

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**Avaliação do Processo de Tratamento Biológico de Águas Residuárias Sanitária e Industrial em Sistema Combinado com Reator Biológico de Contato Seguido de Filtro Aerado Submerso**

**Hércules Antonio de Oliveira**

**São Carlos**

**2010**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**Avaliação do Processo de Tratamento Biológico de Águas Residuárias Sanitária e Industrial em Sistema Combinado com Reator Biológico de Contato Seguido de Filtro Aerado Submerso**

**Hércules Antonio de Oliveira**

Tese apresentada ao Programa de Pós Graduação do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, como parte dos requisitos para obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

**Orientador: Prof. Dr. Edson Luiz Silva**

**São Carlos**

**2010**

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da  
Biblioteca Comunitária/UFSCar**

O48ap

Oliveira, Hércules Antonio de.

Avaliação do processo de tratamento biológico de águas residuárias sanitária e industrial em sistema combinado com reator biológico de contato seguido de filtro aerado submerso / Hércules Antonio de Oliveira. -- São Carlos : UFSCar, 2010.

90 f.


Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2010.

1. Biotecnologia. 2. Esgoto sanitário. 3. Bioprocessos. 4. Biofiltro aerado submerso. 5. Biofilme. 6. Reator biológico de contato. I. Título.

CDD: 660.6 (20<sup>a</sup>)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **HÉRCULES ANTONIO DE OLIVEIRA**, APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS EM 22 DE FEVEREIRO DE 2010.

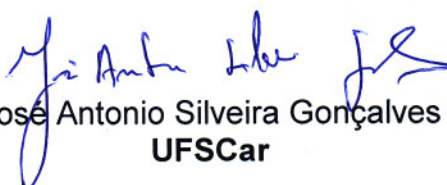
BANCA EXAMINADORA:

  
Edson Luiz Silva  
**orientador, UFSCar**

  
José Alberto Domingues Rodrigues  
**EEM**

  
Marcelo Zaiat  
**USP**

  
Alberto Colli Badino Júnior  
**UFSCar**

  
José Antonio Silveira Gonçalves  
**UFSCar**

## DEDICATÓRIA

À minha esposa Vandra,

À minha filha Marina,

Aos meus pais,

Ao criador,

Dedico

## AGRADECIMENTOS

Ao professor Dr. Edson Luiz Silva pela serenidade com a qual exerceu o compromisso de orientador.

Ao professor Dr Marcos Giulietti e ao Dr Silas Derenzo pelo incentivo para que eu me dedicasse a essa empreitada.

À PROAQUA, nas figuras de seus dirigentes Eng<sup>o</sup> Alex Barros de Sá e Eng<sup>o</sup> Cristiano F. de Sá, pelo apoio na montagem da planta piloto nas instalações da empresa.

Ao Armando Wendel Ladanyi pelo empenho e excelente trabalho de correção da tese.

## RESUMO

Este estudo apresenta os resultados da operação de uma planta piloto de tratamento biológico para águas residuárias, em testes realizados em duas fases de estudo, sendo a primeira relacionada com a operação de um reator biológico de contato (RBC) e a segunda com a operação em sistema combinado, com um biofiltro aerado submerso (BAS) à jusante do RBC. As unidades RBC e BAS foram ensaiadas no tratamento de esgoto sanitário. A vazão média de alimentação foi de  $82,9 \text{ Lh}^{-1}$ , e vazão de recirculação de lodo ativo quando se operou somente com o RBC, fixada em cerca de 60 % dessa vazão. O RBC utilizado, apesar de rotativo, não possuía biodiscos, pois foram utilizados como leito microbiano, tubos corrugados de polietileno de alta densidade (PEAD), fixados em uma estrutura metálica com a forma de um carretel rotativo, que foi submerso na célula de aeração em aproximadamente 90 % de seu diâmetro, enquanto que o BAS, montado com anéis corrugados, de PEAD, foi utilizado como polimento do efluente do RBC somente no segundo estágio dos ensaios. A caracterização do substrato, mostrou valores de concentração da demanda química de oxigênio (DQO), máxima de  $3820,8 \text{ mgL}^{-1}$  (média de  $1004,5 \text{ mgL}^{-1}$ ), denotando contaminação com efluentes líquidos industriais. No primeiro estágio dos ensaios (apenas com o RBC), o efluente tratado após o decantador secundário foram alcançadas neste estudo, remoções médias de DBO de 71,3%, e remoções de DQO de 79,6 %. Dentre as formas de nitrogênio analisadas, a concentração de nitrogênio orgânico apresentou as maiores reduções atingindo média de 51,2% e máxima 91,5%. No segundo estágio dos ensaios (RBC seguido de BAS) a eficiência alcançada de DBO foi de 78,2%, enquanto a eficiência de remoção de DQO foi de 71,6%. O BAS degradou 39,2 % dos sólidos suspensos voláteis que saíram da câmara com o RBC, enquanto o RBC degradou 65,3 % dos sólidos suspensos voláteis da entrada. A planta piloto apresentou também que a operação do BAS à jusante do RBC minimizou as variações das concentrações de todos os parâmetros analisados, relacionados ao efluente parcialmente ou totalmente tratado, não trazendo benefícios ligados a remoção de matéria orgânica carbonácea.

**Palavras chave:** Esgoto sanitário, reator biológico de contato, biofiltro aerado submerso, biofilme.

## ABSTRACT

This study presents the operational results of a pilot wastewater treatment plant. The assays were carried out in two phases: Phase 1 involved the operation of a rotating biological contactor (RBC), while Phase 2 involved a combined system operation of a submerged aerated biofilter (SAB) downstream from the RBC. The RBC and SAB units were assayed in the treatment of sanitary sewage. The average feeding rate was  $82.9 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$  and the active sludge recirculation rate—when operated only with the RBC—was 60% of the former. Despite being a rotating reactor, the RBC under investigation did not have biodiscs because it was used as a microbial bed, consisting of corrugated high-density polyethylene (HDPE) tubes fixed on a metal structure in the shape of a rotating reel submerged in the aeration cell at about 90% of its diameter, providing—subtracting contact between tubes—a  $41\text{-m}^2$  surface area for biofilm fixation. On the other hand, the SAB, which was comprised of corrugated HDPE rings that provided a  $55\text{-m}^2$  contact area, was employed to polish the RBC effluent only in Phase 2 when sludge recycling was interrupted at the beginning of the process. This operation, which is typical of activated sludge systems, was carried out in Phase 1 (211 days). Substrate characterization showed maximum chemical oxygen demand (COD) concentrations of  $3820.8 \text{ mgL}^{-1}$  (average of  $1004.5 \text{ mgL}^{-1}$ ), an indication of contamination by liquid industrial effluents. In the first stage of testing (with the RBC), the treated effluent after secondary sedimentation tank were achieved in this study, biochemical oxygen demand (BOD) removal averages of 71.3% and the COD removals of 79.6%, respectively. Among the forms of nitrogen analysis, the concentration of organic nitrogen showed the greatest reductions reaching an average maximum of 51.2% and 91.5%. In the second stage of tests (RBC followed by SAB) efficiency BOD removal achieved was 78.2%, while the COD efficiency removal was 71.6%. The removal of volatile suspended solids after BAS achieved 39.2%, whereas RBC achieved volatile suspended solids removal of 65.3%. The pilot plant also showed that the concentration of SAB in the downstream of RBC minimized the variations in concentrations of all measured parameters, related to partially or fully treated wastewater, bringing benefits not linked to removal of carbonaceous organic matter.

**Keywords:** Sanitary sewage, Rotating biological contactor, Submerged aerated biofilter, biofilm.



## SUMÁRIO

<i>Dedicatória</i>	<i>i</i>
<i>Agradecimentos</i>	<i>ii</i>
<b>RESUMO</b>	<b>iv</b>
<b>ABSTRACT</b>	<b>v</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b>	<b>viii</b>
<b>LISTA DE TABELAS</b>	<b>x</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS</b>	<b>xi</b>
<b>1. INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
<b>2. OBJETIVOS</b>	<b>4</b>
<b>3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>5</b>
<i>3.1 Processos de Tratamento Biológicos</i>	<i>5</i>
<i>3.2 Oxidação Aeróbia da Matéria Orgânica Carbonácea e dos Compostos Nitrogenados</i>	<i>7</i>
<i>3.3 Estudo de Sistemas com Biofilmes</i>	<i>9</i>
<i>3.3.1 Reatores biológicos de contato: Considerações gerais e resultados de pesquisas</i>	<i>9</i>
<i>3.3.2 Reatores com leito móvel: Considerações gerais e resultados de pesquisas</i>	<i>28</i>
<b>4. MATERIAIS E MÉTODOS</b>	<b>34</b>
<i>4.1 Água Residuária</i>	<i>34</i>
<i>4.2 Concepção da Planta Piloto</i>	<i>35</i>
<i>4.2.1 Reator biológico de contato (RBC -01)</i>	<i>37</i>
<i>4.2.2 Sistema combinado – Biofiltro aerado submerso</i>	<i>39</i>
<i>4.3 Dimensionamento da Planta Piloto</i>	<i>39</i>
<i>4.3.1 Características da câmara com reator rotativo</i>	<i>40</i>
<i>4.3.2 Características da segunda câmara somente aerada que funcionou como BAS</i>	<i>40</i>
<i>4.3.3 Características dos decantadores</i>	<i>40</i>

<i>4.3.4 Característica do soprador de ar</i>	41
<i>4.3.5 Características da bomba de reciclo de lodo</i>	41
<i>4.3.6 Características do rotâmetro</i>	41
<b>4.4 Construção e Montagem da Planta Piloto</b>	43
<b>4.5 Análises e Freqüência</b>	44
<b>4.6 Condição geral dos ensaios</b>	46
<b>5. RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>	49
<i>5.1 Ensaios de transferência de oxigênio</i>	49
<i>5.2 Resultados analíticos e informações de processo durante os estudos no estágio 1</i>	53
<i>5.3 Resultados analíticos e informações de processo durante os estudos no estágio 2</i>	73
<b>6. CONCLUSÃO</b>	83
<b>7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	86

## LISTA DE FIGURAS

<i>Figura 3.1: Anéis típicos para reatores de leito móvel (MBBR)</i>	32
<i>Figura 4.1: Fluxograma de processo da planta piloto</i>	36
<i>Figura 4.2: Planta piloto</i>	37
<i>Figura 4.3: Reator RBC com destaque para os tubos corrugados</i>	38
<i>Figura 4.4: Enchimento utilizado no Biofiltro Aerado Submerso</i>	39
<i>Figura 4.5: Dados dimensionais da planta piloto</i>	42
<i>Figura 4.6: Unidade piloto em fase final de construção</i>	43
<i>Figura 4.7: Unidade piloto em fase final de instalação</i>	44
<i>Figura 4.8: Detalhe do sistema de aeração via difusor tubular de bolha fina</i>	47
<i>Figura 4.9: Detalhe do sistema de aeração para movimentação do RBC</i>	47
<i>Figura 5.1: Ar introduzido via tubo perfurado para movimentação do RBC</i>	50
<i>Figura 5.2: Ar introduzido via difusor de bolha fina para célula do RBC</i>	50
<i>Figura 5.3: Ar introduzido via difusor de bolha fina para célula do RBC</i>	51
<i>Figura 5.4: Vazão média semanal de alimentação da planta piloto</i>	53
<i>Figura 5.5: Comportamento dos valores de DBO afluente e efluente na planta piloto</i>	54
<i>Figura 5.6: Eficiência de remoção de carga orgânica no RBC da planta piloto</i>	55
<i>Figura 5.7: Comportamento dos valores de DQO afluente e efluente na planta piloto</i>	56
<i>Figura 5.8: Taxa de aplicação superficial em kg DBO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> no RBC</i>	57
<i>Figura 5.9: Taxa de aplicação superficial em kg DQO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> no RBC</i>	58
<i>Figura 5.10: Taxa de aplicação volumétrica em kg DBO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> no RBC</i>	58
<i>Figura 5.11: Taxa de aplicação volumétrica em kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> no RBC</i>	59
<i>Figura 5.12: Comportamento de N-NH<sub>3</sub> afluente e efluente na planta piloto</i>	63
<i>Figura 5.13: Eficiência de remoção de nitrogênio no RBC da planta piloto</i>	64
<i>Figura 5.14: Concentração de oxigênio dissolvido no RBC</i>	69

<i>Figura 5.15: RBC após 7 meses de operação, com destaque para o biofilme formado</i>	71
<i>Figura 5.16: Valores de DBO na entrada e saída da unidade piloto</i>	73
<i>Figura 5.17: DQO e DBO na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto</i>	74
<i>Figura 5.18: Nitrogênio org. na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto</i>	75
<i>Figura 5.19: Nitrogênio total na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto</i>	76
<i>Figura 5.20: Sólidos totais na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto</i>	78
<i>Figura 5.21: Sólidos em suspensão na câmara com RBC e na saída da planta piloto</i>	79
<i>Figura 5.22: Sólidos voláteis na entrada, na câmara com RBC e saída da planta</i>	80
<i>Figura 5.23: Sólidos em suspensão totais e voláteis no lodo da planta piloto</i>	82

**LISTA DE TABELAS**

<i>Tabela 3.1: Padrões de classificação de corpos de água - portaria 357 do CONAMA</i>	6
<i>Tabela 3.2: Valores máximos permitidas para DQO, DBO e SST</i>	7
<i>Tabela 3.3: Características e performances de unidades de RBC em escala plena</i>	10
<i>Tabela 4.1: Caracterização do efluente de alimentação da planta piloto a partir de amostragem no mesmo dia</i>	35
<i>Tabela 4.2: Pontos de amostragens e análises no estágio 1 dos ensaios</i>	45
<i>Tabela 5.1: Resultados de saturação do meio com introdução de ar</i>	49
<i>Tabela 5.2: Dados de caracterização da planta piloto no estágio 1 dos ensaios</i>	67
<i>Tabela 5.3: Dados de eficiência do processo no estágio 1 dos ensaios</i>	68
<i>Tabela 5.4: Parâmetros de processo obtidos praticados na alimentação do meio</i>	68
<i>Tabela 5.5: Resumo dos parâmetros de processo e comparação usando o RBC</i>	72
<i>Tabela 5.6: Resumo das concentrações de matéria nitrogenada observada</i>	77
<i>Tabela 5.7: Comparativo entre os resultados do estágio 1 e estágio 2 dos estudos</i>	77
<i>Tabela 5.8: Resumo das concentrações de sólidos observadas</i>	80

**LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS**

ASFF	Aerated submerged fixed film
BAS	Biofiltro aeróbio submerso
BC-01	Bomba centrífuga de alimentação da planta piloto
BL-01	Bomba de reciclo de lodo da planta piloto
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DC-01	Decantador da planta piloto
DBOs	DBO solúvel
DQOs	DQO solúvel
FP	Filtro percolador
IL	Idade do lodo
MBR	Reator biológico de membranas
MBBR	Moving bed bioreactor
NRBC	Net-like rotation biological contactor
RBC	Reator biológico de contato
SBR	Sequential batch reactor
SO-01	Soprador de ar centrífugo da planta piloto
SS	Sólidos suspensos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
Nt	Nitrogênio total
OD	Oxigênio dissolvido
ORP	Potencial de redução redox

Pt	Fósforo total
PVC	Policloreto de vinila
PE	Polietileno
PEAD	polietileno de alta densidade
PU	Poliuretano
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	Up-flow anaerobic sludge blanked (RAFA-reator anaeróbio de fluxo ascendente com leito de lodo)

## 1. INTRODUÇÃO

Em função da conscientização crescente e da necessidade de melhor gerenciamento de recursos hídricos, observa-se a prática regular da utilização de tratamentos biológicos para oxidação da matéria orgânica carbonácea e da matéria nitrogenada presente em águas residuárias orgânicas, tanto domésticas como industriais.

A legislação brasileira define como esgoto sanitário como o despejo líquido constituído de esgotos doméstico e industrial, água de infiltração e a contribuição pluvial parasitária, e define ainda, como esgoto doméstico o despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas. Essa legislação estabelece um valor de DBO de  $60 \text{ mgL}^{-1}$  e uma concentração de nitrogênio de  $15 \text{ mgL}^{-1}$  como o limite para descarga em copos d'água ou sistemas de esgotos municipais, embora uma legislação específica local possa exigir um limite mais restritivo.

Limitações específicas de padrões de lançamento, exigindo limitação da concentração de nitratos e de outros compostos nitrogenados no efluente tratado, implicam na necessidade de se agregar ao sistema caracterizado como tratamento secundário com nitrificação, uma unidade que processe a desnitrificação caracterizando o tratamento como de nível terciário.

Essas condições limitam a aplicação de sistema de baixo desempenho, e incentivam a busca por sistemas de tratamento que além de atender as necessidades de rendimentos impostas, possam se viabilizar em termos econômicos pela minimização dos custos decorrentes das tarifas públicas para coleta de efluentes e faz com que em situações diversas seja necessária a aplicação de técnicas de tratamento que possibilitem reuso das águas residuárias.

Para redução de custos energéticos, os tratamentos tais como lodos ativados, começaram a ser projetados para operar como polimento de efluentes de sistema anaeróbios, notadamente polimento dos efluentes do reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket). Alternativamente, diante da constante procura de redução de custos operacionais, custos com manutenção, preservação da segurança do processo e obtenção de rendimentos que atendessem os padrões de emissão, iniciou-se o movimento pela implantação de sistemas caracterizados como reator biológico de contato.



