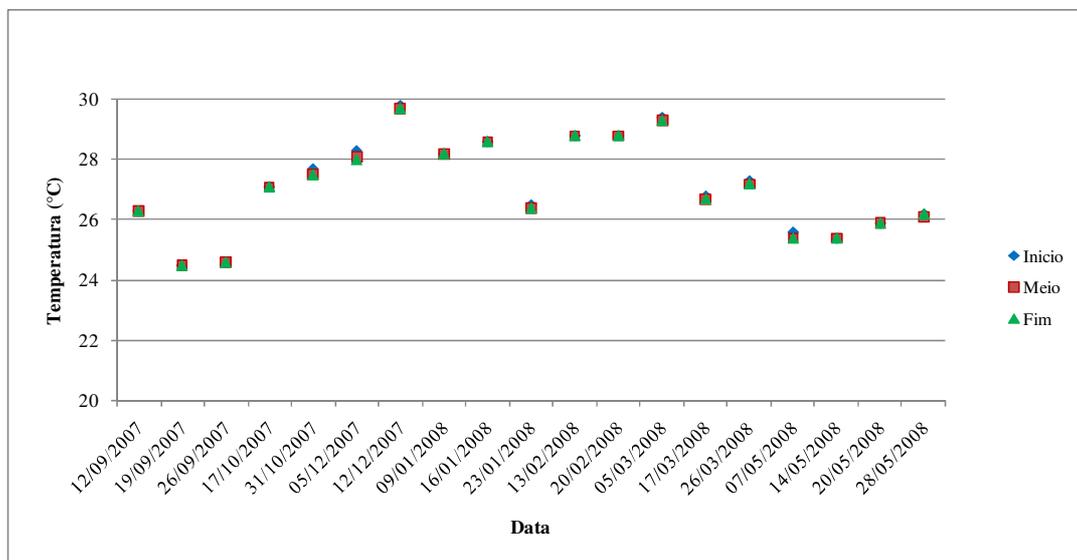


Figura 49: Serie Histórica da Temperatura no reator biológico

Como apresentado na Figura 49 e com base na cinética de decomposição/conversão biológica pode-se considerar que o reator MBBR foi operado segundo condições adequadas de temperaturas.

5.4 Outras Variáveis de Operação e Controle

5.4.1 Relação Alimento/Microorganismos

O conceito da relação A/M convencionalmente aplicada ao processo de lodos ativados pode ser adaptado ao processo MBBR, passando a denominá-lo relação A/M equivalente (A/Meq), cuja quantificação considera a totalidade da biomassa aderida e em suspensão. A Tabela 8 a seguir apresenta os resultados das concentrações de sólidos aderidos ao meio suporte e em suspensão, respectivamente denominados SSVad e SSVTA, cujo somatório representa a totalidade da biomassa presente no reator, aqui também denominada SSVETA.

Os valores de SSVad apresentados correspondem aqueles originalmente obtidos por meio da metodologia “Lavagem/Limpeza” e devidamente corrigidos pela correlação entre esta e a metodologia “Hidróxido de Sódio” adotada como referência no presente trabalho.

Considerando a carga orgânica afluyente em cada dia monitorado, a Tabela 12 assim indica os valores de A/Meq obtidos durante o período do experimento em que o processo encontrava-se em regime de permanente equilíbrio.

Tabela 12: Dados bases para a obtenção da relação A/Meq

Dias\Parâmetro	SSVad (mg/l)	SSVTA (mg/l)	SSVETA (mg/l)	A/Meq (kgDBO/kgSSVETA.d)
1	-	1730	1730	-
8	2721	1540	4261	0,40
15	1944	1540	3484	-
22	1651	890	2541	0,28
211	2581	819	3400	0,22
218	2497	1095	3592	0,14
225	2503	788	3291	-
246	2189	940	3129	0,25
253	2493	587	3080	0,31
Média	2322	1103	3167	0,27

Em princípio, entende-se que o processo MBBR deva operar de acordo com a manutenção de valores de A/M compreendidos entre 0,05 e 0,15 kg DBO/ kg SSVTA.d, de forma que se obtenha eficiências de remoção de DBO superiores a 90%, conforme propõe o gráfico da Figura 50.

Figura 50: Eficiência versus A/M

Portanto o valor médio de 0,27 kgDBO/kgSSVETA.d alcançado ao longo do experimento impôs condições operacionais em desacordo com esta modalidade, tendo o processo na verdade trabalhado de forma análoga ao processo de lodos ativados convencional.

Para que fossem obtidos valores de A/Meq entre 0,05 e 0,15 kgDBO/kgSSVETA.d seria necessária a manutenção de maior quantidade de biomassa no reator, a qual poderia ser alcançada com o emprego de uma maior quantidade de meio suporte. De fato, a quantidade aplicada no experimento, equivalente a 20% do volume do reator, é reconhecidamente inferior aquelas relatadas na literatura e compreendidos entre 40 e 70% (ODEGAARD *et al.*, 1993, 1994; HEM *et al.*, 1994; RUSTEN *et al.*, 1994, 1995, 1997, 1998; JAHREN *et al.*, 2002; DAUDE & STEPHENSON, 2003; BORGHEI & HOSSEINI, 2004; LUOSTARINEN *et al.*, 2006; WANG *et al.*, 2006).

A observação do gráfico da Figura 51 seguinte corrobora a compreensão de que o aumento da carga orgânica superficial ocorrida ao longo do experimento esteve diretamente relacionada ao aumento da relação A/Meq.

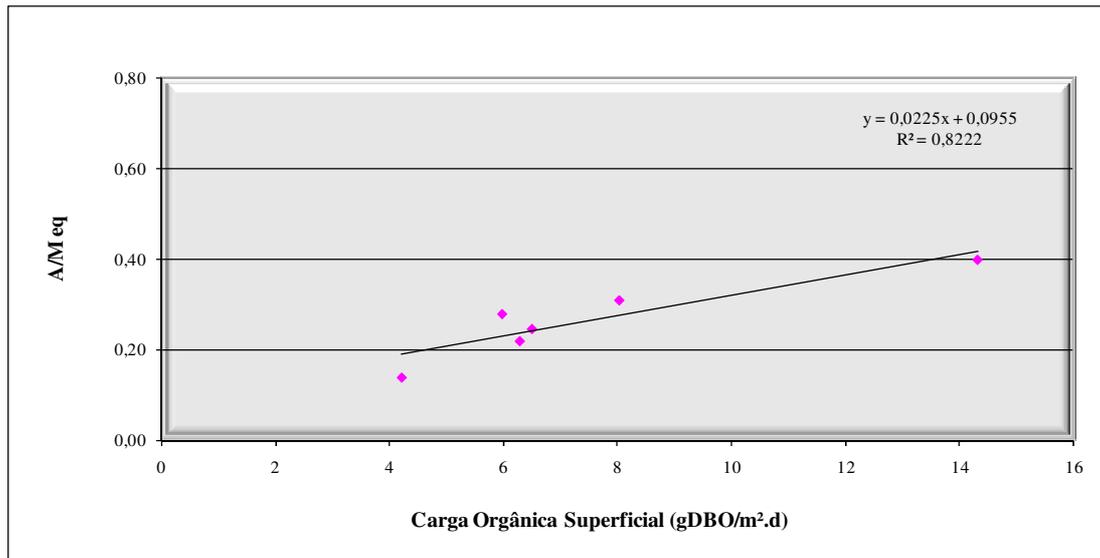


Figura 51: Carga Orgânica Superficial versus Relação A/Meq

5.4.2 Idade do Lodo

A idade do lodo representa o tempo médio em que uma partícula em suspensão permanece sob aeração, sendo também conhecida como o tempo médio de residência dos organismos ou o tempo médio de detenção celular. É numericamente igual à relação entre a massa de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração, e a massa de sólidos em suspensão voláteis descartada por dia (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Trata-se de uma variável clássica de controle do processo de lodos ativados. Entende-se, no entanto, que este parâmetro não é diretamente aplicável ao processo MBBR, pelo fato da biomassa aderida ao meio suporte permanecer no reator por tempo indeterminado, não efluindo continuamente do mesmo da forma como ocorre com a biomassa em suspensão.

Ainda assim, para efeito de estimativa e conhecimento do comportamento deste parâmetro no caso da presente pesquisa, a Tabela 13 indica a idade do lodo de acordo com as concentrações de SSV do lodo em excesso, de SST presentes no reator, expressa por SSTETA, e da perda SST no efluente tratado.

Tabela 13: Dados bases para a obtenção da θ_{ceq}

Dias\Parâmetro	SSTETA (mg/l)	SST (mg/l)	Xuv (mg/l)	Qexc (m ³ /d)	θ_{ceq} (d)
1	2.490	72	3.190	0,100	-
8	5.161	20	4.370	0,115	13
15	5.507	60	4.520	0,115	31
22	4.597	46	1.930	0,115	10
211	4.312	44	2.960	0,085	16
218	4.581	28	3.720	0,115	17
225	3.984	51	1.980	0,085	26
246	4.339	68	3.470	0,050	14
253	3.739	44	5.010	0,050	10
Média	4.301	48	3.461	0,09	17

Observa-se que o valor médio encontrado para a idade do lodo enquadra-se de acordo com a variante de aeração prolongada, muito embora o valor médio de A/M igual a 0,27 kgDBO/kgSSVETA.d não o seja.

