



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E
ENGENHARIA DE ALIMENTOS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA**

**INFLUÊNCIA DO TEMPO DE RETENÇÃO HIDRÁULICA E DA
VELOCIDADE SUPERFICIAL DO AR NO DESEMPENHO DE
UM REATOR DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME (MBBR)**

RAILENE PEZENTE ZILLI

**FLORIANÓPOLIS
2013**

RAILENE PEZENTE ZILLI

INFLUÊNCIA DO TEMPO DE RETENÇÃO HIDRÁULICA E DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO AR NO DESEMPENHO DE UM REATOR DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME (MBBR)

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Humberto Gracher Riella

Co-orientadora: Prof^ª. Dr. Virginia Grace Barros

Florianópolis
2013

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Zilli, Railene Pezente

Influência do Tempo de Retenção Hidráulica e da Velocidade Superficial do Ar no Desempenho de um Reator de Leito Móvel com Biofilme (MBBR) / Railene Pezente Zilli ; orientador, Humberto Gracher Riella ; coorientador, Virginia Grace Barros. - Florianópolis, SC, 2013.

125 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

Inclui referências

1. Engenharia Química. 2. MBBR. 3. Velocidade superficial do ar. 4. tempo de retenção hidráulica. 5. superfície de resposta. I. Riella, Humberto Gracher .II. Barros, Virginia Grace. III. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. IV. Título.

INFLUÊNCIA DO TEMPO DE RETENÇÃO HIDRÁULICA E DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO AR NO DESEMPENHO DE UM REATOR DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME (MBBR)

RAILENE PEZENTE ZILLI

Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de “Mestre”, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

Florianópolis, 29 de abril de 2013.

Prof. Humberto Gracher Riella, Dr.
Orientador

Prof^ª. Virgínia Grace Barros, Dra.
Coorientadora

Prof. Ricardo Antonio Francisco Machado, Dr.
Coordenador do Curso

Banca Examinadora:

Prof^ª. Noeli Sellin, Dra.

Prof^ª. Maria Ana Pignatell Marcon Martins, Dra.

Prof. Nivaldo Cabral Kuhnen, Dr.

Florianópolis – SC
Abril de 2013

Aos meus pais, que me ensinaram o significado da vida e a importância de nossas atitudes.

Ao meu amor Rodrigo, que sempre esteve ao meu lado.

E a Deus pela força que Ele nos dá para continuarmos em frente mesmo sem saber o que está por vir.

AGRADECIMENTOS

Ao professor Dr. Humberto Gracher Riella, pelos conselhos, aulas e discussões imprescindíveis ao desenvolvimento do trabalho.

À professora Dra. Virgínia Grace Barros, pelas contribuições e sugestões dadas ao desenvolvimento deste trabalho.

À empresa Cordaville por ter cedido livre acesso à empresa para coleta diária do efluente.

À empresa Ycatu por ter acreditado no meu trabalho, fornecendo a estrutura e apoio financeiro, o que possibilitou a realização desta pesquisa.

Às Engenheiras Sabrina B. Diegoli e Talita S. Xavier pela amizade e pela ajuda despendida durante a realização do trabalho experimental.

Ao Eng. Volney Domingues e ao Álvaro Vaz de Almada pelo apoio.

Ao Programa de Pós-Graduação de Engenharia Química da UFSC, por possibilitar um grande enriquecimento intelectual permitindo o desenvolvimento deste trabalho. Aos docentes do programa, pela dedicação ao ensino de qualidade.

Especialmente aos meus pais, que são minha referência e que me dão sempre a certeza dos caminhos que devo trilhar, ensinando-me através do amor e dedicação.

Aos meus irmãos, pelo carinho, apoio e amizade.

Ao Rodrigo Mendes dos Santos, por estar sempre ao meu lado mesmo nos momentos de maior dificuldade e por ter me ajudado no desenvolvimento do meu trabalho.

Ao Henrique Krueger, pelas discussões e sugestões que contribuíram em muito para a realização deste trabalho.

Enfim, a todos que me ajudaram direta ou indiretamente na realização deste trabalho. Muito obrigada.

Penso noventa e nove vezes e nada descobro; deixo de pensar, mergulho em profundo silêncio e eis que a verdade se revela.

(Albert Einstein)

RESUMO

A tendência é que nos grandes centros urbanos as estações de tratamento de efluentes apresentem arquitetura que privilegie plantas compactas, com operação estável, baixo impacto ambiental e visual, além de redução nos níveis de odores e ruídos. Neste cenário, as ETEs que empregam a tecnologia MBBR (reatores de leito móvel com biofilme) surgem como uma excelente alternativa, pois apresentam instalações compactas, com impactos relativamente baixos, além de serem altamente resistentes aos choques de carga orgânica, de temperatura e de toxicidade. Este processo utiliza elementos suportes para fixação do biofilme, mantidos em suspensão no reator através de sistemas de aeração ou agitadores mecânicos, empregando microrganismos em suspensão e aderidos aos meios suportes, aumentando a quantidade de biomassa contida no reator. Este trabalho investiga o desempenho de um MBBR quanto à remoção de carga orgânica e nitrificação, submetido a quatro diferentes condições experimentais, de acordo com o planejamento fatorial elaborado 2^2 . Tendo como objetivo principal buscar a condição experimental que resulte em um melhor funcionamento do processo MBBR foram variadas a velocidade superficial do ar (U_G) e o tempo de retenção hidráulica (TRH). O meio suporte utilizado, contendo $490 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ de área superficial específica interna, foi introduzido no reator biológico de acordo com uma razão V_S/V_R (razão entre o volume de meio suporte e o volume do reator) de 25%. Após o reator biológico, alimentado com efluente sanitário, foi instalado um decantador para separação do efluente tratado do lodo excedente. O MBBR foi operado por um período total de 120 dias, sendo que cada condição experimental operou por 30 dias. As velocidades superficiais do ar empregadas foram de $1,78$ e $3,57 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ e os tempos de retenção hidráulica de $8,33$ e $12,00 \text{ h}$. A concentração de sólidos suspensos totais no meio reacional foi em média de $218 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, característicos de sistemas MBBR. O biofilme apresentou boa atividade, medida através da taxa de consumo de oxigênio. As microscopias realizadas no período de testes mostraram o desenvolvimento de um biofilme fino e denso, recobrendo somente a superfície interna do meio suporte. Foi observada também a predominância de rotíferos, indicativos de alto tempo de retenção celular. As eficiências globais de remoção de DQO e o percentual de nitrificação, considerando os resultados obtidos nas quatro condições experimentais, foram de 73 e 89% , respectivamente. Sendo que a condição 3 (TRH = $8,33 \text{ h}$ e $U_G = 3,57 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$) apresentou os melhores resultados de eficiência. A análise

dos efeitos das variáveis independentes (U_G e TRH) sobre as variáveis de resposta (η_{DQO} e $\eta_{N-NH_4^+}$) revelaram que para a eficiência de remoção de DQO, o tempo de retenção hidráulica foi o parâmetro que apresentou maior influência, enquanto que a eficiência de nitrificação foi mais afetada pela velocidade superficial do ar. As superfícies de resposta obtidas evidenciaram que para uma remoção de DQO e nitrogênio amoniacal de 76% e 90%, respectivamente, deve ser empregado TRH de 12,00 h e U_G de 3,80 m.h⁻¹. Com base nestes resultados, o investimento para implantação de uma planta MBBR é apenas 15% maior do que o investimento para um sistema de lodos ativados, possibilitando o uso desta tecnologia mesmo para ETEs de pequeno porte.

Palavras-chave: MBBR, velocidade superficial do ar, tempo de retenção hidráulica, superfície de resposta.

ABSTRACT

Tendency in the urban centers is that the wastewater treatment plants present an architecture that favors compact plants, with stable operation, low visual and environmental impact, beyond the noise and odors levels reduction. On this scenery, WTP's based on MBBR technology (Moving Bed Biofilm Reactor) come up with an excellent choice, because they have compact set installation, relatively low impact, besides being highly resistant to the shocks of organic load, temperature and toxicity. That process makes use of carrier for the biofilm growth, held in suspension in the reactor through the aeration or mechanic stirring system, by using microorganism in suspension and adhered to carrier, increasing amount of biomass in the reactor. This job investigates the performance of a MBBR concerning the organic load removal and nitrification, under four different operating systems, according to the undertaken factorial design 2^2 . As prior aim, looking forward to an operational condition that comes to better MBBR working process, there were different levels on the air superficial velocity (U_G) and hydraulic retention time (HTR). The used carrier, with $490 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ specific surface area inner, was put in the biological reactor according to V_S/V_R (carrier filling ratio) of 25%. After the biological reactor, fed up with sewage, it was installed a clarifier to set apart treated effluent and excess sludge. MBBR was operated for a period of 120 days, being each experimental condition operated for 30 days. Air superficial velocity applied ranked from 1.78 and $3.57 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ and hydraulic retention time, from 8.33 and 12.00 h . Overall concentration of total suspended solids in the reaction mean was in the average of $218 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, characterizing MBBR system. Biofilm showed good activity, measured through oxygen uptake rates. Microscopy performed in that testing period showed the development of the thin and thick biofilm, covering only the inner surface of the carriers. It was also noticed the rotifers prevalence, pointing out cells retention long time. Overall efficiency of COD removal and nitrification percentage, considering given results in the four operation systems, were between 73 and 89% respectively. Therefore, the condition 3 ($\text{TRH} = 8,33 \text{ h}$ e $U_G = 3,57 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$) showed the best efficiency results. Analysis of the independent variable effects (U_G and HRT) over the answering variables (η_{COO} e $\eta_{\text{N-NH}_4^+}$) revealed that for the efficiency of COD removal, hydraulic retention time was the parameter setting that showed more influence, while nitrification efficiency was more influenced by the air superficial velocity. Obtained response surfaces revealed that COD and ammonium

nitrogen removal of 76% and 90%, respectively, it must be applied HRT of 12.00 h and U_G of 3.80 m.h^{-1} . Based on these results, investment for the deployment of a MBBR is only 15% higher than the investment for the activated sludge, making possible the usage of this technology even for smaller WTP's.

Keywords: MBBR, air superficial velocity, hydraulic retention time, response surface.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Classificação dos processos de tratamento aeróbio quanto à forma de fixação da biomassa.....	31
Figura 2 - Tipos de reatores de biofilme: (a) reator tipo tanque agitado; (b) filtro percolador; (c) biodisco; (d) reator de leito fluidizado; (e) reator <i>air lift</i>	33
Figura 3 - Formação e Desenvolvimento do biofilme. (1) Adesão inicial das células ao biofilme. (2) Produção dos exopolímeros. (3) e (4) Desenvolvimento do biofilme. (5) Dispersão das células do biofilme.....	35
Figura 4 - Formação do biofilme em meios suportes utilizados no processo MBBR.....	36
Figura 5 - Esquema da seção transversal de um biofilme exemplificando os fluxos de substratos e produtos.....	38
Figura 6 - Reator de leito móvel com biofilme (MBBR).....	40
Figura 7 - Grades utilizadas para retenção do meio suporte em MBBRs: grades cilíndricas.....	41
Figura 8 - Esquema básico dos sistemas de mistura utilizados em (a) reatores aeróbios, (b) anóxicos e anaeróbios.....	42
Figura 9 - Fluxograma de tratamento utilizado para remoção de carga orgânica e fósforo.....	47
Figura 10 - Fluxograma de tratamento utilizado para remoção de carga orgânica e nitrificação.....	47
Figura 11 - Fluxograma de tratamento utilizado para remoção de carga orgânica e nitrogênio, empregando o conceito da pré-desnitrificação.....	47
Figura 12 - BAS TM AnoxKaldnes, processo de tratamento que combina um reator MBBR de alta carga com a finalidade de remover DQO seguido de um Lodos Ativados de baixa carga para polimento do efluente e/ou nitrificação.....	48
Figura 13 - Fluxograma de tratamento empregando um reator MBBR para polimento do efluente após pré-tratamento biológico.....	48
Figura 14 - Efeito da carga de DBO e do oxigênio dissolvido na taxa de nitrificação a 15 °C.....	53

Figura 15 - Meios suportes plásticos utilizados em reatores de leito móvel com biofilme (MBBR). (a) Meio suporte B&F Oxring, (b) Meio suporte K1, (c) Meio suporte K3 (d) Meio suporte K5, (e) Meio Suporte Biofilmchip M, (f) Meio suporte AMB.....	56
Figura 16 - Perfil do oxigênio através de diferentes fases: meio líquido, transferência de massa pela camada limite e biofilme.....	58
Figura 17 - Representação esquemática de diferentes componentes de um biofilme.....	62
Figura 18 - MBBR Piloto: reator de leito móvel com biofilme seguido pela unidade de decantação.....	65
Figura 19 - Meio suporte B&F Oxring da empresa B&F Dias.....	66
Figura 20 - Variação da eficiência de remoção (η) de DQO, DBO e $N-NH_4^+$ para as condições 1 e 2.....	77
Figura 21 - Variação da eficiência de remoção (η) de DQO, DBO e $N-NH_4^+$ para as condições 3 e 4.....	78
Figura 22 - Perfil da concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de entrada ($N-NH_4^+$ (e)) e das concentrações de nitrato e nitrogênio amoniacal no efluente de saída ($N-NH_4^+$ (s), $N-NO_3$ (s)) para as condições experimentais 1 e 2.....	80
Figura 23 - Perfil da concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de entrada ($N-NH_4^+$ (e)) e das concentrações de nitrato e nitrogênio amoniacal no efluente de saída ($N-NH_4^+$ (s), $N-NO_3$ (s)) para as condições experimentais 3 e 4.....	81
Figura 24 - Comportamento da concentração de sólidos suspensos totais e voláteis nas condições experimentais 1 e 2.....	83
Figura 25 - Comportamento da concentração de sólidos suspensos totais e voláteis observados nas condições experimentais 3 e 4.....	84
Figura 26 - Desenvolvimento do biofilme sobre toda a superfície interna do meio suporte. (a) Condição experimental 1 e (b) Condição experimental 2.....	86
Figura 27 - Desenvolvimento do biofilme sobre toda a superfície interna do meio suporte. (a) Condição experimental 3 e (b) Condição experimental 4.....	87
Figura 28 – Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos e ciliados fixos encontrados no biofilme gerado ao longo	

da condição experimental 1. (a) Suctória e (b) e (c) Ciliados fixos, (d) Rotífero.....	88
Figura 29 - Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos, ciliados fixos, tecameba e nematóide encontrados no biofilme gerado ao longo condição experimental 2. (a) Suctória e (b) Colônia de ciliados fixos, (c) Ciliado Livre Natante e (d) Nematóide.....	89
Figura 30 - Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos e ciliados fixos encontrados no biofilme gerado ao longo da condição experimental 3. (a) e (b) Ciliado fixo, (c) Rotífero, (d) Ciliados livre natante e Rotífero e (e) Filamentos presentes no biofilme (f) Nematóide.....	90
Figura 31 - Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos, ciliados fixos, aelosoma e nematóide encontrados no biofilme gerado ao longo da condição experimental 4. (a) Aelosoma, (b) Ciliados livre natante, (c) Rotífero e (d) Ciliado Fixo (e) Rotífero e ciliado fixo (f) Presença de Filamentos no biofilme.....	91
Figura 32 - Resultado da taxa de consumo de oxigênio para as quatro diferentes condições experimentais estudadas.....	93
Figura 33 - Produção específica média de lodo, Y ($\text{mgSSV} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO removida}$), observada para as quatro condições experimentais estudadas à diferentes cargas orgânicas e seus respectivos desvios padrão.....	95
Figura 34. Relação entre a produção específica de lodo e a carga orgânica volumétrica aplicada ao MBBR.....	97
Figura 35 - Diagrama “square” relacionando as variáveis, velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica, com as médias de eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR....	99
Figura 36 - Gráficos do efeito da (a) Velocidade superficial do ar e do (b) Tempo de retenção hidráulica sobre a eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR.....	100
Figura 37 - (a) Superfície de resposta e (b) Gráfico de contornos para a eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR.....	102
Figura 38 - Diagrama “square” relacionando as variáveis, velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica, com a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal.....	104

Figura 39 - Gráficos do efeito da (a) Velocidade superficial do ar e do (b) Tempo de retenção hidráulica sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.....105

Figura 40 - (a) Superfície de resposta e (b) Gráfico de contornos para a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.....107

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Relação de trabalhos da literatura empregando o processo MBBR no tratamento de diferentes tipos de efluentes e aplicando diferentes condições operacionais.....	49
Tabela 2 - Taxas de aplicação recomendadas para dimensionamento do processo MBBR conforme o objetivo do tratamento.....	50
Tabela 3 - Propriedades dos meios suportes empregados no processo MBBR.....	55
Tabela 4 - Matriz de planejamento fatorial 2^2 para avaliação do sistema MBBR.....	67
Tabela 5 - Acompanhamento analítico dos experimentos.....	69
Tabela 6 - Características do efluente sanitário empregado nas condições experimentais 1 à 4.....	74
Tabela 7 - Parâmetros de operação do MBBR para as condições experimentais 1 à 4.....	76
Tabela 8 - Produção específica de lodo (Y) encontrada nas condições experimentais 1 à 4.....	95
Tabela 9 - Efeito das variáveis independentes (U_G e TRH) e de suas interações sobre a eficiência de remoção de DQO no sistema MBBR.....	98
Tabela 10 - Análise de variância para a eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR.....	101
Tabela 11 - Efeito das variáveis independentes (U_G e TRH) e de suas interações sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.....	103
Tabela 12 - Análise de variância para a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.....	106
Tabela 13 - Custos relacionados aos equipamentos e instalação de um sistema de lodos ativados e de um MBBR dimensionados para tratar uma vazão de até $2 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ de efluente sanitário.....	109

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A_{suporte}	Área total de meio suporte presente no reator
APHA	America Public Health Association
C_{DQO}	Concentração de DQO no efluente
CNS	Carga nitrogenada superficial
CNV	Carga nitrogenada volumétrica
COS	Carga orgânica superficial
COV	Carga orgânica volumétrica
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
DIN	Deutsches Institut für Normung
EPS	Substâncias poliméricas extracelulares
ETE	Estação de tratamento de efluente
IFAS	Integrated fixed-film activated sludge system
ISO	International Organization for Standardization
MBBR	Reator de leito móvel com biofilme
MBBR/SCR	Moving bed biofilm reactor/solids contact reaeration
MBBR A2O	Moving bed biofilm reactor anaerobic-anaerobic-aerobic
η	Eficiência de remoção
η_{DBO}	Eficiência de remoção de DBO
η_{DQO}	Eficiência de remoção de DQO
$\eta_{\text{N-NH}_4^+}$	Eficiência de remoção de Nitrogênio amoniacal
N-NH_4^+	Nitrogênio amoniacal
N-NO_3	Nitrato
N-NH_4^+ (e)	Concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de entrada
N-NH_4^+ (s)	Concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de saída
N-NO_3 (s)	Concentração de nitrato no efluente de saída
OD	Oxigênio dissolvido
OUR	Oxygen uptake rate
PEAD	Polietileno de alta densidade
PRFV	Poliéster reforçado com fibra de vidro
PP	Polipropileno
PU	Poliuretano
Q	Vazão de efluente
S_0	Concentração inicial de substrato
S_f	Concentração final de substrato
SCR	Solids contact reaeration

SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
TCO	Taxa de consumo de oxigênio
TRH	Tempo de retenção hidráulica
U_G	Velocidade superficial do ar
V_S	Volume de meio suporte
V_R	Volume do reator
X_e	Concentração de biomassa na corrente de saída do reator
Y	Produção específica de lodo

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	27
1.1. OBJETIVOS.....	29
1.1.1. Objetivo Geral.....	29
1.1.2. Objetivos Específicos	30
2. REVISÃO TEÓRICA.....	31
2.1. Biorreatores Aeróbios para Tratamento de Efluentes.....	31
2.2. CARACTERÍSTICAS E DESENVOLVIMENTO DO BIOFILME.....	34
2.3. COMPORTAMENTO DO BIOFILME NOS PROCESSOS DE DEPURANÇA.....	37
2.4. HISTÓRICO DA TECNOLOGIA MBBR.....	39
2.5. PROCESSO MBBR: REATOR DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME.....	40
2.5.1. Vantagens e Desvantagens do Processo MBBR.....	44
2.6. APLICAÇÕES DO PROCESSO MBBR.....	46
2.6.1. Remoção de matéria orgânica.....	50
2.6.2. Remoção de nitrogênio amoniacal (nitrificação).....	51
2.7. PARÂMETROS DE CONTROLE OPERACIONAL.....	54
2.7.1. Características dos Meios Suporte.....	54
2.7.2. Oxigênio dissolvido	58
2.7.3. Velocidade Superficial do Ar	59
2.7.4. Carga Orgânica Volumétrica (cov) e Superficial (COS). 61	
2.8. Substâncias Poliméricas Extracelulares (EPS).....	62
3. MATERIAIS E MÉTODOS	65
3.1. DESCRIÇÃO DA UNIDADE PILOTO.....	65
3.2. MEIO SUPORTE EMPREGADO.....	66
3.3. EFLUENTE E INÓCULO UTILIZADOS.....	66
3.4. INÍCIO DA OPERAÇÃO.....	67
3.5. CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS INVESTIGADAS.....	67
3.6. PARÂMETROS MONITORADOS E FREQUÊNCIA ANALÍTICA.....	68
3.7. MÉTODOS ANALÍTICOS.....	69

3.7.1. Monitoramento do ph, temperatura e oxigênio dissolvido.....	70
3.7.2. Sólidos aderidos sobre o meio suporte	70
3.7.3. Taxa de consumo de oxigênio.....	70
3.7.4. Caracterização microscópica	71
3.8. PROCEDIMENTO DE CÁLCULO.....	71
3.8.1. Eficiência de remoção	71
3.8.2. Produção específica de lodo (Y).....	71
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	73
4.1. DESEMPENHO DO MBBR PARA AS CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS INVESTIGADAS.....	73
4.1.1. Comportamento dos Sólidos em Suspensão no MBBR ...	82
4.1.2. Microscopia	85
4.2. TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO	92
4.3. PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE LODO	94
4.4. AVALIAÇÃO DO EFEITO DAS VARIÁVEIS INDEPENDENTES E SUAS INTERAÇÕES NO FUNCIONAMENTO DO PROCESSO MBBR	98
4.4.1. Efeito das variáveis independentes sobre a eficiência de remoção de DQO.....	98
4.4.2. Efeito das variáveis independentes sobre a eficiência de remoção de N-NH₄⁺	103
4.5. COMPARATIVO DE CUSTOS DE INVESTIMENTO INICIAL: MBBR E LODOS ATIVADOS.....	108
5. CONCLUSÃO.....	111
6. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	115
7. REFERÊNCIAS.....	117

1 INTRODUÇÃO

O desenvolvimento e crescimento exponencial das cidades e indústrias, ocorridos nas últimas décadas, aumentaram em muito a geração de resíduos, acarretando sérios problemas de poluição ambiental. O despejo inadequado, sem tratamento, de efluentes sanitários e industriais em rios e lagos agrava ainda mais a degradação destes ecossistemas aquáticos (MONTIBELLER, 2012).

A água é um insumo essencial utilizado em indústrias, atividades domésticas e agrícolas. Apesar de ser um recurso passível de ser reutilizado, sua disponibilidade é finita e restrita. Neste contexto, proporcionar o crescimento socioeconômico sem agredir os recursos naturais é o desafio do desenvolvimento sustentável. Desta forma, a busca por tecnologias e processos que visem à eliminação e/ou reaproveitamentos de resíduos tem movido pesquisadores a procurarem novas alternativas, que causam menores impactos ao meio ambiente (MONTIBELLER, 2012; DOS REIS, 2007).

O desenvolvimento de novas tecnologias para tratamento de efluentes ocorre em função de ajustes técnico, econômicos e ambientais que se fazem necessários para aperfeiçoamento da tecnologia. Os sistemas aeróbios evoluíram com o desenvolvimento dos lodos ativados e filtros biológicos, sendo que um grande número de inovações vem sendo propostas ao longo dos anos, aprimorando estes processos através da redução no consumo de energia e oxigênio (MONTIBELLER, 2012; DOS REIS, 2007).

A tendência apontada nos últimos anos é que nos grandes centros urbanos, as estações de tratamento de efluentes (ETEs) deverão possuir arquitetura que privilegie plantas compactas, com operação estável e baixo impacto ambiental, redução nos níveis de odores e ruídos, além de baixo impacto visual. Sendo assim, os processos de tratamento biológico deverão possuir alta capacidade de tratamento com remoção de nutrientes, alta eficiência e baixa produção de lodo (DOS REIS, 2007).

Neste cenário, as ETEs que empregam a tecnologia dos reatores com biofilme apresentam instalações compactas, podendo ser inseridas em ambiente urbano com impactos relativamente baixos, além de serem altamente resistentes aos choques de carga orgânica, de temperatura e de toxicidade (ARVIN e HARREMOES, 1990; ROGALLA et al., 1992).

Nos últimos 20 anos, o reator de leito móvel com biofilme (MBBR) tem se estabelecido como um processo simples, porém robusto e flexível, além de ser uma tecnologia compacta para tratamento de

efluentes. O processo MBBR tem demonstrado sucesso quando aplicado na remoção da demanda bioquímica de oxigênio (DBO), oxidação da amônia e remoção de nitrogênio, em diferentes configurações de tratamento. Esta tecnologia foi concebida para atender uma ampla faixa de qualidade do efluente, incluindo limites de nutrientes (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Reatores de leito móvel com biofilme utilizam elementos suportes para fixação do biofilme mantidos em suspensão no meio reacional através do emprego de sistemas de aeração, recirculação de líquido ou agitadores mecânicos. Este processo, portanto, emprega microrganismos decompositores tanto em suspensão na massa líquida, como também aderidos aos meios suportes, aumentando a quantidade de biomassa contida no reator (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Talvez a característica mais impressionante de um MBBR seja sua versatilidade, possibilitando, aos engenheiros, inúmeras soluções e aplicações diferenciadas. A chave da tecnologia de leito móvel, quando comparada com outros sistemas com biofilme, é que esta combina muitas das vantagens do sistema de lodos ativados com as vantagens oferecidas pelos processos com biofilme, enquanto que, ao mesmo tempo, tenta minimizar as desvantagens de cada um (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Nos processos com biofilme, a difusão dos compostos para dentro e para fora do biofilme, desempenha um papel fundamental. Devido à relevância da difusão para o processo MBBR, a espessura do biofilme ativo (profundidade do biofilme pela qual os substratos devem penetrar) é um parâmetro muito importante, visto que a profundidade para completa penetração do substrato é normalmente menor que 100 μm . Desta forma, o biofilme ideal, em um processo de leito móvel, é fino e uniformemente distribuído sobre a superfície do meio suporte. De modo a obter isso, a turbulência no reator deve ser tal que garanta o transporte dos substratos para o biofilme e mantenha uma pequena espessura deste através das forças de cisalhamento (RUSTEN et al., 2006).

Segundo Cheng, Demirci e Catchmark (2010), a fixação de microrganismos ao meio suporte é fácil, contudo, o controle da espessura do biofilme e a resistência à força de cisalhamento é um desafio. Adicionalmente, a colonização excessiva da biomassa resulta em um aumento da resistência à transferência de massa.

Portanto, a velocidade superficial do ar (U_G) é uma importante variável operacional para o controle da densidade do biofilme e do

acúmulo de biomassa em um reator de leito móvel com biofilme (MBBR) (TAVARES; SANT'ANNA; CAPDEVILLE, 1995).

Assim, com a intenção de buscar a condição experimental que resulte em um melhor desempenho do processo MBBR quanto à remoção de matéria orgânica e nitrificação, objetivo principal deste trabalho, foram estudadas diferentes condições experimentais, nos quais foram variadas a velocidade superficial do ar e o tempo de retenção hidráulica (TRH). Também foram realizados ensaios de microscopia e respirométricos para avaliar a morfologia e atividade do biofilme, respectivamente.