O reator biológico contato (RBC) tem sido utilizado com sucesso para fornecer tratamento secundário de efluentes urbanos e industriais, e oferece uma tecnologia alternativa para o processo de lodos ativados convencional. O RBC é um biorreator de filme fixo, que consiste de uma série de grandes discos espaçados, planos ou ondulados, que são montados em um eixo horizontal comum e são parcial ou totalmente submersos nas águas residuárias. Um tambor preenchido com alguns materiais suportes de baixa densidade também pode ser usado no lugar de discos convencionais. O eixo com material suporte com filme fixo é girado com a ajuda de um motor ou um sistema de ar comprimido. Os microrganismos crescem em toda a superfície do meio suporte e a rotação do eixo faz que eles entrem em contato com o líquido, permitindo-lhes degradar a matéria orgânica contida na água residuária. Em processos aeróbios, a rotação do disco promove a transferência de oxigênio, expondo o meio suporte ao ar, e após, promovendo o contato com a água residuária. A rotação também promove turbulência na superfície do licor misto e permite a remoção de sólidos em excesso do meio suporte (GRADY et al., 1999; AYOUB & SAIKALY, 2004; TAWFIK et al., 2006; (CORTEZ et al., 2008).

O papel potencial do RBC no tratamento de efluentes domésticos e municipais, incluindo lixiviados tem sido documentada em detalhe. Os tratamentos de efluentes industriais contendo hidrocarbonetos e fenóis também têm sido relatadas. (ALEMZADEH et al., 2002; TAWFIK et al, 2006, CHEN et al. 2006; CASTILLO et al ., 2007; EKER & KARGI, 2008).

De acordo com CORTEZ et al. (2008) os materiais utilizados nos RBC substratos incluem espuma, plástico de alta densidade ou materiais de baixa densidade. Polietileno de alta densidade (PEAD) tem sido o padrão de material plástico e é mais comumente usado. Diferentes tipos de materiais suporte empacotados aleatoriamente têm sido utilizados com sucesso como substitutos para discos, tais como anéis Pall, selas e elementos cilíndricos de plástico com tamanhos distintos, apresentando resultados atraentes.

Desta forma, o objetivo deste estudo foi investigar a eficácia de um novo tipo de contator biológico rotativo no tratamento de esgoto sanitário, ocasionalmente, contaminados por efluentes industriais contendo óleos e graxas. O reator usado adotou uma configuração bastante singular, composta de uma estrutura em bobina constituída por tubos corrugados em polietileno de alta densidade, também preenchidos com tubos de PEAD, de forma a permitir a formação de biofilme tanto internamente quanto externamente à estrutura do biodisco em bobina, o que conferiu alta relação de área disponibilizada para biofilme por

volume de RBC. Em função da submersão do RBC no tanque que o suporta, alcançar 90 a 95 % do diâmetro do reator, o movimento de rotação foi proporcionado pelo ar atmosférico, responsável também pela oxigenação do meio, evitando desta forma, a necessidade de aparatos externos para movimentação.

## 2. OBJETIVOS

Esse estudo teve como objetivo:

a) Projeto, construção, montagem e operação de uma planta piloto usando um reator biológico de contato (RBC), no tratamento biológico de uma corrente de esgoto sanitário, ocasionalmente, contaminada por efluentes industriais contendo óleos e graxas;

b) Verificar a eficiência de sistema combinado com reator biológico de contato (RBC) seguido de biofiltro aerado submerso (BAS), no tratamento biológico de uma corrente de esgoto sanitário, ocasionalmente, contaminada por efluentes industriais contendo óleos e graxas.

### 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A busca de informações técnicas foi orientada a pesquisas que fizessem referência a sistemas de tratamento de efluentes líquidos orgânicos que agregam tecnologia da utilização reatores biológicos de contato (RBC) e “moving bed biofilm reactor” (MBBR), estabelecendo critérios de processo vinculados a área do biofilme disponibilizada no sistema, e que oferecesse performances condizentes com as exigências estabelecidas nos padrões de lançamento do CONAMA 357-5.

#### 3.1 Processos de Tratamento Biológicos

Os esgotos sanitários antes de serem submetidos aos processos de tratamento biológicos, passam por sistemas primários caracterizados por operações de gradeamento, peneiramento, remoção de areia e óleos e graxas livres e decantação primária.

Os processos biológicos são em síntese, caracterizados como anaeróbios ou aeróbios ou mesmo sistemas combinados (anaeróbios seguidos de aeróbios), processos estes atualmente bastante empregados em grandes plantas de tratamento uma vez que a carga orgânica reduzida anaerobiamente não será computada para cálculo do consumo de oxigênio no sistema aeróbio à jusante, com redução proporcional do consumo de energia elétrica para aeração.

Efluentes líquidos industriais orgânicos passíveis de tratamento biológico, em caso de carregarem produtos químicos que possam inibir ou inviabilizar os tratamentos biológicos são previamente submetidos a tratamentos físicos, físico químicos ou químicos. Cumpre ressaltar que se a municipalidade dispuser de estações de tratamento adequadas, a critério do gerador de efluentes e também a partir de uma negociação tarifária, não se faz na maioria das vezes necessário adequar os efluentes quanto aos valores de concentração de matéria orgânica, mas tão somente aplicar pré-tratamento antes do lançamento.

Nos sistemas biológicos, a degradação do substrato é efetivada principalmente com a produção de gás metano e CO<sub>2</sub>, no entanto, quando aplicado isoladamente no tratamento da grande maioria dos efluentes orgânicos industriais, e do próprio esgoto

sanitário, não propicia um grau de tratamento que permita atender padrões de lançamento estabelecidos para lançamento em corpos de água receptores, ou para irrigação (TAWFIK et al. 2002).

Assim, os processos biológicos exigem, portanto, a implantação de sistemas de polimento à jusante, para adequar os padrões de lançamento de efluentes aos valores estabelecidos de DBO, carbono orgânico total (COT), e compostos nitrogenados ( $N_X$ ), orientados para que os descartes não alterem as características do corpo receptor quando do confronto das características do descarte com as características da classificação do corpo de água receptor, resumido conforme a Tabela 3.1.

**Tabela 3.1: Padrões de classificação de corpos de água - portaria 357 do CONAMA.**

Classificação	Características	Classes	DBO <sub>5</sub>	COT	NO <sub>3</sub> , NO <sub>2</sub> , N-Amoniacal		
					(mgL <sup>-1</sup> )		
		<b>especial</b>	0	0	0	0	0
Água Doce	Salinidade < 0,5%	1	-	10	1	3,7	
		2	-	10	1	3,7	
		3	-	10	1	13,3	
		<b>especial</b>	0	0	0	0	0
Água Salina	0,5 < Salinidade < 30%	1	-	3	0,4	0,07	0,4
		2	-	5	0,7	0,2	0,7
		3	-	10	-	-	-
		<b>especial</b>	0	0	0	0	0
Água Salobra	Salinidade > 30%	1	-	3	0,4	0,07	0,4
		2	-	5	0,7	0,2	0,7

Fonte: Resolução 357 de 17/03/2005 do Conselho Nacional de Meio ambiente – CONAMA.

Os valores para DBO, DQO e sólidos suspensos totais (SST) em corpos de água receptores, são regidos normalmente por órgãos de controle estaduais, em conformidade com a Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Valores máximos permitidos para DQO, DBO e SST.

Estado	Legislação	DQO (mgL <sup>-1</sup> )	DBO (mgL <sup>-1</sup> )	SST (mgL <sup>-1</sup> )
RJ	DZ - 215, R - 3		40 - 180 (a)	40 - 180 (a)
MG	COPAM n° 10	90	60 (b)	60 (c)
SP	Decreto n° 8468		60 (c)	

(a) Valor variável de acordo com a carga orgânica bruta afluyente ao sistema de tratamento;

(b) Valor máximo permitido ou eficiência mínima de remoção de DBO de 60%;

(c) Valor máximo permitido ou eficiência mínima de remoção de DBO de 80%.

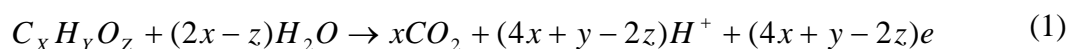
Fonte: SANTOS (2005).

### 3.2 Oxidação Aeróbia da Matéria Orgânica Carbonácea e dos Compostos Nitrogenados

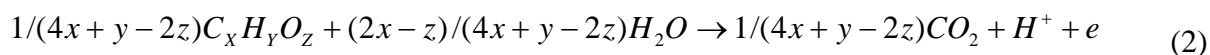
As limitações dos padrões de lançamento de efluentes estabelecidos do CONAMA 357-5 fazem com que a maioria dos sistemas biológicos tenha em sua concepção uma etapa aeróbia, tanto alimentada pelo efluente bruto, como pelo efluente pré-tratado em outros sistemas. Nos processos aeróbios a degradação da matéria orgânica é efetivada via oxidação, seguida a depender de critérios de dimensionamento, dos processos de nitrificação e desnitrificação.

Admitindo-se uma fórmula geral estrutural  $C_xH_yO_z$  para o material orgânico, então as reações de oxidação e de redução podem ser escritas como:

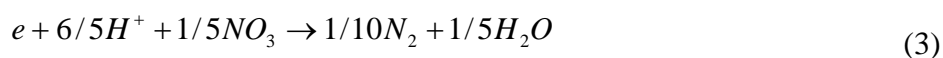
a) Oxidação:



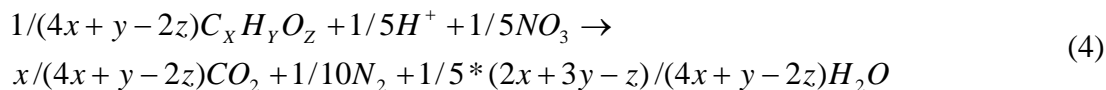
ou:



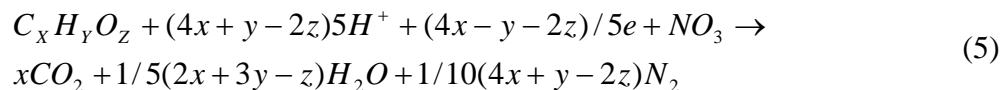
b) Redução:



Redox:



ou:

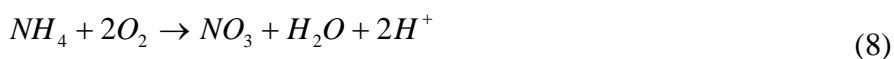
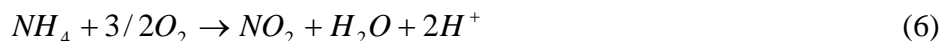


Oxidada a matéria Orgânica, e em função da relativa alta concentração de amônia do esgoto sanitário bruto observa-se:

#### a) Nitrificação

A nitrificação é a oxidação biológica da amônia tendo como produto final o nitrato. A oxidação de nitrito para nitrato é medida por bactérias do gênero Nitrobacter, ambos os gêneros Nitrossomonas e Nitrobacter somente desenvolvem atividade bioquímica na presença de oxigênio dissolvido, por serem aeróbias obrigatórias.

Os passos do processo de Nitrificação podem ser escritos como:



#### b) Desnitrificação - Processo Anóxico

A desnitrificação é a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular tendo-se a matéria orgânica como elemento redutor, conforme reações de redução e redox no subitem “a”.

As condições necessárias para que o processo de desnitrificação se desenvolva em um sistema, pode ser resumido como segue:

- Presença de uma massa bacteriana facultativa;
- Presença de nitrato e ausência de Oxigênio dissolvido (OD) no líquido misto;

- Condições ambientais adequadas para o crescimento de microorganismos;
- Presença de um doador de elétrons (reduzidor de nitrato, no caso a matéria orgânica).

A operação de desnitrificação, em processos convencionais, é garantida em tanques operando na interface entre sistema aeróbio e anaeróbio, de forma que a população microbiana do meio lance mão do oxigênio da molécula do nitrato, liberando nitrogênio elementar para a atmosfera.

### **3.3 Estudos de Sistemas com Biofilmes**

Os estudos específicos sobre processos biológicos otimizados tomam corpo na década de 90 associando esses processos com uso de meios suportes, apresentando ao longo de toda a área disponibilizada nos suportes, uma camada de população microbiana denominada biofilme.

Em revisão em curso, a Associação Brasileira de Norma Técnicas - ABNT está efetuando uma padronização das nomenclaturas associadas a esses processos, caracterizando os biodiscos ou reatores biológicos de contato como, RBC e os biofiltros aeróbios submersos como BAS. Ainda não foi estabelecida nomenclatura para o MBBR pela ABNT.

#### *3.3.1 Reatores biológicos de contato: Considerações gerais e resultados de pesquisas*

GRADY et al. (1999) enfocaram os reatores biológicos de contato definindo-os como aparatos dotados de discos paralelos suportados perpendicularmente ao eixo horizontal de suporte, espaçados entres si, submersos no substrato em tratamento, em aproximadamente metade do seu diâmetro, onde os microorganismos de um dado tratamento biológico aderem-se aos discos, e o movimento de rotação aplicado ao RBC garante contato constante de todo o biofilme com o meio em tratamento.

Quando os RBC's são aeróbios, a aeração do meio é decorrente de dois mecanismos, quando parte do disco está abaixo da lâmina de líquido, uma fina camada de substrato adere aos discos, e quando essa parte do disco está na atmosfera o oxigênio é



transferido ao biofilme, e a submersão a partir desse ponto retorna ao meio um líquido bastante oxigenado, aumentando a concentração de oxigênio dissolvido no meio.

O material de construção dos discos depende exclusivamente do fabricante do equipamento, mas normalmente são encontrados discos fabricados em placas corrugadas de polietileno de alta densidade (PEAD), sendo que reatores rotativos de plena escala apresentam diâmetro de 3,6 m (12 ft) e comprimento máximo de 7,62 m (25 ft).

A quantidade de discos é um parâmetro definido por ocasião do projeto, e a rotação aplicada aos discos de 3,6 m é normalmente 1,6 rpm sendo a área total disponibilizada para fixação do biofilme e a submergência, fatores fundamentais no desempenho do sistema.

Um dos maiores méritos dos RBC's está associado ao baixo consumo de energia para operação, pois a energia é utilizada apenas para vencer a resistência da passagem do disco pelo líquido, significando uma pequena fração da energia necessária para operação de um sistema do tipo lodo ativado. No entanto, as principais desvantagens dos RBC's estão associadas ao fato das instalações de tratamento com RBC's não terem reserva de capacidade e ausência de controle operacional.

Na Tabela 3.3 são apresentados os resultados de desempenho de unidades aeróbias de tratamento de efluentes líquidos industriais que operavam em escala plena.

**Tabela 3.3: Características e performances de unidades de RBC em escala plena.**

<b>Tipo de Efluente</b>	<b>Número de estágios</b>	<b>DBO na alimentação mgL<sup>-1</sup></b>	<b>DBO no efluente mgL<sup>-1</sup></b>	<b>% de remoção</b>
Refinaria	3	178	34	81
Processamento de queijo	4	1062	42	96
Fábrica de vinho	6	600	24	96
Laticínios	6	2270	227	90
Panificação	4	2000	< 300	> 85

Fonte: GRADY et al. (1999).

RIVERA et al. (1988) desenvolveram estudo sobre a população de protozoários presentes no biofilme de reatores biológicos de contato, que se formavam no

disco em contínuo movimento, estando o substrato sempre em contato com o ar atmosférico, sendo a submersão dos discos da ordem de 40%.

O presente estudo foi desenvolvido utilizando como substrato uma corrente de esgoto sanitário nas seguintes condições de processo: área total para biofilme ( $m^2$ ): 8751,46, número de estágios – 3, área do primeiro estágio ( $m^2$ ) - 4589,40, área do segundo e terceiro estágio ( $m^2$ ) - 2081 cada, vazão de projeto ( $Ls^{-1}$ ) - 7,5, DBO afluente ( $mgL^{-1}$ ) – 150, DBO efluente após clarificador ( $mgL^{-1}$ ) – 15, sólidos suspensos no afluente ( $mgL^{-1}$ ) – 200, sólidos suspensos no efluente após clarificador ( $mgL^{-1}$ ) – 20, eficiência mínima do sistema - 90%.

A unidade de biodisco encontrava-se instalada em um tanque de concreto com 4,6 metros de largura e 9,5 metros de comprimento, com capacidade de 92,47  $m^3$  e os discos utilizados eram de placa corrugada de polietileno de alta densidade.

Além de estudos de caracterização da população de protozoários na planta de estudo, compararam a incidência populacional com outros sistemas de tratamento e apresentaram resultados de desempenho em termos de remoção de carbono orgânico total e  $N-NH_3$ . Em função da abundância e diversidade de indicadores de protozoários, a maior degradação de matéria orgânica foi observada no primeiro estágio, sendo a remoção de DBO não significativa no segundo e terceiro estágio. A exceção do protozoário *T.fecalis*, todos os outros protozoários isolados encontravam-se em ambientes livres.

Os autores concluíram também que a concentração de oxigênio dissolvido é mais importante que a carga hidráulica e orgânica aplicada para a determinação da presença e tipo de protozoários presentes no biofilme.

OKABE et al. (1996) estudaram a relação entre a dinâmica da população microbiana nitrificadora em biofilme, em função de várias relações C:N para cinco tipos de biofilmes, que foram inoculados em um reator rotativo, parcialmente submerso (RBC): cultura enriquecida com nitrificantes – C:N = 0,0; cultura enriquecida com nitrificantes - C:N = 0,25; cultura enriquecida C:N = 1,5; efluente de decantador primário C:N = 0,0; efluente de decantador primário C:N = 1,0.

Os autores concluíram que altas taxas de aplicação (C:N), retardaram o acúmulo da população nitrificante, resultando em períodos prolongados de “start-up” (maior que 45 dias), e observaram que o inoculo inicial teve grande influência na desempenho inicial do reator, e que no biofilme, 20 a 30% do total da população microbiana (células), estavam

inativas, e deveriam ser descontadas do total para uma correta avaliação da atividade no biofilme.

Com vistas à aplicação de reatores biológicos de contato para tratamento de efluentes líquidos industriais, BANERJEE (1997) operou um reator tipo RBC com 4 estágios, em escala laboratorial com substrato sintético rico em fenol. Para inoculação do sistema, os pesquisadores utilizaram 0,5 litro de lodo decantado de uma unidade de tratamento para remoção de fenol, sendo o inóculo mantido em aclimação, enquanto era incrementada a dosagem de fenol a partir de uma dosagem inicial de  $1 \text{ gm}^{-3}$  (1 g de fenol é equivalente a 2,38 g de DQO). O processo de adaptação durou 8 meses até que o meio estivesse adaptado para a concentração desejada de  $400 \text{ gm}^{-3}$  de fenol na alimentação e com alimentação de  $400 \text{ gm}^{-3}$  de fenol, em tempo de detenção hidráulica variando de 6 a 12.