5.4.3 Características do Lodo

5.4.3.1 Produção do Lodo

Com base nos dados obtidos durante o monitoramento, foi possível também estimar o coeficiente de produção celular (Y), o qual correspondeu a 0,79 kgSSV/kgDBOremovida, valor similar ao usualmente observado no processo de lodos ativados, da ordem de 0,50 a 0,80 kgSSV/kgDBOremovida (METCALF & EDDY, 2003). RUSTEN *et al.* (1994) reportam a obtenção de valores Y igual a 0,55 kgST/kgDQOremovida.

5.4.3.2 Índice Volumétrico do Lodo

Em relação ao IVL, conforme apresentado na Tabela 14, verifica-se a obtenção de valores sempre inferiores a 100 ml/g, segundo valor médio de 47 ml/g, o que confere ao lodo ótima sedimentabilidade, de acordo com o que foi observado ao longo do experimento.

Os valores de IVL foram obtidos por meio da Equação 4.

$$IVL = \frac{H_{30min} \times 10^6}{H_{0min} \times SST} \quad \text{(Equação 4)}$$

Onde:

H_{0min} = altura da interface no instante 0 (m).

H_{30min} = altura da interface após trinta minutos (m).

SST = concentração de sólidos em suspensão na amostra (mg/l).

10^6 = conversão de mg em g, e de l em ml.

Tabela 14: Dados bases para a obtenção do IVL

Dias\Parâmetro	SSTA	H_0 (cm)	H_{30} (cm)	IVL
1	2490	34	7,8	92
8	2510	34,1	7	82
15	2420	34,2	2,6	31
22	1470	34,3	2	40
211	1579	34,3	2,4	44
218	1530	33,9	2,2	42
225	966	33,8	0,7	21
246	1220	34,5	0,7	17
253	977	34,6	1,7	50
Média	1685	34,2	3,01	47

5.4.3.3 Qualidade do Lodo

De acordo com a Tabela 13, considerando os valores da concentração de SSV presente no lodo excedente (X_{uv}), tem-se que a razão média entre SSV e SST do lodo excedente foi de 0,4. Embora nas operações de descarte de lodo em excesso não se observou a ocorrência de mau cheiro, a condição de estabilização não pode ser

Entretanto, este baixo valor médio da relação SSV/SST pode ter sido influenciado pelo baixo valor desta relação no afluente, correspondente a 0,56.

5.5 Avaliações de Desempenho

Conforme anteriormente relatado, a discussão seguinte somente considera os períodos em que o reator biológico encontrou-se em equilíbrio, mantendo concentrações de SSVETA superiores a 1500 mg/l.

5.5.1 Tratamento Estatístico dos Resultados

A Tabela 14 apresenta as estatísticas descritivas dos resultados alcançados em relação aos seguintes parâmetros: DQO, DBO, DBO filtrada, P-t, SST, N-NH₄, NTK, N-NO₂, N-NO₃.

Tabela 14: Resultados do monitoramento do processo (mg/l)

Parâmetro	N°	Média	Desvio Padrão	Coeficiente de Variação	Percentis					
					10	25	50	75	90	
DQO	Afl	9	533	214	0,40	295	407	475	699	760
	Efl	9	98	52	0,53	45	47	94	123	146
	Ef (%)	9	81	8	0,10	70	80	84	87	89
DBO	Afl	7	215	91	0,42	146	170	181	235	307
	Efl	7	31	11	0,36	21	25	30	37	44
	Ef (%)	7	84	7	0,08	75	81	86	87	90
DBOfil	Afl	5	59	19	0,32	43	53	57	58	76
	Efl	4	16	4	0,28	12	15	17	18	19
	Ef (%)	4	93	10	0,13	65	69	76	81	83
SST	Afl	9	429	179	0,42	235	272	497	530	603
	Efl	9	48	17	0,36	26	44	46	60	69
	Ef (%)	9	86	9	0,10	77	82	88	92	93
P-t	Afl	8	8,86	4,13	0,47	4,1	5,2	8,5	12,8	13,5
	Efl	8	6,04	3,83	0,63	2,8	3,4	4,2	8,3	10,8
	Ef (%)	8	33	21	0,64	4	22	36	47	52
NTK	Afl	8	54	18	0,33	37	42	47	66	76
	Efl	8	30	8	0,28	24	24	26	32	41
	Ef (%)	8	42	14	0,33	28	35	39	45	55
N-NH ₄	Afl	9	45	23	0,51	26	27	36	68	72
	Efl	9	26	16	0,62	12	14	17	31	49
	Ef (%)	9	44	18	0,42	21	30	47	56	64
N-NO ₂	Afl	9	0,29	0,53	1,81	0,02	0,08	0,10	0,24	0,55
	Efl	9	0,43	0,29	0,68	0,15	0,23	0,39	0,63	0,75
N-NO ₃	Afl	5	0,48	0,16	0,33	0,32	0,48	0,56	0,57	0,59
	Efl	5	10,67	3,2	0,30	8,5	8,5	8,7	12,2	14,2

5.5.1.1 Matéria Orgânica Carbonácea

Os gráficos das Figuras 52 e 53 indicam o comportamento do processo em relação a remoção de DBO, respectivamente por meio da série histórica e gráfico Box-Wiskers das concentrações afluente e efluente, e gráfico da Figuras 54 Box-Wiskers da eficiência de remoção.