A organização desta dissertação é composta por seis capítulos, sendo que no capítulo 1 são apresentados os objetivos gerais e específicos da pesquisa. No capítulo 2 encontra-se a revisão bibliográfica referente ao processo MBBR, contemplando conceitos relacionados aos reatores com biomassa aderida, mais especificamente sobre o MBBR, como implicações da transferência de massa e formação do biofilme. Além disso, será relatado seu princípio de funcionamento, vantagens e desvantagens deste processo e seus parâmetros de controle. Os materiais e a metodologia utilizada para a obtenção dos dados experimentais são apresentados no capítulo 3. No capítulo 4 são expostos os resultados encontrados durante o período experimental, bem como as discussões dos resultados obtidos. No capítulo 5 são apresentadas as principais conclusões em relação ao estudo realizado e no capítulo 6 as sugestões para futuros trabalhos. Por fim, no capítulo 7, encontram-se as referências bibliográficas utilizadas para a elaboração deste trabalho.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

O objetivo geral do trabalho em questão é avaliar o efeito de diferentes tempos de retenção hidráulica e velocidades superficiais de ar no desempenho de um reator de leito móvel com biofilme quanto à remoção de matéria orgânica e nitrificação, aplicado no tratamento de efluente sanitário gerado em uma indústria de cordas e cabos.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Avaliar a influência da velocidade superficial do ar e do tempo de retenção hidráulica na remoção de matéria orgânica e nitrificação;
- Analisar a concentração de sólidos aderidos ao meio suporte e em suspensão no reator;
- Observar a morfologia e formação de biofilme através de microscopia;
- Medir a atividade biológica do MBBR através da taxa de consumo de oxigênio;
- Especificar a melhor condição experimental empregada neste estudo através do método de superfície de resposta;
- Comparar o custo de investimento inicial de uma planta de MBBR com uma planta de lodos ativados.

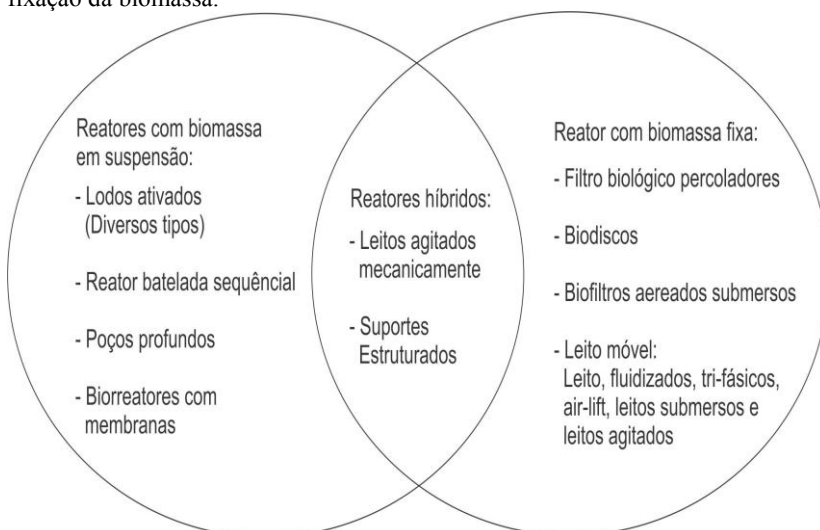
2 REVISÃO TEÓRICA

Este capítulo visa apresentar conceitos relacionados aos reatores com biomassa aderida, como implicações da transferência de massa e formação do biofilme. Serão abordados com maior ênfase, aspectos relacionados ao reator de leito móvel com biofilme (MBBR), objetivo principal deste trabalho, sendo relatado seu princípio de funcionamento, vantagens e desvantagens deste processo, além de seus parâmetros de controle operacional.

2.1 Biorreatores AERÓBIOS para Tratamento de Efluentes

Os biorreatores podem ser classificados quanto à forma predominante de aglomeração microbiana, que pode ser na forma de flocos, designados de reatores de biomassa em suspensão, ou de filme aderido sob uma superfície (biofilme), chamado de reatores com biomassa fixa (DE MELLO, 2007). A Figura 1 apresenta uma classificação alternativa com base no estado de fixação da biomassa sugerida por Lazarova e Manem (1993).

Figura 1 - Classificação dos processos de tratamento aeróbio quanto à forma de fixação da biomassa.



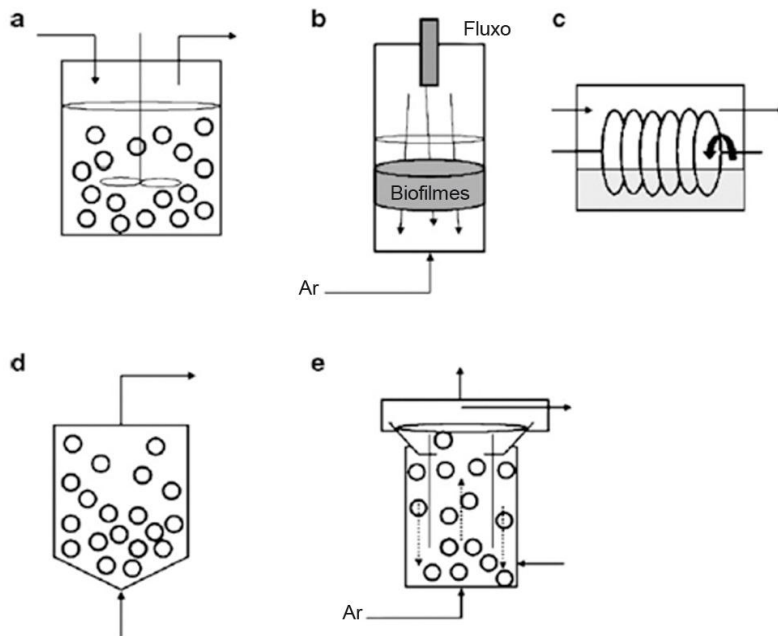
Fonte: Adaptado de (LAZAROVA; MANEM, 1993).

Incluem-se nos processos com biomassa em suspensão às diversas variantes dos lodos ativados, como os sistemas de lodos ativados com poços profundos, os reatores biológicos em bateladas sequenciais e os biorreatores com membranas (FUJII, 2011).

Por sua vez, os reatores híbridos reúnem em um mesmo volume reacional, biomassa em suspensão e biomassa fixa, sendo compostos por reatores com meio suporte agitado mecanicamente e os com suportes estruturados inseridos no tanque de aeração. Estes processos também são considerados variantes dos sistemas de lodos ativados e podem ser utilizados para recuperar antigas estações de tratamento de efluentes sobrecarregadas, possibilitando que a carga orgânica aplicada no processo convencional possa até ser triplicada (CHERNICHARO et al., 2001).

Em geral, os reatores de biofilme podem ser divididos em dois grupos: reatores de leito fixo e reatores de leito móvel. Os processos com leitos móveis possuem meio suporte em permanente movimento, tendo força motriz de origem hidráulica ou mecânica. Por outro lado, os reatores de leito móvel podem ser organizados em dois grupos distintos. Sendo o primeiro formado pelos leitos fluidizados, no qual as partículas se movem para cima e para baixo dentro do leito expandido, em uma zona bem definida do reator; e por fim, os leitos móveis, no qual todo o leito expandido circula pelo reator, como por exemplo, os reatores *air lift* (CHERNICHARO et al., 2001; CHENG; DEMIRCI; CATCHMARK, 2010). A Figura 2 apresenta vários tipos de reatores de biofilme.

Figura 2 - Tipos de reatores de biofilme: (a) reator tipo tanque agitado; (b) filtro percolador; (c) biodisco; (d) reator de leito fluidizado; (e) reator *air lift*.



Fonte: Adaptado de (CHENG; DEMIRCI; CATCHMARK, 2010).

Os processos com biofilme apresentam diferenças significativas, sendo que estas devem ser plenamente compreendidas no momento da seleção entre um ou outro sistema de tratamento. Os biodiscos exigem muita mão de obra e são bastante afetados por problemas mecânicos. No caso dos filtros de percolação (trickling filters), estes não possuem um volume reacional efetivo, pois há redução na área disponível com o crescimento do biofilme, prejudicando a previsão do desempenho do processo. Devido à retrolavagens periódicas, os biofiltros operam de forma descontínua, enquanto que os reatores fluidizados apresentam instabilidade hidráulica em função das características dos suportes (CHERNICHARO et al., 2001).

Normalmente, os reatores com biofilme tem seu funcionamento limitado pela difusão, sendo esta a diferença básica entre reatores de biomassa aderida e em suspensão. No caso dos sistemas com biomassa em suspensão, as reações bioquímicas são limitadas pela cinética como uma função da quantidade de biomassa, enquanto sistemas de biofilme

são limitados pela difusão, representados pela aérea superficial (FUJII, 2011).

No interior do biofilme ocorrem as reações de remoção de substrato e de utilização dos doadores de elétrons, de forma que as concentrações dos compostos envolvidos nas reações variam ao longo de sua espessura (METCALF & EDDY, 2003).

Um maior conhecimento dos mecanismos e processos envolvidos no tratamento de efluentes em reatores com biomassa fixa alavancou o surgimento destes reatores a partir dos anos 70 (ATKINSON; COOPER, 1981). O seu desempenho foi aprimorado através do controle da espessura do biofilme e da intensificação da transferência de massa (CHERNICHARO et al., 2001).

Comparado aos processos convencionais de biomassa em suspensão, o sistema de tratamento de efluentes em reatores com biofilme possibilita um maior acúmulo de microrganismos na forma de biofilme, proporcionando taxas elevadas de remoção volumétrica, menores tempos de retenção hidráulica e maior robustez na operação (SCHNEIDER, 2010). Estes e outros aspectos serão melhores discutidos nos próximos tópicos.

2.2 CARACTERÍSTICAS E DESENVOLVIMENTO DO BIOFILME

A biomassa presente nos reatores biológicos aeróbios é constituída basicamente por bactérias heterotróficas, fungos, protozoários e alguns metazoários como os rotíferos. Estes microrganismos utilizam os substratos presentes no efluente para se desenvolverem, sendo as bactérias heterotróficas responsáveis pela degradação da matéria orgânica (DE REZENDE, 2011).

Cabe ressaltar, que os organismos responsáveis pelas reações bioquímicas em reatores de biomassa suspensa e aderida são os mesmos. Estes são suscetíveis aos mesmos efeitos das condições ambientais do local onde estão inseridos, como temperatura, pH, doadores e aceptores de elétrons, além da disponibilidade de macronutrientes (MORGENROTH et al., 2008).

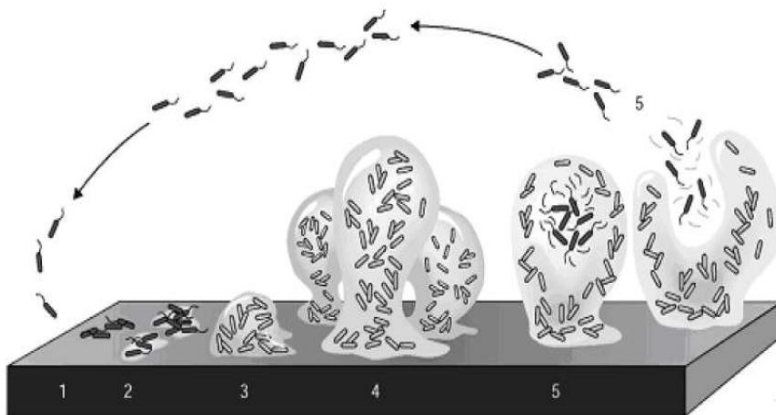
Na presença de um meio suporte estas bactérias se acumulam na forma de biofilme, formando um agregado de microrganismos envolvidos em um gel de polissacarídeo. Por sua vez, a estrutura e a composição do biofilme dependem da idade de lodo e das condições ambientais do sistema (CHENG; DEMIRCI; CATCHMARK, 2010; DE REZENDE, 2011 e DIAS, 2011).

A adesão físico-química dos microrganismos ao meio suporte é possível devido a produção de polímeros extracelulares por parte destes microrganismos. Mais de 90% do peso úmido do biofilme é água, além de substâncias poliméricas extracelulares formadas por polissacarídeos e glicoproteínas correspondendo a mais de 70% do peso seco do biofilme (DE REZENDE, 2011; DIAS, 2011).

Na Figura 3 podem ser observadas as etapas de desenvolvimento do biofilme, sendo iniciado pela adesão das células ao meio suporte e finalizado pelo destacamento das células presentes no biofilme. A imobilização da biomassa no biofilme possibilita a retenção celular por elevados períodos de tempo e conseqüentemente uma elevada concentração de microrganismos no reator (DE REZENDE, 2011; DIAS, 2011).

Durante o desenvolvimento do biofilme pode ocorrer a estratificação da microbiota, uma vez que as bactérias com crescimento mais acelerado se concentram nas camadas superiores do biofilme, onde o substrato e o destacamento de biomassa são maiores. Por outro lado, as bactérias nitrificantes crescem no interior do biofilme, ficando imobilizadas e protegidas, evitando que sejam levadas para fora do reator (DIAS, 2011).

Figura 3 - Formação e Desenvolvimento do biofilme. (1) Adesão inicial das células ao biofilme. (2) Produção dos exopolímeros. (3) e (4) Desenvolvimento do biofilme. (5) Dispersão das células do biofilme.



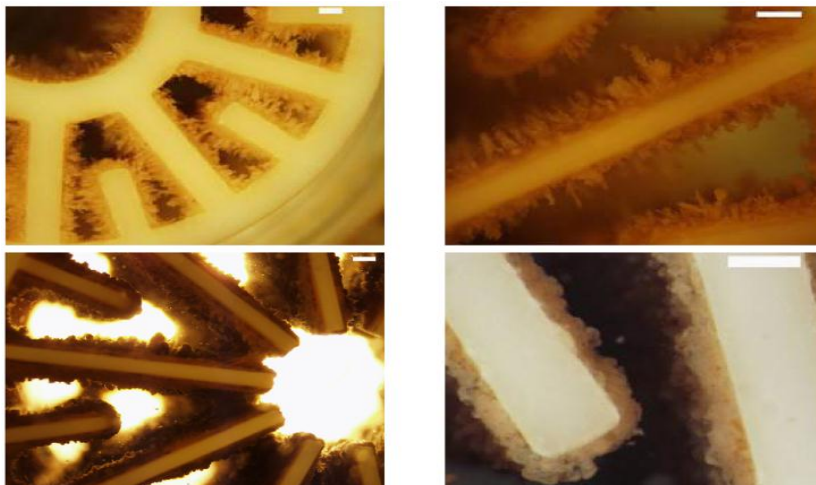
Fonte: Adaptado de (SAUER, 2003 apud DIAS, 2011).

A estrutura do biofilme é geralmente afetada pela combinação de diversos fatores, incluindo a disponibilidade e difusão de nutrientes, forças de atração entre a superfície e os microrganismos, produção de EPS (substâncias poliméricas extracelulares) e adesão intercelular, crescimento dos microrganismos, força de cisalhamento, temperatura e pH (ALLAN et al., 2002; DEMIRCI et al., 2007).

Quando a taxa de consumo de substrato excede a taxa máxima de transferência de massa, por exemplo, a limitação da difusão resulta em um biofilme filamentososo ou poroso. Em contrapartida, quando a taxa de conversão ou crescimento torna-se um passo limitante, um biofilme mais homogêneo e compacto pode ser formado (VAN LOOSDRECHT et al, 2006).

A espessura do biofilme apresenta grande variação, estando esta vinculada ao equilíbrio entre o crescimento bacteriano e o destacamento de porções da matriz de biomassa aderida (FUJII, 2011). Esta pode variar de alguns microns até alguns centímetros, dependendo das espécies microbianas, idade do biofilme, disponibilidade de nutrientes e condições de mistura (CHENG; DEMIRCI; CATCHMARK, 2010). Segundo De Oliveira (2008), para o processo MBBR a espessura do biofilme varia de 0,10 mm até 1,00 mm, sendo o menor valor dito como o mais comum. A Figura 4 mostra a formação e aderência de biomassa em meio suporte empregado em processo MBBR.

Figura 4 - Formação do biofilme em meios suportes utilizados no processo MBBR.



Fonte: GAPES; KELLER, 2009.

A fixação da biomassa é influenciada por diversos fatores como interações entre células, pelo potencial que oferecem as moléculas de polímeros e a própria composição do substrato (DE OLIVEIRA, 2008; DE REZENDE, 2011 e DIAS, 2011). A seguir são listados mais alguns fatores que afetam o desenvolvimento do biofilme (FUJII, 2011):

- Condições de concentrações de substrato, temperatura e pH da fase líquida;
- Intensidade das resistências das transferências de massa externas e internas ao biofilme;
- Cinética das reações bioquímicas em seu interior;
- Destacamento.

O destacamento ou desprendimento do biofilme pode ocorrer de diversas maneiras: abrasão, erosão, descamação e predação. A abrasão é ocasionada pelo choque de partículas. Já a erosão é provocada pelo cisalhamento hidráulico imposto, coesão interna fraca, depleção de nutrientes ou de oxigênio no biofilme. No caso da descamação, este é um processo discreto, que ocorre frequentemente em biofilmes relativamente velhos e bastante espessos. Este também pode ser causado pela deficiência na aderência com o meio suporte. A predação é exercida por espécies maiores da microfauna como protozoários e metazoários (DIAS, 2011; CHENG; DEMIRCI; CATCHMARK, 2010; RODGERS; ZHAN; CASEY, 2004).

Quanto aos fenômenos responsáveis pelo desprendimento do biofilme, vale ressaltar que a erosão é definida como a remoção de pequenas porções do biofilme, enquanto a descamação é a separação aleatória de grandes porções do biofilme como consequência de uma rápida mudança ou depleção de nutrientes (HOWELL; ATKINSON, 1976; CHENG; DEMIRCI; CATCHMARK, 2010).

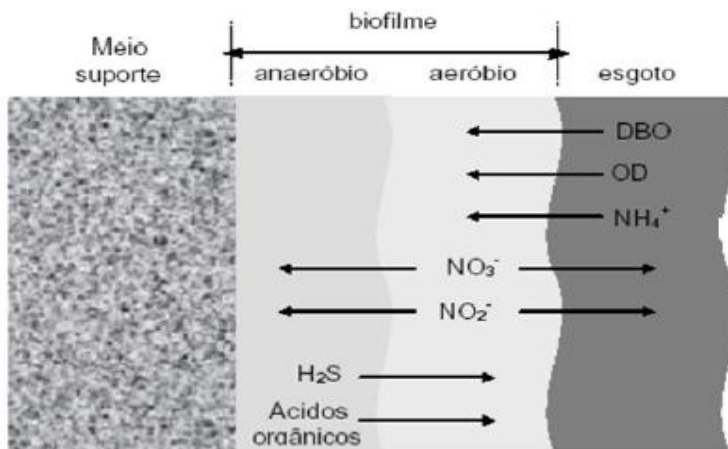
2.3 COMPORTAMENTO DO BIOFILME NOS PROCESSOS DE DEPURAÇÃO

Conforme mencionado anteriormente, nos reatores com biomassa fixa os processos metabólicos de conversão ocorrem no interior do biofilme, sendo estes, portanto, caracterizados por dois processos, a transferência de massa e a conversão bioquímica (CHERNICHARO et al., 2001 e FUJII, 2011). Desta forma, nos processos aeróbios de biomassa aderida, a remoção da carga orgânica e nitrogenada é ainda mais afetada pelos mecanismos de difusão, de

transferência de oxigênio e de substrato solúvel através do biofilme (DE OLIVEIRA, 2008).

Os fenômenos difusivos envolvidos nas reações bioquímicas que acontecem no biofilme são demonstrados na Figura 5. Como pode ser observado, os substratos são conduzidos, por difusão, através do filme líquido na interface líquido/biofilme e, posteriormente, através do próprio biofilme. Os produtos das reações de oxiredução são transportados no sentido inverso, ao exterior do biofilme. Tanto o substrato doador quanto o receptor de elétrons devem penetrar o biofilme para que a reação bioquímica se processe (CHERNICHARO et al., 2001).

Figura 5 - Esquema da seção transversal de um biofilme exemplificando os fluxos de substratos e produtos.



Fonte: METCALF & EDDY, 2003.

Segundo Chernicharo et al. (2001), a condição ideal corresponde a um biofilme completamente penetrado pela dupla redox de substratos, resultando em uma reação limitada unicamente pela taxa máxima da reação bioquímica. Entretanto, o mais comum é a ocorrência de uma penetração parcial de pelo menos um dos substratos em um biofilme espesso. Neste caso, apenas a fina camada mais externa do biofilme será ativa com relação à reação em questão, restando biomassa inativa nas camadas mais profundas (HARREMÖES, 1982).

Neste sentido, gradientes de concentração de oxigênio dissolvido no interior do biofilme possibilitam o surgimento de

diferentes zonas de oxirredução, e a penetração parcial pode ocasionar o estabelecimento de zonas aeróbias, anóxicas e anaeróbias simultaneamente no biofilme. Essa situação se mostra interessante quando se considera a nitrificação e desnitrificação ocorrendo continuamente no biofilme, eliminando a necessidade de reatores exclusivamente anóxicos (FUJII, 2011).

Quando a oxidação da matéria orgânica e a nitrificação ocorrem simultaneamente no biofilme, a competição entre as bactérias heterotróficas e autotróficas pelo oxigênio dissolvido influencia na estrutura do mesmo. Caso a relação O_2/DQO seja muito pequena o compartimento aeróbio é dominado pelas bactérias heterotróficas e a nitrificação não acontece no biofilme (GÖNENÇ; HARREMÖES, 1990).

Neste contexto, o projeto de reatores com biofilme deve levar em consideração a quantificação das limitações de transferência de massa do sistema, de maneira que possam ser projetados reatores com maior desempenho, pois a velocidade global da reação em sistemas heterogêneos pode ser reduzida devido a transferência de massa entre as fases (ZAIAT, 1996).

2.4 HISTÓRICO DA TECNOLOGIA MBBR

O desenvolvimento de estações de tratamento de esgoto mais compactas e com elevada capacidade de tratamento foi incentivada, em 1988, pelas autoridades responsáveis pelo controle da poluição na Noruega. A intenção era a ampliação da capacidade de tratamento de grande parte das ETEs de pequeno porte existentes no país (DE OLIVEIRA, 2008).

Neste contexto, o processo MBBR foi desenvolvido pela empresa Kaldnes Miljiteknologi em parceria com o instituto de pesquisa norueguês (RODGERS; ZHAN, 2003).

Os primeiros experimentos aplicados desta tecnologia foram executados em 1992 em duas ETEs existentes. Os resultados foram positivos mostrando bom desempenho do reator, principalmente em função da otimização da capacidade do reator a partir do aproveitamento dos volumes existentes (DE OLIVEIRA, 2008).

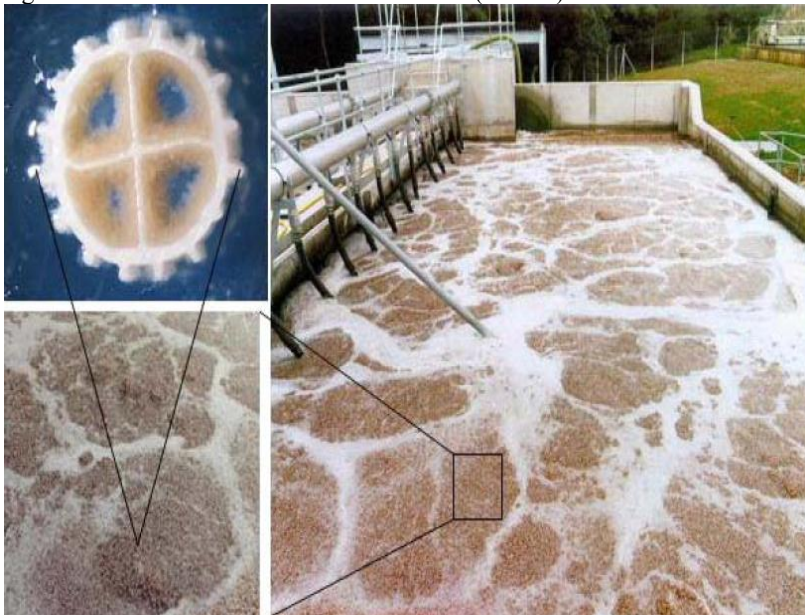
2.5 PROCESSO MBBR: REATOR DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME

O processo MBBR, reator de leito móvel com biofilme, consiste em uma tecnologia baseada na combinação de biomassa em suspensão e biomassa aderida (biofilme). O biofilme cresce em pequenos elementos suportes, os quais se movem livremente no meio reacional (ROGERS; ZHAN, 2003).

Este processo de tratamento reúne as melhores características dos processos de lodos ativados incrementados às melhores características do processo com biofiltros, podendo ser empregado tanto para novas ETEs, quanto de forma adaptada ao processo de lodos ativados de estações de tratamento existentes (RUSTEN et al., 2006).

Um sistema MBBR pode ser composto de um único reator ou vários reatores em série, além de diversos componentes básicos que ficam submersos no reator como suportes plásticos para aderência do biofilme, peneiras para retenção dos elementos suportes, sistema de aeração difusa e sistema de agitação para sistemas anóxicos (FUJII, 2011). A Figura 6 exemplifica um reator de leito móvel com biofilme.

Figura 6 - Reator de leito móvel com biofilme (MBBR).



Fonte: VAN RAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012.

No interior do biorreator são mantidos elementos plásticos de baixa densidade como suporte para fixação da biomassa. Os meios suportes empregados no MBBR apresentam elevada superfície específica para a adesão dos microrganismos, proporcionando que sejam atingidas altas concentrações de biomassa e elevado tempo de retenção celular no reator. Em decorrência disso, o processo em questão possui elevada capacidade de depuração da matéria orgânica carbonácea e da conversão de compostos nitrogenados, resultando em menores volumes de reator biológico (CHERNICHARO et al., 2001 e DE OLIVEIRA, 2008).

Diferente da maioria dos reatores com biofilme, o MBBR utiliza todo o volume reacional do reator para crescimento da biomassa, visto que o meio suporte permanece imerso no volume reacional e em constante movimentação, sendo retido dentro do reator pelo uso de grades ou peneiras (RUSTEN et al., 2006).

As grades ou peneiras são instaladas ao longo de pelo menos uma das paredes do reator, deixando passar somente o efluente para a próxima etapa de tratamento, enquanto o meio suporte fica retido dentro do reator. Por sua vez, estes dispositivos podem ser configurados de diferentes maneiras, no formato cilíndrico, instaladas horizontalmente e com maior frequência em tanques aeróbios e planas, instaladas verticalmente junto às paredes na saída de câmaras anóxicas. A Figura 7 apresenta o emprego destas grades para retenção do meio suporte em biorreatores (FUJII, 2011).

Figura 7 - Grades utilizadas para retenção do meio suporte em MBBRs: grades cilíndricas.

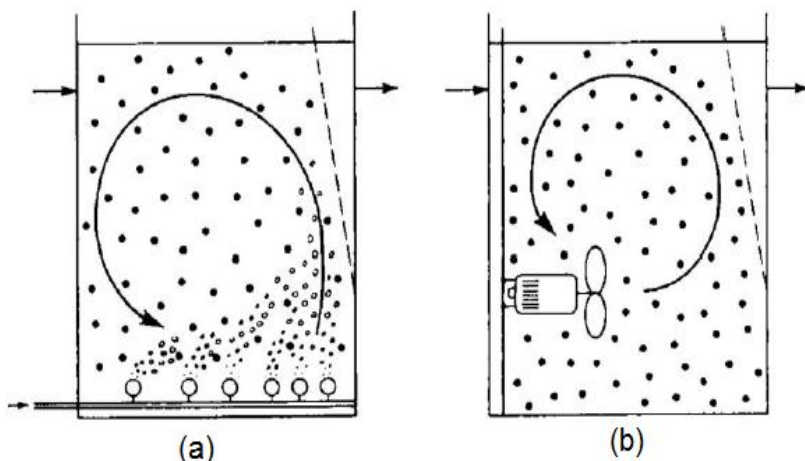


Fonte: BRINKLEY; JOHNSON ; SOUZA, 2007; RUSTEN; PAULSRUD, 2008.

Em contraponto ao processo de lodos ativados, o processo MBBR não utiliza a recirculação do lodo secundário para o reator biológico, exceto quando o sistema foi configurado para realizar a pré-desnitrificação (DOS REIS, 2007). Nesse caso, a quantidade de biomassa aderida ao meio suporte deve ser suficiente para a degradação dos poluentes desejados. Uma versão modificada do processo é um sistema que combina o tratamento por lodo ativado com elementos suportes plásticos, onde existe, portanto a recirculação do lodo biológico. Este sistema é chamado de IFAS (Integrated Fixed-Film Activated Sludge System) (FUJII, 2011).

O MBBR pode ser usado em processos aeróbios, anóxicos ou anaeróbios como ilustra a Figura 8. Em ambiente aeróbio, a agitação dos meios suportes com biofilme é obtida através da agitação gerada pelo sistema de aeração, também utilizada para o fornecimento de oxigênio para o processo. No caso dos reatores anóxicos e anaeróbios a mistura do meio reacional é alcançada através do emprego de misturados submersos de baixa velocidade (FUJII, 2011 e RUSTEN et al., 2006).

Figura 8 - Esquema básico dos sistemas de mistura utilizados em (a) reatores aeróbios, (b) anóxicos e anaeróbios.



Fonte: RUSTEN et al., 2006.