O reator possuía as seguintes características: número de compartimentos – 4, número de discos por compartimento – 15, espessura de cada disco de polietileno (m) - 0,003, diâmetro de cada disco (m) - 0,41, espaço entre discos (m) - 0,025, diâmetro do eixo de sustentação dos discos (m) - 0,025, rotação dos discos (rpm) - 1 – 24, comprimento total do reator (m) - 2,5, largura total do reator (m) - 0,42.

Após duas semanas de operação, quando se observou a formação de biomassa nos biodiscos o programa de alimentação contínua teve início sendo que as amostras para confirmação de desempenho eram coletadas após se observar estabilidade em três leituras consecutivas com variação de  $\pm 10\%$ .

As características da biomassa em termos de sólidos voláteis por  $\text{m}^2$  de área de biodisco ( $\text{g SSV m}^{-2}$  de disco submerso) apresentaram-se conforme: 1º estágio - 14,0 - 51,0, 2º estágio - 11,5 - 44,4, 3º estágio - 8,9 - 33,0, 4º estágio - 5,5 - 14,4.

BOAVENTURA, & RODRIGUES (1997) desenvolveram modelos para medição da cinética de desnitrificação em reatores com biodiscos rotativos usando fontes de carbono em diferentes espessuras de biofilme com alimentação de fontes de nitratos. Os autores analisaram a competição entre reação e difusão no biofilme para que obtivessem uma constante de reação de ordem zero e efetiva difusividade do substrato dentro do biofilme. Ao substrato sintético foi adicionada fonte de carbono para que fosse mantida a relação DQO/ $\text{NO}_3\text{-N}$  de 40.

O reator biológico de contato era um cilindro com discos em rotação em um meio de cultura e por ajuste da rotação obtinha-se uma mistura perfeita conveniente para

análise do meio, efetuando-se mudanças na posição dos biodiscos de tempos em tempos para permitir a obtenção de biofilmes similares em ambos os lados dos discos.

O reator biológico de contato possuía as seguintes características: volume útil ( $m^3$ ) – 2000, diâmetro interno (cm) – 19, altura útil (cm) – 7, área do disco ( $cm^2$ ) – 153,4, espessura do disco (cm) – 0,8.

A espessura do biofilme observada era de 100-1200  $\mu m$  antes da remoção do excesso de biomassa, e após remoção um novo biofilme aderido aos discos apresentava espessura entre 100 a 200  $\mu m$ .

Todos os experimentos foram conduzidos a 25 °C a uma vazão de 50  $ml\ min^{-1}$ , concentração de nitrato na alimentação na faixa de 5 a 50  $mgL^{-1}$ , espessura de biofilme entre 100 e 1000  $\mu m$ , pH entre 7,02 e 7,86 e relação carbono orgânico total : Nitrato ( $TOC:N-NO_3$ ) entre 9,3 e 14.

Os autores afirmaram que os protozoários presentes no biofilme competem com as bactérias e outros microorganismos pela matéria orgânica, e são importantes indicadores da qualidade da água e da própria eficiência dos biodiscos.

Os reatores biológicos de contato aeróbios foram também empregados no polimento do efluente de sistemas anaeróbios, tendo CASTILLO et al. (1999), operado um reator UASB de 750 litros seguido de três reatores de contato em série, com 55 litros de volume útil cada.

Os autores usaram Monod para testarem a possibilidade de associarem modelo de 1ª e segunda ordem para representar a biodegradação do esgoto doméstico, operando a unidade piloto durante o verão com temperatura de 19 °C, e no inverno com temperatura por volta de 12°C, e concluíram ser apenas o modelo de 1ª ordem, adequado para representar a biodegradabilidade do esgoto doméstico, tanto no sistema anaeróbio como no sistema aeróbio. Cada período de ensaio durou 2 semanas, e os períodos 8, 10 e 12 foram utilizados para o processo de nitrificação e os indicadores de carga orgânica foram expressos em  $mg\ O_2\ L^{-1}$ , e o TDH em horas.

GUPTA & GUPTA (1999) apresentaram estudo sobre remoção simultânea de matéria orgânica carbonácea e de nitrogênio, utilizando um RBC com biodiscos de pratos parcialmente submersos, em três estágios, alimentado com substrato sintético (acetato como fonte de carbono, e cloreto de amônia como fonte de nitrogênio), em concentrações próximas às encontradas no esgoto sanitário.

A cultura do biofilme foi desenvolvida com uma população microbiana oxidante de enxofre, com bactérias heterotróficas *Thiosphaera pantotropha*, com população nitrificante e outras heterotróficas, e cada estágio do reator foi composto por 14 pratos acrílicos, com 25 cm de diâmetro, operando a 5 rpm, e com possibilidade de coleta de amostra individualizada,

No primeiro estágio, onde foi detectada a presença de *T. pantotropha*, foram verificadas altas taxas de remoção de DQO e  $\text{N-NH}_4^+$ , (5,8 a 14,1 g DQO  $\text{m}^3\text{d}^{-1}$ , e 0,47 a 1 g N  $\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ ), para taxas de aplicação volumétrica e superficial de 6,9 - 20,7 g DQO  $\text{m}^3\text{d}^{-1}$ , e 0,69 a 2,09 g N  $\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , respectivamente.

Contrariamente aos projetos convencionais, com concorrência entre a remoção da matéria orgânica carbonácea, e nitrificação, a taxa de nitrificação aumenta linearmente com o aumento da taxa de alimentação de carbono depois estabilizando em aproximadamente 1 g N  $\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , correspondendo a uma taxa superficial de alimentação de DQO por volta de 15  $\text{gm}^{-2}\text{d}^{-1}$ , e taxa superficial de alimentação de nitrogênio de 1,5 g N  $\text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , mostrando a troca da ordem da reação de primeira para zero, obtendo-se remoção simultânea de nitrogênio entre 20 e 68%, registrando também benefícios específicos na nitrificação heterotrófica e desnitrificação aeróbia, em função das propriedades peculiares da *T. pantotropha*.

FERREIRA et al. (2000) apresentaram os estudos para ampliação da estação de tratamento de despejos industriais (ETDI) da refinaria Alberto Pasqualini (REFAP) da Petrobrás. O efluente da refinaria após passar por sistema de remoção de óleos e graxas, inicialmente por separação gravimétrica (remoção de óleos livres), depois por processo físico químico (remoção de óleos emulsionados), era encaminhado a processo de tratamento biológico em lagoas aeradas. Em função de aumentos de carga ao sistema existente conceituaram um sistema de biodiscos à jusante das lagoas.

A planta piloto de RBC foi operada nas seguintes condições: suporte para biofilme - discos em polietileno, número de estágios - 4 em série, área superficial total disponibilizada ( $\text{m}^2$ ) - 23,92, relação área/volume ( $\text{m}^2\text{m}^{-3}$ ) - 200, diâmetro dos discos (m) - 0,5, número de discos por estágio - 9, comprimento de cada estágio (m) - 0,297, velocidade periférica ( $\text{ms}^{-1}$ ) - 0,31.

TEIXEIRA & OLIVEIRA (2001) analisaram o efeito da submergência de biodiscos rotativos (RBC's), fechados, no processo de desnitrificação, mantendo-se a relação C/N média igual a 2, utilizando um substrato sintético.

Nessa pesquisa, dois reatores biológicos de contato foram operados por um período de 40 dias com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, e rotação dos discos fixada em 2 rpm, em temperatura de 26 °C, após a inoculação com 600 ml de uma cultura de *Alcaligenes desnitrificantes* ATCC 15173 quando os reatores foram operados em regime de batelada por uma semana. As submergências ensaiadas foram de 100 e 64,5% do diâmetro dos biodiscos.

O RBC 1 possuía as seguintes características: submergência (%) – 100, número de estágios – 2, disco por estágio – 7, diâmetro dos discos (cm) - 16,2, espessura dos discos (mm) – 3, espaço entre discos (cm) – 2, material dos discos – polimetilacrilato, área superficial dos biodiscos - 0,58, volume dos reatores (L) - 16,4. Enquanto, o RBC 2 possuía as seguintes características: submergência (%) – 64,5, número de estágios – 1, disco por estágio – 13, diâmetro dos discos (cm) – 23,4, espessura dos discos (mm) – 3, espaço entre discos (cm) – 2, material dos discos – polimetilacrilato, área superficial dos biodiscos – 1,12, volume dos reatores (L) - 13.

Apesar de longo tempo de “start-up”, nas mesmas condições de operação o filtro completamente submerso (RBC 1) favorece a desnitrificação quando em confronto com o biodisco submerso em 64,5% (RBC 2), nas taxas de remoção de N-NO<sub>3</sub> por área total de biodiscos, em 7 dias de operação o RBC 1 alcançou valor máximo de 77,0 g N-NO<sub>3</sub> m<sup>-3</sup>m<sup>-2</sup>, com média de 36,71 g N-NO<sub>3</sub> m<sup>-3</sup>m<sup>-2</sup>, contra 37,7 g N-NO<sub>3</sub> m<sup>-3</sup>m<sup>-2</sup>, com média de 16,97 g N-NO<sub>3</sub> m<sup>-3</sup>m<sup>-2</sup> no RBC 2.

ALEMZADEH et al. (2002) apresentaram estudos para remoção de fenol utilizando um substrato sintético em reator biológico de contato de três estágios de igual volume, cada estágio com 24 discos, fornecendo uma área para fixação de biofilme de aproximadamente 1,5 m<sup>2</sup> por estágio, com discos fabricados em fibra de vidro com três milímetros de espessura e 15 mm de diâmetro, espaçados entre si em 15 mm. O reator onde os discos eram submetidos à rotação de 15 rpm, também construído em fibra disponibilizava 7,5 L. A aclimação microbiana foi efetuada com concentração de fenol de 200 mgdm<sup>-3</sup>, e a inoculação foi processada em uma mistura de lodo ativado de uma planta que tratava 50 % de esgoto sanitário e 50% de efluente de matadouro, durante 4 meses até que se alcançasse a meta de 200 mgdm<sup>-3</sup> de fenol, embora os ensaios tenham sido conduzidos com concentração de fenol de 100 mgdm<sup>-3</sup>.

Os autores ressaltaram que processos biológicos convencionais como os processos de lodos ativados não são efetivos para remoção de clorofenol recalcitrante quando

em concentrações que impliquem em alta toxicidade e que diferentes processos tanto físicos, com químicos e biológicos são utilizados para tratamento de fenol em efluentes líquidos de indústrias de papel, petroquímicas, e de indústrias plásticas.

ALEMZADEH et al. (2002) relataram que métodos físicos químicos são utilizados para concentrar clorofenóis, mas não resultam em completa mineralização e que processos químicos ou de oxidação biológica são mais efetivos para que se obtenha uma melhor mineralização, mas os processos de oxidação química podem gerar subprodutos indesejáveis, além do alto custo do processo.

A utilização de reatores rotativos de contato como polimento de efluentes de reatores anaeróbios foi estudada também por TAWFIK et al. (2002), utilizando o efluente de um reator UASB de 6 m<sup>3</sup> e que segundo os autores apresentou vários problemas operacionais com reflexo em desempenho não satisfatória que tratava esgoto sanitário.

Cada módulo dos dois estágios de RBC's seguintes ao UASB, tinham 60 litros de volume útil cada, e um total de 20 discos com 60 cm de diâmetro, espessura e espaçamentos de 2 cm, construídos em espuma de poliuretano, disponibilizando um total de 6,5 m<sup>2</sup> de área para suporte microbiano, com rotação fixada em 5 rpm, sendo os ensaios realizados em temperatura ambiente entre 12 e 15°C. Os estudos foram conduzidos em três condições de processo em diferentes vazões de alimentação, ou seja, 0,288 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> (TDH=10 h), durante 2 meses, 0,576 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> (TDH=5 h), durante 2,5 meses e 1,152 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> (TDH=2,5 h), durante 2 meses e durante os ensaios do segundo experimento foram examinados os efeitos de carga de choque aplicando-se vazão de 1,74 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> por 2,5 horas.

Para se analisar o efeito da carga orgânica aplicada, a taxa de aplicação superficial aos dois estágios de RBC foi aumentada de 6,45 para 21,95 g DQO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, com decréscimo do TDH de 10 para 2,5 h obtendo-se: DQO total (%) de 83,0 (±3,2) a 73,0 (±4,2), DQO suspensa (%) de 92,0 (±11,3) a 83,0 (±10,9), DQO coloidal (%) de 95,3 (±3,4) a 95,10 (±3,6), e DQO solúvel (%) de 73,0 (±5,8) a 56,0 (±13,5)

Os pesquisadores ressaltaram que a maior parte da DQO coloidal e da DQO suspensa foi removida no primeiro estágio do reator rotativo de contato e que a remoção de amônia e E.coli foi: Amônia (%) de 92,0 (±3,6) a 18,0 (±4,5), e E. coli (%) de 99,5 (±0,5) a 89,0 (±8,6).

Os autores ressaltaram que a maior parte da E.coli em águas residuárias estão associadas a partículas, e que as análises foram feitas em maiores detalhes nas frações com

4,4 a 4,5  $\mu\text{m}$ . A maior parte de E.coli presente na fração suspensa com mais de 4,4  $\mu\text{m}$ , segundo os autores foi removida por sedimentação ou absorção no biofilme do primeiro estágio de RBC (99,6%), enquanto a E.coli presente na forma coloidal (4,4  $\mu\text{m}$  < fração suspensa > 0,45  $\mu\text{m}$ ) foi absorvida no segundo estágio (99,78%) e ressaltam que a vantagem da utilização de reator com dois estágios frente à utilização de reator em estágio único foi claramente confirmada, em função de desempenho de remoção de DQO, E.coli e de nitrificação da amônia observada.

Os pesquisadores observaram que a redução da carga orgânica quando a taxa de aplicação superficial era aumentada de 6,45 para 21,95  $\text{g DQO m}^{-2}\text{d}^{-1}$  ou o tempo de detenção hidráulica, diminuído de 10 para 2,5 horas acarretava efeitos negativos na eficiência do processo, e que a carga de choque aplicada não acarretou mudança na concentração de DQO de saída (86  $\text{mgL}^{-1}$ ), mas a concentração de amônia no efluente final aumentou de 32,1 para 51,3  $\text{mgL}^{-1}$ , e a porcentagem de remoção de E.coli decaiu de 95,5 para 87,1%.

TORKIAN et al. (2003) operaram um reator rotativo de contato com 6 estágios com efluentes provenientes de matadouro, gerados em todas as etapas desse tipo de processo industrial. O reator rotativo de contato com seis estágios foi construído para operar com volume útil de 280 litros continha 16 discos por estágio, construído em chapa de polietileno, com 0,5 m de diâmetro, 0,03 m de espessura, espaçados em 0,03 m que operaram com 37% de submersão no líquido e possuíam por estágio, área para fixação do biofilme de 0,375  $\text{m}^2$ . Para a inoculação do reator foi utilizado lodo de um sistema de lodos ativados que tratava esgoto doméstico e a alimentação foi iniciada tempo de detenção hidráulica de três dias, e após uma semana de operação já se havia observado formação de biofilme nos discos.

Os autores utilizaram dois esquemas de operação, um, durante as três primeiras fases do estudo, manteve-se os discos em 8 rpm, variando-se a carga orgânica, e nas três fases finais manteve-se os discos em 11 rpm. A concentração de oxigênio dissolvido na maior parte do tempo se manteve abaixo de 0,5  $\text{mgL}^{-1}$ , uma vez que não havia fonte de oxigênio suplementar que aquela da transferência da atmosfera para os biodiscos

Diferentes taxas de aplicação de carga orgânica foram conseguidas utilizando diferentes combinações de efluentes com diferentes concentrações e em menor proporção, por variação da carga hidráulica de alimentação sendo que a influência da taxa de aplicação superficial de carga orgânica na eficiência do processo foi avaliada aplicando-se valores que variaram de 5 a 18  $\text{g DBOs m}^{-2}\text{d}^{-1}$  ( 9 a 34  $\text{g DQOs m}^{-2}\text{d}^{-1}$ ), obtendo se os seguintes valores de



eficiência: DBOs (%) de  $85 \pm 4$  a  $74 \pm 3$ , DBO<sub>T</sub> (%) de  $75 \pm 4$  a  $65 \pm 7$ , DQOs (%) de  $81 \pm 5$  a  $69 \pm 7$ , e DQOt (%) de  $76 \pm 4$  a  $59 \pm 7$ .

Os pesquisadores relataram que as baixas taxas de remoção de DBOs e de DQOs na fase inicial dos estudos em diferentes rotações aplicadas aos biodiscos (dias de teste 1 a 22, e 85 a 114), com taxas de aplicação superficiais de  $17,7 \pm 2,1$  e  $11 \pm 2,9$  g DBOs m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> respectivamente resultaram em resultados finais de DBO inaceitáveis (220 a 290 mgL<sup>-1</sup>). Nessa fase a cor do biofilme era cinza claro, e quando se reduziu a taxa de aplicação de matéria orgânica a eficiência de remoção de DBO aumentou com a cor do lodo passando para marrom, com a concentração de oxigênio dissolvido alcançando valores entre 0,2 e 0,9 mgL<sup>-1</sup>, não se detectando odores característicos de H<sub>2</sub>S.

Os autores concluíram pela viabilidade da utilização de reatores RBC para polimento de efluentes de reatores anaeróbios, ressaltando porém a tendência geral do decréscimo da eficiência de remoção de carga orgânica quando do aumento da taxa de aplicação de matéria orgânica. Eficiência de remoção que permitiu a utilização do efluente tratado para fins de utilização como fertilizante na agricultura foi alcançado com taxa de aplicação de  $5,3 \pm 2,9$  g DBO<sub>S</sub> m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> com remoção de DBO<sub>S</sub> de  $85 \pm 3\%$ .