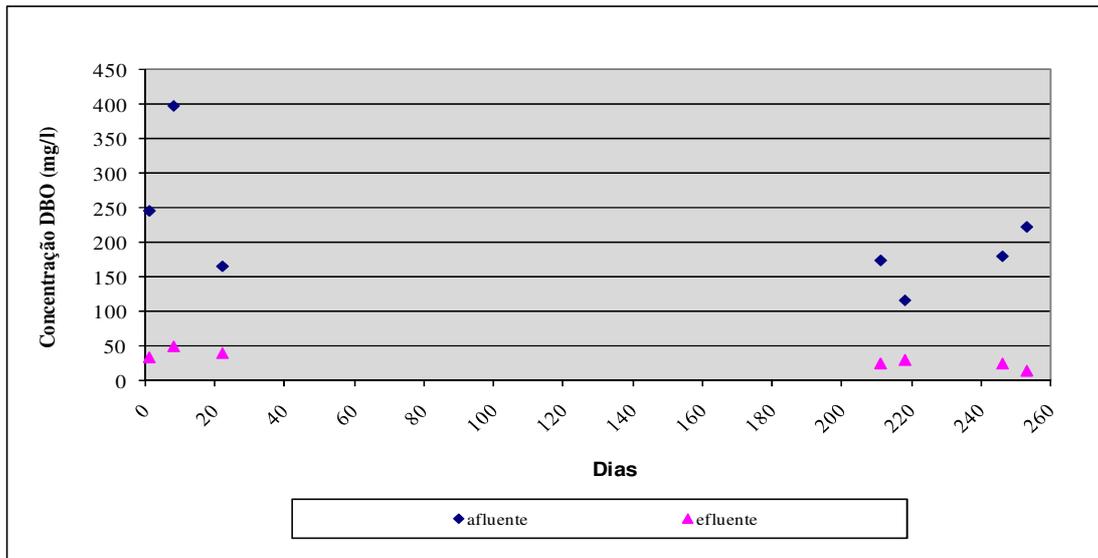


Figura 52: Série histórica das concentrações afluente e efluente de DBO

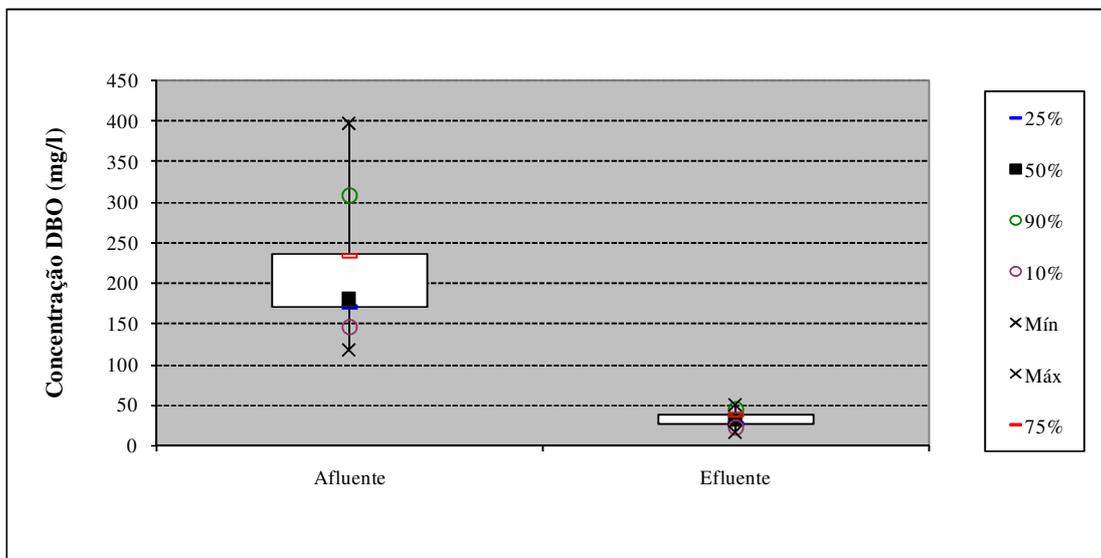


Figura 53: Gráfico Box-Wiskers das concentrações afluente e efluente de DBO

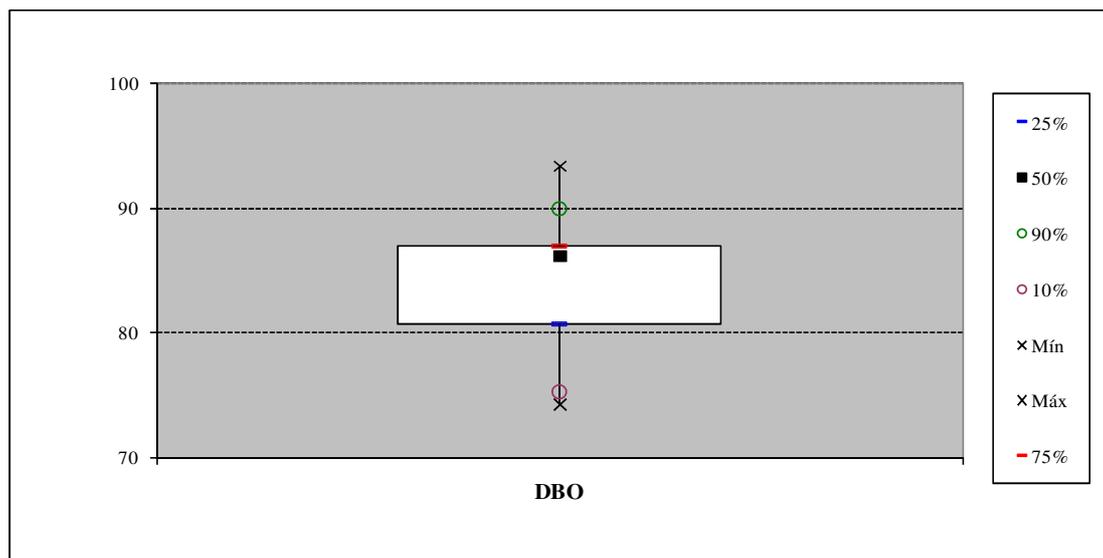


Figura 54: Gráfico Box-Whiskers da eficiência de remoção de DBO

Para as condições operacionais impostas à unidade, com COV equivalente a 1,0 kgDBO/m³.d, observou-se que o processo MBBR, apesar de proporcionar a geração de efluente de acordo com concentração média de 31 mgDBO/l, apresentou limitada eficiência média de remoção de DBO – 84%, valor inferior ao usualmente referenciado ao processo de lodos ativados.

A elevada relação A/Meq mantida ao longo do experimento, segundo valor médio de 0,27 kgDBO/kgSSVETA.d, vai ao encontro das eficiências de remoção de DBO obtidas e que variaram entre 75 e 90%. Entende-se que para o alcance de melhor desempenho deveria o processo ser efetivamente operado segundo a modalidade de aeração prolongada, e portanto, ser submetido a valores de A/Meq compreendidos entre 0,05 e 0,15 kgDBO/kgSSVTA.d.

Esta constatação pode também ser interpretada à luz da COS aplicada. De fato, com o aumento da quantidade de meio suporte e, conseqüentemente, com o aumento da área superficial disponível, entende-se que seria elevada a concentração de SSVETA e reduzidas a relação A/Meq, assim como a COS, cujo valor médio obtido ao longo do experimento foi de 7,7 gDBO/m².d, e conforme a variação compreendida entre 4 e 14 gDBO/m².d.

Em experimento conduzido por RUSTEN *et al.* (1998) foram aplicadas COS variando entre 7 e 10 gDBO/m².d e obteve-se concentração efluente média igual a 10 mg/l de

DBO. Quando elevadas para valores variando entre 35 e 50 gDBO/m².d, as concentrações efluentes também elevaram-se para valores da ordem de 45 mg/l. O gráfico da Figura 55 ilustra os dados obtidos no presente experimento e corrobora com as indicações do experimento de RUSTEN *et al.* (1998) anteriormente citadas.

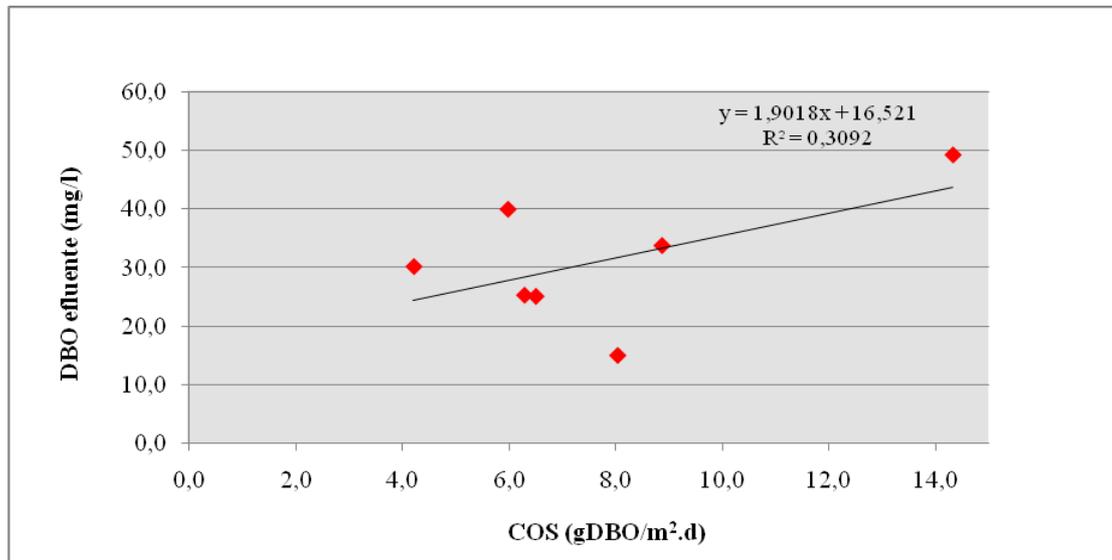


Figura 55: Eficiência de remoção de DBO versus COS aplicada

Como anteriormente relatado, os valores que a literatura preconiza em relação a COS apresentam grande variação, e somente HELNESS (2007) recomenda, de forma geral, para projetos de MBBR o emprego de COS sempre inferior a 4,0 gDQO/m².d, não se referindo a existência ou não de recirculação. Este valor contraria aqueles aplicados ao longo do experimento e que entende-se que tenham também resultado na limitação de desempenho do mesmo.

Além da relação A/Meq e da COS, a literatura reporta o desempenho do processo MBBR em função de outras variáveis e condições operacionais, da forma como indica a Tabela 15. Para efeito de comparação a estes, a Tabela 15 também contempla os dados relativos ao presente experimento (CETE/MBBR-07/08).

Tabela 15: Resumo das diversas variáveis de controle do processo MBBR

Autores\Parâmetro	Ef (%) DBO	Ef (%) DQO	Se (mgDBO/l)	OD (mg/l)	TDH (h)	COS	COV
(CETE/MBBR-07/08)	84	81	31	4,5	5,5	7,7 ⁽⁴⁾	1 ⁽²⁾
HONG-BIN <i>et al.</i> (2007)	-	-	-	2,0 - 3,0	-	-	-
WANG <i>et al.</i> (2006)	-	77,1	-	1,0 - 6,0	6	-	1,29 ⁽¹⁾
LUOSTARINEN <i>et al.</i> (2006)	-	68	-	9,0	2,4 ± 0,7	-	0,027 ⁽¹⁾
BORGHEI & HOSSEINI (2004)	-	96	-	4,5	8 - 24	-	0,088 ⁽¹⁾
DAUDE & STEPHENSON (2003)	-	-	15,6	5,0 - 7,0	18 - 28	3,3 ⁽³⁾	0,82 ⁽¹⁾
ANDREOTTOLA <i>et al.</i> (2003) <i>b</i>	-	72	-	3,0	28	9,3 ⁽³⁾	-
JAHREN <i>et al.</i> (2002)	-	-	-	2,0 - 3,0	14 - 30	-	3,8 ⁽¹⁾
HELNESS & ØDEGAARD (2001)	-	-	-	-	3	-	0,3 - 1,2 ⁽²⁾
SUNNER <i>et al.</i> (1999)	80	70	151	-	4,0	-	4,0 ⁽²⁾
SUNNER <i>et al.</i> (1999)	79	60	-	-	2,0	-	5,0 ⁽²⁾
RUSTEN <i>et al.</i> (1998)	80 - 95	80	-	2,0		8,1 até 48,6 ⁽⁴⁾	2,7 - 16,2 ⁽²⁾
BROCH-DUE <i>et al.</i> (1997)	85 - 95	65 - 75	-	2,5 - 5,7	4,2 - 30,6	-	2,7 - 17,8 ⁽¹⁾
BROCH-DUE <i>et al.</i> (1997)	85 - 95	65 - 75	-	2,5 - 5,7	4,2	-	10,0 ⁽¹⁾
BROCH-DUE <i>et al.</i> (1997)	85 - 95	65 - 75	-	2,5 - 5,7	2,5 - 20,5	-	2,5 - 26,9 ⁽¹⁾
RUSTEN <i>et al.</i> 1997	-	-	± 10	-	-	5,5 ⁽⁴⁾	-
RUSTEN <i>et al.</i> 1997	-	-	± 10	-	-	2,8 ⁽⁴⁾	-