No MBBR o sistema de aeração deve suprir a demanda de oxigênio requerida para a oxidação da matéria carbonácea e para a nitrificação, além de agitar e distribuir os elementos suportes uniformemente no reator. Para isso são utilizados difusores de ar, os

quais podem ser de bolhas finas ou bolhas grossas, instalados no fundo do tanque de aeração, de forma a provocar uma movimentação circular da massa líquida para evitar o acúmulo de meio suporte na superfície. Entretanto, por requerer menor manutenção sistemas de difusão por bolhas grossas tem sido mais utilizados historicamente (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Na fase inicial do processo, os meios suportes tem a tendência de flutuar mesmo com a agitação do meio reacional. Contudo, com o desenvolvimento do biofilme este efeito deve acabar. O tempo de desenvolvimento do biofilme para remoção de carga orgânica é estimado entre 2 a 15 dias, para a nitrificação estima-se um período de até quatro semanas para a ocorrência do processo, mas para atingir o regime permanente devem ser necessários de 60 a 120 dias. Em relação à desnitrificação, por ser dependente da nitrificação, o mesmo prazo deve ser esperado (FUJII, 2011).

Com o aumento da espessura do biofilme, devido à síntese de novas células, a difusão de oxigênio e substrato é dificultada, desde o meio externo até as camadas internas do biofilme, e junto à superfície do meio suporte (DE OLIVEIRA, 2008).

De acordo com Rusten et al. (2006), nos processos com biofilme, a difusão dos compostos para dentro e para fora do biofilme, desempenha um papel fundamental. Devido à relevância da difusão para o processo, a espessura do biofilme ativo (profundidade do biofilme pela qual os substratos devem penetrar) é um parâmetro muito importante, visto que a profundidade para completa penetração do substrato é normalmente menor que 100 μm . Desta forma, o biofilme ideal, em um processo de leito móvel, é fino e uniformemente distribuído sobre a superfície do meio suporte. De modo a obter isso, a turbulência no reator deve ser tal que garanta o transporte dos substratos para o biofilme e mantenha uma pequena espessura deste através das forças de cisalhamento.

De acordo com Levstek e Plazl (2009), uma espessura do biofilme maior do que 100 μm implica em uma penetração parcial da amônia no biofilme.

A espessura excessiva do biofilme pode diminuir a área superficial, devido a um encobrimento excessivo da superfície do meio suporte, eliminando detalhes de sua geometria. Além disso, um biofilme espesso dificulta o aporte de doadores e aceptores de elétrons ou macronutrientes a biomassa próxima ao meio suporte. Tais condições podem gerar anaerobiose no interior do biofilme, acarretando em maus

odores ou destacamento descontrolado de segmentos de biofilme (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Segundo Cheng; Demirci e Catchmark (2010), a fixação de microrganismos ao meio suporte é fácil, contudo, o controle da espessura do biofilme e a resistência à força de cisalhamento é um desafio. Adicionalmente, a colonização excessiva da biomassa resulta em um aumento da resistência a transferência de massa, conforme mencionado anteriormente.

Desta forma, o projeto dos sistemas de aeração merece atenção especial dos projetistas, uma vez que influenciam diretamente no desempenho do processo. A associação da turbulência e da elevada velocidade do líquido no interior do reator controla a espessura do biofilme e reduz a resistência à difusão no meio líquido. Além disso, elevadas vazões de ar aumentam a concentração de oxigênio na fase líquida, facilitando a sua difusão no biofilme. As condições de crescimento, hidrodinâmica do sistema e colisões partícula-partícula resultantes da mistura no MBBR podem alterar a espessura do biofilme (METCALF & EDDY, 2003; FUJII, 2011).

2.5.1 Vantagens e desvantagens do processo MBBR

Combinando as vantagens dos sistemas de biomassa em suspensão e dos processos com biofilme, o MBBR tem sido desenvolvido como um dos processos mais eficazes para o tratamento de efluentes, uma vez que uma maior quantidade de biomassa pode ser mantida no reator, através do uso de diferentes tipos de meios suportes (PARK et al., 2010). Como vantagens deste sistema em comparação com sistema de lodo ativado ou sistema de biomassa aderida podem ser relacionadas às particularidades que seguem.

O MBBR promove o desenvolvimento de um biofilme ativo altamente especializado, o qual é adaptado para as condições particulares do reator. Esta biomassa altamente ativa e especializada resulta em uma elevada eficiência volumétrica e aumenta a estabilidade do processo (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Outro fator relevante neste processo é que a remoção da carga orgânica ou de nutrientes é mais efetiva devido à alta atividade microbiológica e à grande variedade de populações, principalmente bacterianas, nos biofilmes. No interior do biofilme coexistem microrganismos aeróbios e anóxicos (BROCH-DUE; ANDERSEN; OPHEIM, 1997; RUSTEN et al., 1994; RODGERS; ZHAN, 2003).

Desta forma, o volume destes reatores biológicos são menores se comparado com o sistema de lodo ativado, requerendo menos espaço para implantação da planta de tratamento (FUJII, 2011 e SCHNEIDER, 2010).

Este tipo de processo possui a mesma flexibilidade do sistema de lodos ativados para manobras no fluxograma de processo, permitindo que múltiplos reatores possam ser configurados em série para alcançar objetivos específicos de tratamento. Como por exemplo, remoção de DBO, nitrificação e pré ou pós-desnitrificação (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Diferente dos processos de biomassa em suspensão, o desempenho da biomassa no MBBR não depende da unidade de separação de sólidos, porque a maioria da biomassa ativa é retida continuamente no reator. Sendo assim, a eficiência do tratamento é pouco dependente das características de separação do lodo, pois a concentração de biomassa a ser separada é pelo menos 10 vezes menor do que a de sistemas convencionais. Além disso, o MBBR não depende do reciclo para manter a alta concentração de biomassa no reator (alta idade do lodo) (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011 e SCHNEIDER, 2010).

Devido à baixa concentração de sólidos que deixa o reator com o efluente tratado, as taxas de aplicação de sólidos para os decantadores são significativamente reduzidas quando comparadas as taxas do sistema de lodo ativado (FUJII, 2011). Esta característica também permite que sejam empregadas diferentes técnicas de separação sólido-líquido, não limitando o processo ao uso de decantadores convencionais (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

O sistema MBBR poder ser utilizado como alternativa para a adequação de plantas existentes de tratamento de efluentes, além de possuir alta resistência a cargas de choque e elevada estabilidade operacional (FUJII, 2011 e SCHNEIDER, 2010).

A estabilidade do processo frente a choques de temperatura e de toxicidade é função da resistência à difusão no biofilme. Quando a temperatura do líquido diminui a espessura ativa do biofilme aumenta, reduzindo significativamente a sensibilidade do processo a variações de temperatura. Em relação à resistência a choques de toxicidade, o gradiente de concentração através do biofilme é responsável pela redução do impacto de um dado composto tóxico à biomassa, possibilitando que as camadas mais internas do biofilme sejam pouco afetadas (CHERNICHARO et al., 2001).

Quando comparado aos reatores de biofilme de leito fixo, o sistema MBBR utiliza eficientemente todo o volume útil do reator para o crescimento do consórcio microbiano (SCHNEIDER, 2010). Adicionalmente, no MBBR não há a necessidade de retrolavagem para controle da espessura do biofilme ou desentupimento do meio suporte por se tratar de reatores de mistura completa e fluxo contínuo. Assim, a complexidade operacional desta etapa do tratamento é minimizada (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011; RODGERS; ZHAN, 2003).

Todavia, o processo MBBR apresenta desvantagens como, elevados custos operacionais associados ao consumo de energia, aos dispositivos necessários a adequada aeração, circulação do líquido e manutenção do material suporte em constante movimento. (SCHNEIDER, 2010). Estes custos são necessários para minimização da limitação difusional dos substratos e do oxigênio através do biofilme, que se torna mais crítico com o aumento da sua espessura (DULKADIROGLU et al., 2005).

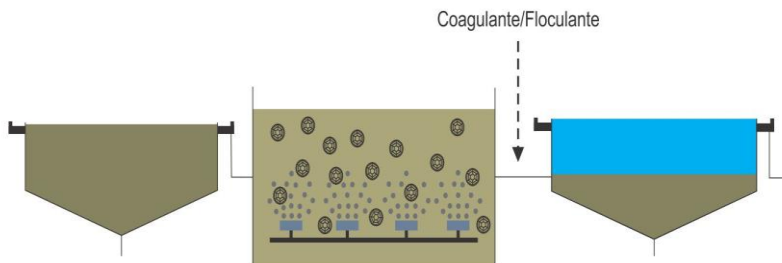
2.6 APLICAÇÕES DO PROCESSO MBBR

O processo MBBR pode ser utilizado para tratamento de efluentes sanitários ou industriais. Normalmente, esta tecnologia é empregada com o objetivo de melhorar o desempenho de unidades de tratamento biológico já existentes, através da transformação de um sistema de lodos ativados em reatores MBBR ou como unidade complementar, combinada ou não à remoção físico-química. Este sistema pode ser utilizado como pré-tratamento de um sistema de lodos ativados existente para aumentar a remoção de matéria orgânica e também acoplado ao sistema de lodos ativados para aumentar a capacidade de nitrificação do sistema. As primeiras plantas instaladas na Noruega não apresentaram sinais de desgaste do meio suporte em mais de 15 anos de operação contínua (RUSTEN et al., 2006; BRINKLEY; JOHNSON; SOUZA, 2007).

Esta tecnologia tem sido aplicada de forma extensiva no tratamento de efluentes para remoção de matéria orgânica carbonácea (DQO, DBO) e nitrogenada, tanto nas etapas de nitrificação como de desnitrificação. No caso da pré-desnitrificação utiliza-se a recirculação de lodo secundário para o início do processo. O sistema MBBR pode ser combinado com processos de precipitação-química (físico-químicos) para remoção de fósforo do efluente (DOS REIS, 2007).

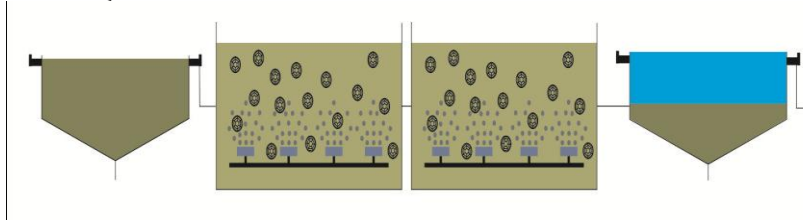
As Figuras 9 a 13 apresentam alguns fluxogramas de tratamento empregando reatores MBBR.

Figura 9 - Fluxograma de tratamento utilizado para remoção de carga orgânica e fósforo.



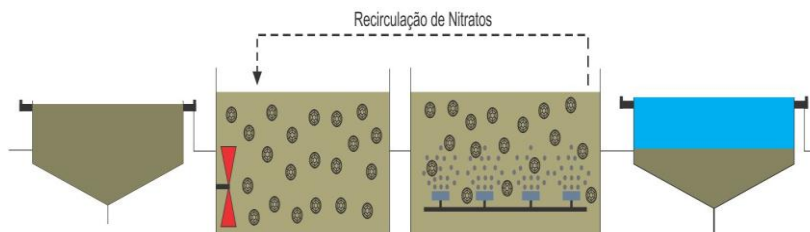
Fonte: Adaptado de DE OLIVEIRA, 2008.

Figura 10 - Fluxograma de tratamento utilizado para remoção de carga orgânica e nitrificação.



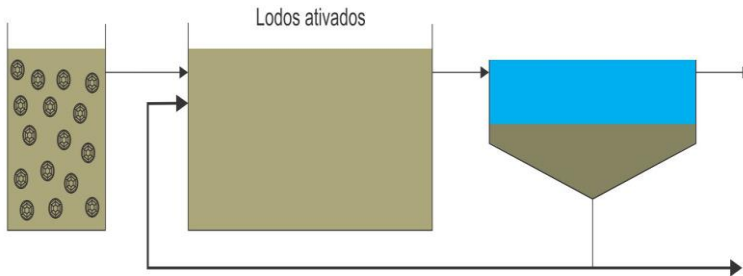
Fonte: Adaptado de DE OLIVEIRA, 2008.

Figura 11 - Fluxograma de tratamento utilizado para remoção de carga orgânica e nitrogênio, empregando o conceito da pré-desnitrificação.



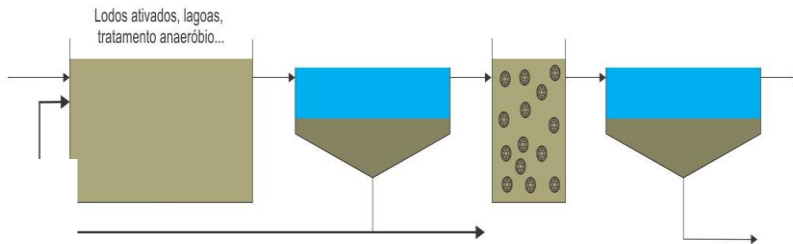
Fonte: Adaptado DE OLIVEIRA, 2008.

Figura 12 - BAS™ AnoxKaldnes, processo de tratamento que combina um reator MBBR de alta carga com a finalidade de remover DQO seguido de um Lodos Ativados de baixa carga para polimento do efluente e/ou nitrificação.



Fonte: Adaptado de VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012.

Figura 13 - Fluxograma de tratamento empregando um reator MBBR para polimento do efluente após pré-tratamento biológico.



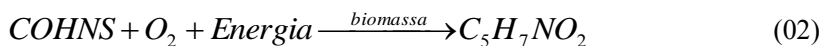
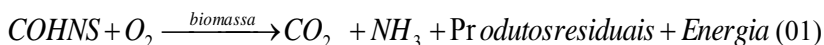
Fonte: Adaptado de VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012.

Tabela 1 - Relação de trabalhos da literatura empregando o processo MBBR no tratamento de diferentes tipos de efluentes e aplicando diferentes condições operacionais.

Sistema	Efluente	Aplicação	TRH	Condições operacionais		Condições do Processo	Eficiência de remoção	Referência
				V_s/V_R	COS/COV			
MBBR A2O	Têxtil	Remoção de DQO e Cor	44 h	20%	-	Melo suporte de Poluretano-Carvão ativado Temperatura do efluente: 35 - 40 °C	DQO: 86% Cor: 50%	PARK et al. (2010)
MBBR	Simético	Nitrificação e Desnitrificação	3,33 h	50%	-	Oxigênio dissolvido: 2 mg.L ⁻¹	N-NH ₄ ⁺ : 95% Nitrogênio total: 89,90% N-NH ₄ ⁺ : 94,3%	SHORE et al. (2012)
MBBR	Sanitário	Nitrificação e Desnitrificação	-	50%	-	V_s/V_R variou de 10 à 75%	DQO: 76,5% DBO: 71,3% DQO: 70% N-NH ₄ ⁺ : 30%	WANG et al. (2006) WANG; WEN; QIAN (2005)
MBBR	Simético	Remoção de DQO e Nitrificação	1 h	50%	-	Aplicadas diferentes COS: 6, 12, 24, 48, 96 gDQO.m ⁻³ .d ⁻¹	DQO: 95,1%	AYGUN; NAS; BERTAY (2008)
MBBR	Refinaria de petróleo	Remoção de DQO	8 h	50%	-	Velocidade superficial do ar: 0,029 m.s ⁻¹	DQO: 90%	SOKÓL (2003)
MBBR	Indústria de papel	Remoção de DQO	-	55%	-	Temperatura do efluente 55 °C	DQO: 60 - 65%	JAHREN; RINTALA; ØDEGAARD (2002)
Reator de Leito Móvel com Biofilme Ultracompacto	Sanitário	Remoção de DQO e Nitrificação	13 - 22 h	58%	2,50 - 3,50 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹	TRH: 15 - 90 min COV: 5,60 - 62,10 kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹	DQO: 83,1% N-NH ₄ ⁺ : 95%	ONG et al. (2004)

2.6.1 Remoção de matéria orgânica

A oxidação e a estabilização da matéria orgânica são efetuadas biologicamente utilizando uma grande variedade de microrganismos, principalmente bactérias, chamadas de bactérias heterotróficas. As reações 01, 02 e 03 apresentam o que ocorre em cada etapa do processo (PINHO, 2007).



Os processos com biofilme, em geral, apresentam grande capacidade para depuração da matéria orgânica. O MBBR, particularmente, tem a possibilidade de operar em condições mais adversas, como por exemplo, elevadas cargas orgânicas de entrada (DOS REIS, 2007). A Tabela 2 apresenta as taxas de aplicação de DBO utilizadas para dimensionamento do processo MBBR (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Tabela 2 - Taxas de aplicação recomendadas para dimensionamento do processo MBBR conforme o objetivo do tratamento.

Aplicação (objetivo)	Carga orgânica superficial (gDBO.m ⁻² .d ⁻¹)
Taxa elevada (75 a 80% de remoção de DBO)	> 20,00
Taxa normal (80 a 90% de remoção de DBO)	5,00 a 15,00
Taxa baixa (precedente a nitrificação)	5,00

Fonte: Water Environment Federation, 2011.

O reator pode ser dimensionado utilizando baixa taxa de aplicação quando a nitrificação é o objetivo principal do tratamento. Já elevadas taxas de aplicação podem ser consideradas quando somente a remoção de matéria orgânica for requerida. Experimentos tem mostrado que, um nível de oxigênio dissolvido entre 2,0 a 3,0 mg.L⁻¹ é suficiente e que elevados níveis de oxigênio dissolvido não ajudam a melhorar a taxa de aplicação superficial (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

O MBBR, em altas taxas de aplicação, é operado sobre altas condições de carga, com o propósito de remover a DBO solúvel de fácil degradação. Cabe ressaltar que a característica de sedimentação do lodo do sistema diminui sobre condições de alta carga. Como resultado, o MBBR de alta taxa é combinado com coagulação e floculação química do efluente tratado, flotação, ou com uma etapa para remoção de sólidos. Este ainda pode ser combinado com adição de floculantes para remoção de fósforo e aumento da capacidade de separação de sólidos. Desta forma, este tipo de tratamento resulta em um sistema compacto, capaz de atingir tratamento secundário do efluente em um pequeno tempo de retenção hidráulica (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

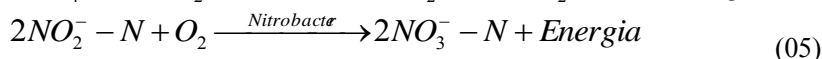
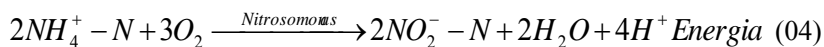
Andreottola, Foladori e Ragazzi (2000) observaram que baixas temperaturas (4,8 - 8,2 °C) não influenciam significativamente na eficiência de remoção de DQO em um MBBR. Porém, concluíram que o tempo de retenção hidráulica afeta diretamente a remoção deste parâmetro e sugeriram que o TRH deve ser maior do que 5 horas.

Em seu estudo, Ødeggard, Rusten e Wessman (2004) avaliaram o desempenho de MBBRs para o tratamento de efluentes domésticos e industriais, mostrando uma excelente remoção de matéria orgânica, mesmo quando as unidades foram operadas com carga orgânica elevada e efluentes com altas concentrações. A turbulência provocada pelo alto fluxo de ar, requerido para manter o oxigênio dissolvido em 3,0 mg.L⁻¹, foi suficiente para manter o biofilme sempre fino, prevenindo o acúmulo excessivo de biofilme nos meios suporte.

2.6.2 Remoção de nitrogênio amoniacal (nitrificação)

A nitrificação convencional é um processo de oxidação quimiolitotrófica da amônia a nitrito e, subsequentemente, de nitrito a nitrato sob condições estritamente aeróbias. As bactérias nitrificantes utilizam o CO₂ como fonte de carbono e possuem crescimento lento quando comparadas as bactérias heterotróficas (VENDRAMEL, 2009).

As reações 04 e 05 mostram as etapas envolvidas na nitrificação, onde a amônia é convertida a nitrato, com formação de nitrito como intermediário (VON SPERLING, 1997):



Cada uma destas etapas, reações 01 e 02, são realizadas por gêneros diferentes de bactérias. As bactérias autotróficas do gênero *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* são normalmente citadas como responsáveis pela nitrificação. A amônia é oxidada para a forma de nitrito (nitritaço), mais abundantemente, pela ação de bactérias do gênero *Nitrosomonas*, porém *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus* são também, reconhecidamente, capazes de realizar tal oxidação. Posteriormente, o nitrito é convertido a nitrato por bactérias do gênero *Nitrobacter*. Possivelmente, outros gêneros de bactérias nitrito-oxidantes são *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrospina* e *Nitrocystis* (SCHMIDT et al., 2003).

A cinética de nitrificação do processo MBBR é influenciada pelos mesmos fatores ambientais de outros processos aeróbios, como: carga de matéria orgânica aplicada, temperatura, pH, alcalinidade, concentração de oxigênio dissolvido no reator, concentração total de nitrogênio amoniacal no meio, toxicidade causada por compostos orgânicos ou metais pesados e também pelo histórico do biofilme (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING, 1997).

MBBRs em escala de bancada tem mostrado maior estabilidade na remoção de nutrientes que biorreatores de membrana convencionais, sob condições de carga variável (YANG et al., 2009). Além disso, a biomassa aderida é mais resistente a flutuações de pH, concentração de nutrientes e substâncias tóxicas (LAZAROVA; MANEM, 1995).

Grunditz e Dalhammar (2001), em seus experimentos, verificaram que a temperatura ótima para as bactérias oxidantes de amônia ficou em 35 °C e para as bactérias oxidantes de nitrito em 38 °C. O pH ótimo para as bactérias nitrificantes é ligeiramente alcalino, na faixa compreendida entre 7,2 e 9,0 (METCALF & EDDY, 2003).

Devido aos efeitos da difusão no biofilme, a taxa de nitrificação depende da concentração de nitrogênio amoniacal e da concentração de oxigênio dissolvido. Normalmente, o oxigênio será o substrato limitante quando a concentração de N-NH₄ for elevada, por sua vez, o nitrogênio amoniacal será o substrato limitante em baixas concentrações de N-NH₄⁺ (RUSTEN et al., 2006).

Quando a concentração de amônia no efluente for acima de 4,0 mg.L⁻¹, a taxa de nitrificação é praticamente de primeira ordem com relação ao oxigênio dissolvido, sendo, neste caso, a difusão a etapa limitante do processo (PASTORELLI et al., 1997).

Os níveis de oxigênio dissolvido devem ser elevados no interior do MBBR quando se deseja a nitrificação, pois este precisa penetrar nas

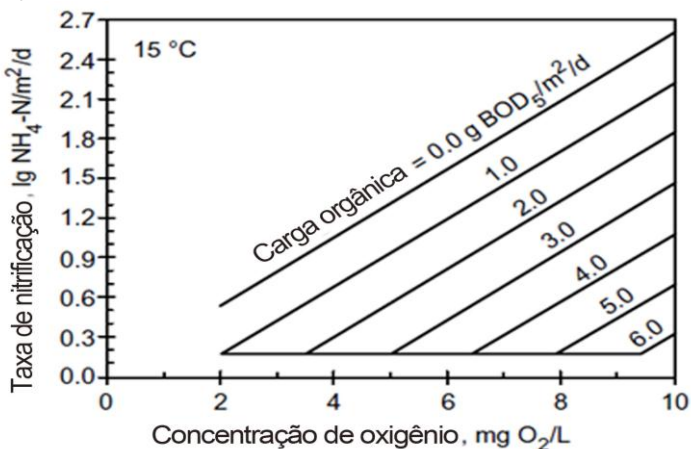
camadas internas do biofilme, região em que predominam as bactérias nitrificantes (FUJII, 2011).

Ødegaard, Rusten e Westrum (1994) mencionam que a concentração crítica de oxigênio dissolvido fica entre 2,0 – 3,0 mg.L⁻¹ quando a nitrificação ocorre e a eficiência de nitrificação aumenta em 70% quando a concentração de OD (oxigênio dissolvido) aumenta de 5,0 para 8,0 mg.L⁻¹ (RUSTEN et al., 2000).

Conforme mencionado anteriormente, uma baixa taxa de aplicação deve ser utilizada para dimensionamento de um MBBR para remoção de matéria orgânica e nitrificação. De acordo com a Tabela 1, a taxa de aplicação fica em torno de 5,0 gDBO.m⁻².d⁻¹. Em sistemas onde a carga de DBO não é reduzida o suficiente, a taxa de nitrificação é reduzida significativamente (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

A Figura 14 mostra o efeito do aumento da carga de DBO e do oxigênio dissolvido na taxa de nitrificação. Por exemplo, para uma taxa de nitrificação de 0,80 g.m⁻².d⁻¹ poderia ser utilizada uma carga de DBO de 2,0 g.m⁻².d⁻¹ e oxigênio dissolvido de 6,0 mg.L⁻¹. Contudo, a taxa de nitrificação poderia ser reduzida cerca de 50% se a carga de DBO aumentasse para 3,0 g.m⁻².d⁻¹ (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

Figura 14 - Efeito da carga de DBO e do oxigênio dissolvido na taxa de nitrificação a 15 °C.



Fonte: Adaptado de WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011.

Neste caso, o operador poderia ajustar o sistema elevando o oxigênio dissolvido no reator para compensar a baixa taxa de

nitrificação, ou aumentar a fração de preenchimento de meio suporte, com o intuito de incrementar a taxa de aplicação superficial. Contudo, nenhuma destas opções resulta em uma melhoria econômica e efetiva do sistema de tratamento. Por isso, é importante dimensionar o MBBR com baixa taxa de aplicação de carga orgânica, aumentando o volume de reação para atingir a nitrificação desejada (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2011).

A influência negativa de concentrações elevadas de carga orgânica na nitrificação é justificada pelo fato de que a aplicação de elevada carga orgânica favorece o crescimento de bactérias heterotróficas, as quais competem por oxigênio e nutrientes com as bactérias nitrificantes, inibindo a nitrificação (SCHMIDT et al., 2003).

Rusten, Siljudalen e Bungun (1995) avaliaram um sistema MBBR em série com pré-desnitrificação, onde foram observadas elevadas taxas de conversão de amônia obtida sob taxa de aplicação de até $0,90 \text{ g N-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$. Adicionalmente, foi constatado que taxas de aplicação de até $11 \text{ gDQO} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ não interferiram na nitrificação, principalmente porque boa parte da carga orgânica foi consumida na câmara anóxica.

2.7 PARÂMETROS DE CONTROLE OPERACIONAL

O processo MBBR apresenta grande semelhança com o processo de lodos ativados, sendo assim os parâmetros operacionais para controle de qualidade do efluente são os mesmos, modificando-se suas faixas usuais de aplicação (IZQUIERDO, 2006). Em seguida, são apresentados os parâmetros envolvidos no controle operacional do processo MBBR que apresentam maior relevância, como porcentagem de meio suporte, oxigênio dissolvido, velocidade superficial do ar, carga orgânica volumétrica (COV) e carga orgânica superficial (COS).

2.7.1 Características dos Meios Suporte

Os meios suportes empregados no processo MBBR são fabricados, geralmente, em polietileno de alta densidade ou polipropileno, possuem uma elevada área superficial e densidade ligeiramente menor ou mais pesado que $1.000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ (RODGERS; ZHAN, 2003). Devido à proximidade entre a densidade dos meios suportes e a da água, o leito de meios suportes possui fácil agitação e em condições em que a massa líquida não está em movimentação estes tendem a flutuar (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012).

Na seleção de meios suportes para reatores com biofilme, especialmente para a produção industrial, este deve apresentar-se favorável para a adesão de microrganismos, com alta resistência mecânica e baixo custo. Propriedades tais como área superficial, hidrofobicidade, porosidade, rugosidade, diâmetro da partícula e densidade, afetam drasticamente a adesão de microrganismos. A interação entre as células e o suporte sólido é o resultado entre um balanço entre as forças de van der Waals e atração e repulsão (CHENG; DEMIRCI; CATCHMARK, 2010).

Um dos principais parâmetros para seleção do meio suporte empregado no processo MBBR é a área superficial específica, a qual é definida como a razão entre a totalidade da área do meio suporte e o volume por ele ocupado, considerando o devido empolamento das peças em função da disposição natural das mesmas em um dado volume. Este é um parâmetro característico do processo MBBR, pois relaciona a quantidade de meio suporte presente no reator à quantidade potencial de biomassa aderida (DE OLIVEIRA, 2008).

Na Tabela 3 estão descritos diferentes tipos de meio suporte utilizados no processo MBBR.

Tabela 3 - Propriedades dos meios suportes empregados no processo MBBR.