Em continuidade as pesquisas com RBC, TORQUIAN et al. (2003) estudaram também, o mesmo reator com 6 estágios e adicionaram para o tratamento de esgoto municipal, efluente de um decantador primário.

Os autores mantiveram dois esquemas de operação, ou seja, nas primeiras três fases os discos em rotação de 7 - 8 rpm, variando a carga orgânica aplicada, e nas segundas três fases, mantiveram os disco em 11 rpm.

A partir dos resultados obtidos, TORQUIAN et al. (2003) observaram que a eficiência de remoção decresceu com o aumento da taxa de aplicação de matéria orgânica, e em função dos aumentos de carga orgânica praticados, as eficiências de remoção variaram de  $90 \pm 4$  a  $73 \pm 4\%$  com 10-11 rpm e  $85 \pm 5$  a  $66 \pm 6\%$ , com 7 - 8 rpm.

Os autores ressaltam a tendência de decréscimo de eficiência de remoção de DBOs com o aumento da carga orgânica aplicada, e que as maiores taxa de remoção são observadas nos primeiros três estágios.

WYFFELS et al. (2003) estudaram a remoção de nitrogênio em reator biológico de contato, em escala laboratorial, com efluente com alta concentração de amônia, obtendo taxas de remoção de  $858$  mgL<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>, ou  $1,55$  g N m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> sendo a amônia removida pela

oxidação aeróbia da amônia na parte externa do biofilme e oxidação anaeróbia da amônia com nitrito como aceptor de elétrons ocorrendo na parte interna do biofilme.

Na pesquisa foi usado um reator RBC que operou com efluente sintético com alta concentração de amônia, por mais de 450 dias, tinha o biofilme cuidadosamente raspado para posterior incubação com  $N-NH_4$  e  $N-NO_2$  visando estudo da fase de nitrificação mantendo-se inicialmente condições aeróbias. A inoculação em fase anóxica ( $< 0,1 \text{ mg OD L}^{-1}$ ) foi obtida após passagem de gás hélio pelo meio por dez minutos, com pH mantido em 7,5 e temperatura de 27 °C.

Segundo os autores houve evidência química da ocorrência da oxidação anaeróbia em biofilme intacto, obtido do reator rotativo foi obtida sem necessidade de identificação de organismos que catalisassem essa reação, e indicou também que a oxidação anaeróbia é a responsável pela maior ocorrência de nitrogênio desnitrificável, em função de que as análises de coeficientes estequiométricos estavam em conformidade com a documentação científica previamente analisada. Microeletrodos para leitura da concentração de oxigênio dissolvido indicaram que o biofilme nitrificante é limitado à espessura de 50 - 100  $\mu\text{m}$ .

BEHING et al. (2006) relataram experimentos com efluentes da indústria petrolífera e da indústria frigorífica, em aparato de laboratório contendo 50 discos de 18 cm de diâmetro, separados em 0,8 cm entre si, e submergidos a 40% no efluente em tratamento com área total disponibilizada para suporte de biofilme de 2,443  $\text{m}^2$ , com o conjunto de biodisco operando em rotação de 2,5 rpm.

O reator foi construído a partir de um corte no sentido longitudinal de 60 cm, em uma tubulação de 8 polegadas, resultando um volume para tratamento de 7,5 L, que foram alimentados continuamente à razão de  $5,2 \text{ mlmin}^{-1}$ . Inicialmente os reatores foram submetidos a um processo de inoculação funcionando por batelada com tempos de detenção hidráulica de 24 horas com lodo aeróbio de uma lagoa de aeração da planta de tratamento de águas residuárias domésticas e, quando foi observada a formação de película de biofilme, iniciou-se a alimentação contínua de  $5,2 \text{ mlmin}^{-1}$ , por 34 dias, mantendo o tempo de detenção hidráulica em 24 horas e a temperatura entre 27 e 32 °C.

Na fase de adaptação do ensaio onde se tratava o efluente da indústria petroleira foi necessário introduzir oxigênio via soprador para otimizar o tempo dessa etapa (21 dias), enquanto a fase de aclimatação para o efluente da indústria frigorífica, devido a

maior biodegradabilidade do substrato foi finalizada em 13 dias, sem necessidade de adição de oxigênio suplementar.

O primeiro efluente estudado foi o originado de um pátio de separação petróleo/água, após passar por um separador API, e por um decantador primário e o segundo efluente era originário de um matadouro, especificamente das seções limpeza de currais, de matança, e de subprodutos que eram coletados diariamente, armazenados em recipientes de 20 L de capacidade, mantida a 4 °C, de onde também era coletada amostra para caracterização dos reatores rotativos de contato.

Em função da alta concentração de matéria orgânica nos efluentes da indústria frigorífica (12.250 mgL<sup>-1</sup>), os autores optaram pela realização de 4 etapas de aplicação de carga orgânica ao reator, diluindo-se a amostra com água destilada para que se obtivesse concentrações de DQO de 2.500, 4.000, 6.500 e 8.000 mgL<sup>-1</sup>.

Para cada condição de teste, operou-se o reator por um período de 8 a 9 dias consecutivos, considerando-se que o sistema se manteve estável em função da pequena variação da porcentagem de remoção de DQO observada. As taxas de aplicação superficiais resultantes em g DQO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, nas 4 etapas de teste foram: etapa 1 - 7,59 ±0,83, etapa 2 - 12,09 ±0,40, etapa 3 - 20,01 ±0,96, etapa 4 - 24,45 ±1,21.

Os efluentes da indústria petroleira, em função da relativa baixa concentração de DQO, não foram submetidos a diluições, e as leituras de pH desse efluente apresentaram grandes variações na entrada do reator biológico de contato (8,0 ± 0,4) principalmente entre os dias 15 e 25 dos ensaios enquanto a saída dos reatores apresentou menores variações (8,0 ± 0,2).

BEHING et al. (2006) observaram aumento de pH entre a entrada da alimentação com os efluentes da indústria frigorífica (6,6 ± 0,3) e a saída do reator (8,1 ± 0,2). Os valores de pH dos dois reatores se mantiveram em faixa adequada para crescimento da maioria dos microorganismos aeróbios e em conformidade com a legislação local para lançamento de efluentes industriais, enquanto foram observados aumentos de concentração da alcalinidade, mas adequados para impedir a diminuição do pH durante o tratamento apesar de ocorrer incremento do íon H<sup>+</sup> durante a fase de nitrificação.

Com relação à remoção de matéria orgânica carbonácea, expressa em DQO, no reator que operou com efluente da indústria petroleira, os autores obtiveram eficiência de 76,1 ± 5,9% para uma DQO de entrada de 666 ± 88 mgL<sup>-1</sup>, mas a partir do 10º dia de ensaio

observaram uma diminuição na remoção de DQO que motivou a adição de nutrientes para aumentar a atividade metabólica.

O estudo concluiu que para tratamento de efluentes de indústria frigoríficas, com a utilização de reator RBC, podem-se alcançar rendimentos em termos de remoção de DQO maior que 87,9 para taxas de aplicação superficiais aplicadas de  $15,67 \pm 6,73 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ , em tempo de detenção hidráulica de 24 horas. Os autores concluem também, ser o reator RBC um equipamento promissor para o tratamento de efluentes de indústrias petroleiras por terem alcançado os rendimentos de remoção de DQO citados quando se usou taxas de aplicação superficiais na alimentação de  $2,04 \pm 0,27 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ , embora tenha sido verificada a necessidade de instalação de um sedimentador final para adequação da concentração de sólidos suspensos no preconizado na legislação anti-poluição venezuelana.

BERGAMINI et al. (2006) estudaram o desempenho de três reatores biológicos de contato com discos construídos em policloreto de vinila (PVC), poliestireno (PE) e poliuretano (PU) e cada reator tinha 50 cm de comprimento, 19 cm de largura, e 14 cm de altura, operaram com volume útil de 5 litros, e como material suporte para biofilme um foi equipado com 35 placas de PVC, outro com 35 placas de poliestireno (PE), e o terceiro com 25 placas de poliuretano (PU), com áreas totais para fixação de  $1,8 \text{ m}^2$ ,  $1,8 \text{ m}^2$  e  $0,775 \text{ m}^2$  respectivamente.

Os reatores foram inoculados com lodo de uma estação de tratamento local sendo o lodo não aderido aos discos em três semanas, removido dos sistemas e os reatores alimentados com substrato sintético contendo amônio, bicarbonato e micro nutrientes, com pH entre 7,5 e 8,0 e discos com rotação de 2 rpm.

Os reatores apresentaram comportamento muito semelhante nos primeiros 152 dias de operação, quando a carga superficial aplicada era de  $520 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$  correspondendo a  $187 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ L}^{-1}$  e nessas condições alcançaram a estabilidade rapidamente apresentando um percentual de nitrificação a  $\text{N-NO}_3$ , de 60%, havendo remoção de nitrogênio em torno de 25%. Após aumento da carga para 1.430 para o reator de PVC e PE e 3.310 para o reator de PU, a nitrificação ( $\text{N-NO}_3$ ) alcançou 80% para os três reatores. Quando a carga foi aumentada para  $2.880 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$  nos reatores de PVC e PE, e para  $6.670 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$  no reator de PU, o período se caracterizou por um drástico aumento na concentração de nitrito nos reatores de PVC e PE, chegando a concentrações de  $800 \text{ mgL}^{-1}$ , com a concentração de nitrato praticamente igual a zero.

Os autores afirmaram que a queda da taxa de nitrificação foi consequência da queda de oxigênio dissolvido no meio e ao término, os ensaios atestam que o reator de discos fabricados em poliuretano, apresenta maior eficiência.

BRAZIL (2006) operou um reator biológico de contato em escala industrial, cujo movimento rotacional era efetuado apenas por injeção de ar, e o substrato era originário de um sistema de recirculação de água em tanques de aquacultura. Geralmente sistemas de aquacultura operam com concentração de amônia menores que 3 a 5 mgL<sup>-1</sup>. O reator de três estágios posicionado paralelamente ao fluxo de tratamento, foi configurado para que os dois primeiros estágios possuíssem praticamente a mesma área disponibilizada para biofilme, enquanto que o terceiro estágio era aproximadamente 25% menor e a área total disponibilizada pelo RBC era de 13.380 m<sup>2</sup>. Os primeiros dois estágios tinham 3,5 m de diâmetro e 2,7 m de comprimento, disponibilizando 4.880 m<sup>2</sup> de área por unidade enquanto o RBC do terceiro estágio, mais curto (2,2 m), tinha 3.620 m<sup>2</sup> de superfície para biofilme, e operaram com 40% de submersão e rotação de 1 rpm correspondendo a uma velocidade periférica de 0,30 ms<sup>-1</sup>.

BRAZIL (2006) citou velocidades de 0,18 a 0,35 ms<sup>-1</sup>, como faixas típicas de rotação de discos em reatores biológicos de contato, quando associou a maior taxa de remoção de amônia com maior rotação dos discos. Cada uma das unidades de RBC operou com taxa específica de alimentação de 407 m<sup>3</sup>m<sup>2</sup>d<sup>-1</sup> com o sistema alcançando uma taxa de remoção de amônia de 0,42 gm<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, e observou-se que o aumento na concentração de amônia na alimentação aumenta a eficiência de remoção até concentração de amônia de 3,5 mgL<sup>-1</sup>.

CHEN et al. (2006) compararam seu modelo experimental de sistema com biodisco (NRBC) com reatores de contato convencionais. O termo NRBC (net-like rotation biological contactor) foi determinado para definir um aparato que os autores afirmaram, em função do revestimento dos discos, terem mais área para fixação de biofilme que os reatores de contato (Biodiscos) convencionais. A unidade de teste era composta por três estágios e cada estágio possuía 9 discos com 30 cm de diâmetro, espaçados entre si em 5,5 cm, fabricados em PVC coberto com revestimento emborrachado com 2 cm de espessura e 90% de porosidade, com área superficial específica por estágio de 1,27 m<sup>2</sup>, e operaram com 45% de submersão.

Os autores, utilizando substrato sintético simulando um esgoto municipal, obtiveram remoção de DQO de 78,8% e 89,7% de Nitrogênio, e remoção na faixa de 80 - 95% quando a carga orgânica aplicada variava entre 16 e 40 g DQO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup> respectivamente.

Os autores concluíram que o NBRC otimiza o tempo envolvido na inoculação do sistema, e que o processo de nitrificação e o processo de desnitrificação simultânea foi observado quando o sistema operou com TDH entre 5 e 9 horas. A produção de lodo foi de  $9,92 \text{ g d}^{-1}$  quando a DQO e TDH eram de  $400 \text{ mg L}^{-1}$  e 5 h respectivamente, resultando no equivalente de  $0,075 \text{ g(lodo) / g(DQO)}$ .

TAWFIK et al. (2006) operaram um reator piloto em dois estágios em série utilizando esgoto doméstico como substrato, em temperaturas que variaram de 12 a  $24^\circ\text{C}$  com o sistema operando em diferentes taxas de aplicação e em diferentes tempos de residência hidráulica para verificação de desempenho em termos de remoção de DQO, e E.Coli.

O efluente utilizado era proveniente de uma rede de coleta, de onde era continuamente bombeado para a área dos ensaios onde se realizava um pré-tratamento que consistia de gradeamento e remoção de sólidos primários e uma bomba peristáltica com vazão de 10 a  $1000 \text{ ml min}^{-1}$ , foi utilizada para alimentar os reatores. Nesse estudo os autores compararam a eficiência do sistema com dois estágios em série com sistema de um único estágio. O reator em dois estágios possuía na parte inferior um decantador tipo tanque imhoff para acúmulo e descarte de lodo em excesso, e cada estágio contando o volume do decantador (15 L) totalizava 60 L.

As condições do primeiro ensaio foram: vazão ( $\text{m}^3/\text{dia}$ ) - 0,29, TDH resultante (h) - 10, carga orgânica aplicada ( $\text{g DQO m}^2\text{d}^{-1}$ ) - 11. No segundo ensaio foram: vazão ( $\text{m}^3/\text{dia}$ ) - 0,58, TDH resultante (h) - 5, carga orgânica aplicada ( $\text{g DQO m}^2\text{d}^{-1}$ ) - 23, enquanto no terceiro ensaio foram: vazão ( $\text{m}^3/\text{dia}$ ) - 1,15, TDH resultante (h) - 2,5, carga orgânica aplicada ( $\text{g DQO m}^2\text{d}^{-1}$ ) - 47.

Inicialmente o sistema foi operado por 37 dias para se obter condições estáveis, e essas condições para início dos trabalhos eram boas quando o efluente apresentou por três dias consecutivos, variação de concentração de DQO menor que 5% .

A concentração do biofilme agregado aos discos rotativos em taxas de aplicação de matéria orgânica variando de 11, 23 e  $47 \text{ g DQO m}^{-2}\text{d}^{-1}$  foi medida mensalmente observando média da concentração de biomassa em um disco (por volume de disco) de 0,71, 1,2 e  $1,6 \text{ kg SV L}^{-1}$ . Com taxa de aplicação superficial de matéria orgânica em  $11 \text{ g DQO m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , as espessuras calculadas para o biofilme no primeiro e segundo estágio, foram respectivamente 2,4 e 1,7 mm e quando a taxa de aplicação de matéria orgânica foi aumentada de 23 para  $47 \text{ g DQO m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , a média da espessura do biofilme aumentou de 2,8 para 3,5 mm.

Os autores verificaram que a concentração de oxigênio dissolvido no líquido biológico aumentou do 1º estágio para o segundo, e decresceu no 1º e 2º estágio quando a carga de DQO aplicada aumenta. O coeficiente de produção de lodo biológico em excesso foi de 0,63 e 0,59 g (sólidos totais)  $g^{-1}$  (DQO removida) com taxa de aplicação superficial de 11 g DQO  $m^{-2}d^{-1}$ , e aumentou para 0,92 e 0,84 g (sólidos totais)  $g^{-1}$  (DQO removida) no primeiro e segundo estágio com taxa superficial aplicada de 47 g DQO  $m^{-2}d^{-1}$ .

Analisando os resultados obtidos nos reatores com um e dois estágios, nas mesmas condições operacionais, ou seja, 22 g DQO  $m^2d^{-1}$ , e tempo de retenção hidráulica de 5 h, e os autores concluíram que para tratamento de esgoto sanitário, é recomendável a utilização de reator em dois estágios utilizando taxa de aplicação de DQO de 11 g DQO  $m^{-2}d^{-1}$ , e tempo de retenção hidráulica de 10 horas.

NAJAFPOUR et al. (2006), relataram que os efluentes de indústria processamento de alimentos enlatados são normalmente tratados em plantas complexas. Os efluentes contendo óleos e graxas são tratados por métodos convencionais de flotação, efluentes do processo de cozimento são tratados por evaporação para que se obtenha um resíduo com alta concentração de proteínas, enquanto as correntes com concentrações de DQO por volta de 6000  $mgL^{-1}$  podem ser tratadas em sistemas anaeróbios seguidos de reatores anóxicos e sistemas aerados.

Para ensaios de um reator rotativo de contato para esse tipo de efluente, os autores utilizaram um sistema de RBC com três estágios para tratamento de águas residuárias provenientes de lavagem de peixe, frutas e operações de envase desses produtos. A inoculação do sistema foi processada a partir da utilização de líquido biológico sedimentado retirado do tanque de aeração de uma planta de tratamento de efluentes do tipo da indústria referenciado, com concentração de sólidos suspensos de 9500  $mgL^{-1}$ .

O reator de escala laboratorial, com volume total de 96 litros, operava com volume útil de 60 litros tinha 80 cm de comprimento, 40 cm de largura e trinta cm de altura, e cada um dos três estágios era separado por anteparos fixos, possuía 18 discos com 35 cm de diâmetro, montados em um eixo de aço galvanizado com 2 cm de diâmetro, espaçados entre si em 7 cm, disponibilizando área total para fixação microbiana de aproximadamente 10  $m^2$ , sendo o fluxo de alimentação paralelo ao eixo de sustentação dos discos, com a alimentação controlada com o auxílio de uma bomba peristáltica com variador de frequência para modulação de vazão.