⁽¹⁾ kg DQO/m³.d⁽²⁾ kg DBO/m³.d⁽³⁾ g DQO/m².d⁽⁴⁾ g DBO/m².d

Tabela 15: Resumo das diversas variáveis de controle do processo MBBR (Continuação)

Autores\Parâmetro	Ef (%) DBO	Ef (%) DQO	Se (mgDBO/l)	OD (mg/l)	TDH (h)	COS	COV
RUSTEN <i>et al.</i> 1997	94	-	16	-	-	15,3 ⁽⁴⁾	-
RUSTEN <i>et al.</i> 1997	96	-	-	-	-	3,6 ⁽⁴⁾	-
RUSTEN <i>et al.</i> 1997	92	-	-	-	-	0,6 ⁽⁴⁾	-
PASTORELLI <i>et al.</i> (1997)	-	-	-	> 2,0	11	3,5 ⁽³⁾	-
RUSTEN <i>et al.</i> (1995)	-	-	-	-	4,8 - 8,4	-	-
RUSTEN <i>et al.</i> (1994a)	-	-	-	2,5 - 11,0	2,2 - 3,9	-	-
HEM <i>et al.</i> (1994)	-	-	-	4,5-5,0	-	1 - 5 ⁽⁴⁾	-
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b)	85	-	-	3,0	0,65	-	3 ⁽²⁾
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b)	85 a 90	-	-	4,0	1,4	-	8 a 10 ⁽¹⁾
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b)	DBOfil: 70	-	-	2,8 a 5,0	0,9 a 1,9	-	6 a 11 ⁽²⁾
RUSTEN <i>et al.</i> (1994b)	97	75 a 85	-	4,4 a 6,5	12 - 25	-	< 70 ⁽¹⁾
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1994)	-	70 a 85	-	-	6 e 3	21 - 37 ⁽⁴⁾	4,0 ⁽¹⁾
ØDEGAARD <i>et al.</i> (1993)	96	95	14	-	-	-	-

⁽¹⁾ kg DQO/m³.d

⁽²⁾ kg DBO/m³.d

⁽³⁾ g DQO/m².d

⁽⁴⁾ g DBO/m².d

A Tabela 16 compara os resultados agora obtidos (CETE/MBBR-07/08) com aqueles anteriormente alcançados por IZQUIERDO (2006) – CETE/MBBR-06, segundo diferentes condições operacionais.

Tabela 16: Resultados do monitoramento de acordo com diferentes condição operacionais desenvolvidas CETE/UFRJ

Autores\Parâmetros	Condições Operacionais			DBO Efl (mg/l)	Ef. DBO (%)	
	COV (kgDBO/m ³ .d)	COS (gDBO/m ² .d)	TDH (horas)			
CETE/MBBR-06	Fase I	0,57	6,5	9,5	11	95
	Fase II	0,73	8,4	7,2	23	89
	Fase III	0,62	7,1	6,4	20	87
	Fase IV	0,96	11,0	5,9	28	88
CETE/MBBR-07/08	-	1,0	7,7	5,5	31	84

Para efeito de comparação entre a presente fase experimental e aquelas conduzidas por IZQUIERDO (2006), testes estatísticos de *t-student* foram realizados e indicaram haver diferença significativa entre as concentrações médias efluentes de DBO somente em relação as fases em que o processo foi submetido aos TDH de 9,5 e 6,4 h, os quais corresponderam às COV médias de 0,57 e 0,58 kgDBO/m³.d. Indicaram também somente haver diferença significativa da eficiência de remoção de DBO alcançada para a COV média de 0,57 kgDBO/m³.d.

Estes resultados refletem que as condições experimentais da presente pesquisa, apesar de teoricamente representarem maior sobrecarga ao processo, ainda proporcionam desempenho equivalente aos obtidos por IZQUIERDO (2006), de acordo com a COV de 0,72 kgDBO/m³.d. Assim, induzem à compreensão de que seria ainda possível elevar a COV para que o desempenho do processo fosse significativamente diferente.

Não obstante, deve-se ter em consideração que qualquer avaliação neste sentido requer a análise conjunta dos índices de atendimento aos padrões de lançamento de efluentes, da forma como se efetuará a seguir.

5.5.1.2 Compostos Nitrogenados

De acordo com a Tabela 14, e considerando a carga nitrogenada média de 0,87 gN-NH₄/m².d ou de 192 gN-NH₄/m³.d, pode-se verificar que a remoção média de NTK e N-NH₄ foi de respectivamente 42 e 44%. Estes valores, apesar de obtidos mediante elevada

disponibilidade de OD, podem também ter sido comprometidos em função da limitada quantidade de meio suporte mantida no tanque de aeração e conseqüentemente, limitada quantidade de biomassa no reator MBBR.

A Figura 56 ilustra a relação entre a carga superficial de NTK e a taxa de remoção de NTK em função da área superficial disponível, o que, considerando a disponibilidade de OD ocorrida ao longo de todo experimento, caracteriza uma reação cinética de primeira ordem.

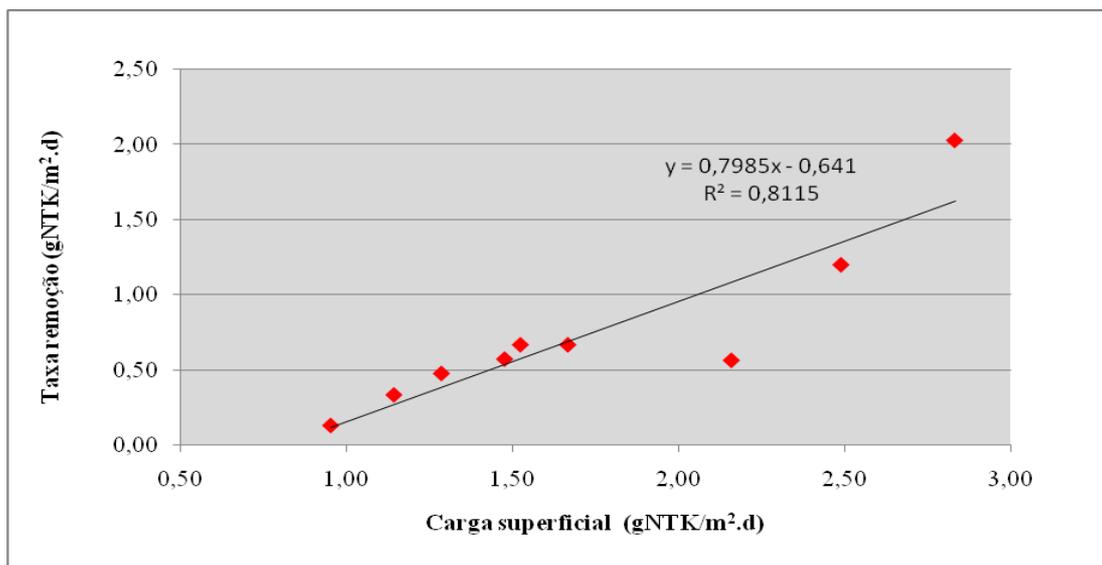


Figura 56: Carga superficial versus Taxa de aplicação Superficial de NTK

Pode-se comparar os valores obtidos com os relatados na literatura; desta forma, para as cargas nitrogenadas de 16 gN-t/m³.d e 5 gN-t/m².d, LUOSTARINEN *et al.* (2006) reportam a obtenção de eficiências médias de remoção de N-t de 57 ± 11%; RUSTEN *et al.* (1994a) obtiveram uma completa nitrificação para cargas nitrogenadas compreendidas entre 150 e 200 gN-NH₄/m³.d; e para a carga de 600 gN-NH₄/m³.d, HONG-BIN *et al.* (2007) observaram eficiência média de remoção de N-NH₄ de 95%.

Enquanto a eficiência de 44% de remoção de N-NH₄ foi obtida para 20% de volume de enchimento de meio suporte, ØDEGAARD *et al.* (1993), em dois reatores MBBR seqüenciais, obtiveram remoção de 30% de N-NH₄, com volume percentual de meio suporte de respectivamente 55 e 45%.

Enquanto PASTORELLI *et al.* (1997) não obtiveram nenhuma nitrificação para concentração de OD menor que 2 mg/l e para aplicação de COS superior a 3,5 gDQO/m².d, para as eficiências de nitrificação do presente experimento, manteve-se a concentração média de OD da ordem de 4,5 mg/l e a COS de 7,7 gDBO/m².d. Já WANG *et al.* (2006) obtiveram elevadas remoções de N-NH₄ para concentrações de OD da ordem de 9,0 mg/l, e eficiências limitadas a 61% quando mantida concentração de OD igual a 1,0 mg/l.

SUNNER *et al.* (1999) obtiveram eficiências de remoção média de N-NH₄ variando entre 48 a 78%, quando aplicadas COV variando entre 3,5 a 4,6 kgDBO/m³.d, superiores portanto a COV agora praticada e equivalente a 1,0 kgDBO/m³.d. Todavia, para COV média de 5,2 kgDQO/m³.d, ANDREOTTOLA *et al.* (2003b) praticamente não obtiveram remoção de N-NH₄ no reator MBBR. Já DAUDE & STEPHENSON (2003) alcançaram remoção média de N-NH₄ igual a 90% para COV média de 1,3 kgDBO/m³.d.