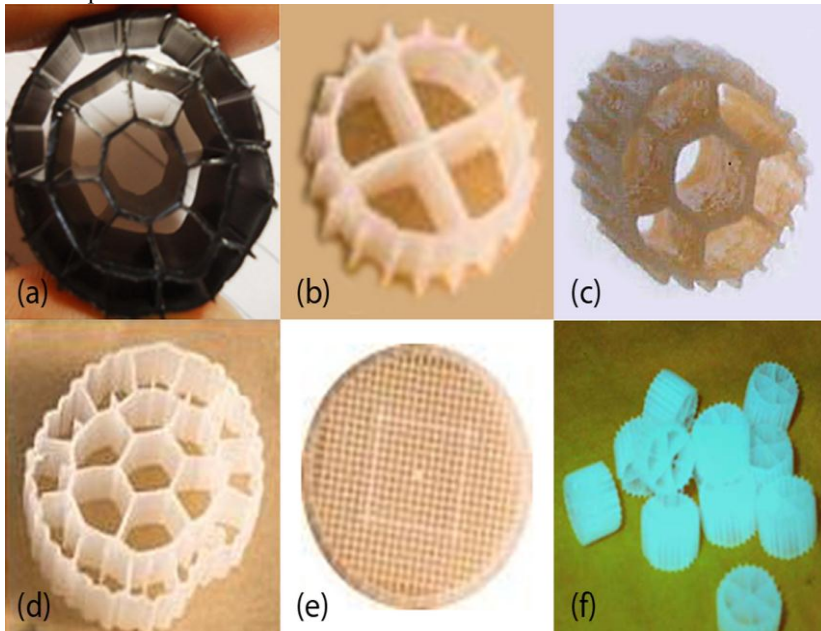
Meio Suporte	Diâmetro (mm)	Comprimento (mm)	Área específica (m².m⁻³)	Material
Kaldnes (K1)	9,10	7,20	500	PEAD
Kaldnes (K3)	25,00	10,00	500	PEAD
Kaldnes (K5)	25,00	3,50	800	PEAD
BiofilmChip	48,00	2,20	1.200	PEAD ou PP
B&F Dias (B&F Oxring)	25,00	15,00	641	PEAD
DAS (AMB)	10,00	10,00	850	PEAD

Fonte: DOS REIS, 2007; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012.

Como se pode perceber, existem diferentes configurações de meio suporte, as quais resultam em diferentes áreas de contato e por sua vez podem ainda apresentar maior ou menor potencial para aderência da biomassa. A espuma PU (poliuretano), por exemplo, pode ser utilizada como matriz de suporte para imobilizar biomassa anaeróbica, visto que esta proporciona excelentes condições para o crescimento anaeróbio e

retenção de microrganismos (PARK et al., 2010). A Figura 15 apresenta algumas fotos destes diferentes tipos de meio suporte.

Figura 15 - Meios suportes plásticos utilizados em reatores de leito móvel com biofilme (MBBR). (a) Meio suporte B&F Oxring, (b) Meio suporte K1, (c) Meio suporte K3 (d) Meio suporte K5, (e) Meio Suporte Biofilmchip M, (f) Meio suporte AMB.



Fonte: DOS REIS, 2007; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012.

Devido à intensa movimentação e o choque entre os meios suportes contidos no reator, as faces externas destes são continuamente sujeitas a perda de biomassa aderida. Desta forma, superfícies mais corrugadas e acidentadas tendem a conter nichos que proporcionem maior aglomeração do biofilme, dificultando o cisalhamento da biomassa aderida (DE OLIVEIRA, 2008).

A área superficial do meio suporte deve ser calculada com base na superfície interna (protegida), uma vez que microscopias tem revelado que não há crescimento significativo do biofilme na superfície externa de elementos plásticos lisos, devido à erosão do biofilme causado por frequentes colisões entre as partículas (RUSTEN; ØDEGAARD; LUNDAR, 1992).

Outro importante parâmetro para o processo MBBR é a quantidade de material suporte disponível para o desenvolvimento do biofilme. Normalmente, a quantidade de peças a ser adicionada ao reator é referenciada como um percentual do seu volume. A literatura recomenda uma razão entre o volume de meio suporte e o volume do reator (V_S/V_R), a qual determina a área disponível para crescimento do biofilme, na faixa de 25 a 70%. Elevadas taxas de preenchimento, acima de 70% podem ser utilizadas, no entanto, normalmente, são empregadas razões de preenchimento na faixa de 50 - 65% (FUJII, 2011; VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012).

Alguns autores sugerem que um aumento na concentração de meio suporte leva a um aumento no atrito partícula-partícula, tornando o biofilme mais denso e fino. O biofilme mais fino obtido devido à elevada concentração de meio suporte possui uma maior atividade, resultando em uma maior eficiência de remoção de poluentes por unidade de biomassa. No entanto, uma elevada concentração de meio suporte pode levar a um destacamento excessivo da biomassa e em seguida, conduzir à diminuição da biomassa no reator (WANG; WEN; QIAN, 2005).

Por outro lado, quando a concentração de meio suporte é muito alta, a fluidização destes torna-se mais difícil e um maior fluxo de aeração é necessário para manter o meio suporte em suspensão, aumentando os custos operacionais do processo com biofilme. Por consequência, teoricamente, existe uma concentração ótima de meio suporte para um reator de leito móvel com biofilme, visto que o equilíbrio entre o crescimento do biofilme e o desprendimento de biomassa é essencial para a estabilidade e desempenho deste tipo de sistema de tratamento (WANG; WEN; QIAN, 2005).

Wang, Wen e Qian (2005) avaliaram a influência da concentração de meio suporte na taxa de remoção de poluentes e atividade do biofilme em um reator de leito móvel com biofilme. Seus estudos revelaram que com o aumento da concentração de meio suporte de 10 para 75%, a taxa de remoção média de DQO aumentou, em um primeiro momento, de 58,40 para 68,40% e depois caiu para 63,30%. Em relação à remoção de $N-NH_4^+$, verificou-se que o aumento da concentração de meio suporte pode elevar a nitrificação.

A adição de meio suporte ao reator pode ser realizada gradualmente, possibilitando a correção de eventuais desvios do funcionamento de sistemas de tratamento em relação ao previsto em projeto, através da variação da quantidade de meio suporte utilizado. Esta característica também permite um aumento na razão de

preenchimento conforme ocorre um aumento na carga de poluentes que adentram a estação de tratamento (FUJII, 2011).

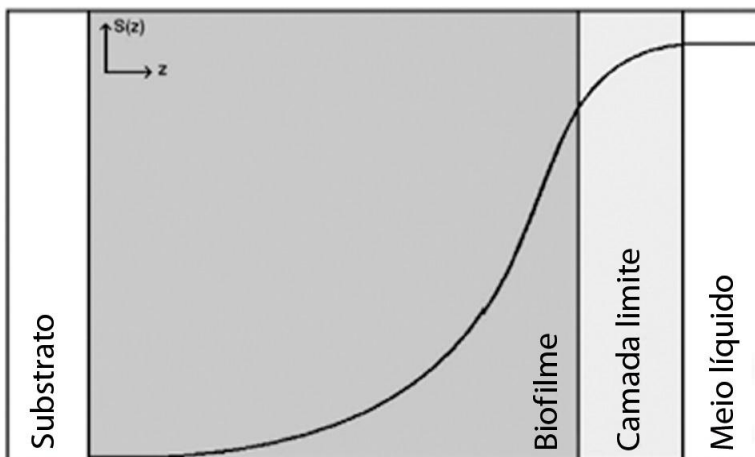
2.7.2 Oxigênio dissolvido

O oxigênio dissolvido é uma variável limitante dos processos biológicos aeróbios, sendo este incorporado à massa líquida através de um sistema de aeração por borbulhamento de ar. O sistema de aeração além de fornecer oxigênio à biomassa é responsável por manter os meios suportes em suspensão (DOS REIS, 2007).

De acordo com Masic, Bengtsson e Christensson (2010), o perfil de concentração de oxigênio nos processos de biomassa aderida envolve três fases distintas, conforme pode ser visualizado na Figura 16:

- O meio líquido, no qual a concentração de oxigênio pode ser assumida como constante;
- A transferência de massa pela camada limite, onde todas as resistências de transferência de oxigênio ocorrem fora do biofilme;
- O biofilme, onde o oxigênio é consumido pelas bactérias.

Figura 16 - Perfil do oxigênio através de diferentes fases: meio líquido, transferência de massa pela camada limite e biofilme.



Fonte: MASIC; BENGTSSON; CHRISTENSSON, 2010.

Devido à resistência de transferência de massa através do biofilme, o oxigênio dissolvido exerce maior influência sobre o MBBR

do que sobre o processo de lodos ativados. Por isso Hem, Rusten e Ødegaard (1994) verificaram que maiores taxas de nitrificação foram obtidas para concentrações de OD da ordem de 4,50 a 5,00 mg.L⁻¹

Conseqüentemente, para manter uma elevada concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido, um acréscimo na transferência de oxigênio a partir das bolhas de ar é necessário, implicando em um aumento no fornecimento de ar pelos sopradores. Portanto, a demanda de energia por volume aerado aumenta, ocasionando um maior consumo de energia elétrica. No entanto, a demanda de energia total para o processo MBBR operado a elevadas concentrações de OD, pode não ser maior do que para um processo biológico operado a baixa concentração de oxigênio dissolvido. Isso porque, no primeiro caso, devido à eficiência do processo, um volume menor de reator é requerido (MASIC; BENGTISSON; CHRISTENSSON, 2010).

Aygun, Nas e Berkay (2008) avaliaram a influência da aplicação de elevadas cargas orgânicas na eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR e perceberam que as baixas concentrações de oxigênio dissolvido podem ter afetado a eficiência de remoção de DQO para as taxas de aplicação de carga orgânica superficial de 48 e 96 gDQO.m⁻².d⁻¹.

Rusten et al. (2006) mencionam que a turbulência causada pelo alto fluxo de ar necessário para manter 3,00 mgO₂.L⁻¹ em biorreatores que operam com elevada carga orgânica, tem sido suficiente para manter um biofilme relativamente fino e evitar o entupimento dos meios suportes.

Adicionalmente, a indisponibilidade de oxigênio dissolvido e/ou substrato para os microrganismos mais próximos à superfície do meio suporte, ocasiona o processo de metabolismo endógeno, acarretando na perda da capacidade de adesão e desprendimento do biofilme (DE OLIVEIRA, 2008).

2.7.3 Velocidade Superficial do Ar

As condições de mistura e a hidrodinâmica do reator constituem uma peça chave no projeto de reatores de biofilme. Isso porque, a resistência à transferência de massa externa ao biofilme reduz o fluxo para o interior do biofilme, sendo este o processo que controla a taxa da reação na nitrificação no MBBR (FUJII, 2011).

Contudo, a hidrodinâmica do reator não diz respeito somente ao modelo de mistura da fase líquida, mistura perfeita ou não, mas também ao campo de velocidades no interior do reator, à ocorrência de

segregação do suporte, ao surgimento de zonas estagnadas, entre outros (DOS REIS, 2007).

Segundo Tavares, Sant'anna e Capdeville (1995), a velocidade superficial do ar é um parâmetro operacional importante para o controle da densidade do biofilme e do acúmulo de biomassa em um reator de leito fluidizado trifásico. A taxa de colonização do suporte e a formação do biofilme são influenciadas pela tensão de cisalhamento e dos choques entre partículas, as quais, por sua vez, são fortemente afetadas pela velocidade superficial do ar.

Cabe ressaltar, que a turbulência no interior do reator pode afetar o acúmulo de biofilme sobre o meio suporte e também a eficiência do processo. Uma maior turbulência pode provocar maior destacamento do biofilme, tornando o biofilme mais denso e plano, o qual tem um melhor desempenho em relação à difusividade se comparados com filmes rugosos e poucos densos, característicos de ambientes calmos com baixa abrasão (FUJII, 2011).

O movimento dos suportes no interior do reator facilita a difusão, transportando os substratos do meio reacional para a superfície do biofilme, e também beneficia o transporte de massa no interior do biofilme. Adicionalmente, a espessura da camada limite de transferência de massa, acima dos poros e dos agregados de células em um biofilme heterogêneo, diminui exponencialmente com o aumento da velocidade do fluxo (DE DEER; STOODLEY; LEWANDOWSKI, 1996). Zhu e Chen (2001) observaram que o desempenho de um biofilme nitrificante, em reatores de leito fixo, é significativamente melhorado com um aumento no número de Reynolds do fluxo sobre a superfície do biofilme.

Tavares, Sant'anna e Capdeville (1995) pesquisaram a influência da velocidade superficial do ar no acúmulo de biofilme sobre o meio suporte em um sistema de leito fluidizado trifásico. Neste estudo, conclui-se que o acúmulo de biofilme no meio suporte decresceu com o aumento da velocidade do ar, sem alteração na eficiência de remoção de DQO. Além disso, verificou-se que com maiores velocidades de ar pode ocorrer um maior desprendimento do biofilme e, portanto, aumentar a concentração de sólidos em suspensão no reator.

Por fim, é importante destacar, que a hidrodinâmica do biorreator pode ser fortemente afetada quando ocorre aumento de escala. Isto porque, a turbulência causada pela possibilidade de choques entre as partículas apresenta diferentes intensidades em escalas distintas (DOS REIS, 2007).

2.7.4 Carga Orgânica Volumétrica (COV) e Superficial (COS)

A carga orgânica volumétrica (COV) corresponde a carga orgânica aplicada ao reator biológico dividida pelo volume do mesmo, expressa em kgDBO ou DQO.m⁻³.d⁻¹, conforme a mostra a Equação 01 (DE OLIVEIRA, 2008; IZQUIERDO, 2006).

$$COV = \frac{C_{DQO} \cdot Q}{V_R} \quad (01)$$

Onde:

C_{DQO}: concentração de DQO no efluente (g.m⁻³);

Q: vazão do efluente (m³.h⁻¹);

V_R: volume do reator (m³).

No caso específico do processo MBBR, relaciona-se à carga orgânica com a área de superfície de contato do meio suporte, chamada de carga orgânica superficial (COS). A COS pode ser expressa em kgDBO ou DQO.m⁻².d⁻¹, como mostra a Equação 02 (DE OLIVEIRA, 2008; IZQUIERDO, 2006).

$$COS = \frac{C_{DQO} \cdot Q}{A_{\text{suporte}}} \quad (02)$$

Onde:

C_{DQO}: concentração de DQO no efluente (g.m⁻³);

Q: vazão do efluente (m³.h⁻¹);

A_{suporte}: área total de meio suporte presente no reator (m²).

Diversos estudos foram realizados com o processo MBBR, variando a aplicação de COV e COS no reator biológico para o tratamento de diferentes tipos de efluentes, sendo que alguns destes estudos são apresentados a seguir.

Ødegaard, Rusten e Westrum (1994), em sua pesquisa aplicada ao reator MBBR, verificaram qual a COS máxima que o processo poderia suportar, sendo que foi obtida boa eficiência de remoção de DQO para COS de 21,00 gDQO.m⁻².d⁻¹, enquanto foi observado relativo comprometimento do processo para COS de 37,00 gDQO.m⁻².d⁻¹.

Hem, Rusten e Ødegaard (1994) empregaram um MBBR, em escala piloto, para nitrificação, utilizando um reator de volume igual a 0,02 m³ e 70% de preenchimento de meio suporte. Os resultados experimentais mostraram que a taxa de nitrificação diminuiu com o

aumento da carga orgânica, Sendo assim, quando a aplicação de COS variou entre 2,00 e 3,00 $\text{gDBO}_7.\text{m}^{-2}.\text{d}^{-1}$, resultaram taxas de nitrificação correspondentes a 55% daquelas obtidas quando aplicadas COS compreendidas entre 1,00 a 2,00 $\text{gDBO}_7.\text{m}^{-2}.\text{d}^{-1}$. A nitrificação foi insignificante quando a COS excedeu 5 $\text{gDBO}_7.\text{m}^{-2}.\text{d}^{-1}$.

Rusten et al. (1998) conduziram um ensaio em escala piloto do processo MBBR/SCR (moving bed biofilm reactor/solids contact reaeration), sendo este um processo inovador, no qual a biomassa passa por um tanque de reaeração para não perder a atividade. Os diferentes experimentos compreenderam cargas orgânicas no MBBR entre 2,70 e 16,20 $\text{kgDBO}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. O TRH na etapa SCR variou entre 2,10 a 6,40 dias. Baseado nos resultados obtidos em escala piloto, é possível obter um efluente final com uma concentração inferior a 10 $\text{mgDBO}_5.\text{L}^{-1}$, para uma carga orgânica de 15 $\text{g DBO}.\text{m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ (5,0 $\text{kg DBO}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$) na etapa do MBBR e uma idade de lodo de 3 dias na etapa SCR. Em conclusão, o processo demonstrou robustez e ser uma alternativa compacta para o tratamento secundário.

2.8 SUBSTÂNCIAS POLIMÉRICAS EXTRACELULARES (EPS)

Os biofilmes são ambientes dinâmicos criados por substâncias poliméricas extracelulares (EPS). As EPS são produtos metabólicos que se acumulam na superfície da célula bacteriana, protegendo a bactéria. Estes biopolímeros são produzidos por vários tipos de microrganismos, incluindo bactérias, fungos e algas, em diferentes condições ambientais. Geralmente são compostos por uma mistura de polissacarídeos, proteínas, lipídeos, substâncias húmicas e ácidos nucleicos (PARK et al., 2010; GOODE, 2010).

As EPS também são responsáveis por manter as células agrupadas sob a forma de biofilme, flocos e lodos, desempenhando um papel crucial na criação de condições adequadas para os microrganismos se aderirem à superfície do suporte e na velocidade do processo de descolonização. Desta forma, nos processos com biofilme, a adesão aos suportes se dá com a ativa participação de EPS (PARK et al., 2010).

A Figura 17 exhibe uma representação esquemática da composição do biofilme, dentre estes, as substâncias poliméricas extracelulares.

Figura 17 - Representação esquemática de diferentes componentes de um biofilme.



Fonte: Adaptado de MORGENROTH, et al., 2008.

Algumas condições ambientais afetam a produção e composição de EPS, incluindo limitação de substrato (aceptor ou doador de elétrons) e limitação de nutrientes como nitrogênio e fósforo. Devido à existência de gradientes de concentrações através das camadas de biofilme, é possível que a biomassa nas regiões mais profundas do biofilme seja submetida a uma limitação de substrato e nutrientes, levando a produção de diferentes quantidades e composições de substâncias poliméricas extracelulares (GOODE, 2010).

3 MATERIAIS E MÉTODOS

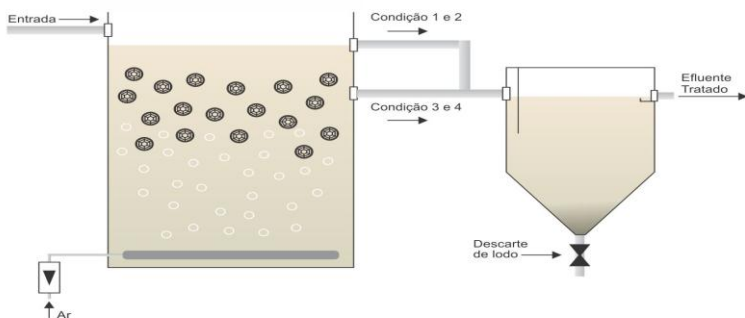
3.1 DESCRIÇÃO DA UNIDADE PILOTO

Os ensaios para avaliação do desempenho do processo MBBR foram conduzidos em um sistema piloto, composto de um reator de leito móvel com biofilme seguido de um decantador, ambos confeccionados em acrílico. O reator utilizado possuía formato retangular e apresentava volume total de 37,84 L com dimensões de 0,29 m x 0,29 m x 0,45 m (largura x comprimento x altura). Para a sedimentação do lodo foi utilizado um decantador com volume útil de 7,11 L e com as seguintes dimensões 0,20 m x 0,20 m x 0,34 m. O MBBR do tipo completamente misturado era alimentado continuamente com efluente sanitário através de uma bomba dosadora, modelo FCE 0505, com vazão ajustada para 3,00 L.h⁻¹. A alimentação de ar era proveniente de um soprador modelo LP 40A, sendo a vazão ajustada através de um rotâmetro. O ar era distribuído dentro do reator através de um difusor tubular do tipo bolha fina com comprimento de 0,60 m e diâmetro de 0,20 m.

A vazão de alimentação do efluente sanitário, 3 L.h⁻¹, foi mantida constante ao longo de todas as condições experimentais. Para variação do tempo de retenção hidráulica foi alterado o nível de líquido dentro do reator. No nível de saída 1, aplicado para as condições 1 e 2, a altura útil foi de 0,428 m resultando em um volume útil de 36,00 L. O nível de saída 2, o qual possuía altura útil de 0,297 m e volume útil de 25,00 L, foi utilizado para as condições experimentais 3 e 4.

A Figura 18 apresenta um esquema da unidade experimental utilizada neste trabalho.

Figura 18 - MBBR Piloto: reator de leito móvel com biofilme seguido pela unidade de decantação.



3.2 MEIO SUPORTE EMPREGADO

O meio suporte utilizado neste trabalho, B&F Oxring, possui formato cilíndrico com ranhura externa, diâmetro de 2,50 cm e altura de 1,50 cm, sendo produzido em PEAD (polietileno de alta densidade) com uma densidade de $0,96 \text{ g.cm}^{-3}$. Este suporte fornece uma área superficial total de $641 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$, mas como critério de projeto adotou-se apenas a área superficial interna para adesão da biomassa, a qual é de $490 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$.

Neste experimento foi utilizada uma razão V_S/V_R , razão entre o volume de meio suporte e o volume do reator, igual a 0,25, sendo adotado este parâmetro devido à elevada área superficial interna do meio suporte em questão. Desta forma, foi empregada uma superfície específica de $122,50 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ (em relação ao volume do reator) para desenvolvimento do biofilme. A Figura 19 apresenta o meio suporte B&F Oxring da empresa B&F Dias.

Figura 19 - Meio suporte B&F Oxring da empresa B&F Dias.



3.3 EFLUENTE E INÓCULO UTILIZADOS

Para realização dos ensaios experimentais foi utilizado efluente sanitário gerado em uma indústria de Joinville/SC. O efluente era coletado diariamente no tanque de equalização da ETE (estação de tratamento de efluentes) e posteriormente alimentado ao sistema.

O inóculo, utilizado na fase inicial de cada condição experimental, foi retirado do reator biológico do sistema de Lodos Ativados da ETE desta mesma empresa.

3.4 INÍCIO DA OPERAÇÃO

Com o intuito de proporcionar o desenvolvimento do biofilme nos meios suportes, o reator foi operado em regime contínuo durante 30 dias. Para isso, foram acrescentados ao reator os meios suportes virgens ($V_S/V_R = 25\%$), inóculo na proporção de 10% do volume do reator, e por fim, completado o volume deste (36,00 L) com efluente sanitário bruto, sendo mantido em batelada por 24 horas. O sistema foi alimentado diariamente com efluente sanitário. Após o desenvolvimento do biofilme, iniciou-se o estudo e o monitoramento de quatro diferentes condições experimentais impostas ao sistema.

No início de cada condição experimental, o MBBR foi inoculado com lodo biológico na proporção de 10% do volume do reator e o volume de meio suporte mantido na razão V_S/V_R de 25%. Em seguida, o volume do reator foi completado com efluente sanitário para 36 L (condição 1 e 2) ou 25 L (condição 3 e 4), conforme as condições experimentais investigadas. Após completado o volume do reator com efluente, a concentração inicial de sólidos suspensos totais no volume reacional foi em média de 670 mg.L^{-1} . O reator foi mantido em batelada pelo período de 24 horas e após este período a sua operação foi em modo contínuo, com vazão de alimentação de efluente constante de $3,00 \text{ L.h}^{-1}$.

3.5 CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS INVESTIGADAS

Com o objetivo de verificar a influência das variáveis, velocidade superficial do ar (U_G) e tempo de retenção hidráulica (TRH), no funcionamento do processo MBBR foi elaborado um planejamento experimental fatorial 2^2 , como mostra a Tabela 4.

Tabela 4 - Matriz de planejamento fatorial 2^2 para avaliação do sistema MBBR.

Experimento	Velocidade superficial do ar (U_G) (m.h^{-1})	Tempo de retenção hidráulica (TRH) (h)
1	3,57	12,00
2	1,78	12,00
3	3,57	8,33
4	1,78	8,33

Como variáveis de resposta (dependentes) foram avaliadas remoção de DQO total (η DQO) e remoção de nitrogênio amoniacal (η N-NH₄⁺).

A influência das variáveis independentes (U_G e TRH) sobre o desempenho do MBBR, medido através das variáveis dependentes (η DQO e η N-NH₄⁺), foi verificada através da análise de superfície de resposta, a fim de definir qual a condição experimental que resultou em um melhor funcionamento do MBBR. Além destes parâmetros, foi avaliado o perfil de concentração dos sólidos suspensos totais e voláteis no reator.

A análise de superfície de resposta é definida como uma coleção de técnicas matemáticas e estatísticas usadas para a análise de problemas sobre a influência de cada variável independente sobre as variáveis dependentes de resposta, tendo como objetivo, buscar a combinação de fatores que otimizam a resposta (MONTGOMERY, 2011).

Um período de *start up* de 30 dias para crescimento do biofilme nos meios suportes, foi seguido pelo período de testes com duração de 4 meses. Sendo assim, o biorreator de leito móvel com biofilme operou continuamente por 120 dias, onde foram variadas a velocidade superficial de ar e o tempo de retenção hidráulica. As condições experimentais foram definidas com base em informações da literatura com a finalidade de encontrar a melhor condição operacional.

3.6 PARÂMETROS MONITORADOS E FREQUÊNCIA ANALÍTICA

Com relação ao acompanhamento analítico dos experimentos, a Tabela 5 indica os parâmetros medidos e sua frequência.

Tabela 5 - Acompanhamento analítico dos experimentos.

Parâmetros	Frequência analítica
pH	Diária
Oxigênio dissolvido	Diária
Temperatura	Diária
DQO	2 vezes/semana
DBO	1 vez/semana
Nitrogênio amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	2 vezes/semana
Nitrato (N-NO ₃ ⁻)	1 vez/semana
Sólidos suspensos totais (SST)	2 vezes/semana

Sólidos suspensos voláteis (SSV)	1 vez/semana
Sólidos aderidos sobre o meio suporte	1 vez/mês
Taxa de consumo de oxigênio (TCO)	1 vez/mês
Microscopia	1 vez/semana

3.7 MÉTODOS ANALÍTICOS

As análises foram realizadas em laboratório de análises químicas, localizado na cidade de Joinville, o qual possui certificação ISO 17025:02. Os procedimentos analíticos realizados durante as condições experimentais foram conduzidos de acordo com os procedimentos adotados pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, Norma DIN 38405 D9 e ISO 15705:02 (AMERICA PUBLIC HEALTH ASSOCIATION, 2005; ACQUAPLANT, 2012).

Abaixo segue a relação das análises realizadas e a metodologia utilizada para cada uma delas:

- DQO: ISO 15705:02;
- DBO: APHA 5210 B;
- Nitrogênio total: DIN 38405 D9;
- N-NH₄⁺: APHA 4500 D;
- N-NO₃⁻: DIN 38405 D9;
- Fósforo total: APHA 4500 E;
- SST: APHA 2540 D;
- SSV: APHA 2540 E.

3.7.1 Monitoramento do pH, temperatura e oxigênio dissolvido

O monitoramento do pH foi realizado diariamente no efluente sanitário bruto e no MBBR, pelo método potenciométrico, com auxílio de um medidor de pH Alfakit, modelo AT310, previamente calibrado com soluções tampão de pH 4,0, 7,0 e 10,0. O pH foi mantido em torno de 7,20 e sempre que necessário era corrigido com solução de hidróxido de sódio 10%.

As medidas de temperatura e de oxigênio dissolvido foram realizadas diariamente, no interior do reator, por meio de um oxímetro portátil Alfakit modelo AT160.

3.7.2 Sólidos aderidos sobre o meio suporte

O monitoramento dos sólidos aderidos sobre o meio suporte foi realizado ao final de cada condição e baseado na metodologia descrita por De Oliveira (2008). Inicialmente, foram pesadas 10 peças virgens de meio suporte, sendo este o valor P_0 . Em seguida, foram retiradas 10 peças com biofilme do interior do reator. Estas foram levadas à estufa durante uma hora, com temperatura compreendida entre 103 - 105 °C, para permitir a evaporação do líquido. Após resfriamento, em dessecador à temperatura ambiente, estas peças foram pesadas obtendo-se a massa denominada P_1 . Por fim, a massa de sólidos aderida ao meio suporte foi obtida através da diferença entre as massas P_0 e P_1 , sendo feita a média aritmética das massas das 10 peças selecionadas.

3.7.3 Taxa de consumo de oxigênio

A respirometria permite a determinação da taxa de consumo de oxigênio (TCO), também conhecida como OUR (oxygen uptake rate), exercida pelos microrganismos aeróbios. Além disso, este método mede indiretamente a taxa de utilização do material orgânico (MIRANDA, 2012).