Segundo os autores a vazão aplicada variou em 30, 36, 45 e 60 Ld<sup>-1</sup> e as variáveis de processo controladas foi tempo de detenção hidráulico, o nível de submergência, rotação dos discos, pH, necessidade suplementar de micro-nutrientes e taxa volumétrica de aplicação do substrato.

Na pesquisa, o efeito da taxa aplicada de carga orgânica de alimentação no desempenho do sistema foi analisado diminuindo-se o tempo de detenção hidráulica paulatinamente de 48 para 24 horas, alimentando-se o sistema com a carga orgânica do efluente, expressa em DQO, fixa em 6200 mgL<sup>-1</sup>. Quando a taxa de aplicação superficial na alimentação foi aumentada de 18,44 para 36,89 g DQO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, a eficiência de remoção de DQO decresceu de 97,4 para 85,4%, os autores concluíram que um RBC com três estágios é adequado para tratamento de efluentes de indústria de alimentos enlatados, proporcionando remoção de DQO da ordem de 93,7% , com os discos operando em 11 rpm e submergência de 36%, sendo que 88% da carga orgânica são removidas no 1º estágio, o que torna sistema em um único estágio também passível de aplicação prática.

CASTILLO et al. (2007) estudaram a operação de um reator biológico de contato para tratamento de chorume lixiviado de um aterro de resíduos sólidos que gerava 1 Ls<sup>-1</sup> de chorume.

Os autores justificaram o estudo em função de que importantes impactos ambientais tais como contaminação de aquíferos freáticos, e emissão sem controle de biogás, são decorrentes de operações típicas de aterro sem gerenciamento adequado e na literatura analisada apresentaram também estudo de tratabilidade desse chorume em um reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB), sendo que a seguir descreve-se apenas as informações relativas ao RBC com 4 estágios.

A avaliação do sistema aeróbio foi dividida em duas fases. Na primeira fase três tipos de suporte com diâmetro de 30 cm em diferentes configurações foram utilizados nas mesmas condições da aplicação de carga orgânica e rotação dos biodiscos. As configurações dos discos utilizadas foram discos corrugados, discos perfurados e discos revestidos com tela de poliéster e essas configurações foram avaliadas com taxa de aplicação superficial entre 9,2 e 17,0 g DQO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, sendo os discos submersos no corpo do reator em 40% do diâmetro. O reator rotativo de contato foi inoculado com lodo aeróbio obtido de uma planta de tratamento de águas residuárias na proporção de 10% do volume do reator, e a estimulação da adaptação para a formação de biofilme, foi feita adicionando-se o chorume diluído.



Na primeira fase dos experimentos, os autores observaram grandes eficiências expressas em termos de remoção de DQO e na segunda fase, depois da formação e estabilização do biofilme, o sistema foi avaliado com diferentes rotações aplicadas aos biodiscos, (3, 6 e 9 rpm), vazão (14, 20, 27 e 36 Ld<sup>-1</sup>) e conseqüentemente tempo de detenção hidráulica variando de 14, 18, 24 e 34 horas.

A resposta do sistema foi avaliada sob condições de aplicação de chorume com concentração de DQO entre 2500 e 9000 mgL<sup>-1</sup> e a melhores taxas de remoção de DQO foram de 60 e 74% obtidas usando pratos perfurados de acetato, e pratos revestidos com malha de poliéster respectivamente. A melhor eficiência relativa, utilizando tempo de detenção hidráulica reduzido foi de 52% com TDH de 24 horas, e os autores consideraram que aumento do TDH inseriria custos adicionais a construção do sistema, sem ganhos consideráveis na remoção de DQO.

EKER & KARGI (2008) estudaram a partir de um desenho considerado pelos pesquisadores como inovador de RBC, denominado reator rotativo de escovas para biofilme, o tratamento biológico de 2,4-diclorofenol, visando remover DQO e toxicidade a partir da utilização de um substrato sintético em diferentes concentrações de alimentação e de relação área de biofiltro por vazão de alimentação, sendo substrato sintético utilizado uma composição de uréia, KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> e MgSO<sub>4</sub> resultando na alimentação em uma relação de 100 de DQO, 8 de N e 1,5 P.

O sistema experimental consistia em um reservatório para alimentação, um tanque contendo a bateria de escovas rotativas, motor para movimentação do disco e bomba de alimentação do substrato. O modelo foi construído em aço inox na forma de metade de um barril, com 60 cm de comprimento, 30 cm de largura e 20 cm de altura, aberto para a atmosfera e apresentava duas seções cada uma com 12 escovas suportadas pelo mesmo eixo totalizando 24 escovas com comprimento de 25 cm, e diâmetro de 2,1 cm resultando em volume total do reator de 12 litros e área específica de 176 m<sup>2</sup>m<sup>-3</sup>. Cada escova possuía 4.200 cerdas com 0,9 cm de comprimento e diâmetro de 0,6 mm, disponibilizando uma área total para fixação de biofilme de 2,11 m<sup>2</sup>, com parte submersa, e parte mantendo contato com a atmosfera. Para inoculação do aparato de teste utilizou-se uma cultura obtida em um sistema de lodos ativados de uma planta municipal, cultivada por vários dias com uréia, KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> e MgSO<sub>4</sub> e 50 mgL<sup>-1</sup> de diclorofenol (DCF), em um misturador a 200 rpm e a 25 °C.

Os experimentos foram desenvolvidos aumentando-se a taxa de alimentação de DCF para adaptar os microorganismos as altas concentrações dessa substância e quando se

mantinha o sistema estável com a mesma concentração de DQO e DCF por três dias, encaminhava-se o experimento por três ou quatro semanas. A DQO constante na alimentação incluía a DQO do diclorofenol (1,18 g DQO g<sup>-1</sup> de DCF).

Inicialmente 10 litros do efluente foram adicionados no tanque que continha as escovas e este foi inoculado com 2 litros da cultura do inoculo, sendo o sistema operado por batelada por aproximadamente duas semanas, trocando o líquido a cada três dias, até que o biofilme desenvolvesse uma espessura de 1 mm na superfície das escovas, quando então foi iniciada a operação contínua. A alimentação foi efetuada com a vazão desejada variando de 0,3 a 1,2 Lh<sup>-1</sup> resultando em tempo de detenção hidráulica entre 10 e 40 h ou relação área por vazão de 73 e 292 m<sup>2</sup>dm<sup>-3</sup>.

Na pesquisa, o pH a 23 ± 3 °C foi mantido em 7,0 ± 2, sendo que o pH de alimentação aumentava de 6,9 para valores maiores que 7 devido à liberação de amônia originada da biodegradação da uréia, acarretando necessidade de ajuste manual, dosando-se ácido sulfúrico diluído várias vezes por dia. A espessura do biofilme foi mantida em aproximadamente 1 mm removendo-se o excesso de biofilme da superfície das escovas e a aeração era proporcionada pelo contato das escovas com a atmosfera durante a rotação constante de 2 rpm e observava-se valores de oxigênio dissolvido da ordem de 2 mgL<sup>-1</sup> sendo que a concentração de biomassa nas escovas e guias, foi de aproximadamente 42 ± 1,0 gm<sup>-2</sup>, enquanto que a concentração de biomassa suspensa no tanque era de 3,0 ± 0,2 gL<sup>-1</sup>.

Segundo os pesquisadores, a concentração de DQO no efluente tratado decrescia com o aumento da carga de DCF de 50 para 500 mgL<sup>-1</sup> para todas as concentrações de DQO alimentadas e a remoção de DQO aumentava com aumento da concentração de DQO de entrada com baixa concentração de DCF (< 300 mgL<sup>-1</sup>). A maior eficiência expressa em remoção de DQO (93%) foi obtida com alimentação com concentração de DQO de 6000 mgL<sup>-1</sup> e concentração de DCF de 50 mgL<sup>-1</sup>, com relação área : vazão de 70 m<sup>2</sup>dm<sup>-3</sup>. Com relação área: vazão de 200 m<sup>2</sup>dm<sup>-3</sup>, e alimentação com concentração de DQO de 6000 mgL<sup>-1</sup>, e concentração de DCF de 225 mgL<sup>-1</sup> obteve-se rendimento de 97% expressa em remoção de DQO e a melhor taxa de aplicação alcançada foi de 39 gDQOm<sup>2</sup>d<sup>-1</sup>.

Os autores concluíram que a melhor relação área/vazão para que se maximize a remoção de DQO (90%), DCF (100%), toxicidade (100%), com alimentação de efluente com 6000 mgL<sup>-1</sup> de DQO e 500 mgL<sup>-1</sup> de DCF foi de aproximadamente 210 m<sup>2</sup>dm<sup>-3</sup>.

### 3.3.2 Reatores com leito móvel: Considerações gerais e resultados de pesquisas

Outra forma de fixação de biofilme, atualmente bastante discutida no meio científico é o sistema conhecido por MBBR (moving bed biofilm reactor) ou elementos livres na célula de aeração operando como meio suporte construído no formato de anel de rasching ou com distribuições de aletas tipo anel de Pall ou mesmos suportes com formato aleatórios para que consiga o máximo de área disponível por unidade de volume, apresentam densidade muito próxima da água, evitando que mesmo sob ação de aeração decantem ou flitem no reator.

Não existem muitas literaturas dissertando sobre o processo MBBR, mas tão somente referências a ensaios em escala laboratorial e os catálogos comerciais ofertando ao mercado suportes para MBBR limitam-se àqueles elaborados por empresas multinacionais tradicionais com atuação destacada na área ambiental, e a custos considerados atualmente quase que proibitivos para novos sistemas (US\$ 1.500,00 por m<sup>3</sup>) justificando, no entanto, aplicação em desengargalamento de unidades de tratamento em operação.

Os apelos comerciais com relação ao suporte para MBBR informam que a tecnologia de leito móvel pode ser usada tanto em reatores de biofilme em leito móvel como em reatores por batelada seqüencial com biofilme em leito móvel (SBR) com as seguintes vantagens:

- Aumento da carga orgânica aplicada sem mudança no volume do reator;
- Garantia de nitrificação com manutenção de idade de lodo adequada;
- Possibilidade de se operar com nitrificação, desnitrificação e remoção de compostos de fósforo, com possibilidade de remoção de nitrogênio na ausência de carbono orgânico.

SIRIANUNTAPIBOON & SRIKATTANAPROM (2003) operaram um reator biológico de contato com leito móvel retido em um tambor, com águas residuárias contendo surfactantes. Para esse experimento, em escala laboratorial, foram utilizados dois reatores rotativos em serie, e cada reator consistia de um tanque de 42 x 90 x 46 cm, volume útil de 43 litros, e um tambor cilíndrico com 31 cm de diâmetro e 62 cm de comprimento, com volume de 755,7 cm<sup>3</sup> onde foram dispostas 436 peças de anéis cilíndricos de polipropileno, com 68 mm de diâmetro, 90% de porosidade, e área específica de 190 m<sup>2</sup>m<sup>3</sup>. O tambor era submerso

em 40% e operava em aproximadamente 3 rpm. Os produtos utilizados para sintetizar o efluente da indústria cosmética foram um surfactante aniônico com grau comercial (SDS) e um produto comercial denominado triton x-100 que é um surfactante não iônico também de grau comercial.

A DBO resultante foi de  $400 \text{ mgL}^{-1}$  e foram adicionados a esse meio 0,05, 010 e  $0,25 \text{ mgL}^{-1}$  de SDS ou triton X-100. O lodo biológico com concentração de sólidos suspensos de  $10.000 \text{ mgL}^{-1}$ , utilizado como inóculo, coletado no decantador da uma planta de tratamento de esgoto foi aclimatado no substrato citado acima, sem adição de surfactantes, por três dias. A partida do sistema iniciou-se com a inoculação 21,5 litros do lodo em cada reator sobre 21,5 litros de água.

Os reatores foram mantidos sem alimentação em rotação de 3 rpm por um dia, e a partir daí o substrato sintético sem surfactantes foi adicionado à razão de  $50 \text{ Ld}^{-1}$  por uma semana e após 10 dias de operação observou-se que o biofilme ocupava toda a superfície dos anéis, em espessura variando de 2 a 3 mm.

Além das diferentes quantidades de surfactantes adicionadas, o sistema operou com tempo de detenção hidráulica de 8, 12 e 16 horas (cada reator operou com tempo de detenção hidráulica de 4, 6 e 8 horas) e cada experimento foi conduzido por um mês, sendo que as amostragens do afluente e efluente do sistema foram efetuadas após 23 dias do início dos testes, quando se observou regime estável de operação.

O sistema de reatores rotativos com anéis suportados em gaiolas, apresentou altas taxas de remoção de DBO (95,77%) e DQO (92,93%), sem adição de surfactantes, com DBO inicial de  $400 \text{ mgL}^{-1}$  com o sistema operando em tempo de residência hidráulica de 8 horas sendo a concentração de DBO, DQO e sólidos suspensos no efluente tratado, menor que 15, 30, e  $150 \text{ mgL}^{-1}$ , para os tempos de detenção hidráulica de 8, 12 e 16 h.

Segundo os autores, a eficiência de remoção do sistema decresce à medida que se aumenta a concentração de surfactantes na alimentação, sendo que o triton X-100 era mais biodegradável que o SDS. Como exemplo citado, a remoção de DBO com o sistema operando em tempo de residência hidráulica de 16 horas, com SDS e triton X-100 alimentado a razão de  $1,25 \text{ mgm}^{-2}\text{d}^{-1}$  foi de 78,61% e 87,93% e com taxa de aplicação de  $0,25 \text{ mgm}^{-2}\text{d}^{-1}$  foi de 93,90 e 93,90 respectivamente. A concentração de sólidos suspenso (SS) no efluente aumentava quando se aumentava a carga de surfactantes, como relatado que, para o reator número 1, com tempo de residência hidráulica de 16 horas quando carregado a razão de  $1,25 \text{ mgm}^{-2}\text{d}^{-1}$ , a

concentração de SDS e triton X-100 era de 27,0 e 35,0 mgL<sup>-1</sup> respectivamente, enquanto o efluente sem carga de surfactante apresentava concentração final de sólidos suspensos de 15 mgL<sup>-1</sup>.

SIRIANUNTAPIBOON & SRIKATTANAPROM (2003) observaram que a concentração de oxigênio dissolvido nos dois reatores foi maior que 2 a 3 mgL<sup>-1</sup>, com alimentação do substrato sem surfactantes em todas as condições de tempo de residência hidráulica aplicadas e no reator número 1, a concentração de oxigênio dissolvido se manteve menor que 1 mgL<sup>-1</sup> em todas as condições de teste com substrato com surfactantes, enquanto que no reator número 2 se observava concentrações de oxigênio dissolvido de 3,1 mgL<sup>-1</sup>. Com relação ao aspecto do biofilme, os pesquisadores observaram que com o aumento de carga de surfactantes aplicada, a cor no reator número 1 passava de marrom acinzentado para marrom escuro, enquanto no reator número 2, o biofilme manteve-se com cor marrom avermelhado. Além de considerações sobre o processo de nitrificação, já com considerações também sobre processo de desnitrificação.

WOLF et al. (2004), investigaram a nitrificação total a partir da utilização de esgoto sanitário coletado em rede urbana, operando um reator de 22 L dotado de agitador tipo hélice utilizando plástico reciclado rugoso de formato praticamente esférico como suporte microbiano, com diâmetro médio de 2,31 mm, densidade de 900 kgm<sup>-3</sup>, e utilizando um preenchimento de 20% do volume total do reator a superfície para crescimento dos microorganismos foi de 257 m<sup>2</sup>m<sup>-3</sup> de reator. O material suporte, após inoculação por um período de uma semana com lodo ativado foi mantido por 55 dias em regime dinâmico de operação para formação do biofilme, antes do início do monitoramento da unidade piloto, que foi mantida em operação por 100 dias com idade do lodo fixada em 10 dias, e em operação por 130 dias com idade do lodo fixada em 3 dias.

Os pesquisadores observaram que após a inoculação por um período de 55 dias, após 12 dias de operação normal, a fração nitrificada era baixa quando comparada com a fração nitrificável. O rendimento de remoção de nitrogênio total nesse período foi de 37%.

Os autores classificaram o reator como reator híbrido, uma vez que parte do reator operava com biomassa em suspensão (lodo ativado) e parte com biomassa em leito móvel (MBBR), que foi operado por um período de 227 dias, em primeira fase com idade do lodo de 10 dias, e em segunda fase com idade de lodo de 3 dias, com cargas volumétricas médias de 1 kg DQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> e 0,16 kg NTK m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>.

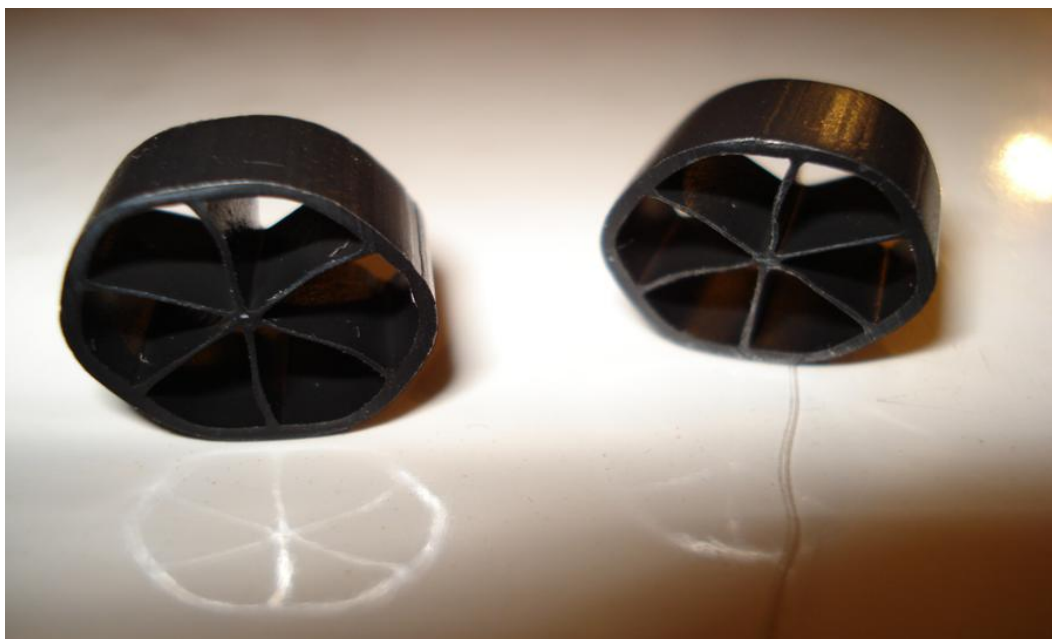
A idade do lodo não interferiu na eficiência da nitrificação quando da utilização dos reatores híbridos agitados, e mesmo em temperatura relativamente baixa (16°C), e idade do lodo de 3 dias, foram obtidas médias de 95% na remoção de NTK, com picos de 96% de remoção. A desnitrificação foi obtida com interrupções da aeração forçando, portanto, uma fase anóxica. Com idade de lodo de 3 dias, os autores obtiveram remoção média de 95% de NTK e remoção de até 89 % de DQO filtrada, após 70 dias de operação normal.