Experimentos realizados por HEM *et al.* (1994), com efluente possuindo alcalinidade em excesso, observaram que para razão entre a concentração de OD e de amônia inferior a 2 gO₂/gN-NH₄, era o OD o fator limitante para a nitrificação. Já quando a razão se encontrava de acordo com valores superiores a 5 gO₂/gN-NH₄, a concentração de amônia era o que limitava o processo.

A taxa de nitrificação corresponde a uma reação cinética de primeira ordem em relação a disponibilidade de OD, em função do mecanismo de difusão através do biofilme. Para COS maior que 5 gDBO₇/m².d, HEM *et al.* (1994) observaram que a taxa de nitrificação é praticamente nula. O mesmo autor ilustra a relação entre a concentração de OD, a COS aplicada e a taxa de remoção de N-NH₄ por meio do gráfico da Figura 57.

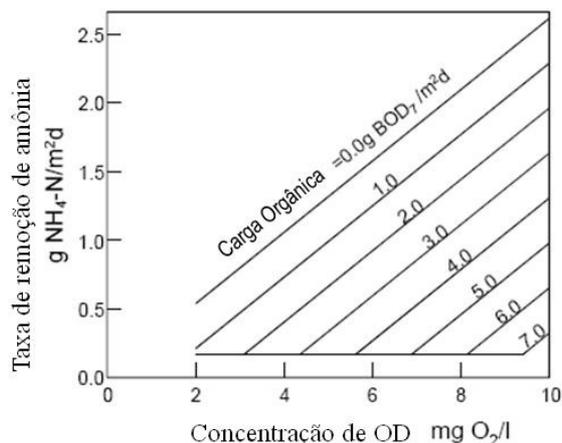


Figura 57: Relação entre a concentração de OD e a COS com taxa de remoção de N-NH₄
Fonte: HEM *et al.* (1994)

A partir da figura anterior, e para a COS média aplicada no presente experimento, equivalente a 7,7 gDBO/m².d, dever-se-ia trabalhar com concentrações de OD superiores a 10 mg/l, para se obter taxas de remoção de amônia mais elevadas e conforme desejado. Mesmo assim, para a COS média aplicada no experimento e para a concentração média de OD mantida no reator MBBR, da ordem de 4,5 mg/l, obteve-se taxa média de remoção de amônia igual a 0,65 gN-NH₄/m².d, cujo resultado não condiz com o proposto por HEM *et al.* (1994).

A limitada nitrificação obtida ao longo do experimento ainda pode ser confirmada em função do reduzido consumo médio de alcalinidade, de 70 mgCaCO₃/l, e da estabilidade do pH, cujos valores médios afluente e efluente foram mantidos em respectivamente 7,05 e 6,96.

5.5.2 Atendimento aos Padrões de Lançamento de Efluentes

De acordo com a legislação ambiental que estabelece os padrões de lançamento de efluentes, especificamente FEEMA DZ-215.R-3/07, FEEMA NT-202.R10/86 e Resolução CONAMA 357/05, ao longo da condução do projeto de pesquisa foram obtidos os índices de atendimento apresentados na Tabela 17, e conforme ilustrado especificamente no gráfico da Figura 58 em relação à concentração efluente de N-NH₄.

Tabela 17: Índice de atendimento a legislação ambiental

	DBO	SST	N-NH ₄	
	DZ-215	DZ-215	CONAMA 357	NT-202
Padrão	40 mg/l	85%	20 mg/l	5,0 mg/l
Índice de atendimento (%)	85,7	66,7	55,6	0,0

Observa-se que o valor limite estabelecido pela NT-202.R10/86 para N-NH₄, por ser demasiadamente restritivo, não foi alcançado em nenhum momento do projeto de pesquisa; já o valor estabelecido pela CONAMA 357/05, apesar da limitada nitrificação, foi respeitado em 55,6% dos eventos de monitoramento.

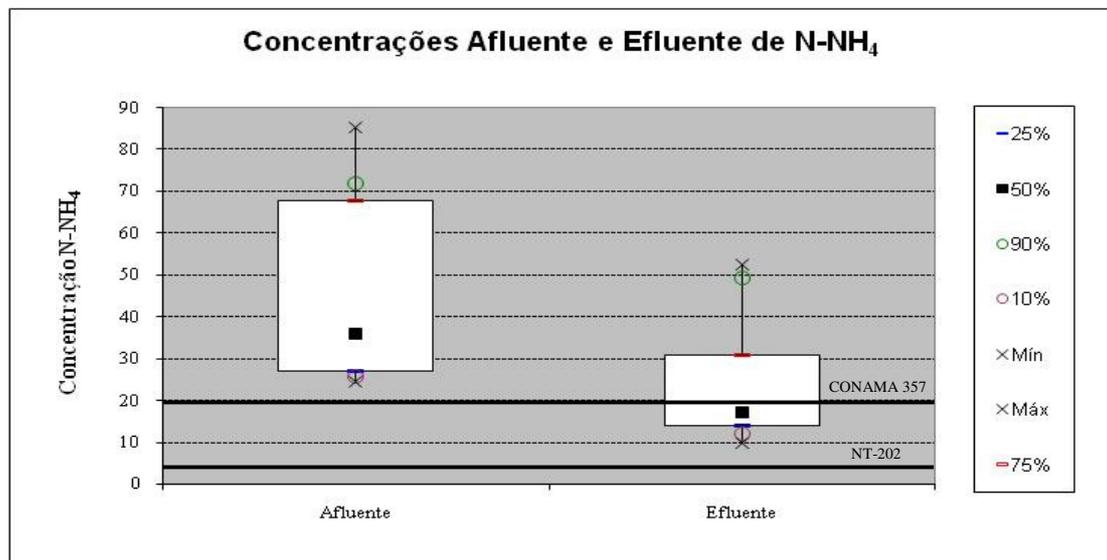


Figura 58: Gráfico Box-Whiskers das concentrações Afluente e Efluente de N-NH₄

5.6 Propostas de metodologia para dimensionamento de reator MBBR

O trabalho agora apresenta propostas de metodologia para dimensionamento de reator MBBR, segundo duas diferentes modalidades: a de um novo reator MBBR e a de ampliação da capacidade de uma planta de lodos ativados por meio de sua adaptação a um reator MBBR.

5.6.1 Dimensionamento da ampliação da capacidade de uma planta de lodos ativados por meio de sua adaptação a um reator MBBR

Neste caso, o dimensionamento visa aumentar a capacidade de tratamento de uma planta de lodos ativados conforme as seguintes características:

- População: 10.000 habitantes;
- Vazão afluyente: 2000 m³/d;
- Carga orgânica afluyente: 500 kgDBO/d;
- Volume do tanque de aeração: 2.222m³;
- A/M: 0,15 kgDBO/kgSSVTA.d;
- SSVTA: 1500 mg/l (menor valor recomendado por JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Pretende-se trabalhar com meio suporte que apresente Área Superficial Específica de 600 m²/m³ e a Formação de Biomassa Aderida (FBA) de 15,6 gSSV/m², assim como manter a mesma relação A/M de 0,15 kgDBO/kgSSVTA.d e a concentração de SSVTA de 1500 mg/l.

Para o tipo de meio suporte especificado, tem-se que:

- Concentração de SSV/m³ de peça: 15,6 gSSV/m² x 600 m²/m³ = 9,36 kgSSV/m³;

Assim, para o aumento da população e da vazão de projeto e, conseqüentemente, da carga orgânica afluyente, determina-se o volume de peças a ser introduzido no reator, da seguinte forma:

$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times DBO}{X_{av} \times Vol} \Rightarrow 0,15 = \frac{500}{VolPeças \times 9,36 + 1,5 \times 2222}$$

Por fim, a Tabela 18 apresenta os volumes de meio suporte a serem introduzidos no tanque de aeração, configurando o processo MBBR para atendimento da extrapolação da população equivalente para até 50.000 habitantes, para a qual alcança-se o máximo volume relativo de meio suporte recomendado e igual a 70%.

Tabela 18: Volume meio suporte a ser inserido no reator biológico

Dados			Massa de SSV (kg)			Volume		
População (hab)	Q projeto (m ³ /d)	Carga (kgDBO/d)	SSVad	SSVTA	SSVETA	TA (m ³)	Meio suporte (m ³)	% Volume de meio suporte
10.000	2.000	500	0	3.333	-	2.222	0	0
20.000	4.000	1.000	3.328	3.333	6.661	2.222	356	16
30.000	6.000	1.500	6.656	3.333	9.989	2.222	711	32
40.000	8.000	2.000	9.984	3.333	13.317	2.222	1.067	48
50.000	10.000	2.500	13.312	3.333	16.645	2.222	1.422	64

Destaca-se que a ampliação da capacidade de plantas de lodos ativados existentes a partir da transformação em processo MBBR, evita a ampliação do volume do tanque de aeração, cujo dimensionamento para o processo de lodos ativados é diretamente proporcional ao incremento da população, da vazão e da carga orgânica afluyente, como indica a Tabela 19.