O procedimento consiste em acrescentar efluente do reator biológico em um erlenmeyer de 500 mL, adicionando proporcionalmente o volume de meios suportes (25%). Saturar o meio de oxigênio dissolvido, através da injeção de ar com o auxílio de um soprador de ar durante 15 minutos. Em seguida, deve-se desligar a oxigenação, mantendo o agitador magnético ligado, de forma a minimizar a sedimentação dos sólidos sem alterar a quantidade de oxigênio disponível no meio. Utilizando uma sonda de medição fazer a leitura das concentrações de oxigênio dissolvido a cada 30 segundos até a estabilização. Por fim, traça-se um gráfico de Consumo de O_2 x Tempo e determina-se a inclinação da reta, a qual corresponde a Taxa de Consumo de Oxigênio.

3.7.4 Caracterização microscópica

Observações da biomassa aderida ao suporte foram realizadas em microscópio óptico Nikon modelo Eclipse E200, acoplado a uma câmera Sony cyber-shot. Amostras de biofilme foram obtidas removendo-se manualmente, com auxílio de uma agulha, o material aderido ao suporte, sendo este transferido para uma lâmina (DIAS,

2011). O volume das amostras foi de aproximadamente 0,1 mL. Após transferência para a lâmina de microscópio, a amostra foi coberta por uma laminula.

3.8 PROCEDIMENTO DE CÁLCULO

3.8.1 Eficiência de remoção

As eficiências de remoção de DQO e nitrogênio amoniacal foram calculadas segundo a Equação 04:

$$\eta = \frac{S_0 - S_f}{S_0} \times 100 \quad (03)$$

Onde:

η : eficiência de remoção (%);

S_0 : concentração inicial de DQO ou $N-NH_4^+$ ($mg.L^{-1}$);

S_f : concentração final de DQO ou $N-NH_4^+$ ($mg.L^{-1}$);

3.8.2 Produção específica de lodo (Y)

A quantidade de células formadas, que deixa o reator na forma de material em suspensão, por unidade de massa de substrato consumido, é definida como a produção específica de lodo. Esta é calculada de acordo com a Equação 05:

$$Y = \frac{Q \times X_e}{Q(S_0 - S_f)} = \frac{X_e}{S_0 - S_f} \quad (04)$$

Onde:

Y: produção específica de lodo;

X_e : concentração de biomassa na corrente de saída do reator ($mgSSV.L^{-1}$);

S_0 : concentração inicial de substrato ($mgDQO.L^{-1}$);

S_f : concentração final de substrato ($mgDQO.L^{-1}$).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos ao longo do período de funcionamento do MBBR piloto, alimentado com efluente sanitário gerado em uma indústria. Durante os 120 dias de operação, foram estudadas quatro diferentes condições experimentais, conforme o planejamento experimental elaborado. O foco principal destes ensaios foi verificar a influência das variáveis, velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica, sobre o processo MBBR, assim como qual condição aplicada ao biorreator que resultaria em um melhor desempenho do sistema de tratamento proposto, quanto à remoção de matéria orgânica e nitrificação. Esta avaliação foi realizada através da análise de superfície de resposta apresentada a seguir. Além destes parâmetros, o funcionamento do biorreator foi avaliado quanto à produção de lodo, morfologia e formação do biofilme e ensaios para determinação da taxa de consumo de oxigênio.

Inicialmente, serão apresentados os resultados obtidos para as condições experimentais estudadas, avaliando o desempenho do processo MBBR quanto à remoção de DQO e nitrificação, assim como o comportamento dos sólidos em suspensão e as microscopias realizadas. Os dados obtidos para taxa de consumo de oxigênio e produção específica de lodo são apresentados em conjunto para as quatro condições de estudo. Por fim, é apresentada a análise de superfície de resposta, explicitando qual condição experimental que refletiu em um melhor desempenho do MBBR, além de uma análise comparativa de custos de investimento de um sistema MBBR e de um sistema de Lodos Ativados.

4.1 DESEMPENHO DO MBBR PARA AS CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS INVESTIGADAS

Na fase inicial do processo, os meios suportes se concentraram na parte superior do reator, flutuando, mesmo com a agitação do meio reacional. Contudo, este efeito desapareceu em poucos dias com o desenvolvimento do biofilme, sendo que os meios suportes ocuparam todo o volume do reator. Na fase de aclimação, período total de 30 dias, a fixação da biomassa sobre os meios suportes ocorreu em 3 dias após a inoculação do sistema.

Conforme mencionado anteriormente, após o desenvolvimento do biofilme foram iniciadas as diferentes condições experimentais, conforme planejamento experimental elaborado.

Nas condições 1 e 2, o tempo de retenção hidráulica empregado foi o mesmo (12 h), diferindo somente pela velocidade superficial do ar, sendo no primeiro caso de $3,57 \text{ m.h}^{-1}$ e no segundo de $1,78 \text{ m.h}^{-1}$.

Após o término da condição experimental 2, foi dado início a condição 3 e por fim, a condição experimental 4. Nesse caso, o tempo de retenção hidráulica empregado foi de 8,33 h para as duas condições experimentais, sendo que a velocidade superficial do ar empregada na condição 3 foi de $3,57 \text{ m.h}^{-1}$ e na condição experimental 4 de $1,78 \text{ m.h}^{-1}$.

A Tabela 6 apresenta as características do efluente sanitário utilizado nas condições experimentais 1, 2, 3 e 4.

Tabela 6 - Características do efluente sanitário empregado nas condições experimentais 1 à 4.

Parâmetros	Condição experimental			
	1	2	3	4
pH	$7,52 \pm 0,44$	$7,36 \pm 0,62$	$7,86 \pm 0,32$	$7,32 \pm 0,57$
DQO (mg/L)	$394,78 \pm 198,73$	$387,89 \pm 96,84$	$362,13 \pm 57,01$	$286,38 \pm 102,27$
Variação DQO	193,00 - 870,00	273,00 - 571,00	296,00 - 480,00	103,00 - 417,00
DBO (mg/L)	$113,80 \pm 42,66$	$165,24 \pm 60,58$	$188,00 \pm 76,11$	$180,43 \pm 75,58$
Variação DBO	60,00 - 157,00	124,20 - 270,00	106,00 - 299,00	77,00 - 252,00
Nitrogênio total (mg/L)	105,00	129,00	111,00	114,00
Nitrogênio amoniacal (mg/L)	$38,25 \pm 28,39$	$63,24 \pm 39,16$	$72,20 \pm 27,50$	$64,23 \pm 19,90$
Variação Nitrogênio amoniacal	5,40 - 76,00	10,00 - 116,00	22,00 - 114,00	36,00 - 96,00
Fósforo total (mg/L)	10,90	11,30	11,40	64,30

Os dados apresentados revelam que o efluente sanitário utilizado no MBBR piloto apresentou grande variabilidade nas concentrações de DQO, DBO e nitrogênio amoniacal. Esta variabilidade nas características do efluente é esperada quando se trabalha com efluente gerado em condições reais, implicando em choques e mudanças

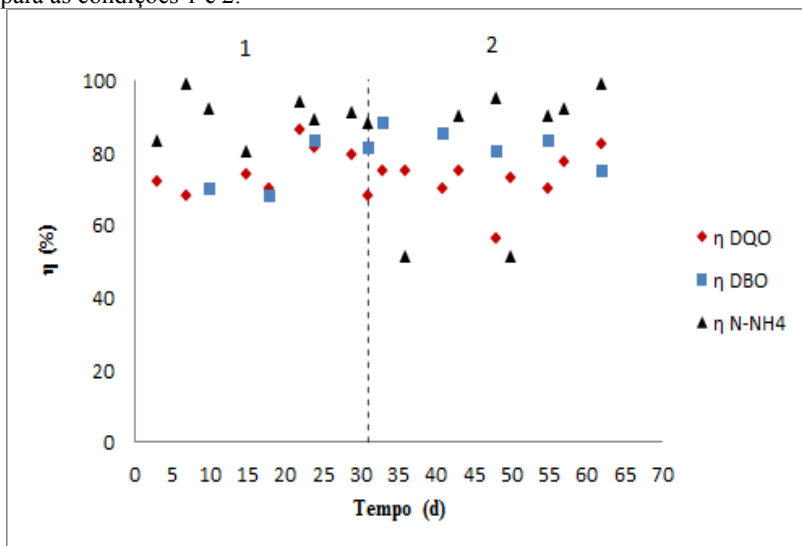
constantes para a biomassa contida no MBBR, além de impactos que não podem ser previstos antecipadamente. Na Tabela 7 são apresentados os parâmetros de operação do MBBR para as quatro condições estudadas.

Tabela 7 - Parâmetros de operação do MBBR para as condições experimentais I à 4.

Variáveis	Condição experimental			
	1	2	3	4
COS (gDQO.m ⁻² .d ⁻¹)	6,45 ± 3,24	6,33 ± 1,58	8,51 ± 1,34	6,73 ± 2,40
Variação COS	3,15 - 14,20	4,46 - 9,32	6,96 - 11,28	2,42 - 9,80
COV (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	0,79 ± 0,40	0,77 ± 0,19	1,04 ± 0,16	0,83 ± 0,29
Variação COV	0,38 - 1,73	0,54 - 1,14	0,85 - 1,38	0,30 - 1,20
CNS (gN-NH ₄ .m ⁻² .d ⁻¹)	0,62 ± 0,46	1,03 ± 0,64	1,70 ± 0,65	1,51 ± 0,47
Variação CNS	0,09 - 1,24	0,16 - 1,89	0,52 - 2,68	0,85 - 2,26
CNV (kg N-NH ₄ .m ⁻³ .d ⁻¹)	0,08 ± 0,06	0,13 ± 0,08	0,21 ± 0,08	0,19 ± 0,06
Variação CNV	0,01 - 0,15	0,02 - 0,23	0,06 - 0,33	0,10 - 0,28
SST (mg.L ⁻¹)	120,00 ± 45,41	378,00 ± 113,66	167,00 ± 89,46	209,00 ± 201,13
Variação SST	66,00 - 196,00	216,60 - 558,00	62,00 - 290,00	31,00 - 548,00
Oxigênio Dissolvido (mg.L ⁻¹)	7,34 ± 0,52	5,83 ± 0,87	6,48 ± 0,65	4,68 ± 0,81
pH	7,21 ± 0,11	7,10 ± 0,40	7,15 ± 0,21	7,25 ± 0,41
Temperatura (°C)	24,61 ± 1,59	23,16 ± 1,15	25,21 ± 1,04	26,18 ± 1,27

Segundo Fujii (2011), o projeto de reatores MBBR deve considerar uma COS variando entre 0,50 a 5,00 gDQO.m⁻².d⁻¹ e uma taxa de aplicação de nitrogênio amoniacal variando entre 0,05 a 0,50 gN-NH₄⁺.m⁻².d⁻¹. Como pode ser observado na Tabela 7, as taxas de aplicação de DQO e N-NH₄⁺ aplicadas no MBBR em questão são superiores ao descrito pela literatura, contudo as eficiências de remoção foram satisfatórias como mostram os dados apresentados a seguir. As Figuras 20 e 21 apresentam os resultados obtidos para remoção de carga orgânica e remoção de nitrogênio amoniacal no MBBR para as condições estudadas.

Figura 20 - Variação da eficiência de remoção (η) de DQO, DBO e N-NH₄⁺ para as condições 1 e 2.

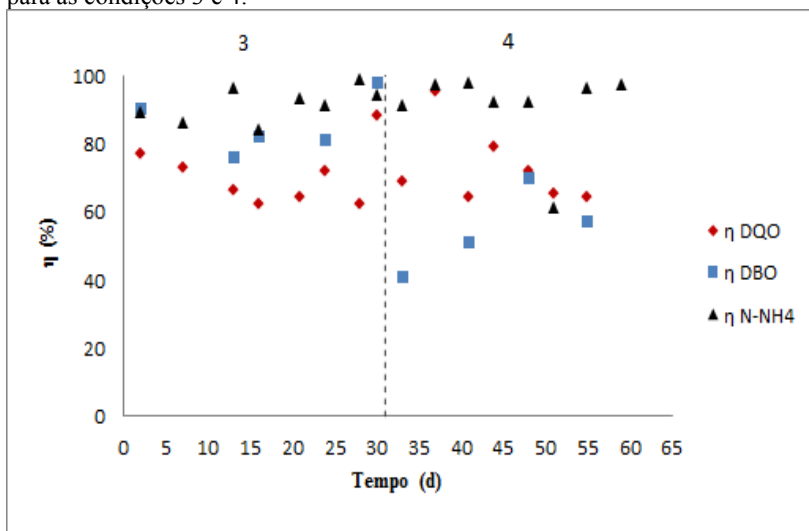


Analisando a figura acima, verificou-se que, para a condição experimental 1, a eficiência média de remoção de DBO foi de 76%, atingindo uma eficiência máxima de 83%. Já a eficiência média de remoção de DQO foi de 75% e a eficiência máxima de 86%. Quanto à remoção de nitrogênio amoniacal, encontrou-se uma eficiência média de 90%, alcançando um patamar de 99%.

Para a condição experimental 2, as eficiências de remoção foram semelhantes a condição anterior. Nesse caso, obteve-se uma eficiência média de remoção de DBO de 82%, de DQO de 73% e de nitrogênio amoniacal de 81%. As eficiências máximas encontradas

durante o experimento para os parâmetros DBO, DQO e nitrogênio amoniacal foram de 88%, 82% e 99%, respectivamente.

Figura 21 - Variação da eficiência de remoção (η) de DQO, DBO e $N-NH_4^+$ para as condições 3 e 4.



A condição experimental 3 apresentou uma eficiência média de remoção de DBO de 85% e uma eficiência máxima de 98% para este parâmetro. Em relação à DQO, foi alcançada uma eficiência média de 71% e uma eficiência máxima de 88%. Para o nitrogênio amoniacal foi obtida uma eficiência média de 92% e uma remoção máxima de 99%.

Na condição 4, uma baixa eficiência média de remoção de DBO foi alcançada, sendo esta de apenas 55%. A eficiência máxima de remoção de DBO obtida nesta condição foi de 70%.

No que se refere à DQO e ao nitrogênio amoniacal, foram encontrados resultados semelhantes aos da condição 3, sendo que a eficiência média de remoção destes parâmetros foram de 73% e 91%, respectivamente. Quanto à eficiência máxima de remoção de DQO obteve-se um valor de 95%, enquanto que para o nitrogênio amoniacal esta foi de 98%.

Analisando os dados apresentados, percebe-se que exceto para as condições 1 (η DBO média = 76%) e 4 (η DBO média = 55%), as demais eficiências de remoção de DBO atendem ao limite de 80% de remoção especificado pela legislação ambiental vigente.

Os valores de remoção de DQO obtidos no reator piloto encontram-se um pouco acima dos resultados encontrados por Dos Reis (2007). Em seus estudos, utilizando efluente sintético, razão V_S/V_R de 50% e uma carga orgânica volumétrica de $0,36 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, foi alcançada uma remoção média de apenas 70% de DQO. Segundo este autor, esta eficiência não era esperada para esta condição, sendo que estes resultados podem ser atribuídos à excessiva produção de substância polimérica extracelular ocorrida nesse regime.

Andreottola et al (2000) compararam o desempenho de um MBBR e de um sistema de lodos ativados, alimentados com efluente da saída do pré-tratamento da planta de tratamento de efluente sanitário de Trento (Itália). O pré-tratamento do efluente consistia na dosagem de cloreto férrico e posterior sedimentação em um decantador primário. No MBBR foi aplicada uma razão de preenchimento de 70% e um tempo de retenção hidráulica entre 3,30 - 7,00 h para o processo de oxidação, sendo que a velocidade superficial de ar empregada não foi especificada. As eficiências de remoção de DQO total e de nitrogênio amoniacal para o processo MBBR foram de 76% e 92%, respectivamente. Adicionalmente, foi observado que quando aplicada uma COV de $0,60 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e uma COS de $5,40 \text{ gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$, a eficiência de nitrificação diminuiu consideravelmente.

Nas quatro condições estudadas, as taxas de aplicação foram superiores às mencionadas por Andreottola et al (2000), resultando em eficiências médias de nitrificação de 90% para a condição 1 e de 92% para a condição experimental 3.

É importante destacar que as velocidades superficiais de ar empregadas neste estudo são baixas quando comparadas a outros estudos realizados, isto implica em menores custos de energia para manter os suportes em suspensão e no fornecimento de oxigênio à biomassa. Poucos foram os trabalhos encontrados na literatura que relacionam o desempenho do processo MBBR com a velocidade superficial do ar, alimentando efluente sanitário gerado em condições reais.

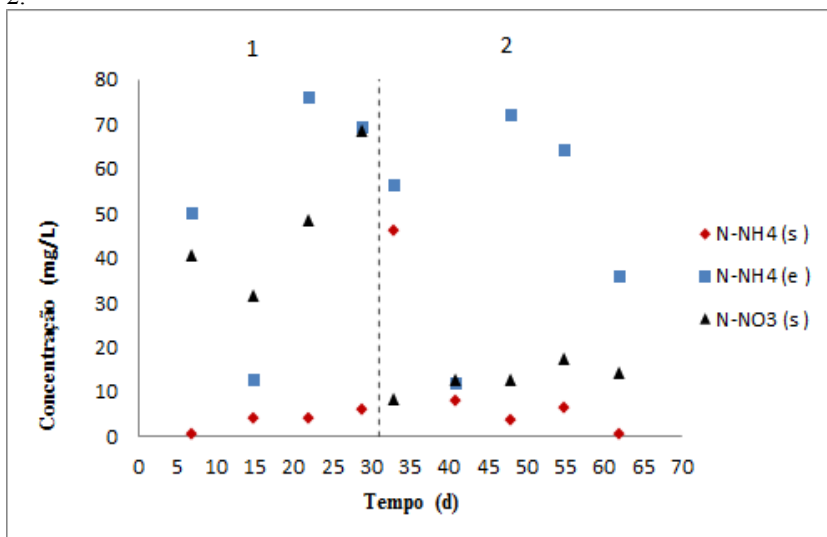
Sokól (2003) analisou o tratamento do efluente de uma refinaria de petróleo empregando um MBBR e as melhores condições de remoção foram atingidas quando o sistema operou com razão V_S/V_R de 0,55 e U_G de $104,40 \text{ m.h}^{-1}$, sendo alcançada uma remoção de DQO de 90%.

Gong et al. (2012) estudaram um novo fluxograma de tratamento para remoção de nitrogênio de efluente sanitário rural, empregando um reator anóxico de leito fixo com biofilme, um reator

aeróbio de leito móvel com biofilme e um decantador. A taxa de aplicação de nitrogênio amoniacal foi de $0,16 \pm 0,02 \text{ kgN.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e a velocidade superficial de ar ficou compreendida entre $360 - 540 \text{ m.h}^{-1}$. As eficiências de remoção de DQO e de nitrogênio amoniacal ficaram próximas de 80% e 97%, respectivamente.

Objetivando analisar o grau de nitrificação, nitrificação parcial ou total, do efluente tratado no MBBR foram monitoradas as concentrações de nitrato (N-NO_3) na corrente de saída do reator. As Figuras 22 e 23 apresentam os resultados referentes às concentrações de nitrogênio amoniacal no efluente de entrada e as concentrações de nitrato e de nitrogênio amoniacal no efluente de saída do sistema de tratamento.

Figura 22 - Perfil da concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de entrada (N-NH_4^+ (e)) e das concentrações de nitrato e nitrogênio amoniacal no efluente de saída (N-NO_3 (s), N-NH_4^+ (s)) para as condições experimentais 1 e 2.

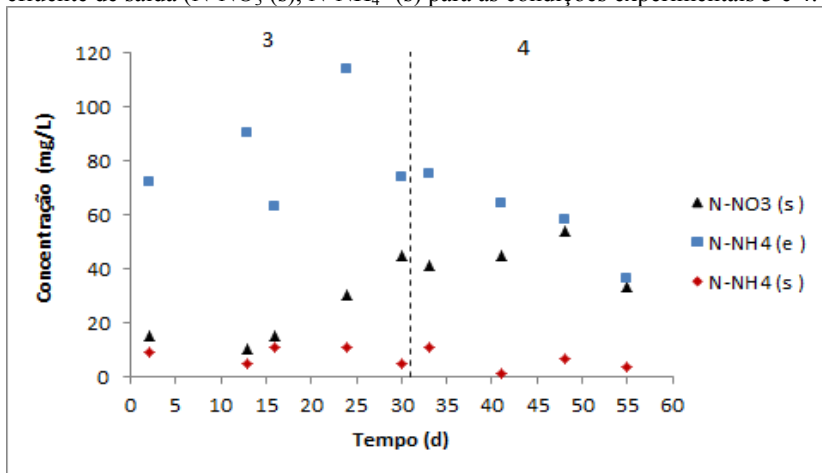


Analisando o gráfico da Figura 22, verificou-se que no início da condição experimental 1 a concentração de nitrato ($40,50 \text{ mg.L}^{-1}$) ficou bastante próxima à concentração de nitrogênio amoniacal da entrada ($50,10 \text{ mg.L}^{-1}$) se igualando ao final do experimento, onde o efluente tratado apresentou uma concentração de nitrato de $68,50 \text{ mg.L}^{-1}$ e o

efluente bruto apresentou $69,39 \text{ mg.L}^{-1}$ de nitrogênio amoniacal. Estes dados indicam que ocorreu uma nitrificação total do efluente.

O mesmo não pode ser observado na condição experimental 2, visto que a média de nitrogênio amoniacal no efluente bruto foi de $63,24 \text{ mg.L}^{-1}$, enquanto que a concentração de nitrato no efluente tratado foi de apenas 13 mg.L^{-1} . Estes resultados mostram que, possivelmente, nesta condição experimental a nitrificação ocorreu parcialmente, indicando uma maior formação de nitrito do que de nitrato.

Figura 23 - Perfil da concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de entrada (N-NH_4^+ (e)) e das concentrações de nitrato e nitrogênio amoniacal no efluente de saída (N-NO_3 (s), N-NH_4^+ (s)) para as condições experimentais 3 e 4.



Os dados revelam que na condição experimental 3, houve a predominância de nitrificação parcial no sistema. Ao final desta condição observou-se uma tendência de aumento na formação de nitrato e conseqüente redução na concentração de nitrito. No trigésimo dia de experimento, a concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de entrada foi de 74 mg.L^{-1} enquanto que a concentração de nitrato formada foi de 45 mg.L^{-1} , sendo estas bastante próximas.

No início da condição 4 observou-se a ocorrência de nitrificação parcial do efluente, apresentando uma tendência de aumento da formação de nitrato ao longo do experimento. Decorridos 18 dias de experimento, a formação de nitrato praticamente se igualou a concentração de nitrogênio amoniacal no efluente bruto. Após 25 dias, a concentração de nitrato no efluente tratado foi de 33 mg.L^{-1} e a

concentração de nitrogênio amoniacal no efluente bruto foi de 36 mg.L^{-1} .

Cabe ressaltar, que para as quatro condições estudadas a concentração de nitrogênio amoniacal no efluente tratado ficou abaixo de 20 mg.L^{-1} , atendendo ao limite estipulado na legislação ambiental.

Andreottola et al (2000) afirmou que para taxas de aplicação de DQO menores do que $0,60 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ou $5,40 \text{ gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$, a concentração de nitrito foi menor do que $0,50 \text{ mg.L}^{-1}$. Elevadas taxas de aplicação causam um aumento considerável na concentração de nitrito. Nas condições experimentais 1 a 4, as taxas de aplicação volumétrica e superficial foram maiores do que as citadas por Andreottola et al. (2000). Entretanto, na condição 2 foi observada a maior diferença entre as concentrações de nitrato no efluente tratado e as concentrações de nitrogênio amoniacal no efluente bruto.

Li et al. (2011) avaliaram o desempenho de um reator MBBR com razão de preenchimento de 50% para biodegradação de efluente de gaseificação de carvão ($1712 - 2340 \text{ mg.L}^{-1}$ de DQO e $182 - 259 \text{ mg.L}^{-1}$ de N-NH_4^+). Os resultados sugeriram que o acúmulo de nitrito aumenta com o aumento da concentração de DQO no sistema e com a redução do tempo de retenção hidráulica, sendo que uma nitrificação completa foi recuperada no MBBR, após 30 dias, quando o TRH passou de 32 para 48 h.

Cabe ressaltar, que de todas as condições estudadas, a condição 3 apresentou as maiores cargas orgânica e nitrogenada volumétricas aplicadas ao reator, sendo estas correspondentes a $1,04 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e $0,21 \text{ kgN-NH}_4.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, respectivamente. Estes valores podem ter influenciado na nitrificação parcial, observada durante a condição experimental 3, de acordo com as especificações de Andreottola (2000).

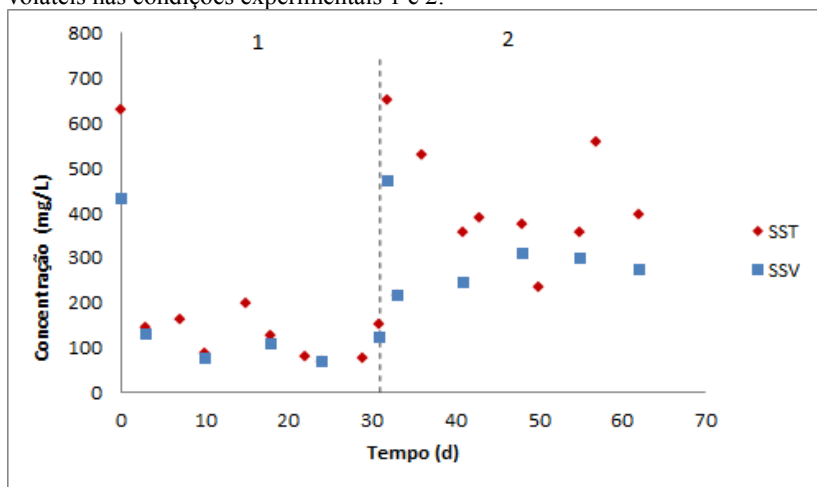
Na literatura foram encontrados poucos trabalhos que relacionam o acúmulo de nitrito em MBBRs com as variáveis operacionais estudadas (U_G e TRH), principalmente no que diz respeito à influência da velocidade superficial do ar e a alimentação de efluente sanitário gerado em condições reais.

4.1.1 Comportamento dos sólidos em suspensão no MBBR

As Figuras 24 e 25 apresentam o comportamento da concentração de sólidos em suspensão no MBBR para as quatro condições experimentais. Como pode ser observado, inicialmente, a concentração de sólidos em suspensão é alta devido à inoculação do

sistema e esta diminui com o passar do tempo, visto que não ocorre a recirculação do lodo biológico sedimentado para o reator.

Figura 24 - Comportamento da concentração de sólidos suspensos totais e voláteis nas condições experimentais 1 e 2.



Na condição experimental 1, a concentração de sólidos suspensos totais no reator foi em média de 120 mg.L^{-1} e para a condição 2, a concentração média de SST no MBBR foi de aproximadamente 378 mg.L^{-1} .

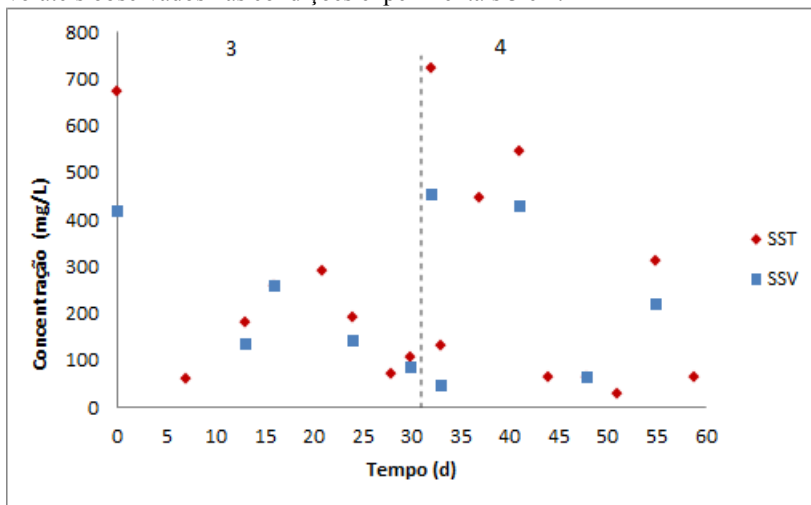
Cabe ressaltar, que a tendência é que ocorra um maior destacamento do biofilme com o emprego de maiores vazões de ar e, conseqüentemente, uma maior concentração de sólidos em suspensão no reator (TAVARES; SANT'ANNA; CAPDEVILLE, 1995). Contudo, no presente trabalho a concentração de sólidos em suspensão no reator foi maior para a condição experimental 2 ($1,78 \text{ m.h}^{-1}$) do que para a condição 1 ($3,57 \text{ m.h}^{-1}$), como pode ser visto na Figura 24. Possivelmente, uma maior concentração de sólidos em suspensão no efluente bruto pode ter influenciado o resultado observado na condição 2.