Segundo PODEDWORNA & ZUBROWSKA (2006) um sistema utilizando o produto comercial denominado Newfloat como leito móvel para fixação de biofilme buscou utilizar conjuntamente as vantagens do processo de lodo ativado e do processo utilizando biofiltro. Em comparação com o processo de lodo ativado clássico os autores enfatizaram que o sistema ensaiado não necessita do processo de recirculação de lodo em excesso, e que não foi observada a ocorrência de lodo flotado no decantador secundário e outra vantagem declarada é a possibilidade de aumentar a biomassa no volume total do reator biológico. Os anéis tipo Newfloat (nome comercial) são fabricados em material plástico, e a depender do material, e em função do diâmetro e comprimento apresentam áreas específicas de 240 a 1000  $\text{m}^2\text{m}^{-3}$ .

Durante os ensaios não se observou abrasão no biofilme fixado internamente aos anéis, e os autores recomendavam considerar apenas a superfície interna dos anéis no cálculo da área para fixação do biofilme. Os anéis movem-se devido à pressão fornecida pelo sistema de aeração, e a intensidade da mistura é muito importante para a fixação da espessura do biofilme e a própria dinâmica de formação do biofilme. A pesquisa foi efetuada em um reator retangular de laboratório com volume total de 35 L, e volume útil de 28 L, com dimensões de 270 mm x 270 mm x 500 mm contendo os anéis NEWFLOAT, utilizando volume de anéis equivalente a 10% do volume do reator, com esgoto bruto.

Os suportes par utilização no MBBR, são construídos nas mais diferentes geometrias, objetivando sempre fornecer a maior área específica possível ( $\text{m}^2\text{m}^{-1}$ ), e com densidade tal que não decantem nem flitem no reator em que estejam sendo utilizado.

A Figura 3.1 apresenta anéis semelhantes ao caracterizado como newfloat.



**Figura 3.1: Anéis típicos para reatores de leito móvel (MBBR).**

O efluente bruto foi alimentado por uma bomba peristáltica, e a conteúdo do módulo aerado era agitado por um impelidor a 140 rpm, suficiente para garantir que os anéis se mantivessem em suspensão adequada para formação de biofilme. O suprimento de oxigênio foi garantido por um soprador, e a dispersão era efetuada por um dispositivo de aquário, no fundo da célula de aeração sendo a concentração de oxigênio mantida em níveis de  $5 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ .

O reator operou continuamente por 110 dias em três ciclos de 8 horas por dia, com as características da alimentação constantemente controladas nas seguintes condições:

- Fase 1 de oxigenação dosando a alimentação até  $2/3$  do volume total do reator
- Fase 2 de oxigenação dosando a alimentação em  $1/3$  do volume total do reator
- Fase 3 de decantação e adensamento

A idade do lodo, durante a fase de inoculação onde o sistema operou como lodo ativado, a partir de alimentação de esgoto sanitário, foi de 20 dias, quando a partir do primeiro estágio dos trabalhos a idade do lodo foi reduzida gradualmente de 21 para 10 dias no 18º dia dos estudos, com taxa de aplicação volumétrica na faixa de  $0,27$  a  $0,55 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . A gradual redução da idade do lodo e redução simultânea do conteúdo de lodo no reator objetivava aumentar a velocidade de produção do biofilme nos anéis de suporte e nos último

estágio dos estudos a idade do lodo foi mantida em níveis de 1 a 2 dias, e alimentação do sistema a taxa de aplicação volumétrica de 0,58 a 0,69 kg DQO m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup>.

A carga aplicada ao reator foi incrementada visando estabelecer uma equação que relacionasse o desempenho em termos de remoção de DQO e o aumento de carga ao reator. Segundo os autores, o fato mais importante do trabalho foi poder avaliar o processo de nitrificação, observando as mudanças nas diferentes formas de nitrogênio.

Durante os primeiros 18 dias do experimento, observou-se baixa concentração de amônia na saída dos reatores atestando, portanto, a alta eficiência do sistema e na presença de alta concentração de carbono orgânico no período de aproximadamente  $21 \pm 10$  dias a eficiência da nitrificação foi resultado da presença das bactérias nitrificantes do lodo ativado. A gradual redução da idade do lodo não causou relevante redução na eficiência da oxidação da amônia.



## 4. MATERIAIS E MÉTODOS

### 4.1 Água Residuária

Na alimentação da planta piloto foi utilizada a corrente de esgoto sanitário proveniente da empresa PROACQUA, com 80 funcionários, situada na Vila Leopoldina em São Paulo. Sua atuação esta na execução de projetos e comercialização de sistemas de tratamento de águas residuárias, subsidiária da empresa PROTENDE, que trabalha com concreto protendido, pontes estaiadas e materiais afins.

A princípio considerou-se que a geração de efluentes líquidos industriais não teria interferência relevante na caracterização das águas residuárias, uma vez que se entendia possível o descarte dos efluentes industriais num ponto em que essas não fossem dirigidas à estação de bombeamento de esgoto sanitário bruto.

A caracterização qualitativa e quantitativa da água residuária foi realizada a partir de uma amostragem composta por alíquota simples a cada hora, no período das 9:00 às 18 horas e de 4 amostragens simples, pontuais, antes de início dos estudos, que mostrou de forma bastante clara, que a amostragem simples das 9:30 horas ( $DQO = 1800 \text{ mgL}^{-1}$ ) e a amostragem composta ( $Nt = 281 \text{ mgL}^{-1}$ ) mesmo sendo determinadas após sedimentação de sólidos primários, não se apresentavam como típicas de esgoto sanitário ( $DQO \sim 600 \text{ mgL}^{-1}$ ,  $NT \sim 50 \text{ mgL}^{-1}$ ).

Essa informação sinalizou a contaminação do esgoto sanitário com efluentes líquidos indústrias, resultando em relação  $DQO:DBO$  de até 6:1.

A caracterização inicial em questão serviu como referência para o início dos estudos uma vez que semanalmente a alimentação era caracterizada para que os resultados de rendimento detectados fossem verificados com dados atualizados.

A Tabela 4.1 sintetiza as caracterizações composta e as caracterizações pontuais.

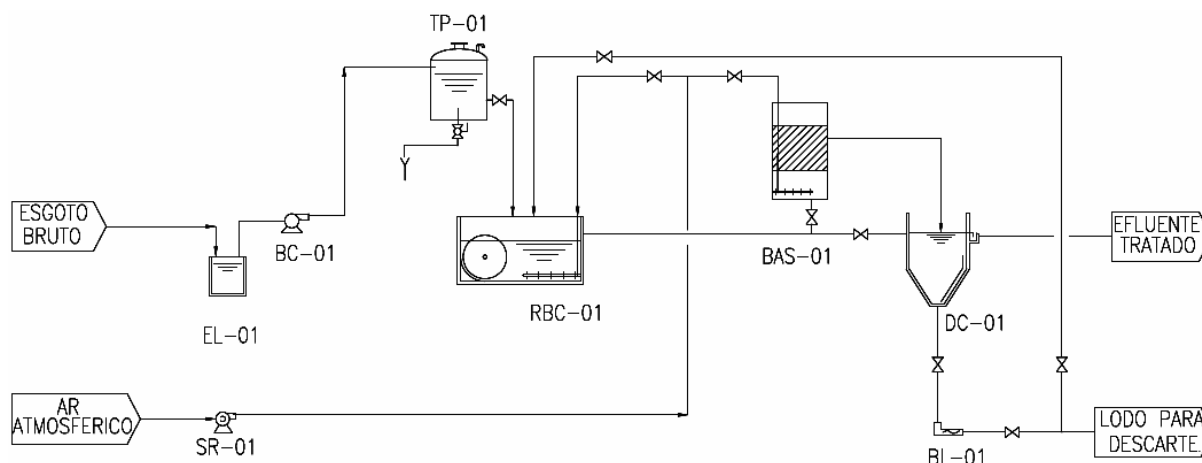
**Tabela 4.1: Caracterização do efluente de alimentação da planta piloto a partir de amostragem no mesmo dia.**

Parâmetro	Unidade	Amostra					Média	Desvio Padrão
		Composta	Amostra instantânea					
-	-	9:00-18:00	09:30	13:30	15:30	17:30	-	-
DBO	mgL <sup>-1</sup>	317	297	248	250	227	266	37,57
DQO	mgL <sup>-1</sup>	1340	1800	770	615	660	945	516,11
Fósforo	mgL <sup>-1</sup>	8,2	2,7	6,5	3,6	4	5	2,28
Nitrogênio Amoniacal	mgL <sup>-1</sup>	109	73	140	128	173	120	37,07
Nitrogênio Nitrato	mgL <sup>-1</sup>	<1,0	<1,0	<1,0	<1,0	<1,0		
Nitrato Nitrito	mgL <sup>-1</sup>	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1		
Nitrogênio Orgânico	mgL <sup>-1</sup>	172	133	182	196	232	180	36,03
Nitrogênio Total	mgL <sup>-1</sup>	281	206	322	324	405	300	72,45
pH		8,46	8,5	8,56	8,49	8,49	8	0,04
Sólidos em suspensão Totais	mgL <sup>-1</sup>	500	420	500	170	225	332	155,79
Sólidos em suspensão Voláteis	mgL <sup>-1</sup>	420	365	455	170	205	300	128,38
Sólidos dissolvidos totais	mgL <sup>-1</sup>	395	45	310	548	407	262	186,21
Sólidos dissolvidos voláteis	mgL <sup>-1</sup>	140	232	37	200	75	113	81,92
Solidos sedimetáveis	mgL <sup>-1</sup>	14	14	14	10	8	12	2,83

## 4.2 Concepção da Planta Piloto

A planta piloto utilizada para simular a operação de um reator biológico de contato (RBC) foi construída em vidro temperado, e composta por um módulo onde foi instalado o reator rotativo, seguido de um módulo operando como filtro submerso aerado, que somente entrou em operação no segundo estágio dos testes, obedecendo o conceito de que a instalação desse filtro facilitaria a remoção de matéria nitrogenada e possibilitaria a atenuação dos choques de rendimento em toda a unidade de processo.

O fluxograma de processo apresentado na Figura 4.1 resume as operações possíveis de aplicação na unidade piloto.



**Figura 4.1: Fluxograma de processo da planta piloto**

(1. TP01-Tanque pulmão, 2. EL01-Elevatória de Efluente bruto, 3. BC01-Bomba de alimentação do sistema, 4. DC01-Decantador secundário, 5. BL01-Bomba de recirculação de lodo, 6. SR01-Soprador de ar rotativo, 7. RBC01-Reator biológico de contato, 8. BAS01-Filtro aerado submerso)

A elevatória de esgoto bruto (EL-01) era uma unidade existente na empresa onde foi instalada a planta piloto e, ao lado de uma parede lateral de um prédio que abriga os escritórios da empresa foi instalada uma bomba centrífuga com válvula de pé e chaves de bóia para operação de desligar com nível baixo e ligar automaticamente com nível seguro para operação da bomba sem que houvesse cavitação.

Uma tubulação de PVC de uma polegada de diâmetro encaminhava o esgoto bruto para um tanque cilíndrico de fundo plano, de 2 m<sup>3</sup> (TP-01) que operou como tanque pulmão e sedimentador de sólidos primários, composto quase que somente por materiais inertes como areia. O excesso de esgoto bruto vertia por uma saída na parte superior do tanque e era encaminhada à rede pública de coleta num ponto a jusante da elevatória de onde se coletava o esgoto bruto.

Aproximadamente a 20 cm da base do tanque foi instalada uma saída do esgoto para alimentação por gravidade da unidade piloto, sendo que na tubulação de saída foi instalada uma válvula para controle da vazão de alimentação, para aferir as variações em função da pressão da coluna de líquido no tanque.

Tanto na primeira câmara onde estava instalado o reator rotativo (RBC-01), como na segunda câmara que foi preparada para operar com filtro biológico submerso (BAS-01), foram instaladas duas peças de difusão de ar tipo membrana, largamente utilizadas para compor banco de membranas em estações de tratamento em plena escala. Um pequeno soprador centrífugo (SR-01) alimentava esses dois difusores de membrana, além de fornecer

um ramal de PVC de 1" para as aletas do reator rotativo, que eram as responsáveis pelas forças que permitiam a rotação dos biodiscos dos reatores. Antes da entrada no sistema, o ar soprado passava por um rotâmetro com escala de 0 a 10  $\text{N m}^3\text{h}^{-1}$ , de onde se ramificavam as tubulações para os difusores e para movimentação do reator rotativo.

O último módulo da planta piloto era um decantador secundário (DC-01) com paredes inclinadas na parte inferior, para acúmulo de lodo sedimentado que era recirculado ao início do processo por uma bomba de deslocamento positivo, tipo Nemo (BL-01) composta por um eixo em Aço INOX, girando por um estator de borracha nitrílica. Essa bomba possuía um inversor de frequência para controle de rotação do eixo, variando a vazão de descarga.

A Figura 4.2 apresenta o conjunto descrito até o momento, a planta piloto estava sendo preparada para entrar em operação e preenchida com água para os testes.



**Figura 4.2: Planta piloto**

#### *4.2.1 Reator biológico de contato (RBC -01)*

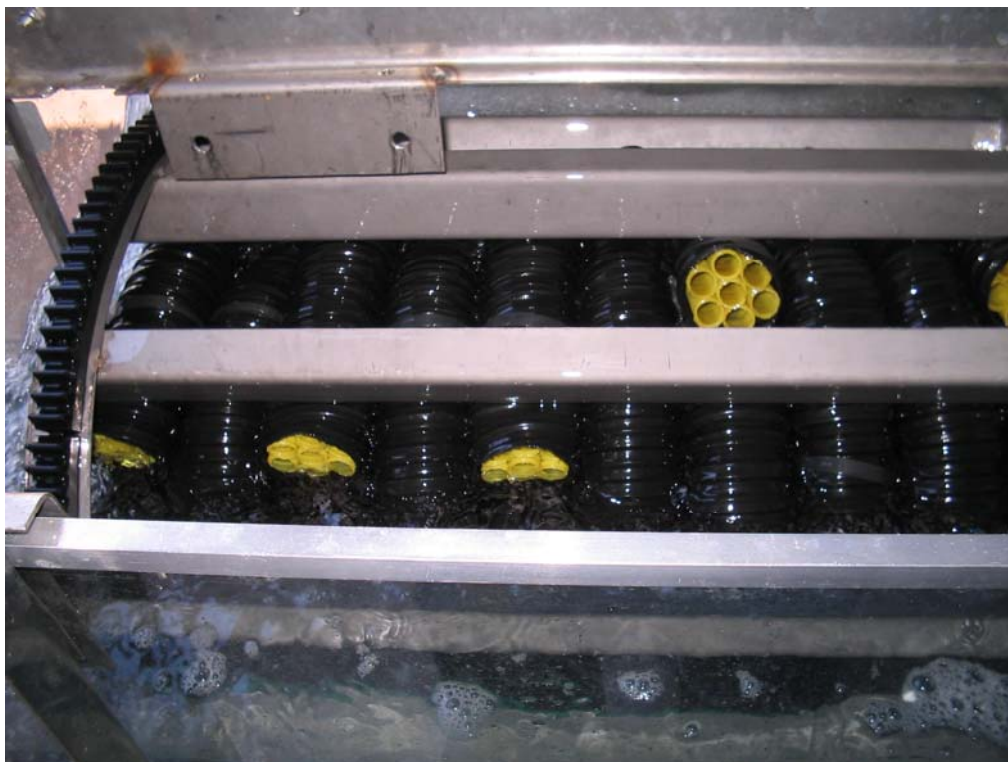
O reator rotativo instalado no primeiro módulo da planta piloto não era um reator biológico padrão, composto por discos suportados por eixo e movimentação por ação

de motor elétrico, mas sim uma estrutura em aço INOX AISI 304, tipo carretel, por onde passavam como linha, trechos de tubos corrugados de polietileno de alta densidade com 2,5 polegadas de diâmetro, preenchidos por tubos também corrugados de 20 mm de diâmetro (sete tubos de menor diâmetro instalados ao tubo externo). Foi construído especialmente para instalação na planta piloto, disponibilizando uma área para suporte de biofilme, de 41 m<sup>2</sup>.

A área disponível para fixação microbiana (48 m<sup>2</sup>) é de extrema importância para o dimensionamento de sistemas com RBC, como pode ser observado nos itens seguintes. Esse conjunto possuía um eixo em INOX AISI 304, que através de eixo que gira suportado por mancais de teflon é suportado na lateral da célula de aeração.

O controle do movimento de rotação é proporcionado por ajuste da vazão da injeção de ar via tubo perfurado nas aletas periféricas aos trechos de tubos. O diferencial deste reator frente aos reatores de contato tradicionais é o fato de não necessitar de motorização para o movimento rotacional, em função das aletas referenciadas e a submergência que se aproxima da ordem de 90 % do diâmetro do reator.