Tabela 19: Volume do tanque de aeração do processo de lodos ativados

População (hab)	Q projeto (m ³ /d)	Carga (kgDBO/d)	Volume TA (m ³)
10.000	2.000	500	2.222
20.000	4.000	1.000	4.444
30.000	6.000	1.500	6.667
40.000	8.000	2.000	8.889
50.000	10.000	2.500	11.111

5.6.2 Dimensionamento de um novo reator MBBR

Neste caso, trata-se do dimensionamento de um novo reator da tecnologia MBBR, de acordo com os seguintes dados de projeto:

- População: 10.000 habitantes;
- Vazão afluyente: 2000 m³/d;
- Carga orgânica afluyente: 500 kgDBO/d;
- Percentual volumétrico de peças por volume de reator: 40%;
- A/M: 0,15 kgDBO/kgSSVTA.d;
- SSVTA: 1500 mg/l;

Pretende-se trabalhar com meio suporte que apresente Área Superficial Específica de 600 m²/m³ e a FBA de 15,6 gSSV/m², assim como manter a mesma relação A/M de 0,15 kgDBO/kgSSVTA.d e a concentração de SSVTA de 1500 mg/l.

Para o tipo de meio suporte especificado, tem-se que:

- Concentração de SSV/m³ de peça: 15,6 gSSV/m² x 600 m²/m³ = 9,36 kgSSV/m³;

Assim, determina-se o volume do tanque de aeração, da seguinte forma:

$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times DBO}{X_{av} \times Vol} \Rightarrow 0,15 = \frac{500}{[(0,4 \times 9,36) + 1,5] \times Vol} \Rightarrow Vol = 636m^3$$

Por fim, em função do incremento da população, da vazão e da carga orgânica afluyente, a Tabela 20 apresenta os volumes do tanque de aeração requeridos para diferentes volumes relativos de meio suporte.

Tabela 20: Volume do reator para diferentes volumes relativos de meio suporte

Dados			Volume de peças			
População (hab)	Q projeto (m ³ /d)	Carga (kgDBO/d)	40%	50%	60%	70%
			Volume Reator (m ³)			
10.000	2.000	500	636	539	468	414
20.000	4.000	1.000	1271	1079	937	828
30.000	6.000	1.500	1907	1618	1405	1242
40.000	8.000	2.000	2543	2157	1874	1656
50.000	10.000	2.500	3178	2697	2342	2070

Complementarmente, a Tabela 21 e o gráfico da Figura 59 demonstram a influência que a variação da Área Superficial Específica combinada ao volume relativo de meio suporte exercem sobre o dimensionamento do volume do tanque de aeração.

Tabela 21: Volume do reator para diferentes tipos e volumes relativos de meio suporte

Carga (kgDBO/d)	350 m ² /m ³				600 m ² /m ³				1200 m ² /m ³			
	Volume Reator				Volume Reator				Volume Reator			
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,4	0,5	0,6	0,7	0,4	0,5	0,6	0,7
500	905	788	698	626	636	539	468	414	371	307	262	228
1000	1810	1576	1396	1253	1271	1079	937	828	742	614	524	456
1500	2714	2364	2094	1879	1907	1618	1405	1242	1113	921	785	685
2000	3619	3152	2792	2505	2543	2157	1874	1656	1483	1228	1047	913
2500	4524	3940	3490	3132	3178	2697	2342	2070	1854	1535	1309	1141

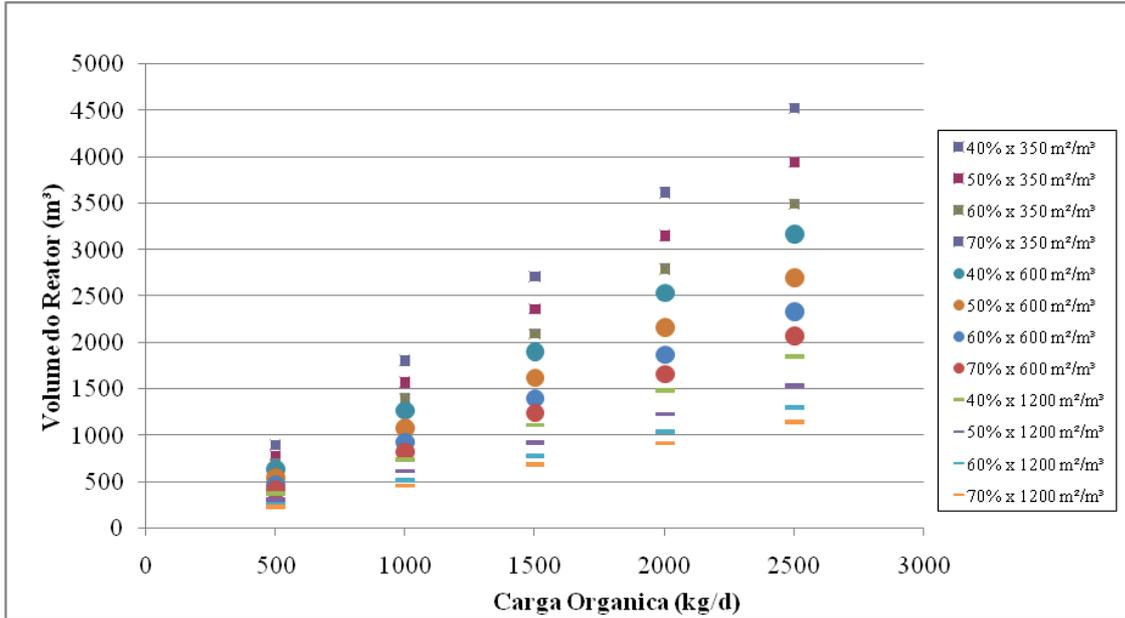


Figura 59: Volume do reator para diferentes tipos e volumes relativos de meio suporte

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O presente trabalho traz os seguintes esclarecimentos como contribuição para o melhor entendimento da tecnologia MBBR:

- A usual especificação do meio suporte com base na Área Superficial Específica deve considerar o volume empolado de peças, da forma como essas são comercializadas e efetivamente introduzidas no reator; no presente caso, o meio suporte apresentou a densidade de 55.000 peças por unidade de volume (m^3), a qual corresponde a Área Superficial Específica total de $635 m^2/m^3$;
- A usual especificação do meio suporte com base na Área Superficial Específica deve também considerar a área de efetiva aderência de biomassa, aqui denominada Área Superficial Específica; no presente caso, o meio suporte apresentou área de potencial aderência de biomassa igual a $600 m^2/m^3$;
- De forma a melhor padronizar a especificação do meio suporte, poderia o volume do mesmo ter como referência a quantidade potencial de aderência de biomassa, expressa em $kgSSV/m^3$, ao invés da área superficial;
- Em função da analogia entre os processos MBBR e de lodos ativados, a quantificação da biomassa aderida aos meios suporte deveria ser padronizada com base na concentração de SSV, ao invés das concentrações de ST ou SST.

O trabalho promoveu a avaliação da quantificação de biomassa aderida por meio de diferentes metodologias, e constatou que o emprego da solução de Hidróxido de Sódio associado à temperatura promoveu o desprendimento da maior quantidade sólidos, até mesmo em comparação à metodologia que emprega a sonificação; neste caso a Formação de Biomassa Aderida foi igual a $15,6 gSSV/m^2$.

Embora o experimento tenha sido monitorado ao longo de vários meses, seu equilíbrio foi muito prejudicado em função de dois eventos que culminaram com a perda da biomassa do processo. Neste sentido, a avaliação de desempenho do mesmo é decorrente somente do período em que reator biológico encontrou-se em regime permanente, durante o qual os seguintes principais resultados foram obtidos:

- Aplicação de COV média de 1,0 kgDBO/m³.d, a qual corresponde para o mesmo volume do tanque de aeração, ao triplo do valor usual aplicado ao processo de lodos ativados por aeração prolongada;
- Aplicação de COS média de 7,7 gDBO/m².d;
- Concentrações médias efluentes de DBO, DQO, SST e N-NH₄ de respectivamente, 31; 91; 48 e 26 mg/L;
- Eficiências médias de remoção de DBO, DQO, SST e N-NH₄ de respectivamente, 84, 81, 86 e 44%;
- Relação A/Meq média de 0,27 kgDBO/kgSSVETA.d;
- Parâmetro cinético Y igual a 0,79;
- IVL médio igual a 47 ml/g, o que confere ao lodo ótimo padrão de sedimentabilidade;
- Razão SSV e SST média do lodo excedente igual a 0,4, o que confere ao lodo condição de estabilização;
- Índice de atendimento aos padrões de lançamento de DBO, SST e N-NH₄ de respectivamente, 85,7; 77,6; 55,6 e 0,0%;

Estes resultados conduzem ao entendimento de que o reator MBBR, ainda que trabalhando de acordo com COV média de 1,0 kgDBO/m³.d e a COS média de 7,7 gDBO/m².d, apresentou satisfatório desempenho em relação as concentrações efluentes de DBO e SST, incluindo o atendimento aos padrões de lançamento na maior parte do tempo. Quando comparados aos resultados anteriormente obtidos por IZQUIERDO (2006) segundo a aplicação de menores COV, estes não se mostraram significativamente diferentes.

Apesar destes resultados, entende-se que o melhor desempenho do processo, incluindo a maior nitrificação do efluente, dependeria do estabelecimento de uma menor relação A/M, com valores inferiores ao valor médio obtido igual a 0,27 kgDBO/kgSSVETA.d. A fixação do volume relativo de meio suporte em 20% pode ser entendida como um fator de limitação da quantidade de biomassa.