Explicando o que foi dito anteriormente, um estudo desenvolvido por Tavares, Sant'Anna e Capdeville (1995), empregando um reator de leito fluidizado trifásico e efluente sintético, evidenciou que um aumento na velocidade superficial do ar causou um gradual aumento na concentração de biomassa em suspensão, a qual variou de

um valor de 25 mg.L^{-1} (Experimento 1, $U_G = 3 \text{ m.h}^{-1}$) para aproximadamente 100 mg.L^{-1} (Experimento 2, $U_G = 20 \text{ m.h}^{-1}$).

Quanto à relação SSV/SST, cabe destacar que o inóculo apresentou uma relação SSV/SST de 0,68, sendo que esta aumentou para uma média de 0,90 no decorrer da condição 1 e 0,81 na condição 2, indicando que o lodo em suspensão é pouco mineralizado.

Figura 25 - Comportamento da concentração de sólidos suspensos totais e voláteis observados nas condições experimentais 3 e 4.



Na condição experimental 3, a concentração de sólidos suspensos totais no reator ficou em torno de 167 mg.L^{-1} , sendo este valor semelhante ao encontrado na condição 1. Já para a condição experimental 4, a concentração de sólidos que deixa o reator se estabilizou em torno de 209 mg.L^{-1} .

A relação SSV/SST encontrada para os inóculos das condições em questão foi de 0,61. Tal relação aumentou para uma média de 0,83 no decorrer da condição 3 e 0,71 na condição 4, indicando que o lodo em suspensão é pouco mineralizado. Tendência semelhante foi observada para as condições experimentais anteriores, com exceção de que a relação SSV/SST foi maior para as condições 1 e 2.

A baixa concentração de sólidos em suspensão, observada durante as condições experimentais estudadas, é uma característica do processo MBBR, uma vez que a maioria da biomassa presente no reator encontra-se aderida ao meio suporte (DOS REIS, 2007). Sendo assim, as

concentrações de SSV no MBBR, para as condições estudadas, são inferiores as encontradas em sistemas convencionais como lodo ativado ($1500 - 3500 \text{ mg.L}^{-1}$), onde o crescimento da biomassa é realizado em suspensão (VON SPERLING, 1997).

Dos Reis (2007) encontrou concentrações de biomassa em suspensão no reator MBBR variando entre 200 a 400 mg.L^{-1} e relação SSV/SST na faixa 0,80 - 1,00 para todos os regimes estudados por este autor. Resultados semelhantes foram observados no processo MBBR deste trabalho.

A análise para determinação da quantidade de sólidos aderidos ao meio suporte não pode ser efetuada para as demais condições, somente na condição experimental 4 é que foi possível obter este resultado. Isso porque houve problemas em adequar a metodologia e em seguida ocorreu perda de material, não sendo possível a quantificação do biofilme nas demais condições de estudo.

Desta forma, para a condição experimental 4, o resultado médio da biomassa aderida ao meio suporte foi de $0,14 \text{ gST.pec}^{-1}$. Considerando a área superficial interna do meio suporte ($490 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$), a quantidade de peças existentes no reator (627 unidades) e o volume de meios suportes existentes (6,25 L) obteve-se um valor de $28,70 \text{ gST.m}^{-2}$.

De Oliveira (2008) encontrou um valor de $0,44 \text{ gST.pec}^{-1}$ correspondente a $40,30 \text{ gST.m}^{-2}$, empregando o processo MBBR para tratamento de efluente sanitário e uma razão V_S/V_R de 20%. Ainda segundo este autor, este resultado se encontra dentro de valores referenciados pela literatura situados na faixa de 26 a 44 gST.m^{-2} .

Shore et al (2012) avaliaram o desempenho de um MBBR aplicado na remoção de amônia de efluente com elevada temperatura ($35 - 45^\circ\text{C}$). Para isso foi utilizado efluente sintético e uma razão de preenchimento de 50%. O monitoramento da biomassa aderida ao meio suporte, resultou em uma média de peso seco de biomassa aderida na faixa de 15 a $35 \text{ mg}_{\text{dw}}.\text{pec}^{-1}$.

4.1.2 Microscopia

Além das bactérias, principais responsáveis pela remoção de matéria orgânica e nitrificação, são encontrados no biofilme protozoários ciliados fixos ou livres, flagelados e amebas, além de micrometazoários como anelídeos, rotíferos, nematóides e tardígrados. Estes atuam como polidores do efluente, consumindo bactérias dispersas que não flocculam e partículas de flocos biológicos. A presença da

microbiota é um indicativo das condições de depuração do sistema, sendo, portanto um bom indicador biológico (CORDI et al., 2010).

Contudo, estas informações estão sempre vinculadas com sistemas de crescimento de biomassa em suspensão, como os lodos ativados. No caso da biomassa aderida (biofilmes) não existe muito conhecimento a respeito da importância ou relação desses microrganismos com as questões operacionais, sobretudo quando se trata do processo de nitrificação no tratamento terciário (VENDRAMEL, 2009).

Sendo assim, para avaliação da microfauna existente no MBBR piloto foram realizadas análises microscópicas, semanalmente, da biomassa aderida ao meio suporte. As Figuras 26 e 27 mostram o meio suporte coberto pelo biofilme.

Figura 26 - Desenvolvimento do biofilme sobre toda a superfície interna do meio suporte. (a) Condição experimental 1 e (b) Condição experimental 2.

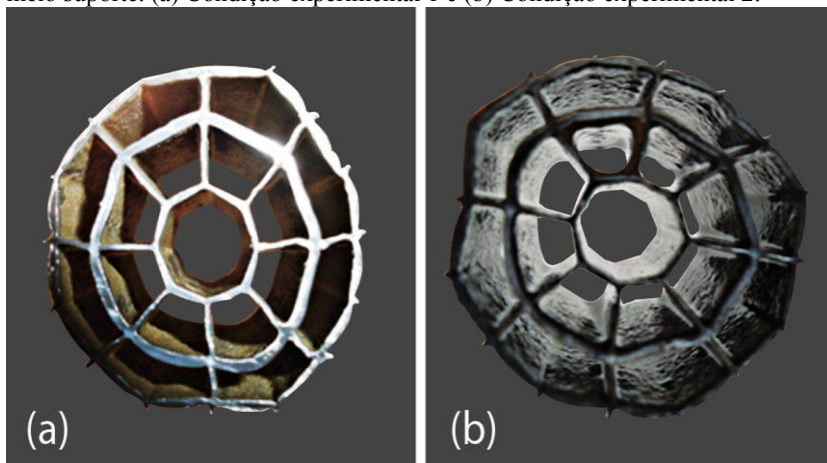
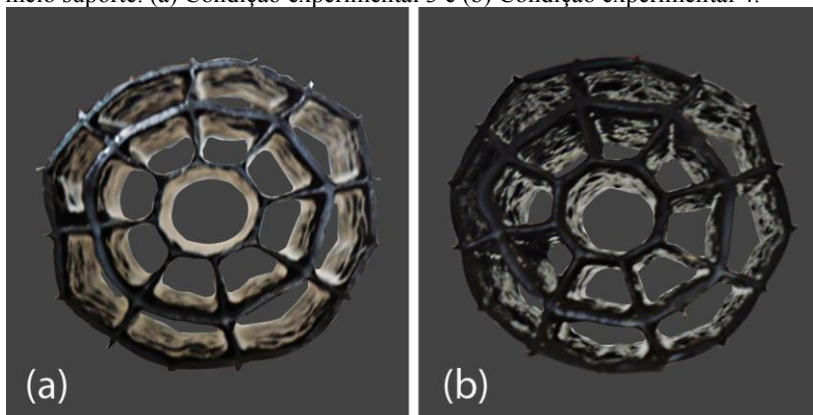


Figura 27 - Desenvolvimento do biofilme sobre toda a superfície interna do meio suporte. (a) Condição experimental 3 e (b) Condição experimental 4.



Estas análises revelaram o desenvolvimento de um biofilme fino, compacto e com a presença de poucos filamentos, não sendo observado crescimento do biofilme na área externa do meio suporte. Cabe ressaltar, que nas condições 3 e 4 foi observada uma maior quantidade de bactérias filamentosas do que nas condições experimentais anteriores. No entanto, o desenvolvimento de tais microrganismos não influenciou negativamente no processo.

Nos estudos feitos por Wang, Wen e Qian (2005), foi observado que em baixas concentrações de meio suporte, em torno de 20%, toda a superfície do meio suporte é coberta pelo biofilme, enquanto que em razões V_S/V_R igual a 50% o biofilme se desenvolve apenas nas fendas e fissuras do meio suporte.

Em geral, foi visualizada uma grande quantidade de cílios fixos e rotíferos, além de cílios livres natantes, nematóides e tecamebas. As fotos inseridas nas Figuras 28 e 29 apresentam alguns resultados das microscopias realizadas para as condições experimentais 1 e 2, respectivamente.

Figura 28 – Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos e ciliados fixos encontrados no biofilme gerado ao longo da condição experimental 1. (a) Suctória e (b) e (c) Ciliados fixos, (d) Rotífero.

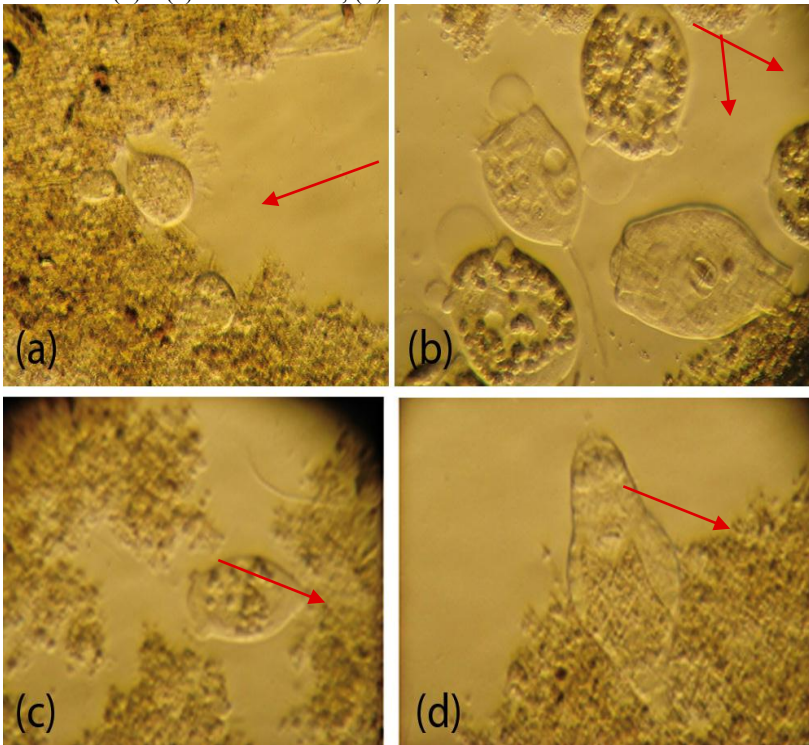
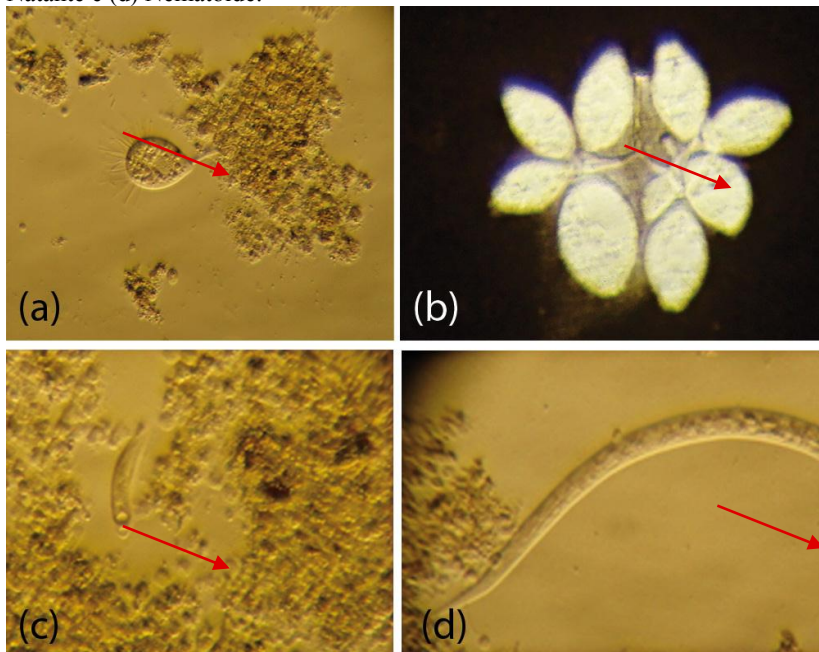


Figura 29 - Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos, ciliados fixos, tecameba e nematóide encontrados no biofilme gerado ao longo condição experimental 2. (a) Suctória e (b) Colônia de ciliados fixos, (c) Ciliado Livre Natante e (d) Nematóide.



Na condição 1 houve predominância de rotíferos (*Rotaria sp.*) e ciliados fixos (*Podophrya sp.*, *Epystilis sp.*). Já na condição 2, ocorreu a predominância de rotíferos (*Rotaria sp.*) e ciliados livres natantes (*Litonotus sp.*), visto que a quantidade de ciliados fixos (*Podophrya sp.*) diminuiu em relação a condição anterior. Além disso, apareceram algumas tecamebas (*Arcella sp.*) e no último dia desta condição experimental foi observada a presença de nematóides (*Rhabdtis sp.*).

Com relação à microfauna observadas nas condições experimentais 3 e 4, foram observados, em maior quantidade, ciliados fixos, rotíferos e ciliados livres natantes; em menor quantidade foram visualizados ciliados predadores de floco, aelosomas e anelídeos. Nas Figuras 30 e 31 podem ser visualizados alguns dos protozoários e micrometazoários observados nas microscopias realizadas para as condições 3 e 4.

Figura 30 - Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos e ciliados fixos encontrados no biofilme gerado ao longo da condição experimental 3. (a) e (b) Ciliado fixo, (c) Rotífero, (d) Ciliados livre natante e Rotífero e (e) Filamentos presentes no biofilme (f) Nematóide.

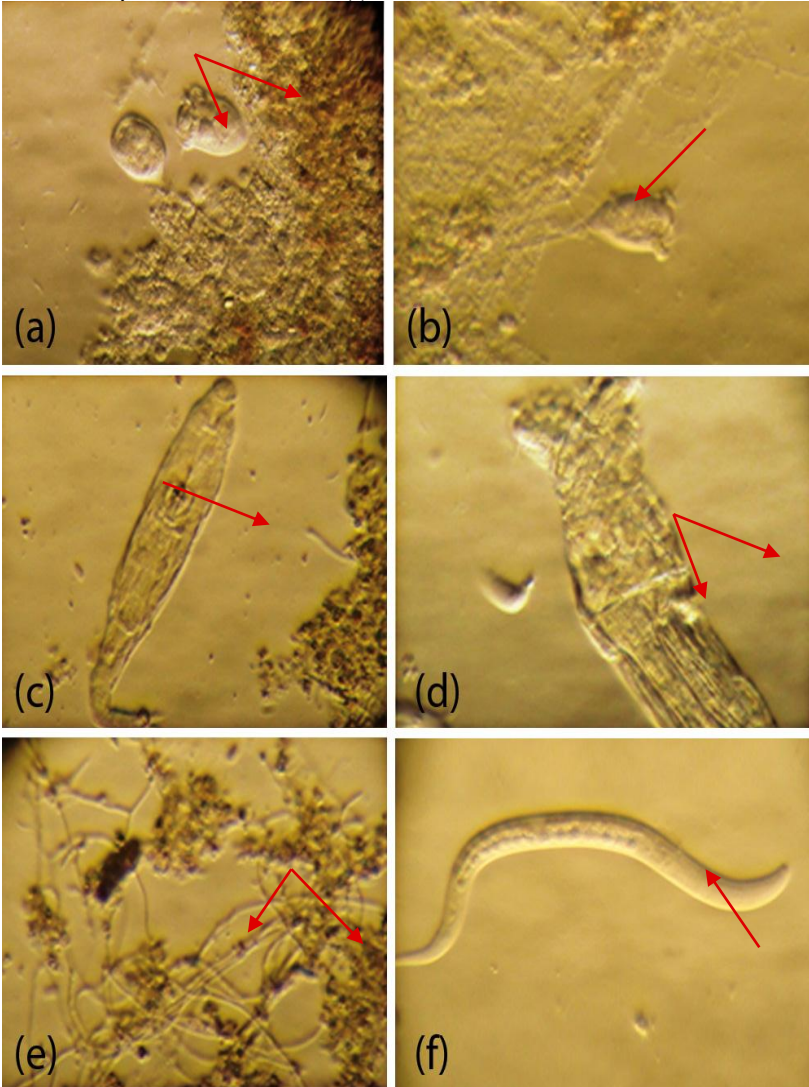
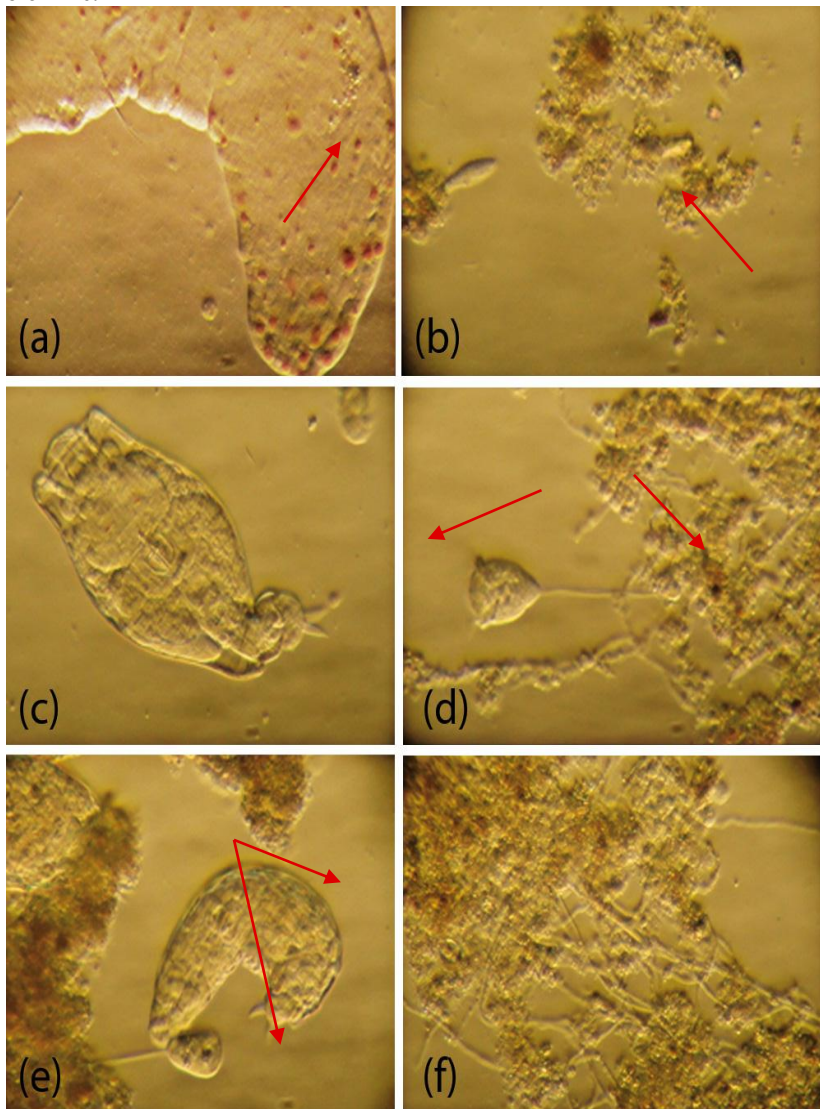


Figura 31 - Microscopias, aumento de 20x, evidenciando os rotíferos, ciliados fixos, aelosoma e nematóide encontrados no biofilme gerado ao longo da condição experimental 4. (a) Aelosoma, (b) Ciliados livre natante, (c) Rotífero e (d) Ciliado Fixo (e) Rotífero e ciliado fixo (f) Presença de Filamentos no biofilme.



Na condição experimental 3 houve predominância de rotíferos (*Rotaria sp.* e *Philodina sp.*), ciliados fixos (*Epystilis sp.*), livres natantes (*Litonotus sp.*) e alguns nematóides (*Rhabdtis sp.*). Na condição 4 ocorreu a predominância de rotíferos (*Rotaria sp.* e *Philodina sp.*) e ciliados livres natantes (*Litonotus sp.*). Nas últimas semanas de funcionamento surgiram alguns anelídeos (*Aelosoma sp.*). Durante esta condição também foram visualizados alguns ciliados fixos (*Epystilis sp.*) e nematóides (*Rhabdtis sp.*). Diferente das demais condições, nas condições 3 e 4 foi observada a presença de bactérias filamentosas em pequena quantidade no biofilme.

De acordo com Ødegaard (2006), um biofilme menos denso dominado por protozoários pedunculados se desenvolve sob condições de cargas orgânicas moderadas, na faixa de 10 - 15 gDQO.m⁻².d⁻¹. Nos experimentos realizados com o processo MBBR foram aplicadas cargas orgânicas na faixa de 6,33 a 8,51 gDQO.m⁻².d⁻¹, entretanto a presença de ciliados fixos não foi pronunciada, conforme sugerido pelo referido autor. Neste trabalho, a presença de rotíferos foi mais marcante, sendo estes observados em grande quantidade em todas as condições experimentais estudadas.

Nos estudos realizados por Schneider (2010), também ocorreu o desenvolvimento mais expressivo de rotíferos, sendo empregadas cargas orgânicas compreendidas entre 1,00 e 16,40 gDQO.m⁻².d⁻¹ e efluente oriundo da Refinaria Duque de Caxias (REDUC) da Petrobrás.

Cabe ressaltar, que micrometazoários como rotíferos, nematóides e anelídeos indicam elevado tempo de retenção celular no processo. Por serem extremamente sensíveis às alterações no processo, os componentes da microfauna alternam-se no sistema em resposta às mudanças nas condições físico-químicas e ambientais (BENTO, 2005).

Ressalta-se, que a alternância dos componentes da microfauna é comum em sistemas biológicos, pois estes são extremamente sensíveis às alterações no processo, como mudanças nas condições físico-químicas e ambientais (CORDI et al., 2010). Adicionalmente, a presença desses microrganismos evidencia uma das principais características do ambiente desses reatores, que é a diversidade microbiana no biofilme (DOS REIS, 2007).

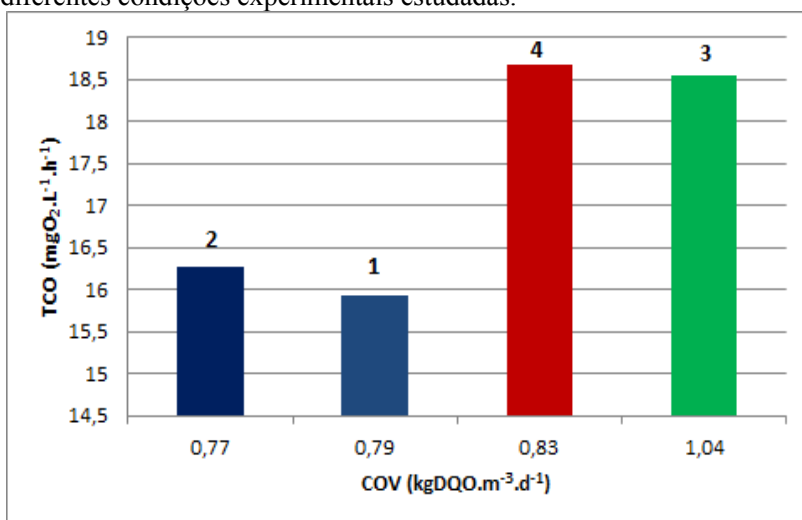
4.2 TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO

O consumo de oxigênio pela massa bacteriana se deve basicamente a três fatores: respiração endógena, catabolismo do material orgânico do afluente e oxidação de amônia pelas bactérias nitrificantes

quando estas estão presentes. Dessa forma, a intensidade da atividade biológica do lodo tem relação direta com a respiração, visto que quanto maior a atividade, maior será a necessidade de produção de energia e, deste modo maior será o consumo de oxigênio no sistema (BATISTA; SILVA; BERNARDES, 2002)

A Figura 32 apresenta os resultados dos ensaios realizados para determinação da taxa de consumo de oxigênio nas quatro condições experimentais estudadas.

Figura 32 - Resultado da taxa de consumo de oxigênio para as quatro diferentes condições experimentais estudadas.



A taxa de consumo de oxigênio da amostra do reator da condição 1 revelou uma biomassa ativa com um resultado de 15,94 mgO₂.L⁻¹.h⁻¹. Um valor semelhante foi encontrado para a condição 2, onde obteve-se uma TCO de 16,27 mgO₂.L⁻¹.h⁻¹. A mesma situação foi encontrada para as condições 3 e 4, sendo obtidos resultados similares para as duas condições, sendo estes de 18,54 mgO₂.L⁻¹.h⁻¹ e 18,68 mgO₂.L⁻¹.h⁻¹, respectivamente.

Não foram encontradas referências sobre a taxa de consumo de oxigênio medida para o processo MBBR alimentado com efluente sanitário, apenas para o sistema IFAS. Rosso et al. (2011) monitoraram os valores da taxa de consumo de oxigênio para o sistema IFAS aplicado no tratamento de efluente sanitário. Para evitar problemas com limitações difusionais este sistema foi operado com uma elevada

concentração de oxigênio dissolvido ($3,6 - 3,8 \text{ mg.L}^{-1}$). Os resultados apontaram para valores muito elevados de TCO, sendo encontrados valores de taxa de consumo de oxigênio de $80 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ no mês de janeiro e de $105,40 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ para o mês de junho. Segundo os autores, estes valores são atípicos para o tratamento de efluente sanitário e são justificados pela capacidade da biomassa encontrada no IFAS de absorver o dobro de demanda de oxigênio aplicada ao mesmo volume de reator.

Cabe ressaltar, que os valores de oxigênio dissolvido aplicados no presente trabalho foram muito superiores aos citados por Rosso et al. (2011), ficando na faixa de $4,68 - 7,34 \text{ mg.L}^{-1}$. Também deve ser considerado, que no sistema IFAS a concentração de biomassa em suspensão no reator é muito mais elevada que aquela do sistema MBBR, visto a recirculação de lodo imposta para o primeiro caso, implicando em valores mais elevados de TCO.

Comparando as quatro condições experimentais, percebe-se que nas condições experimentais 3 e 4 ocorreu um leve aumento da atividade biológica do lodo quando comparado com as condições 1 e 2. De acordo com Gapes e Keller (2009), biofilmes desenvolvidos em condições de elevada taxa de aplicação de substrato apresentam atividade significativamente mais elevada do que biofilmes desenvolvidos sob baixa taxa de aplicação.

4.3 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE LODO

O MBBR piloto foi operado com a presença de um decantador e sem o reciclo de lodo. Desta forma, o descarte de lodo era feito diariamente do fundo da unidade de sedimentação. A produção específica de lodo foi calculada a partir da equação 04, descrita no item 3.8.2 deste trabalho.

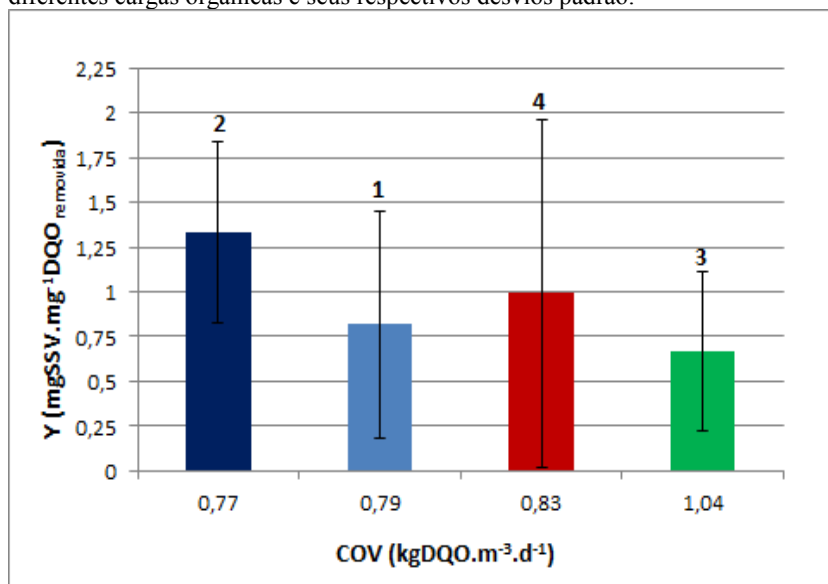
A Tabela 8 apresenta a produção específica de lodo média, assim como o desvio padrão obtido em cada condição experimental analisada. Os dados da Tabela 8 são complementados pela Figura 33, a qual relaciona os resultados médios de Y com a carga orgânica volumétrica aplicada em cada condição experimental.