Na Figura 4.3 observam-se em destaque, detalhes construtivos do Reator Biológico de Contato (RBC), antes da admissão do substrato e antes dos ensaios destinados a verificar a capacidade de oxigenação do meio.



**Figura 4.3: Reator RBC com destaque para os tubos corrugados.**

#### 4.2.2 Sistema combinado - Biofiltro aerado submerso (BAS)

Seqüencialmente a célula de aeração com o RBC, a planta piloto dispunha de um módulo com dimensões de 40 x 40 x 80 cm, volume total de 128 litros, (volume útil de 96 litros) com altura de enchimento de tubos de PEAD corrugados com 32 mm de diâmetro e 32 mm de comprimento. Essas condições forneceram às unidades 64 litros de volume de anéis, uma vez que a altura ocupada pelo leito era de 40 cm, limitada por uma tela de nylon instalada logo acima da soleira superior do difusor de ar, e um limitador superior de leito também em tela de nylon a 60 cm do fundo do BAS. Essa unidade operou no estágio 2 dos estudos, como sistema de polimento do efluente do RBC, quando se interrompeu o reciclo de lodo ativo, descaracterizando a operação típica de lodos ativados.

A Figura 4.4 apresenta o anel obtido de um corte do mesmo tubo corrugado do RBC, utilizado como material de enchimento do Biofiltro aerado submerso.



**Figura 4.4:** Enchimento utilizado no Biofiltro Aerado Submerso

#### 4.3 Dimensionamento da Planta Piloto

A planta de teste trataria parte das águas residuais geradas na empresa, então se segregou parte das redes internas para que essas se adequassem à captação de esgoto numa condição que eliminasse a ocorrência de infiltração de águas pluviais.

Como não eram conhecidas as concentrações iniciais de matéria orgânica no efluente de alimentação, a planta piloto que suportaria o RBC foi construída a partir de parâmetros clássicos de dimensionamento de sistema de lodo ativados:

Vazão de projeto ( $L \cdot h^{-1}$ ):	50 (1)
Concentração de DBO esperada ( $mgL^{-1}$ )	250 (2)
Carga de DBO resultante ( $kg \text{ DBO} \cdot d^{-1}$ )	0,3 (1 x 2 /10 <sup>6</sup> )

#### 4.3.1 Características da câmara com reator rotativo

Comprimento (m):	0,8
Largura (m):	0,8
Altura útil (m):	0,6
Volume resultante ( $m^3$ ):	0,384
Expectativa de sólidos voláteis na câmara de aeração ( $mgL^{-1}$ ):	4000
F/M resultante ( $kg \text{ DBO} / kg \text{ SSVTA}$ ):	0,25
Carga Orgânica aplicada no dimensionamento ( $Kg \text{ DBO}/m^3 \text{ reator}$ )	0,78
Expectativa de remoção de carga Orgânica no reator rotativo (%)	75
Carga Orgânica efluente ( $kg \text{ DBO} \cdot dia^{-1}$ )	0,075

#### 4.3.2 Características da segunda câmara somente aerada que funcionou como BAS

Comprimento (m):	0,8
Largura (m):	0,4
Altura útil (m):	0,6
Volume resultante ( $m^3$ ):	0,19
Carga Orgânica aplicada no dimensionamento ( $kg \text{ DBO} \cdot dia^{-1}$ )	0,4

#### 4.3.3 Características dos decantadores

Número de decantadores (un):	2
------------------------------	---

Comprimento (m):	0,4
Largura (m):	0,5
Área resultante (m <sup>2</sup> ):	0,2
Volume resultante (m <sup>3</sup> ):	0,192
Taxa de aplicação de projeto para cada decantador (m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> ):	6

#### 4.3.4 Característica do soprador de ar

Consumo específico de oxigênio adotado (kg O <sub>2</sub> . kg DBO)	3,5
Consumo de oxigênio (kg O <sub>2</sub> h <sup>-1</sup> ):	0,043
Oxigênio necessário (N m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> ):	0,4
Tipo de soprador:	centrífugo

#### 4.3.5 Características da bomba de reciclo de lodo

Vazão (Lh <sup>-1</sup> ):	0 - 80
Tipo:	Mono, deslocamento positivo

#### 4.3.6 Características do rotâmetro

Faixa de medição (Lh <sup>-1</sup> ):	0-10
Tipo:	leitura direta

A Figura 4.5 apresenta um desenho com as principais dimensões da unidade piloto, destacando os pontos de amostragem caracterizados de P2 à P 5, observando-se que P1 foi destinado à caracterização da alimentação do meio.



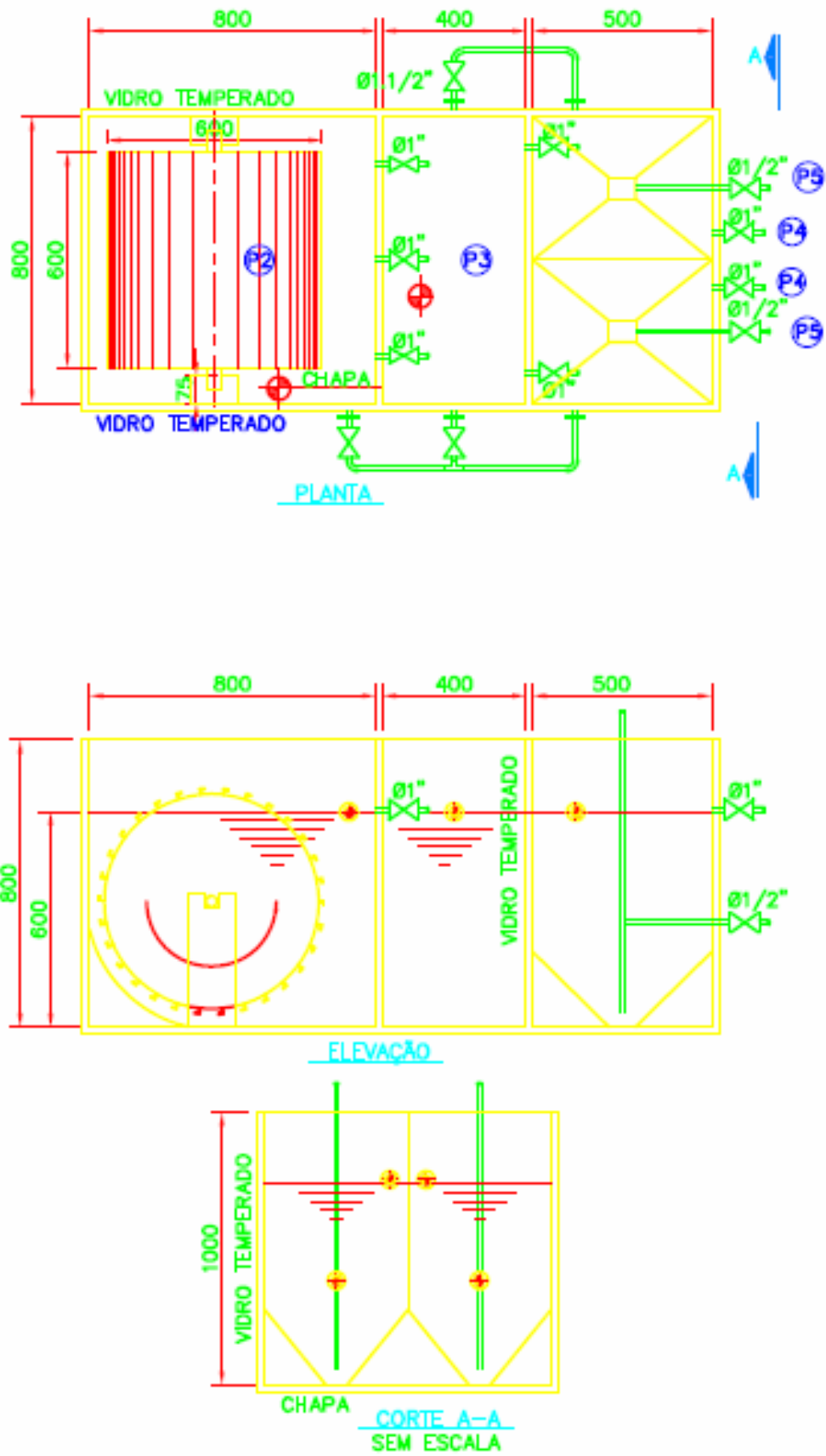


Figura 4.5: Dados dimensionais da planta piloto.

#### 4.4 Construção e Montagem da Planta Piloto

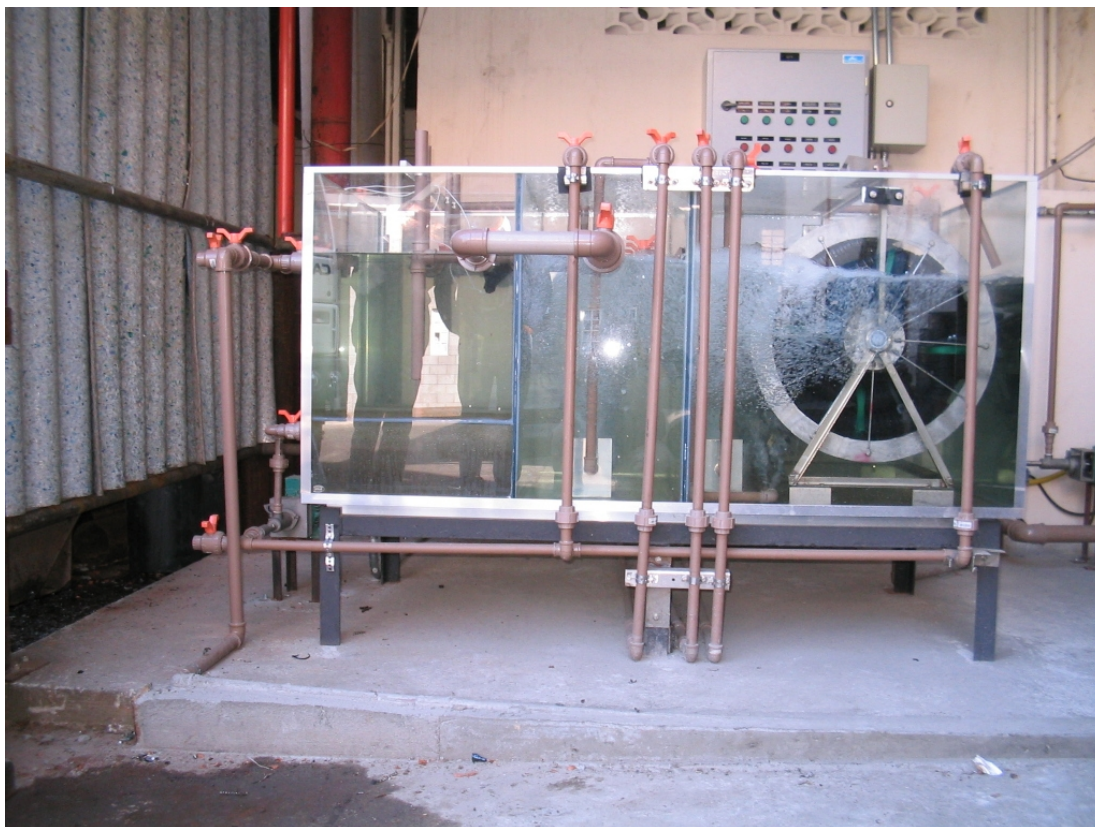
A construção e a montagem da planta piloto foi concebida em aproximadamente três meses, incluindo o tempo utilizado para compra dos equipamentos rotativos, tais como bombas e soprador de ar.

Para evitar colapso de estrutura, o corpo em vidro foi estruturado por cantoneiras de alumínio e para instalação em campo a unidade foi suportada em uma estrutura de aço carbono e instalada em um abrigo construído para essa finalidade.

A Figura 4.6 apresenta a unidade piloto em construção e a Figura 4.7 a unidade instalada, sem a adição das tubulações para reciclo de lodo.



**Figura 4.6: Unidade piloto em fase final de construção**



**Figura 4.7: Unidade piloto em fase final de instalação**

#### **4.5 Análises e Frequência**

As coletas de amostras foram agendadas para que fossem efetuadas todas as quartas-feiras e que seriam preservadas apenas em gelo, pois seriam recebidas pelo laboratório que processaria as análises no mesmo dia da coleta, responsabilizando-se, portanto, pela preservação mais adequada.

Nestas condições, para cumprimento da coleta e análises de amostras para o primeiro estágio dos estudos, foram caracterizadas as correntes de alimentação e do efluente tratado, além da caracterização da série de sólido no líquido biológico do módulo em que se encontrava o reator rotativo de contato e na corrente de reciclo de lodo a partir do fundo do decantador.

Tanto no efluente bruto como no tratado, repetiram-se análises de todos os parâmetros definidos para controle, na mesma listagem da caracterização inicial, ou seja, conforme Tabela 4.2.

Tabela 4.2: Pontos de amostragens e análises no estágio 1 dos ensaios.

Parâmetro (mgL <sup>-1</sup> )	Amostragens e Análise Semanais			
	Entrada	Saída	Líquor RBC	Lodo Reciclo
DBO	X	X		
DQO	X	X		
Fósforo total	X	X		
Nitrogênio Amoniacal	X	X		
Nitrogênio Nitrato	X	X		
Nitrogênio Nitrito	X	X		
Nitrogênio Orgânico	X	X		
Nitrogênio Total	X	X		
Óleos e Graxas	X	X		
pH (sem unidade)	X	X		
Sólidos em suspensão totais	X	X	X	X
Sólidos em suspensão voláteis	X	X	X	X
Sólidos Dissolvidos Totais	X	X	X	X
Sólidos Dissolvidos Voláteis	X	X	X	X
Sólidos Sedimentáveis	X	X	X	X
Oxigênio dissolvido	X		X	

As análises foram realizadas e processadas segundo metodologia em conformidade com o “Standard Methods of the Examination of Water and Wastewater – AWWA/APHA/WEF, 20<sup>th</sup> edition”.

No estágio dois dos ensaios, foram realizados nos mesmos pontos citados, as mesmas análises com exceção da série de sólidos no reciclo de lodo ativado, que foi interrompidas nesta fase.

Os parâmetros selecionados para análise de caracterização, análise de controle e verificação do rendimento do sistema restringiram-se àquelas consideradas necessárias para caracterização de esgoto sanitário tais como DBO, DQO, série nitrogenada, série de sólidos, óleos e graxas, fósforo total e pH. A exceção foi a análise do líquido biológico e do lodo de reciclo, em que foram analisados apenas a série de sólidos.

Os estudos de transferência de oxigênio foram realizadas para cada fase dos reatores usando o método de sulfito de sódio (ECKENFELDER, 2000) e descrito por CHAVAN & MUKHERJI (2008). O oxigênio dissolvido da água da torneira foi esgotado

com a adição de sulfato de sódio (~8 mg / L mg / L de OD) e cobalto (0,05 mg/L) como catalisador. A concentração inicial de oxigênio dissolvido no meio foi zerada, este era oriundo de água potável da rede de água residencial. A água sem oxigênio dissolvido foi misturada uniformemente e adicionada ao reator. O oxigênio dissolvido inicial foi medido utilizando um medidor de OD previamente calibrado, após isso a rotação dos discos foi iniciada. Os valores de DO foram observados durante um período de tempo até que a saturação fosse alcançada. Foi utilizada regressão linear para determinar  $K_L a$  baseado em um gráfico de  $[\ln (C_s - C_o) / (C_s - C_T)]$  versus (t).

#### **4.6 Condição geral dos ensaios**

Os estudos foram iniciados com a abordagem do sistema de aeração da unidade piloto, e foi observado que os tubos perfurados são aplicáveis com eficiência para movimento do RBC, e possuem menor eficiência quando analisados sob os aspectos de aeração do sistema.

No ensaio foi obtida eficiência superior no uso dos difusores de bolha fina, utilizando membranas tubulares, quando comparado aos tubos simplesmente perfurados.

As Figuras 4.8 e 4.9 ilustram os detalhes dos sistemas de aeração.



**Figura 4.8:** Detalhe do sistema de aeração via difusor tubular de bolha fina



**Figura 4.9:** Detalhe do sistema de aeração para movimentação do RBC

O segundo passo foi caracterizar o substrato a ser utilizado quando se percebeu que a rotina empregada no local de implantação da unidade piloto contaminava o efluente doméstico com óleos e graxas provenientes de tornos de usinagem e de uma pequena cabine de pintura.

Durante toda a operação da unidade piloto não se detectou grandes problemas operacionais, com exceção de entupimentos na válvula de pé da elevatória EL-01 logo no início dos ensaios, com a instalação de uma tela no entorno da válvula de pé evitou-se que materiais fibrosos aderissem no sistema de bombeamento do esgoto bruto, evitando entupimentos.

A planta piloto operou no estágio 1 por 211 dias e no estágio 2 durante 78 dias, sem interrupção relevante na operação.

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 Ensaio de transferência de oxigênio

Nos ensaios foram avaliadas as condições de saturação de água limpa no meio considerando três níveis de vazões, 3, 6 e 8,1 N m<sup>3</sup>/h, indicadas no rotâmetro componente da planta piloto.

Acompanhando a planta piloto construída estimou-se um valor de saturação de 6,0 mgL<sup>-1</sup> já que não houve preocupação com temperatura ambiente ou pressão na qual o meio era submetido, não foi percebida mudança significativa no coeficiente global de transferência de oxigênio ( $K_{La}$ ) com o rotâmetro indicando 8,1 ou 6 Nm<sup>3</sup>h<sup>-1</sup> como pode ser visto nos itens seguintes.

A Tabela 5.1 apresenta os testes de oxigenação de forma sucinta.