Para continuidade das pesquisas da tecnologia MBBR nas instalações do CETE/UFRJ, recomenda-se:

- Para a mesma COV de 1,0 kgDBO/m³.d, incrementar o volume relativo de meio suporte para 40%;
- Como comentado na discussão dos resultados, alterar o atual sistema de aeração para um sistema de bolhas médias ou grossas, otimizando o consumo de energia elétrica frente a demanda do processo pela manutenção de concentrações de OD superiores a 2 mg/L;
- Otimizar a concentração de OD visando à promoção do fenômeno SND;
- Eliminar a vazão de recirculação de lodo, uma vez que não há na literatura recomendação quanto a este procedimento.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABREU, L, M. “Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación-denitrificación”. In: 3º Taller y Seminario Latino-americano de tratamiento anaeróbico de águas residuales. Montevideo, Uruguay. pp. 55-63, 1994.
- ANDREOTTOLA, G; FOLADORI, P; GATTI, G; NARDELLI, P; PETTENA, M; RAGAZZI, M. (2003)a. “Upgrading of a small overloaded activated sludge plant using a MBBR system”. Journal of Environmental Science and Health, Part A: Toxic/Hazardous Substances Environmental Engineering. Vol 38 (10), pp. 2317-2328.
- ANDREOTTOLA, G; DAMIANI, E; FOLADORI, P; NARDELLI, P; RAGAZZI, M. (2003)b. “Treatment of mountain refuge wastewater by fixed and moving bed biofilm systems”. Water Science and Technology, Vol 48 (11-12). pp. 169-177.
- ANDREOTTOLA, G; FOLADORI, P; RAGAZZI, M; TATÀNO, F. (2000). “Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater”. Water Science and Technology, Vol 41 (4-5). pp. 375-382.
- AKUNNA, J.C., BIZEAU, C., MOLETTA, R. (1993). “Nitrate and nitrite reductions with anaerobic sludge using various carbon sources: glucose, glycerol, acetic acid, lactic acid and methanol”. Water Research, Vol.27 (8), pp. 1303-1312.
- APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 20th. Washington: Public Health Association. 1998.
- BEAL, L. L; MONTEGGIA, L, O; GIUSTINA, S, V, D. “Otimização de uma Estação de Tratamento de Efluentes de uma Indústria de Embalagens de Papel”. XXIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, Vol 11 (3), pp. 283-289. 2006.
- BENTO, A. P; SEZERINO, P, H; PHILIPPI, L, S. “Caracterização da Microfauna em Estação de Tratamento de Esgotos do Tipo Lodos Ativadas: Um Instrumento de

- Avaliação e Controle do Processo*". XXIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – CBESA. Vol.10 (4), pp.329-338. 2005.
- BONOMO, L; PASTORELLI, G; QUINTO, E; RINALDI, G. (2000). "*Tertiary nitrification in pure oxygen moving bed biofilm reactors*". Water Science and Technology. Vol 41(4-5), pp. 361-368.
- BORGHEI, S, M; HOSSEINI, S, H, (2004). "*The treatment of phenolic wastewater using a moving bed biofilm reactor*". Process Biochemistry, Vol 29, pp 1177-1181.
- BROCH-DUE, A; ANDERSEN, R; OPHEIM, B. (1997). "*Treatment of integrated newsprint mill wastewater in moving bed biofilm reactors*". Water Science and Technology. Vol 35 (2-3), pp. 173-180.
- BROCK, T. D. & MADIGAN, M.T. "Biology of Microorganisms". New Jersey. Prentice Hall. 1994.
- BAUMGARTEN, M, Z; POZZA, S, A. Qualidade de Águas. Descrição de parâmetros físico-químicos referidos na legislação ambiental. Editora da FURG, Rio Grande, 166p, 2001.
- CAMMAROTA, M, C. (1998). "*Produção de exopolímeros e adesão microbiana*". Tese de D.Sc, IQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- CAMPOS, J, R. (Coordenador). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABES - PROSAB. 464 p. 1999.
- CETESB Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (1989) Manual "*Microbiologia de Lodos Ativados*".
- COBALCHINI, M, S; SILVA, M, L, B, C; PINEDA, M, D, S; SANTOS PAZ, A, M, A. (2000). "*Análise da norma de padrões de emissão de efluentes líquidos do RS: Dificuldades no seu cumprimento e propostas*". In: Silubesa – IX Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Anais... Porto Seguro. pp. 2108-2121.
- CODAS, B. V. B; SCHMIDELL, W; ALEM SOBRINHO, P. (2000). "*Avaliação da Transferência de oxigênio em um biorreator aerado submerso com enchimento*".

- XXVIII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental – AIDIS.
Cancun México.
- COMET-AMBRIZ, I; GONZALEZ-MARTINEZ, S; WILDERER, P. (2003)
“*Comparison of the performance of MBBR and SBR system*”. Water Science and
Technology. Vol 47 (12). pp. 155-161.
- CIUDAD, G; RUBILAR, O; MUNOZ, P; RUIZ, G; CHAMY, R; VERGARA, C;
JEISON, D. (2005). “*Partial nitrification of high ammonia concentration
wastewater as a part of a shortcut biological nitrogen removal process*”. Process
Biochem. Vol 40 (5), pp. 1715-1719.
- CHERNICHARO, C, A, L; VAN HAANDEL A, C; FORESTI, E; CYBIS, L, F.
Introdução. In: PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico. Pós-
tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, 2001. pp. 19-34.
- DAUDE, D; STEPHENSON, T. (2003). “*Moving bed biofilm reactors: a small-scale
treatment solution*”. Water Science and Technology, Vol 48 (11-12). pp. 251-257.
- DEMOULIN, G; GORONSZY, M, C; WUTSCHER, K; FORSTHUBER, E. (1997).
“*Co-current nitrification/denitrification and biological P-removal in cyclic
activated sludge plants by redox controlled cycle operation*”. Water Science and
Technology, Vol 35 (01). pp. 215-224.
- DINÇER, A, R; KARGI, F. (2000). “*Kinetics of Sequential Nitrification and
Denitrification Processes*”. Enzyme and Microbial Technology, N. 27, pp 37-42.
- DUPLA, M; COMEAU, Y; PARENT, S; VILLEMUR, R; JOLICOEUR, M. (2006)
“*Design optimization of a self-cleaning moving-bed bioreactor for seawater
denitrification*”. Water Research, Vol 40, pp 249-258.
- EKAMA, G, A; MARAIS, G, R. (1977). “*The activated sludge process*”. Part II.
Dynamic behaviour. Water S.A., Vol 3 (1), pp 18-50.
- FERREIRA, E, S. “*Cinética Química e Fundamentos dos Processos de Nitrificação e
Denitrificação Biológica*”. XXVII Congresso Interamericano de Engenharia
Sanitária e Ambiental – AIDIS. 2000.

- FRÓES, C, V; VON SPERLING, M. (1995) “*Método simplificada para a determinação da velocidade de sedimentação com base no índice volumétrico do lodo*”. In.: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 18, Salvador, pp. 17-22, Setembro.
- GASPAR, P. M. F. *Pós-Tratamento de Efluente de Reator UASB em Sistema de Lodos Ativado Visando a Remoção Biológica do Nitrogênio Associada à Remoção Físico-Química do Fósforo*. Dissertação de Mestrado. Escola de Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, Brasil, 2003.
- GIESEKEA, A; ARNZB, P; AMANNA, R; SCHRAMM; A. (2002). “*Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor- and microscale investigations*”. Water Research. Vol 36, pp. 501–509
- GONÇALVES, R.F. *et al.* (2001). In: CHERNICHARO (coordenador). *Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios*. PROSAB 2 – Programa de Pesquisas em Saneamento Básico. 1ª ed. Belo Horizonte, 544p – Capítulo 4
- HELNESS, H. (2007). *Biological Phosphorus Removal in a Moving Bed Biofilm Reactor*. Ph.D. Department of Hydraulic and Environmental Engineering – Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Norwegian.
- HELNESS, H; ØDEGAARD, H. (2001). “*Biological Phosphorus and Nitrogen Removal in a Sequencing Bath Moving Bed Biofilm Reactor*”. Water Science and Technology. Vol. 43 (1), pp. 233-240.
- HEM, L, J; RUSTEN, B; ØDEGAARD, H. (1994). “*Nitrification in a Moving Bed Biofilm Reactor*”. Water Research. Vol 28 (6), pp. 1425-1433.
- HONG-BIN, Y; XIE, Q, YUN-ZHENG, D. (2007). “*Medium-Strength Ammonium Removal Using a Two-Stage Moving Bed Biofilm Reactor System*”. Environmental Engineering Science. Vol 24 (05) pp 295-601.
- IZQUIERDO, B, K, H. (2006) “*Estudo do comportamento de um sistema de lodos ativado com Reator de leito móvel (MBBR)*”. Dissertação de mestrado. Departamento de Engenharia Civil – Universidade Federal do Rio de Janeiro.