Tabela 8 - Produção específica de lodo (Y) encontrada nas condições experimentais 1 à 4.

Condição experimental	Y (mgSSV.mg ⁻¹ DQO removida)	Varição de Y
Condição 1	0,82 ± 0,63	0,19 - 1,85
Condição 2	1,33 ± 0,51	0,81 - 1,90
Condição 3	0,67 ± 0,44	0,34 - 1,31
Condição 4	0,99 ± 0,97	0,25 - 2,33

Analisando os dados da Tabela 8, pode-se perceber que houve grande variação da produção de lodo, implicando em valores de desvio padrão elevados. Isto pode ser explicado pela variação, tanto na concentração de DQO, devido à origem do efluente sanitário, quanto na concentração de sólidos suspensos voláteis no reator como mostram as Figuras 24 e 25 e as Tabelas 6 e 7.

Figura 33 - Produção específica média de lodo, Y (mgSSV.mg⁻¹DQO removida), observada para as quatro condições experimentais estudadas à diferentes cargas orgânicas e seus respectivos desvios padrão.



Considerando os dados apresentados, percebe-se que para a condição 2, menor carga orgânica aplicada por volume de reator,

ocorreu uma maior formação de lodo. A concentração de sólidos em suspensão medidos para a condição experimental 2 também foi mais elevada, quando comparada as demais condições, influenciando no valor da produção de lodo.

Já para a condição 3, onde foi aplicada a maior carga orgânica, a produção de lodo foi consideravelmente menor quando comparada as demais condições. Cabe ressaltar, que a produção de lodo na condição 3 foi 50% menor do que na condição 2. No que se refere à condição experimental 4, observa-se uma grande variação na produção específica de lodo, atingindo um valor máximo de $2,33 \text{ mgSSV} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$. Na condição 1, foi atingida um valor médio de Y semelhante a condição experimental 3, $0,82 \text{ mgSSV} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$.

Metcalf & Eddy (2003) mencionam que a produção específica de lodo para o processo de lodos ativados é da ordem de 0,50 a 0,80 $\text{kgSSV} \cdot \text{kgDBO}^{-1}_{\text{removida}}$. Enquanto Van Haandel e Marais (1999) apontam valores de produção específica de lodo na faixa de 0,35 a 0,52 $\text{gSSV} \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$, sendo $0,45 \text{ gSSV} \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$ um valor médio frequentemente usado. Sendo assim, os valores encontrados para produção específica de lodo do sistema em questão são muito superiores àqueles descritos para o sistema de Lodos Ativados.

De Oliveira (2008) estudou o desempenho de um processo MBBR para tratamento de efluente sanitário, empregando uma razão de preenchimento de 20%, COV variando de 1,20 a 4,00 $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e tempo de retenção hidráulica de 5,50 horas. Em seu estudo, foi obtida uma produção específica de lodo de $0,79 \text{ kgSSV} \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$, sendo este valor mais próximo daqueles encontrados nas condições experimentais 1 e 3 do presente trabalho.

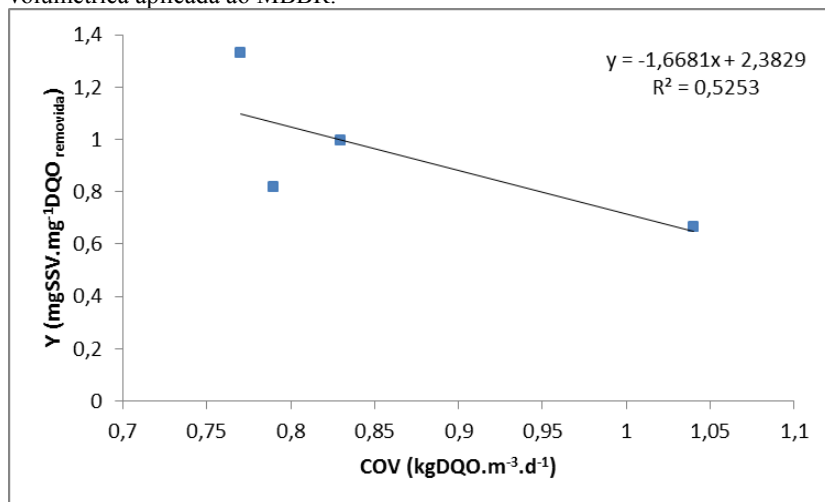
Weiss et al. (2005) analisaram o desempenho de um piloto do processo MBBR aplicado à remoção de carga orgânica e nitrogênio, utilizando razão de preenchimento de 50% e efluente sanitário de uma planta de tratamento para 140.000 habitantes do norte de Los Angeles. Os resultados apontaram para uma taxa de produção de sólidos menor do que para plantas de lodos ativados com remoção de nitrogênio. O MBBR gerou 0,26 kg de sólidos para cada kg de DQO removida, enquanto que a planta de lodos ativados atingiu um valor de $0,32 \text{ kgSSV} \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$, ambos os processos proporcionam a remoção de nitrogênio.

Aygun, Nas e Berktaay (2007) analisaram a produção específica de lodo do processo MBBR, aplicando diferentes cargas orgânicas volumétricas (1,50, 3,00, 6,00, 12,00 e 24,00 $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) ao reator. O reator piloto, com um volume de 2 L e razão de preenchimento de

50%, foi alimentado continuamente com efluente sintético. Os resultados mostraram uma produção de lodo da ordem de $0,12 \text{ kgSSV} \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$ para uma COV de $1,50 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, sendo este valor menor do que a produção de lodo encontrada para o sistema de lodos ativados convencional. A maior produção específica de lodo foi obtida quando a COV foi de $24,00 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, atingindo um valor de $0,56 \text{ kgSSV} \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$.

A fim de avaliar a relação da produção específica de lodo com a carga orgânica volumétrica aplicada ao MBBR, plotou-se o gráfico apresentado na Figura 34.

Figura 34. Relação entre a produção específica de lodo e a carga orgânica volumétrica aplicada ao MBBR.



Como pode ser observado, não foi constatada a influência da COV sobre a produção específica de lodo, visto que o R^2 apresentado na regressão linear é baixo (0,52). Esta mesma condição foi encontrada por Dos Reis (2007). Adicionalmente, houve grande variabilidade entre o valor de Y e o valor da carga orgânica aplicada ao reator. Por exemplo, na condição experimental 2 o valor de Y foi de $1,33 \text{ mgSSV} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$ e o valor de COV $0,77 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, enquanto que na condição 3 estes valores foram de $0,67 \text{ mgSSV} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$ e $1,04 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente.

O monitoramento do valor de Y permitiu avaliar a produção específica de lodo nas condições experimentais empregadas durante o

presente estudo, evidenciando uma elevada produção de lodo em excesso no MBBR estudado.

4.4 AVALIAÇÃO DO EFEITO DAS VARIÁVEIS INDEPENDENTES E SUAS INTERAÇÕES NO FUNCIONAMENTO DO PROCESSO MBBR

Levando em consideração os dados apresentados nas Figuras 20 e 21, foram calculados os efeitos da variação da velocidade superficial do ar e do tempo de retenção hidráulica sobre as eficiências de remoção de DQO e nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR utilizando a metodologia de superfície de resposta. A seguir são apresentados e discutidos os resultados da análise dos dados do experimento frente à metodologia de superfície de resposta.

4.4.1 Efeito das variáveis independentes sobre a eficiência de remoção de DQO

Inicialmente, determinaram-se os efeitos de cada variável independente (velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica) sobre a eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR e em seguida o efeito de suas interações. A Tabela 9 apresenta os valores estimados através do software Statistica 7 para o efeito representado para cada variável independente.

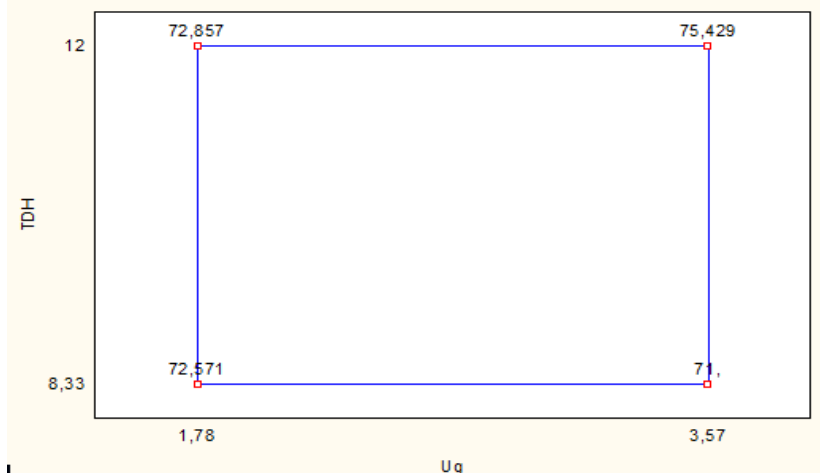
Tabela 9 - Efeito das variáveis independentes (U_G e TRH) e de suas interações sobre a eficiência de remoção de DQO no sistema MBBR.

Fatores	Efeito	Erro padrão	p-valor
U_G	0,50	3,2553	0,8792
TRH	2,3571	3,2553	0,4760
$U_G \times$ TRH	2,0714	3,2553	0,5306

Verifica-se que os efeitos dos fatores não se apresentaram estatisticamente significativos ao nível de 5% de significância ($p \leq 0,05$). O tempo de retenção hidráulica foi a variável independente que apresentou maior efeito sobre a eficiência de remoção de DQO.

A Figura 35 apresenta o diagrama que relaciona as médias com as variáveis independentes, onde podem ser visualizados os efeitos de cada variável sobre a eficiência de remoção de DQO.

Figura 35 - Diagrama “square” relacionando as variáveis, velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica, com as médias de eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR.



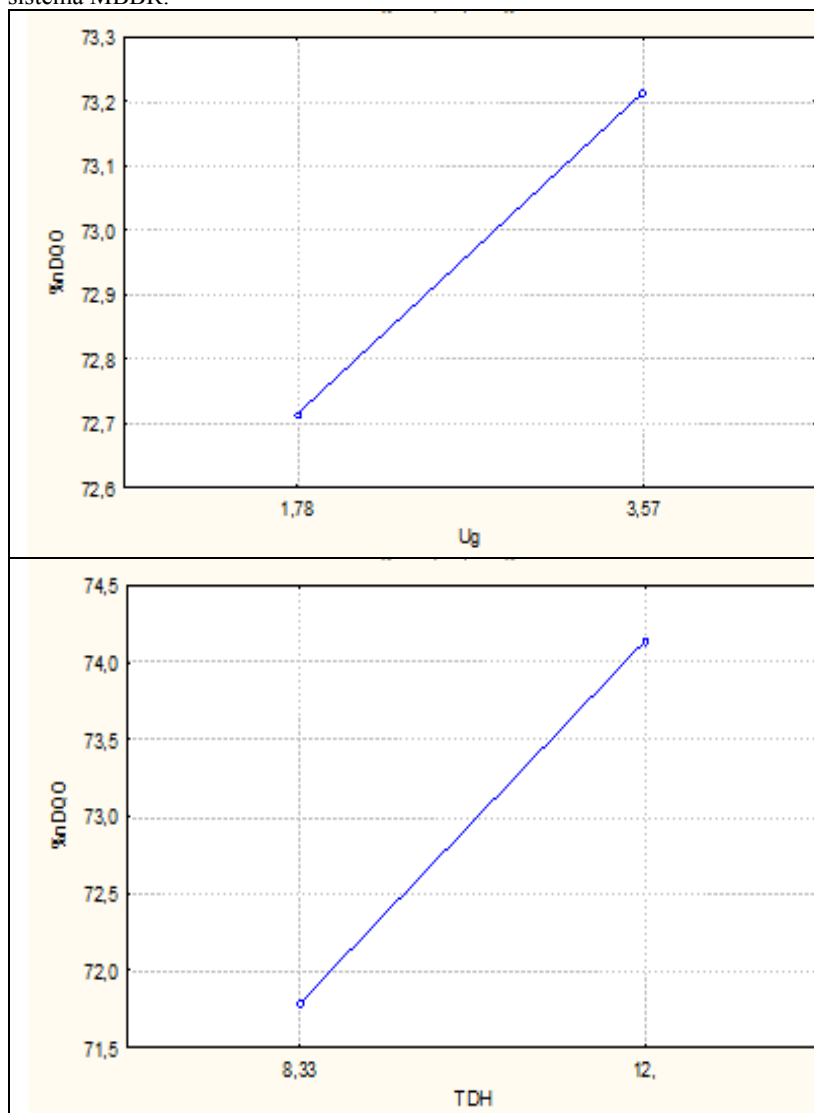
O gráfico revela que o aumento da velocidade superficial do ar de $1,78 \text{ m.h}^{-1}$ para $3,57 \text{ m.h}^{-1}$, causou uma redução na eficiência de remoção DQO para um tempo de retenção hidráulica de $8,33 \text{ h}$. Contudo, mantendo este raciocínio, observa-se um aumento na remoção de DQO quando o tempo de retenção hidráulica é aumentado para $12,00 \text{ h}$.

Quando o tempo de retenção hidráulica é alterado de $8,33$ para $12,00 \text{ h}$ verifica-se um leve aumento na eficiência de remoção de DQO, mas esse efeito é muito mais significativo a $3,57 \text{ m.h}^{-1}$ do que a $1,78 \text{ m.h}^{-1}$.

Sendo assim, verifica-se que a maior eficiência de remoção de DQO (75%, em média) foi atingida com o tempo de retenção hidráulica de $12,00 \text{ h}$ e com a velocidade superficial do ar de $3,57 \text{ m.h}^{-1}$.

A Figura 36, a qual apresenta o gráfico de efeitos das variáveis independentes sobre a resposta, corrobora as afirmações mencionadas anteriormente sobre a influência das mesmas no funcionamento do sistema MBBR em questão.

Figura 36 - Gráficos do efeito da (a) Velocidade superficial do ar e do (b) Tempo de retenção hidráulica sobre a eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR.



Por fim, verifica-se que um aumento no tempo de retenção hidráulica de 8,33 para 12 horas proporciona um aumento na remoção

de DQO (em torno de 2,30 %), já uma elevação da velocidade superficial do ar de 1,78 para 3,57 m.h^{-1} causou um aumento na eficiência de remoção de DQO de aproximadamente 0,50 %. Como pode-se perceber as duas variáveis independentes geraram um aumento na remoção de DQO no MBBR em estudo, mas o tempo de retenção hidráulica apresentou uma influência um pouco maior.

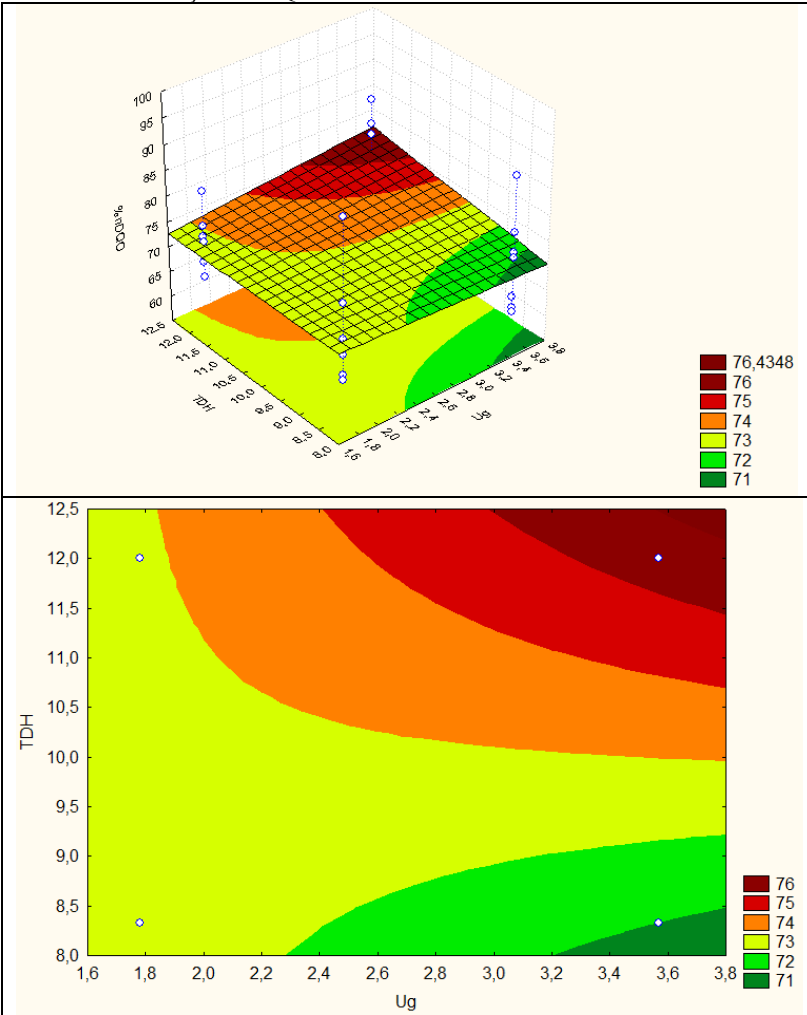
Os dados apresentados nas Figuras 20 e 26 também foram analisados utilizando análise de variância e os resultados obtidos para tal são apresentados na Tabela 10 a seguir.

Tabela 10 - Análise de variância para a eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR.

Fatores	Soma dos Quadrados	Graus de Liberdade	Quadrado médio	F-calc
U_G	1,750	1	1,750	0,0236
TRH	38,893	1	38,893	0,5243
$U_G \times \text{TRH}$	30,036	1	30,036	0,4049
Erro	1780,286	24	74,1786	
Total	1850,964	27		

Sendo assim, foram estimadas as superfícies de resposta para o planejamento efetuado, onde se observa o comportamento do processo MBBR na remoção de DQO. Na Figura 37 pode ser observada a superfície de resposta e o gráfico de contornos da eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR, utilizando velocidade superficial do ar variando entre 1,78 e 3,57 m.h^{-1} e tempo de retenção hidráulica de 8,33 e 12,00 h.

Figura 37 - (a) Superfície de resposta e (b) Gráfico de contornos para a eficiência de remoção de DQO em um sistema MBBR.



A superfície de resposta apresentada, evidencia que as maiores eficiências do sistema MBBR para remoção de DQO, $\eta = 76\%$, são obtidas para velocidades superficiais do ar variando entre 3,60 e 3,80 m.h^{-1} e para tempos de retenção hidráulica acima de 12,00 h. Enquanto que as menores eficiências, $\eta = 71\%$, são alcançadas para um tempo de retenção hidráulica de aproximadamente 8,50 h e velocidade superficial

de ar variando entre 3,20 e 3,80 m.h⁻¹. Este último perfil pode ser observado na condição experimental 3.

Nesse caso, a variável independente que apresentou maior efeito sobre a eficiência de remoção de DQO no MBBR em questão foi o tempo de retenção hidráulica, mostrando que para as condições aplicadas ao MBBR, maiores tempo de retenção hidráulica devem ser empregados para um aumento na eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema. Destaca-se, que eficiências maiores de remoção de DQO eram esperadas para os tempos de retenção hidráulica (8,33 e 12,00 h) e baixas cargas orgânicas superficiais empregadas nas condições experimentais estudadas.

O fato de o tempo de retenção hidráulica apresentar maior influência sobre a remoção de DQO quando comparado à variável velocidade superficial do ar, foi evidenciada por outros autores. Andreottola; Foladori e Ragazzi (2000) concluíram que o tempo de retenção hidráulica afeta diretamente a remoção de DQO e sugeriram que o TRH deve ser maior do que 5 horas em um MBBR. Em contrapartida Tavares, Sant'Anna e Capdeville (1995), estudando um reator de leito fluidizado trifásico, evidenciaram que um aumento na velocidade superficial do ar não afetou as eficiências de remoção de DQO.

4.4.2 Efeito das variáveis independentes sobre a eficiência de remoção de n-NH₄⁺

Inicialmente, foram determinados os efeitos de cada variável independente (velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica) sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR e em seguida o efeito de suas interações. A Tabela 11 apresenta os valores estimados através do software Statistica 7 para o efeito representado para cada variável independente.

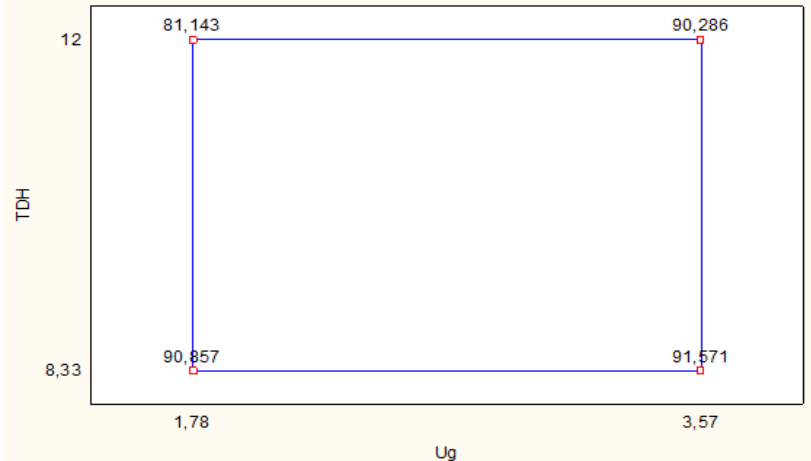
Tabela 11 - Efeito das variáveis independentes (U_G e TRH) e de suas interações sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.

Fatores	Efeito	Erro padrão	p-valor
U_G	4,9286	4,3183	0,2650
TRH	-5,5000	4,3183	0,2150
$U_G \times TRH$	4,2143	4,3183	0,3388

Verifica-se que os efeitos dos fatores não se apresentaram estatisticamente significativos ao nível de 5% de significância ($p \leq$

0,05). A Figura 38 apresenta o diagrama *square*, onde podem ser visualizados os efeitos de cada variável e suas interações sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal.

Figura 38 - Diagrama “square” relacionando as variáveis, velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica, com a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal.



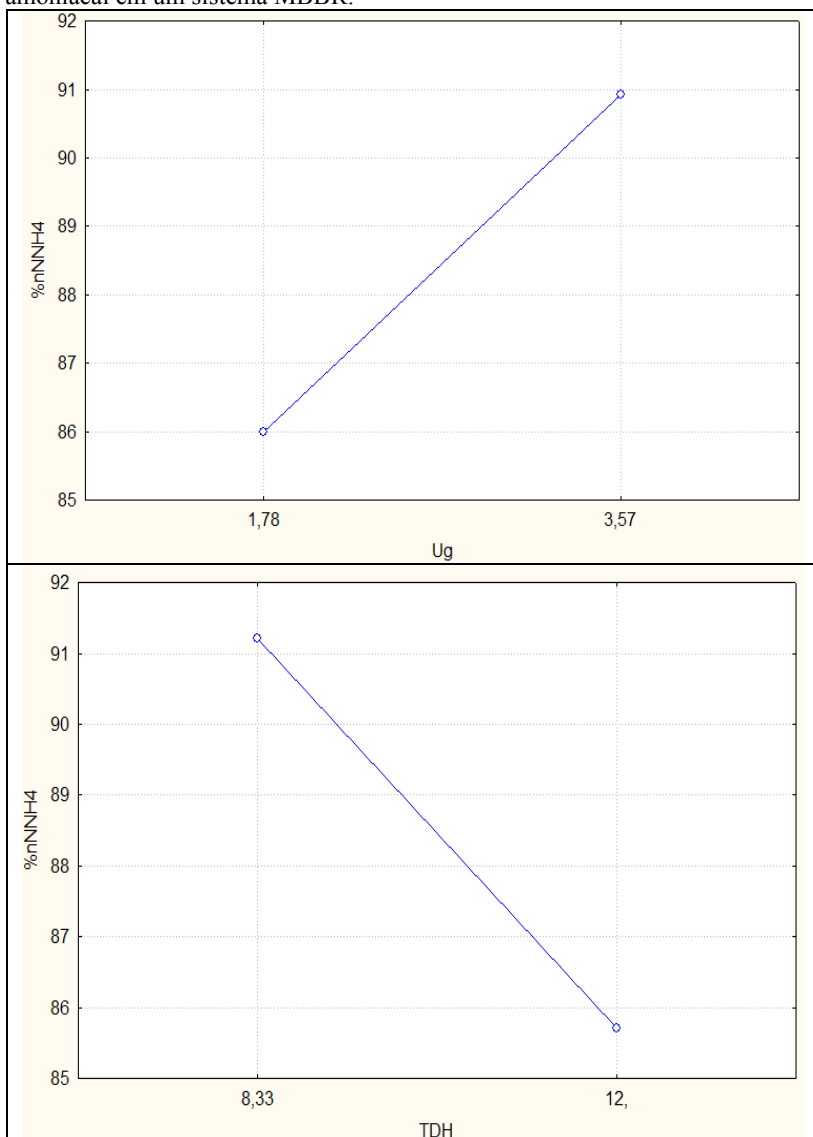
O gráfico revela que com o aumento da velocidade superficial do ar eleva-se a eficiência de nitrificação do sistema. No entanto, esse efeito é muito mais pronunciado com o tempo de retenção hidráulica de 12,00 h do que com o TRH de 8,33 h.

Por outro lado, modificando o tempo de retenção hidráulica de 8,33 para 12,00 h percebe-se uma redução significativa na eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal, e esse efeito é muito mais significativo a 1,78 m.h⁻¹ do que a 3,57 m.h⁻¹.

Desta forma, observou-se que a maior eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal (91%, em média) foi obtida com o tempo de retenção hidráulica de 8,33 h e com a velocidade superficial do ar de 3,57 m.h⁻¹.

A Figura 39, a qual apresenta o gráfico de efeitos das variáveis independentes sobre a resposta, corrobora as afirmações mencionadas anteriormente sobre a influência das mesmas no funcionamento do sistema MBBR em questão.

Figura 39 - Gráficos do efeito da (a) Velocidade superficial do ar e do (b) Tempo de retenção hidráulica sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.



Concluindo, observa-se que um aumento na velocidade superficial do ar proporciona um aumento na remoção de nitrogênio

amoniacal (aproximadamente 5,00 %) enquanto que quando o tempo de retenção hidráulica foi aumentado a eficiência do processo de nitrificação reduziu em torno de 5,00 %.

Os dados apresentados nas Figuras 20 e 26 também foram analisados utilizando análise de variância e os resultados obtidos para tal são apresentados na Tabela 12 a seguir.

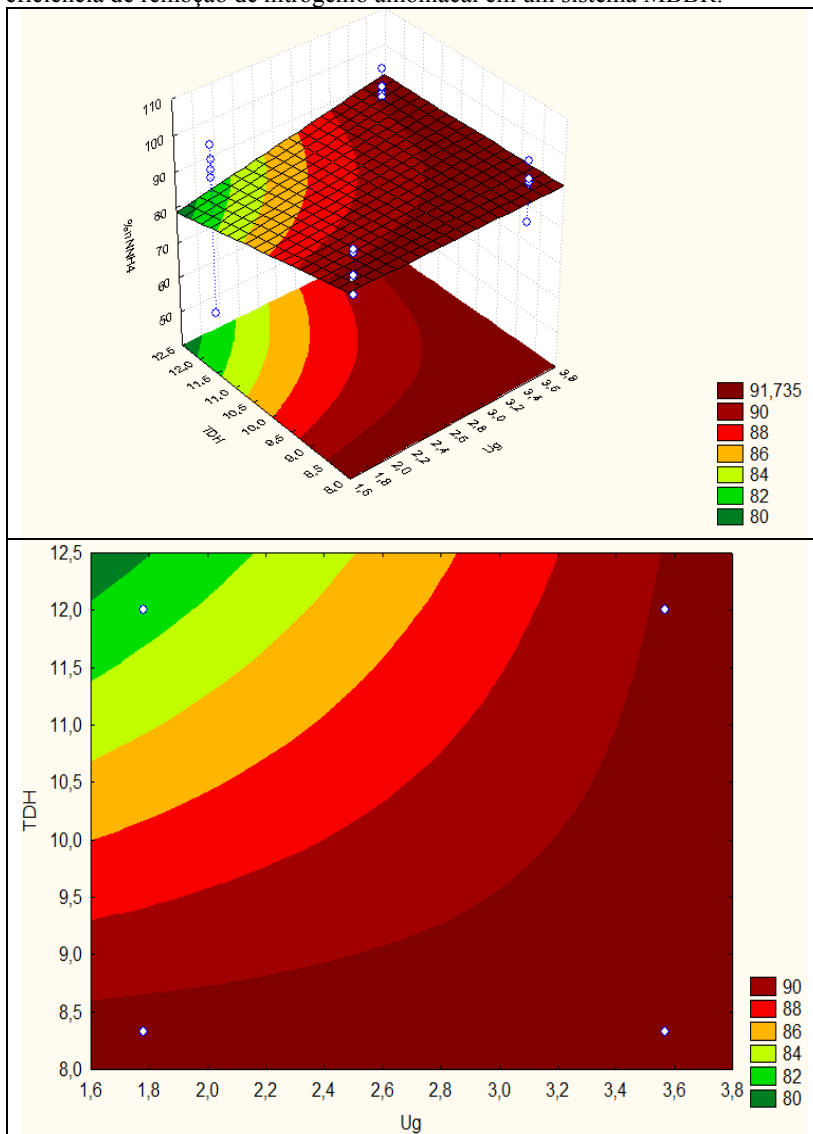
Tabela 12 - Análise de variância para a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.