- JAHREN, S, J; RINTALA, J, A; ODEGAARD, H. (2002) “*Aerobic moving bed biofilm reactor treating thermomechanical pulping whitewater under thermophilic conditions*”. Water Research, Vol 36, pp 1067-1075.
- JOHNSON, C, H; PAGE, M, W; BLAHA, L. (2000). “*Full scale moving bed biofilm reactor results from refinery and slaughter house treatment facilities*”. Water Science and Technology, Vol 41 (4-5), pp. 401-407.
- JONOUD, S; VOSOUGHI, M; KHALILI DAYLAMI, N. (2003). “*Study on nitrification and denitrification of high nitrogen and COD load wastewater in moving bed biofilm reactor*”. Iranian Journal of Biotechnology, Vol 1, (2), pp. 115-120.
- JORDÃO, E, P; VOLSCHAN, I, J; MINEGATTI, D, V, O. “*A Variante “MBBR” de Lodos Ativados – Uma Alternativa Vantajosa*”. VI Congresso da IV Região da Associação Interamericana de Engenharia Sanitária – AIDIS. Buenos Aires, Julho de 2007.
- JORDÃO, E. P & PESSÔA, C. A. (2005). Tratamento de Esgotos Domésticos. 4ª ed. ABES-RJ, 890p.
- LUOSTARINEN, S; LUSTE, S; VALENTIN, L; RINTALA, J. (2006) “*Nitrogen removal from on-site treated anaerobic effluents using intermittently aerated moving bed biofilm reactors at low temperatures*”. Water Research, Vol 40, pp 1607-1615.
- METCALF & EDDY, Inc. Wastewater engineering: treatment and reuse. 4th ed. rev. New York: McGraw- Hill, 2003, 1848 p. ISBN 0-07-041878-0.
- MINEGATTI, D, V, O; VOLSCHAN, I, J; JORDÃO, E, P. “*Comportamento e Desempenho do Processo Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR) para a Remoção da Matéria Orgânica e Compostos Nitrogenados*”. XXXI Congresso Interamericano da Associação Interamericana de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIDIS). Santiago, Chile, Outubro/2008.
- MINEGATTI, D, V, O; VOLSCHAN, I, J; JORDÃO, E, P. “*Comportamento e Desempenho do Processo de Lodos Ativados de Leito Móvel (MBBR) para a*

- Remoção de Compostos Nitrogenados*". XXIV Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, Belo Horizonte, Setembro de 2007.
- MUNCH, E, V; LANT, P; KELLER, J. (1995). "*Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors*". Water Research, Vol. 30 (2), pp. 277-284.
- NBR 12209 – Projeto de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário. Associação Brasileira de Normas Técnicas. ABNT, 1990.
- ØDEGAARD, H. (2006) "*Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process*". Water Science and Technology. Vol 53 (9), pp. 17-33.
- ØDEGAARD, H., GISVOLD, B., STRICKLAND, J. (2000) "*The influence of size and shape in the moving bed biofilm process.*" Water Science and Technology, Vol. 41 (4-5), pp. 383-391.
- ØDEGAARD, H; RUSTEN, B; WESTRUM, T. (1994) "*A new moving bed biofilm reactor – application and results*". Water Science and Technology. Vol. 29 (10-11), pp. 157-165.
- ØDEGAARD, H; RUSTEN, B; BADIN, H (1993) "*Small wastewater treatment plants based on moving bed biofilm reactor*". Water Science and Technology. Vol. 28 (10), pp. 351-359.
- PARKER, D, S; RUSTEN, B; WIEN, A; SILJUDALEN, J, G. (2002). "*A new process for enriching nitrifiers in activated sludge through separate heterotrophic wasting from biofilm carriers*". Water Research, Vol. 74 (1), pp. 68-76.
- PASTORELLI, G; ANDREOTTOLA, G; CANZIANI, R; DARRIULAT, C; FRAJA FRANGIPANE, E; ROZZI, A. (1997) "*Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactors*". Water Science and Technology. Vol. 35 (6), pp. 91-99.
- PASTORELLI, G; ANDREOTTOLA, G. (1997) "*Pilot-plant experimental with moving-bed biofilm reactors*". Waste Science and Technology. Vol. 36 (1) pp. 43-50.

- REIS, G, G. (2007). “*Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR)*”. Dissertação de mestrado. Departamento de Engenharia Química – Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- ROBERTA, S; ARIANNA, A; ROBERTO, C; LUCA, B. (2006). “*Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors*”. Water Research. Vol. 40 (15), pp. 2981-2993.
- RODGERS, M; ZHAN, X, M. (2003). “*Moving-medium biofilm reactors*”. Environmental Science and Bio/Technology. Vol 2, pp. 213–224,
- RUSTEN, B; EIKEBROKK, B; ULGENES, Y; LYGREN, E. (2006) “*Design and operations of the Kaldnes moving-bed biofilm reactors*”. Aquacultural Engineering, Vol 34 (3), pp 322-331.
- RUSTEN, B; MCCOY, M; PROCTOR, R; SILJUDALEN, JON G. (1998) “*The innovative moving bed biofilm reactor/Solids contact reaeration process for secondary treatment of municipal wastewater*”. Water Environment Research, Vol 70 (5), pp 1083-1089.
- RUSTEN, B; KOLKINN, O; ØDEGAARD, H. (1997). “*Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities*”. Water Science and Technology. 35 (6), pp 71-79.
- RUSTEN, B; HEM, L; ØDEGAARD, H. (1995). “*Nitrification of municipal wastewater in moving bed biofilm reactor*”. Water Environment Research, Vol 67 (1), pp 75-86.
- RUSTEN, B; HEM, L; ØDEGAARD, H. (1995). “*Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving bed biofilm reactor*”. Water Environment Research, Vol 67 (1), pp 65-74.
- RUSTEN, B; SILJUDALEN, J, G; NORDEIDET, B. (1994)*a* “*Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process*”. Water Science and Technology, Vol 29 (12), pp 185-195.

- RUSTEN, B; MATTSSON, E; BROCH-DUE, A; WESTRUM, T. (1994)^b “*Treatment of pulp and paper industry wastewater in novel moving bed biofilm reactors*”. Water Science and Technology, Vol 30 (3), pp 161-171.
- SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J.; JETTEN, M.; STROUS, M. (2003) “*New Concepts of Microbial Treatment Process for the Nitrogen Removal in Wastewater*”. FEMS Microbiology Reviews, N. 27, pp 481–492.
- SUNNER, N; EVANS, C; SIVITER, C; BOWER, T. (1999). “*The Two-Stage Moving Bed/Activated-Sludge Process: An Effective Solution for High-Strength Wastes*”. Journal of the Chartered Institution of Water and Environmental Management. Vol. 13 (5), pp. 353-358.
- SURMACZ-GORSKA, J; CICHON, A; MIKSCH, K, ANDRZEJ. (1997). “*Nitrogen removal from wastewater with high ammonia nitrogen concentration via shorter nitrification and denitrification*”. Water Science and Technology. Vol 36 (10), pp. 73-78.
- TEIXEIRA, R. M.; PEREIRA, E. B.; PEREIRA, F. F.; REGINATTO, V. S.; SOARES, H. M.; FURIGO J, A. “*Remoção de Nitrogênio de Efluente Industrial Utilizando Biorreatores*”. In: XIV Congresso Brasileiro de Engenharia Química. Natal, RN. 2002.
- TEIXEIRA, R. M., “*Remoção de Nitrogênio de Efluentes da Indústria Refrigeradora Através da Aplicação dos Processos de Nitrificação e Desnitrificação em Biorreatores Utilizados em um Sistema de Lagoas de Tratamento*”. Tese de Doutorado. Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos – Universidade Federal de Santa Catarina, Santa Catarina, Brasil, 2006.
- VAN HAANDEL, A., MARAIS, G. O comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e Aplicações para Projetos e Operação. Campina Grande: EPGRAF, 472 p. 1999.
- VAN HAANDEL, A., LETTINGA, G. Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um manual para regiões de clima quente. Campina Grande: EPGRAF, 240 p. 1994.

- VEROL, A, P. PAIXÃO, M, C, T. VOLSCHAN JR, I. (2005) “*Procedimentos Analíticos e Resultados no Monitoramento de Tratamento de Esgotos*”. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, Campo Grande, 18 a 23 Setembro, 2005.
- VICTORIA, J.A.R. Nitrificação de efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em filtro aeróbio. Dissertação de Mestrado, São Carlos, Universidade de São Paulo, 1993.
- VON SPERLING, M. (2005). Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos, 3ª Ed. Vol 1, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 452p.
- VON SPERLING, M. (1997). Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Lodos ativados, Vol 4. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 428p.
- VON SPERLING, M. (1996). Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos, 2ª Ed. Vol 2. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 211p.
- VON SPERLING, M (1994) “*Projeto e controle de decantadores secundários através de um novo método para a análise simplificada do fluxo de sólidos*”. In: VI SILUBESA – Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Florianópolis – SC, 12-16 Junho 1994, Tomo I, pp 479-492.
- WANG, X, J; XIA, S, Q; CHEN, L; ZHAO, J, F; RENAULT, N, J; CHOVELON, J, M (2006). “*Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor*”. Process Biochemistry, Vol 41, pp 824-828.
- WIJFFELS, R, H; LEENEM, E, J, T, M; TRAMPER, J. (1993) “*Possibilities of nitrification with immobilized cells in waste-water treatment: model or practical system*”. Water Science and Technology, Vol 27 (5-6), pp 233-240.
- YU, HONG-BIN; QUAN, XIE; DING, YUN-ZHENG. (2007) “*Medium-Strength Ammonium Removal Using a Two-Stage Moving Bed Biofilm Reactor System*”. Environmental Engineering Science, Vol 24 (5), pp 595-601.

ZHAO, Y; CAO, D; LIU, L; JIM, W. (2006) "*Municipal wastewater treatment by moving bed biofilm reactor with Diatomaceous Earth as carriers*". *Water Environment Research*, Vol 78 (4), pp 392-396.