Fatores	Soma dos Quadrados	Graus de Liberdade	Quadrado médio	F-calc
U_G	170,036	1	170,036	1,3026
TRH	211,750	1	211,750	1,6222
$U_G \times TRH$	124,321	1	124,321	0,9524
Erro	3132,857	24	130,536	
Total	3638,964	27		

Sendo assim, foram estimadas as superfícies de resposta para o planejamento empregado, onde pode ser observado o comportamento do processo MBBR na remoção de nitrogênio amoniacal. Cabe ressaltar, que a variável TRH apresentou um efeito negativo sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal.

Na Figura 40 podem ser visualizados a superfície de resposta e o gráfico de contornos da eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR, utilizando a velocidade superficial do ar variando entre 1,78 e 3,57 $m.h^{-1}$ e o tempo de retenção hidráulica de 8,33 e 12,00 h .

Figura 40 - (a) Superfície de resposta e (b) Gráfico de contornos para a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em um sistema MBBR.



Verifica-se que as maiores eficiências do sistema MBBR para remoção de nitrogênio amoniacal, $\eta = 90\%$, são obtidas para velocidades superficiais do ar variando entre 1,60 e 3,80 m.h⁻¹ e para

tempos de retenção hidráulica entre 8,00 e 12,50 h. Enquanto que as menores eficiências, $\eta = 80\%$, são alcançadas para velocidade superficial do ar entre 1,60 e 1,80 m.h^{-1} e tempo de retenção hidráulica de aproximadamente 12,50 h.

Como esperado, a variável independente que apresentou maior efeito sobre a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal no MBBR em questão foi a velocidade superficial do ar, visto que a etapa de nitrificação é influenciada significativamente pela transferência de oxigênio para o interior do biofilme, sendo esta facilitada pelo aumento da vazão de ar injetada no sistema e consequentemente pelo aumento da disponibilidade de oxigênio no meio, além do aumento da agitação do meio líquido.

Não foram encontrados trabalhos na literatura que relacionam diretamente a eficiência de nitrificação com a velocidade superficial do ar aplicada ao reator. A maior parte destes trabalhos relaciona a concentração de oxigênio dissolvido ou a taxa de aplicação de carga orgânica com a eficiência de nitrificação (LI et al., 2012; ONG et al., 2004; WEISS et al., 2005; GONG et al., 2012). Neste sentido, Hem, Rusten e Ødegaard (1994) verificaram que maiores taxas de nitrificação foram obtidas para concentrações de OD da ordem de 4,50 a 5,00 mg.L^{-1} . Também nesta linha de raciocínio, Rusten et al (2000) sugere que a eficiência de nitrificação aumenta em 70% quando a concentração de OD aumenta de 5,0 para 8,0 mg.L^{-1} .

4.5 COMPARATIVO DE CUSTOS DE INVESTIMENTO INICIAL: MBBR E LODOS ATIVADOS

Da análise das superfícies de resposta obtidas e também das análises de variância, verificou-se que a condição que proporciona um melhor desempenho ao sistema MBBR (razão $V_S/V_R = 25\%$), com 76% de remoção de DQO e 90% de nitrificação, é aquela onde são utilizados velocidade superficial do ar de 3,80 m.h^{-1} e tempo de retenção hidráulica de 12 horas. Dos resultados apresentados, percebe-se que a DQO foi o parâmetro que requereu um maior volume de reator, visto a sua limitação em relação ao tempo de retenção hidráulica.

Com o intuito de comparar o investimento inicial necessário para implantação de uma planta de tratamento de efluente sanitário através do processo MBBR frente a uma planta de tratamento com o sistema de lodos ativados, foram dimensionados os equipamentos e unidades necessárias para cada processo.

Os equipamentos elétricos previstos para o sistema MBBR são dois sopradores de ar (sendo um reserva) e sistema de aeração para o reator. No caso do processo de lodos ativados foram acrescentadas duas bombas de retorno de lodo, sendo uma reserva. Os reatores e decantadores secundários foram considerados como sendo fabricados em PRFV (poliéster reforçado com fibra de vidro). A vazão de tratamento de esgoto sanitário adotada foi de $2,00 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Na Tabela 13 podem ser observados os custos referentes aos equipamentos e a instalação de uma estação de tratamento empregando a tecnologia de lodos ativados e de outra com o sistema MBBR.

Tabela 13 - Custos relacionados aos equipamentos e instalação de um sistema de lodos ativados e de um MBBR dimensionados para tratar uma vazão de até $2 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ de efluente sanitário.

Equipamentos	Lodos Ativados Custo (R\$)	MBBR Custo (R\$)
Reator	32.000,00	26.900,00
Meio Suporte	-	19.470,00
Soprador de ar	7.880,00	9.880,00
Decantador Secundário	12.500,00	12.500,00
Bomba de retorno de lodo	1.800,00	-
Instalação	17.500,00	15.000,00
Painel elétrico	4.120,00	3.750,00

Para a configuração apresentada anteriormente, o investimento inicial para implantação de uma estação de tratamento com a tecnologia MBBR seria de 87.500,00 reais, enquanto que a implantação de um sistema de lodos ativados custaria em média 75.800,00 reais. Conforme relatado na literatura, o custo para implantação de um sistema de lodos ativados é menor do que para um sistema MBBR, principalmente devido ao custo referente à adição de meios suportes. É importante destacar que este aumento no investimento para implantação da planta é de somente 15% e que em locais onde a área de implantação é um fator limitante, torna-se viável a implantação de um sistema MBBR.

Pode-se observar que os meios suportes representam mais de 20% do custo com implantação do sistema MBBR. Cabe ressaltar, que a geometria do reator, cilíndrico vertical, favoreceu a seleção de um soprador com menor potência, mas que atende a necessidade de manutenção de uma velocidade superficial de ar de $3,80 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ no interior do reator.

Quanto à durabilidade dos meios suportes, existem informações de que as primeiras plantas instaladas na Noruega não apresentaram sinais de desgaste do meio suporte em mais de 15 anos de operação contínua (RUSTEN et al., 2006; BRINKLEY; JOHNSON; SOUZA, 2007). Nesse caso, o processo MBBR ainda necessita de mais tempo de estudo para se verificar este ponto crucial do processo.

5 CONCLUSÃO

O processo MBBR estudado apresentou-se como uma excelente alternativa para tratamento de efluente sanitário, podendo ser utilizado tanto para remoção de matéria orgânica quanto para a nitrificação, em um único estágio. Foram obtidas remoções satisfatórias de matéria orgânica e nitrificação para as quatro condições experimentais estudadas. As médias globais de remoção de DQO, DBO e nitrogênio amoniacal, considerando as quatro condições experimentais investigadas, foram de 73%, 74,5% e 89%, respectivamente. A condição experimental que forneceu o melhor desempenho do MBBR foi a condição 3, onde obteve-se uma eficiência média de remoção de DQO de 71% e uma nitrificação de 92%, além de uma remoção de 85% de DBO.

Cabe ressaltar, que a eficiência do processo MBBR, encontrada neste estudo, foi obtida através do uso de uma relação V_s/V_R de apenas 25%, o que acarreta no uso de menores velocidades superficiais de ar para manter a massa de meios suportes em suspensão e constante movimentação. Desta forma, as velocidades superficiais de ar empregadas neste estudo são baixas quando comparadas a outros trabalhos realizados. Consequentemente, o custo com energia elétrica diminui, visto que a redução na velocidade superficial do ar implica em uma redução na potência dos sopradores.

A análise das formas nitrogenadas no efluente tratado, revelou que, muito provavelmente, nas condições 2 e 3 ocorreu a nitrificação parcial do efluente, enquanto que nas condições experimentais 1 e 4, ao final do experimento foi possível alcançar a nitrificação total do efluente. Na condição experimental 3 foram empregadas as maiores cargas orgânica e nitrogenada volumétricas, sendo estas correspondentes a $1,04 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $0,21 \text{ kgN-NH}_4 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente.

O comportamento da concentração de sólidos em suspensão no reator (totais e voláteis) exibiu perfil dentro da faixa esperada para o processo MBBR. Cabe ressaltar, que as condições 2 e 4 apresentaram maior concentração de sólidos suspensos totais no reator, sendo estes valores de 378 e $209 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente.

Para o sistema estudado, a produção de lodo excedente ficou acima do esperado para o processo MBBR, conforme relatado na literatura, sendo esta até mesmo superior ao produzido no sistema de lodos ativados. A menor produção específica de lodo foi alcançada na condição 3, sendo esta de $0,67 \text{ mgSSV} \cdot \text{mgDBO}^{-1}$ removida.

A taxa de consumo de oxigênio foi semelhante para as condições 1 e 2, ficando em torno de $16,10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$. A mesma situação foi encontrada para as condições 3 e 4, sendo obtidos resultados similares para as duas condições, sendo estes em média de $18,61 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$.

As microscopias do biofilme formado no MBBR evidenciaram o desenvolvimento de um biofilme fino e denso, o qual cobriu toda a superfície interna do meio suporte, sendo esta última característica comum em biofilmes desenvolvidos em baixas concentrações de meio suporte no reator. Não foi observado o crescimento do biofilme na área externa do meio suporte, corroborando a hipótese de que no projeto de reatores MBBR deve-se levar em consideração apenas a área interna protegida do suporte. Pode-se concluir também, que na microfauna do reator, na maior parte do tempo, ocorreu a predominância de rotíferos, os quais indicam uma elevada idade de lodo, dentro do esperado para reatores MBBR. Outros microrganismos que foram encontrados em grande quantidade no biofilme foram ciliados fixos e ciliados livres natantes.

Através da análise do efeito das variáveis, velocidade superficial do ar e tempo de retenção hidráulica, sobre o funcionamento do sistema MBBR quanto à remoção de DQO e de nitrogênio amoniacal foi possível verificar que a velocidade superficial do ar foi a variável que apresentou maior efeito sobre a remoção de nitrogênio amoniacal, enquanto que a remoção de DQO foi mais influenciada pelo tempo de retenção hidráulica. Nesse caso, um aumento na velocidade superficial do ar e no tempo de retenção hidráulica proporcionaram um melhor funcionamento do processo MBBR estudado. As superfícies de respostas obtidas revelam que um melhor desempenho do processo (razão $V_S/V_R = 25\%$), com 76% de remoção de DQO e 90% de nitrificação, pode ser alcançado empregando-se uma velocidade superficial do ar de $3,80 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ e um tempo de retenção hidráulica de 12 horas.

Todavia, é importante considerar que a diferença de eficiência de remoção entre as condições estudadas foram pequenas, remetendo a possibilidade de que um menor tempo de retenção hidráulica (8,33 h) e velocidade superficial do ar ($3,57 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$) podem ser utilizados, considerando o melhor custo-benefício do processo.

Por fim, atendendo ao requisito das variáveis independentes que maximizam a resposta, verificou-se que o investimento para implantação de um sistema MBBR para tratamento de efluente sanitário é similar ao sistema de lodos ativados, com um aumento de apenas 15%

no valor total, indicando a viabilidade da adoção deste tipo de sistema mesmo em ETEs de pequeno porte.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Nesta seção são apresentadas algumas sugestões para outros trabalhos que podem ser desenvolvidos empregando o processo MBBR. Como sugestões para trabalhos futuros podem-se mencionar os seguintes pontos:

1. Realizar o monitoramento dos sólidos aderidos ao meio suporte com periodicidade menor, para avaliação da remoção de matéria orgânica e nitrificação por unidade de biomassa;
2. Utilizar razões V_S/V_R superiores a 25%, com o intuito de avaliar se a eficiência do processo MBBR quanto à remoção de DQO e $N-NH_4^+$ aumenta com concentrações superiores de meio suporte no reator.
3. Fazer o monitoramento da geração de EPS ao longo do experimento, a fim de avaliar se a concentração destas substâncias afeta a remoção de DQO do sistema, conforme relatado por Dos Reis (2007).
4. Conduzir estudos com cargas orgânicas superficial e volumétrica mais elevadas, com o objetivo de avaliar qual o limite para nitrificação em um único MBBR.
5. Realizar experimentos com período de operação mais elevados em cada etapa, com o intuito de verificar o desenvolvimento do biofilme em maiores períodos de tempo.
6. Desenvolver meios suportes alternativos com materiais recicláveis para possibilitar reduções de custos na implantação de plantas de tratamento com o processo MBBR.

7 REFERÊNCIAS

ACQUAPLANT. **Procedimento operacional 0002**: amônia e nitrogênio amoniacal. Joinville, 2012.

ACQUAPLANT. **Procedimento operacional 0019**: nitrogênio total kit nitratos 019/ES. Joinville, 2012.

ACQUAPLANT. **Procedimento operacional 0041**: DQO. Joinville, 2012.

ALLAN, Victoria JM et al. Effect of nutrient limitation on biofilm formation and phosphatase activity of a *Citrobacter* sp. *Microbiology*, v. 148, p.277-288, 2002.

AMERICA PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 21. th. Washington, 2005.

ANDREOTTOLLA, Gianni; FOLADORI, Paola; RAGAZZI, Marco. **Upgrading of a small wastewater treatment plant in a cold climate region using a moving bed biofilm reactor (MBBR) system**. *Water Science and Technology*, v. 41. p. 177-185, 2000.

ANDREOTTOLLA, Gianni; et al. **Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater**. *Water Science and Technology*, v. 41. p. 375-382, 2000.

ARVIN, E., HARREMOES, P. **Concepts and models for biofilm reactor performance**. *Water Science and Technology*, v. 22, p. 171 - 192, 1990.

ATKINSON, Bernard; COOPER, Paul F. **Biological fluidised bed treatment of water and wastewater**. Ellis Horwood:Grã-Bretanha, 1981.

AYGUN, Ahmet; NAS, Bilgehan; BERKTAY, Ali. **Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor**, *Environment Engineering Science*, v. 25, p. 1311-1316, 2008.

BATISTA; Eduardo Bezerra Fernandes; SILVA; Érika Danielly Ferreira; BERNARDES, Ricardo Silveira. Desenvolvimento e adaptação de metodologia e equipamentos simplificados para análises respirométricas em meio líquido. In: II Simpósio de Recursos Hídricos do Centro Oeste Campo Grande, Campo Grande, 2002. **Anais eletrônicos...** Campo Grande, 2002. Disponível em: http://www.abrh.org.br/novo/ii_simp_rec_hidric_centro_oeste_campo_grande24.pdf. Acesso em: 15 dez. 2012.

BENTO, Alessandra Pelizzaro et al.. **Caracterização da microfauna em estacao de tratamento de esgotos do tipo lodos ativados: um instrumento de avaliação e controle do processo**, Engenharia sanitária e ambiental, v. 10, p. 329-338, 2005.

BRINKLEY, John; JOHNSON, Chandler; SOUZA, Robert. Moving bed biofilm reactor technology: a full-scale installation for treatment of pharmaceutical wastewater. In: NC AWWA-WEA 87th Annual Conference, Charlotte, 2007. **Anais eletrônicos...** Charlotte, 2007. Disponível em: <http://www.ncsafewater.org/Pics/Training/AnnualConference/AC07TechnicalPapers/Industrial/AC07Ind_Mon0145_Brinkley.pdf>. Acesso em: 08 ago. 2012.

BROCH-DUE, A., ANDERSEN, R., OPHEIM, B. **Treatment of integrated newsprint mill wastewater in moving bed biofilm reactors**, Water Science and Technology, v.35, p.173-180, 1997.

CHENG, Kuan-Chen; DEMIRCI, Ali; CATCHMARK, Jeffrey M. **Advances in biofilm reactors for production of value-added products**, Appl Microbiol Biotechnol, v. 87, p. 445-456, 2010.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos et al. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos**. Belo Horizonte:[s.n.], 2001. p. 1-82.

CORDI, Livia et al. **Impacto na microbiota do lodo ativado durante a aclimação com diferentes efluentes industriais**, Engenharia Ambiental, v. 7, p. 03 -11, 2010.

DE DEER, Dirk; STOODLEY, Paul; LEWANDOWSKI, Zbigniew. **Liquid flow and mass transport in heterogeneous biofilms**. Water Research. v. 30.p. 2761 - 2765, 1996.

DE MELLO, Josiane Maria Muneron. **Biodegradação dos Compostos BTEX em um Reator com Biofilme**. Florianópolis : [s.n.], 2007. 152 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

DEMIRCI, Ali. et al. **Biofilms in the food environment**. Iowa:Blackwell Publishin, 2007. 194p.

DE OLIVEIRA, Daniel Vieira Minegatti. **Caracterização dos parâmetros de controle e avaliação de desempenho de um reator biológico com leito móvel (MBBR)**. Rio de Janeiro : [s.n.], 2008. 103 p. Dissertação (Mestrado em Ciência em Engenharia Civil) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

DE REZENDE, Natália Regina. **Tratamento de efluentes da indústria de polpa kraft branqueada: lodos ativados versus reator de biofilme e leito móvel**. Viçosa : [s.n.], 2011. 73 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2011.

DIAS, Isabelli do Nascimento. **MBBR acoplado a filtro lento de areia e a osmose inversa para tratamento de efluente da indústria de petróleo visando reuso**. Rio de Janeiro : [s.n.], 2011. 173 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

DOS REIS, Gelma Gonçalves. **Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR)**. Rio de Janeiro : [s.n.], 2007. 153 p. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007.

DULKADIROGLU, Hakan et al. **The effect of temperature and sludge age on COD removal and nitrification in a moving bed sequencing batch biofilm reactor**, Water Science and Technology, v. 51, p. 95-103, 2005.

FUJII, Fábio Yugo. **Análise comparativa entre o processo de lodo ativado e o reator de biofilme de leito móvel na remoção de nitrogênio de esgoto sanitário**. São Paulo : [s.n.], 2011. 109 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2011.

GAPES, Daniel.J.; KELLER, J. **Impact of oxygen mass transfer on nitrification reactions in suspended carrier reactor biofilms**, Process Biochemistry, v. 44, p. 43-53, 2009.

GÖNENÇ, Ethem., HARREMÖES, Poul. **Nitrification in rotating disc systems - II: criteria for simultaneous mineralization and nitrification**, Water Research, v. 24, p. 499-505, 1990. .

GOODE, Christopher. **Understanding biosolids dynamics in a moving bed biofilm reactor**. Toronto: [s.n.], 2010. 217 p. Tese (Doutorado em Filosofia) – Universidade de Toronto, Toronto, 2010.

GONG, Lingxiao et al. **Biomass characteristics and simultaneous nitrification–denitrification under long sludge retention time in an integrated reactor treating rural domestic sewage**, Bioresource Technology, v. 119, p. 277 - 284, 2012.

GRUNDTIZ, Camila, DALHAMMAR, Gunnel. **Development of nitrification inhibition assays using pure cultures of Nitrosomonas and Nitrobacter**. Water Research, v.35, p. 433-440, 2001.

HARREMÖES, Poul. **Criteria for nitrification in fixed film reactors**, Water Science and Technology, v. 14, p. 167-187, 1982.

HEM, Lars; RUSTEN, Bjorn; ØDEGAARD, Hallvard. **Nitrification in a Moving Bed Biofilm Reactor**, Water Research. v. 28, p. 1425-1433, 1994.

HOWELL, John; ATKINSON, B. **Sloughing of microbial film in trickling filters**, Water Research, v.10, p.307-315, 1976.

IZQUIERDO, Bibiana Karina Hernández. **Estudo do comportamento de um sistema de lodos ativados com reator de leito móvel (MBBR)**. Rio de Janeiro: [s.n.], 2006. 131 p. Dissertação (Mestrado em Ciências

em Engenharia Civil) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006.

JAHREN, Sigrun J.; RINTALLA, Jukka A.; ØDEGAARD, Hallvard. **Aerobic moving bed biofilm reactor treating thermomechanical pulping whitewater under thermophilic conditions**, Water Research, v. 36, p. 1067-1075, 2002.

LAZAROVA, V., MANEM, J. **Advance in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control**. In: Anais 2nd International Conf. Specialized on Biofilm Reactors, Paris, 1993. p. 411-420.

LAZAROVA, V., MANEM, J. **Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment**, Water Research, v. 29, p. 2227-2245, 1995.

LEVSTEK, M. PLAZL, I. **Influence of carrier type on nitrification in the moving-bed biofilm process**, Water Science and Technology, v. 59, p. 875-882, 2009.

LI, Hui-qiang et al. **Removal of phenols, thiocyanate and ammonium from coal gasification wastewater using moving bed biofilm reactor**, Bioresource Technology, v. 102, p. 4667 - 4673, 2011.

MASIC, Alma; BENGTISSON, Jessica; CHRISTENSSON, Magnus. **Measuring and modeling the oxygen profile in a nitrifying moving bed biofilm reactor**, Mathematical Bioscience, v. 277, p. 1-11, 2010.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4.th. Nova York: Mcgraw Hill, 2003.

MIRANDA, Andreza Costa. **Influência da concentração de lodo sobre a capacidade de oxigenação do aerador e a influência da concentração do sal sobre a capacidade metabólica do lodo**. Campina Grande: [s.n.], 2012. 89 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2012.

MONTGOMERY, Douglas C. **Applied statistics and probability for engineers**. 5th. Nova York: John Wiley & Sons, 2011.

MONTIBELLER, Mateus Mário. **Remoção de fenol de águas residuárias utilizando método de polimerização e precipitação com enzima horseradish peroxidase (HRP)**. Florianópolis: [s.n.], 2012. 141 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2012.

MORGENROTH, Eberhard et al. **Biological wastewater treatment: principles, modelling and design**. Londres: IWA Publishing, 2008. 517 p.

ØDEGAARD, Halvard. **Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process**, Water Science and Technology, v. 53, p. 17-33, 2006.

ØDEGAARD, Halvard; RUSTEN, Bjorn; WESTRUM, T. **A new moving bed biofilm reactor – application and results**, Water Science and Technology, v. 29, p. 157-165, 1994.

ØDEGAARD, Halvard; RUSTEN, Bjorn; WESSMAN, F. **State of the art in Europe of the moving bed biofilm reactor (MBBR) process**. In: WEFTEC, Nova Orleans, 2004. p. 348-354.

ONG, S.L. et al. **Novel high capacity biofilm reactor system for treatment of domestic sewage**, Water, Air, and Soil Pollution, v. 157, p. 245-254, 2004.

PARK, Hey Ok et al. **Application of A2O moving-bed biofilm reactors for textile dyeing wastewater treatment**, Korean Journal Chemical Engineering, v. 27, p. 893-899, 2010.

PASTORELLI, G et al. **Pilot-plant experiments with moving-bed biofilm reactors**, Water Science and Technology, v. 36, p. 43-50, 1997.

PINHO, Margarida Louro da Fonseca. **Aplicabilidade do reator MBBR no tratamento de efluente vínicos**. Aveiro : [s.n.], 2007. 117 p. Dissertação (Mestrado em Gestão Ambiental, Materiais e Valorização de Resíduos) - Universidade de Aveiro, Aveiro, 2007.

RODGERS, Michael; ZHAN, Xin-Min; CASEY, Angela. **Oxygen transfer and industrial wastewater treatment efficiency of a**

vertically moving biofilm system, Water, Air, and Soil Pollution, v. 151, p. 165-178, 2004.

RODGERS, Michael; ZHAN, Xin-Min. **Moving-medium biofilm reactors**, Reviews in Environmental Science and Bio/ Technology, v. 2, p. 213-224, 2003.

ROGALLA, F., et al. **Minimising nuisances by covering compact sewage plants**, Water Science and Technology, v. 25, p. 363 – 374, 1992.

ROSSO, Diego, et al. **Oxygen transfer and uptake, nutrient removal, and energy footprint of parallel full-scale IFAS and activated sludge processes**, Water Research, v. 45, p. 5987 - 5996, 2011.

RUSTEN, Bjorn et al. **Treatment of pulp and paper industry wastewater in novel moving bed biofilm reactors**, Water Science and Technology, v.30, p. 161-171, 1994.

RUSTEN, Bjorn., et al. **The innovative moving bed biofilm reactor/solids contact reaeration process for secondary treatment of municipal**, Water Environment Research, v.70, p. 1083-1089, 1998.

RUSTEN, Bjorn. et al. **Pilot testing and preliminary design of moving bed biofilm reactors for nitrogen removal at the FREVAR wastewater treatment plant**. Water Science Technology, v. 4, p. 13-20, 2000.

RUSTEN, Bjorn. et al. **Desing and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactor**, Aquacultural Engineering, v. 34, p. 322-331, 2006.

RUSTEN, Bjorn; ØDEGAARD, Hallvard; LUNDAR, A. **Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor**, Water Science &Technology, v.26, p, 703 - 711, 1992.

RUSTEN, Bjorn; PAULSRUD, Bjarne. Improved nutrient removal with biofilm reactors. In: Boosting Environmental Technologies by Verification, Brussels, 2008. **Anais eletrônicos...** Brussels, 2008. Disponível em: <<http://www.eu-etv-strategy.eu/activities/etv-onference.htm>>. Acesso em: 04 jan. 2013.

RUSTEN, Bjorn; SILJUDAJEN, J.G.; BUNGUN, S. **Moving bed biofilm reactors for nitrogen removal: for initial pilot test to start-up of the Lillienhammer WWTP**, Water Environment Federation, 68 th Annual Conference. USA. October, 1995.

SCHMIDT, Ingo. et al. **New Concepts of Microbial Treatment Processes for the Nitrogen Removal in Wastewater**, FEMS Microbiology Reviews, v. 27, p. 481-492, 2003

SCHNEIDER, Elisângela Edila. **Avaliação de um reator de leito móvel com biofilme para tratamento de efluente da indústria do petróleo, com posterior ozonização acoplada a carvão ativado granular com biofilme**. Rio de Janeiro : [s.n.], 2010. 215 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

SHORE, Jennifer L. et al. **Application of a moving bed biofilm reactor for tertiary ammonia treatment in high temperature industrial wastewater**, Bioresource Technology, v. 112, p. 51-60, 2012.

SOKÓL, Włodzimierz. **Treatment of refinery wastewater in a three-phase fluidised bed bioreactor with a Low density biomass support**, Biochemistry Engineering Journal, v. 15, p. 1-10, 2003.

TAVARES, C.R.G., SANT'ANNA Jr., G. L., CAPDEVILLE, B. **The effect of air superficial velocity on biofilm Accumulation in a three-phase fluidized-bed reactor**, Water Research, v. 29, p. 2293-2298, 1995.

VAN LOOSDRECHT et al. **Mathematical modeling of biofilms**. Londres: IWA Publishing, 2006.

VAN HAANDEL, Adrianus; MARAIS, Gerrit. **O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operações**. Egraf: Campina Grande, 1999.

VAN RAANDEL, Adrianus; VAN DER LUBBE, Jeroen. **Handbook of biological wastewater treatment: design and optimization of activated sludge systems**. 2.th. Londres: IWA Publishing, 2012.

VENDRAMEL, Simone Maria Ribas. **Nitrificação de efluente industrial em reator de leito móvel com biofilme**: efeito da salinidade. Rio de Janeiro : [s.n.], 2009. 226 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

VON SPERLING, Marcos. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**: Lodos Ativados. v.4. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 1997.

WANG, Rong-Chang; WEN, Xiang-Hua; QIAN, Yi. **Influence of carrier concentration on the performance and microbial characteristics of a suspended carrier biofilm reactor**, Process Biochemistry, v. 40, p. 2992-3001, 2005.

WANG, X. J. et al. **Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor**, Process Biochemistry, v.41, p. 824-828, 2006.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION. **Biofilm reactors: WEF manual of practice no. 35**. Alexandria: Mcgraw Hill, 2011. 608 p.

WEISS, Jeffery S. et al. **Evaluation of moving bed biofilm reactor technology for enhancing nitrogen removal in a stabilization pond treatment plant**, Water Environment Federation, p. 2085 - 2102, 2005.

YANG, Shuai, et al. **Comparison between a moving bed membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor on organic carbon and nitrogen removal**, Bioresource Technology, v. 100, p. 2369-2374, 2009.

ZAIAT, M. **Desenvolvimento de reator anaeróbio horizontal de leito fixo para tratamento de águas residuárias**. São Paulo : [s.n.], 1996. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento.) – Escola de Engenharia de São Carlos, São Paulo, 1996.

ZHU, Songming; CHEN, Shulin. **Impacts of Reynolds number on nitrification biofilm kinetics**, Aquacultural Engineering, v. 24, p. 213-229, 2001.