**Tabela 5.1: Resultados de saturação do meio com introdução de ar.**

Vazão Aplicada (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	Tempo de saturação do meio em segundos até aproximadamente 6 mgL <sup>-1</sup> de OD (s)		
	Ar para giro do RBC Tubo perfurado	Bolha fina via difusor tubular cerâmico	Tubo perfurado e bolha fina via difusor tubular cerâmico
3	3420	1230	3360
6	1950	480	930
8,1	700	480	400

As Figuras 5.1 a 5.2 apresentam os ensaios realizados utilizando-se os difusores de membrana que proporcionavam a introdução de bolhas fina ao meio, e ensaio de introdução de ar via tubo perfurado, para movimentar os biodiscos do reator rotativo de contato, traduzindo os tempos utilizados para saturação de água limpa a partir do ar fornecido pelo soprador centrífugo.



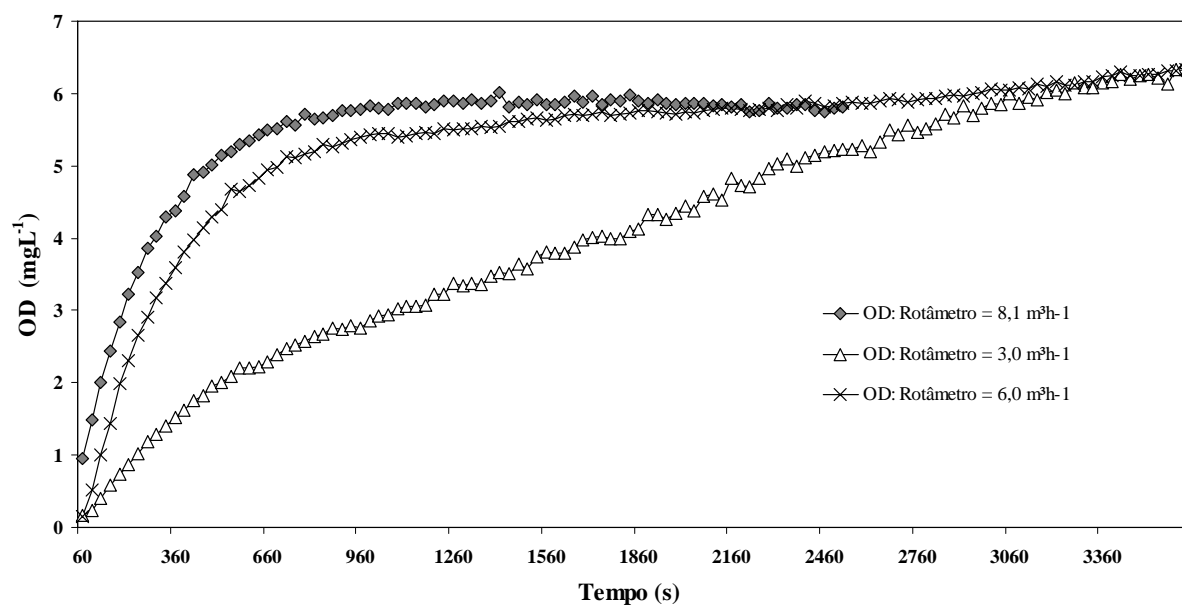


Figura 5.1: Ar introduzido via tubo perfurado para movimentação do RBC

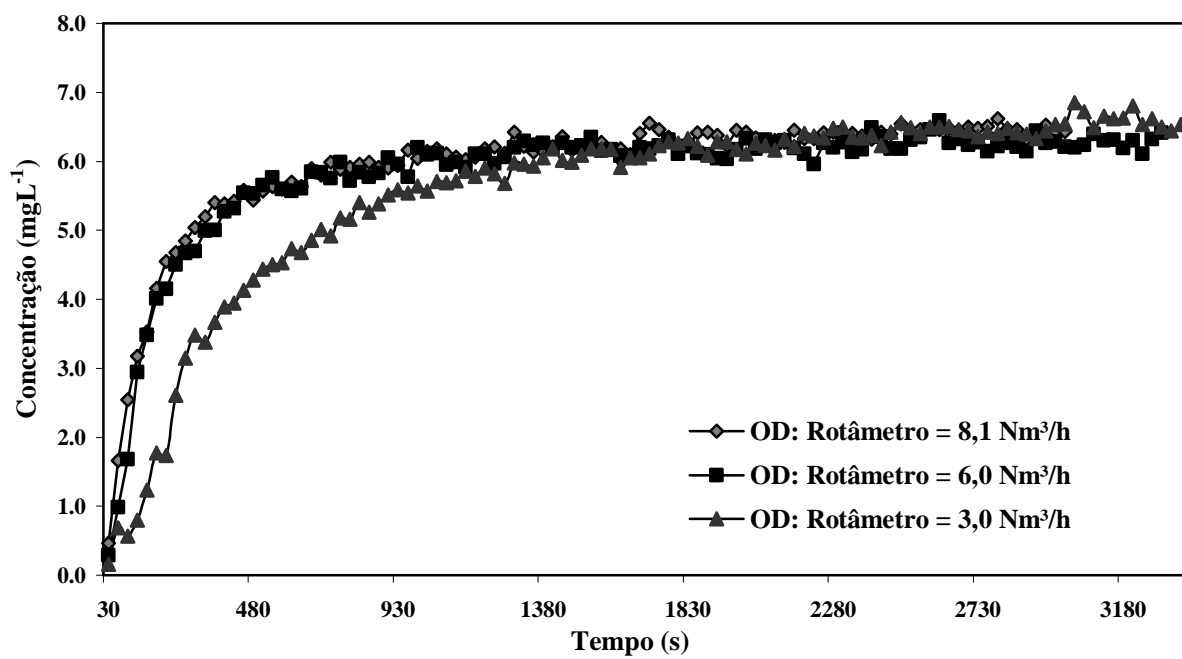


Figura 5.2: Ar introduzido via difusor de bolha fina para célula do RBC

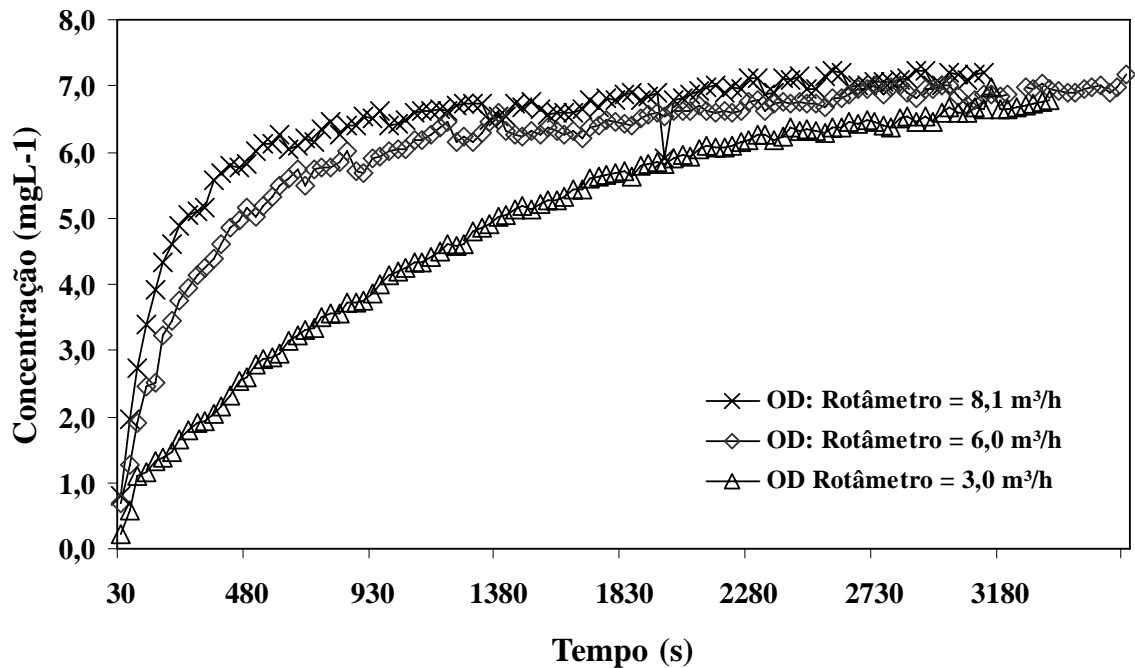


Figura 5.3: Ar introduzido via difusor de bolha fina para célula do RBC

Nas Figuras 5.1 a 5.3 foram utilizados os seguintes dados:

- $\ln(C^* - C) = K_L a + cte$
- $C^*$  = Concentração de saturação
- $C$  = Concentração obtida em uma dada unidade de tempo
- $K_L a = 0,0056 \text{ s}^{-1}$  para 6 e  $8,1 \text{ N m}^3\text{h}^{-1}$  e  $0,0028 \text{ s}^{-1}$  para  $3 \text{ N m}^3\text{h}^{-1}$
- $No = K_L a V C^*$  onde  $No$  é a massa de oxigênio transferida por unidade de tempo (mg/s)
- Volume do compartimento com o RBC = 384 litros
- $No = 12,9 \text{ mg.s}^{-1}$  para 6 e  $8,1 \text{ N m}^3\text{h}^{-1}$  e  $6,4 \text{ mg.s}^{-1}$  para  $3 \text{ N m}^3\text{h}^{-1}$
- Massa transferida de oxigênio até a saturação =  $12,9 \text{ g.s}^{-1}$  para 6 e  $8,1 \text{ N m}^3\text{h}^{-1}$  e  $7,9 \text{ g.s}^{-1}$  para  $3 \text{ N m}^3\text{h}^{-1}$  em um volume de 384 litros e em 400 segundos.

Estes valores indicam o fornecimento de 0,15 kg.h<sup>-1</sup> kg para o rotâmetro acusando 8 Nm<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>, fazendo-se uso do tubo perfurado para movimentação do RBC e do difusor cerâmico de bolha fina.

O *Kla* relativamente baixo é justificado pela altura do tanque onde foi instalado o RBC ou seja 0,6 metros de altura útil, contra cerca de 6 metros nos tanques de aeração em escala industrial.

A fórmula citada por VIANA (2004) lineariza a curva exponencial da qual se origina o *kla*, fazendo referência à equação de FICK que é expressa como:

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

Em que:

$C_s$  – Concentração de saturação (mgL<sup>-1</sup>)

$C_0$  = concentração inicial (mgL<sup>-1</sup>)

$C$  = Concentração (mgL<sup>-1</sup>)

$T_0$  = tempo inicial do saturamento (s)

$T$  = tempo (s)

Para a análise do esgoto sanitário desconsiderou-se as correções da taxa de transferência de oxigênio (um fator multiplicativo de 0,8 a 0,9) Devido principalmente a implicações da temperatura de ensaio e da salinidade do meio.

Com a possibilidade de transferência de aproximadamente 0,15 kg O<sub>2</sub> h<sup>-1</sup> temos disponibilidade de oxigênio para oxidação total do meio, ou seja oxidação de toda a matéria orgânica carbonácea e de toda matéria nitrogenada citada no dimensionamento das unidades da planta piloto.

Após certificação da capacidade de aeração do meio e com a planta piloto operando em condições consideradas normais foi iniciada a campanha analítica para monitoramento do sistema.

## 5.2 Resultados analíticos e informações de processo no estágio 1

Todos os dados sobre cargas de matéria expressas em kg DBO d<sup>-1</sup>, e kg DQO d<sup>-1</sup>, de matéria nitrogenada kg NX d<sup>-1</sup> foram compostas com as vazões representadas na Figura 5.4.

As análises semanais foram associadas com a média aritmética das vazões medidas diariamente uma vez no período da manhã e uma vez à tarde, resultando, portanto, em uma carga ou taxa de aplicação composta pelo resultado pontual de amostras com a vazão média semanal.

A amplitude de vazão média semanal foi de 44,48 a 145,23 Lh<sup>-1</sup>, na alimentação do sistema com média aritmética de 84,1 L<sup>-1</sup> e desvio padrão de 31,5.

A Figura 5.4 apresenta o comportamento das vazões aplicadas.

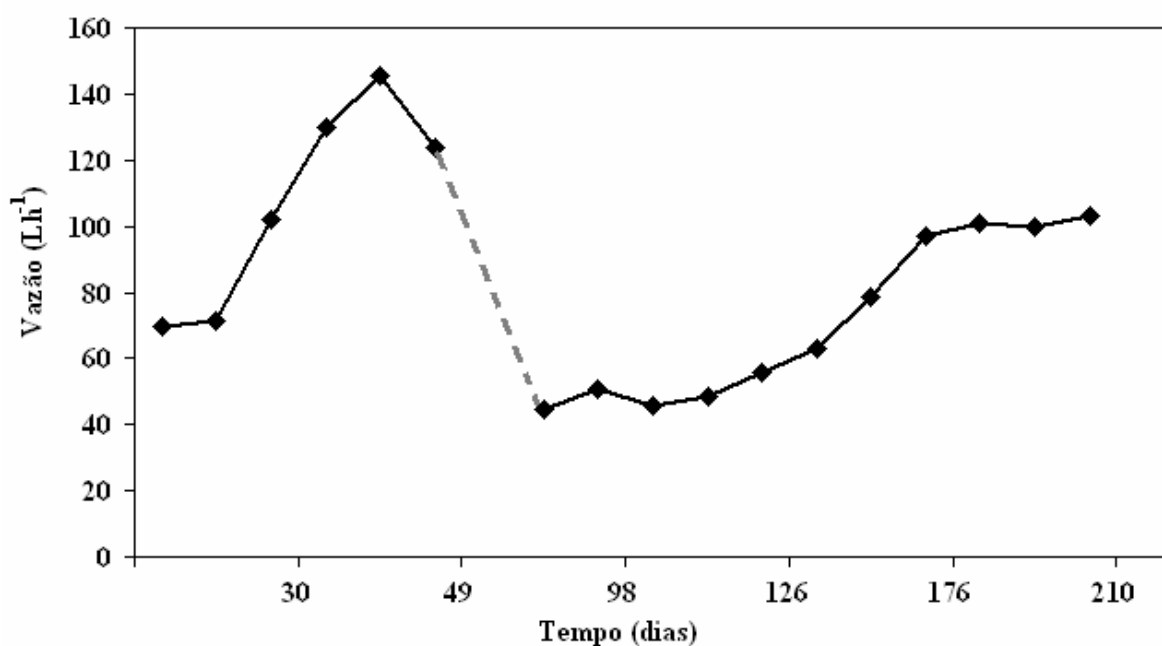


Figura 5.4: Vazão média semanal de alimentação da planta piloto

Com a vazão média aplicada à unidade piloto de 84,1 L/h o TDH médio foi de 4,5 horas, com amplitude de 2,6 a 8,6 h.

Como pode ser observado na Figura 5.4, houve grande redução do TDH por volta do 35º dia de ensaio, quando se registrou vazão que ultrapassou 140 l/h, com reflexo também na eficiência de remoção de DQO.

O projeto da unidade piloto considerou como meta a vazão de 50 L.h<sup>-1</sup>, mas optou-se pela operação com as variações dos valores de DBO verificados na alimentação, conforme indicações da Figura 5.4, não se fixando, por conseguinte, a vazão de alimentação.

A vazão calibrada inicialmente para 50 L.h<sup>-1</sup> iniciou uma ascendente até 140 L.h<sup>-1</sup>, com média de 107 L.d<sup>-1</sup>, sendo corrigida a partir do 56º dia de ensaio. Observou-se um pequeno aumento do valor estipulado, o sistema foi mantido sob relativo controle até o 126º dia, sendo que a vazão apresentou valor médio de 51,4 L.d<sup>-1</sup>, subindo em uma constante a partir deste dia até novamente ser mantida por volta de 100 L.h<sup>-1</sup> a partir do 161º dia de ensaio.

As Figuras 5.5 a 5.9 referem-se aos dados analíticos (mg DBO L<sup>-1</sup>), de carga superficial (g DBO m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup>), e volumétrica (g DBO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), e eficiência do processo (%) durante os 211 dias de ensaios do estágio 1.

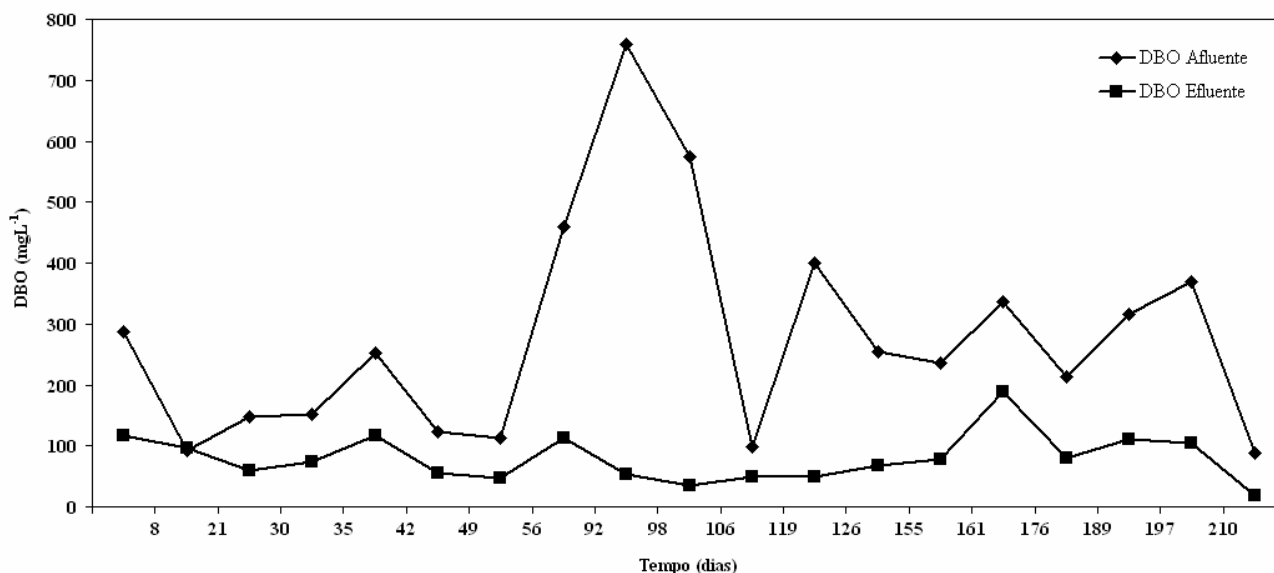
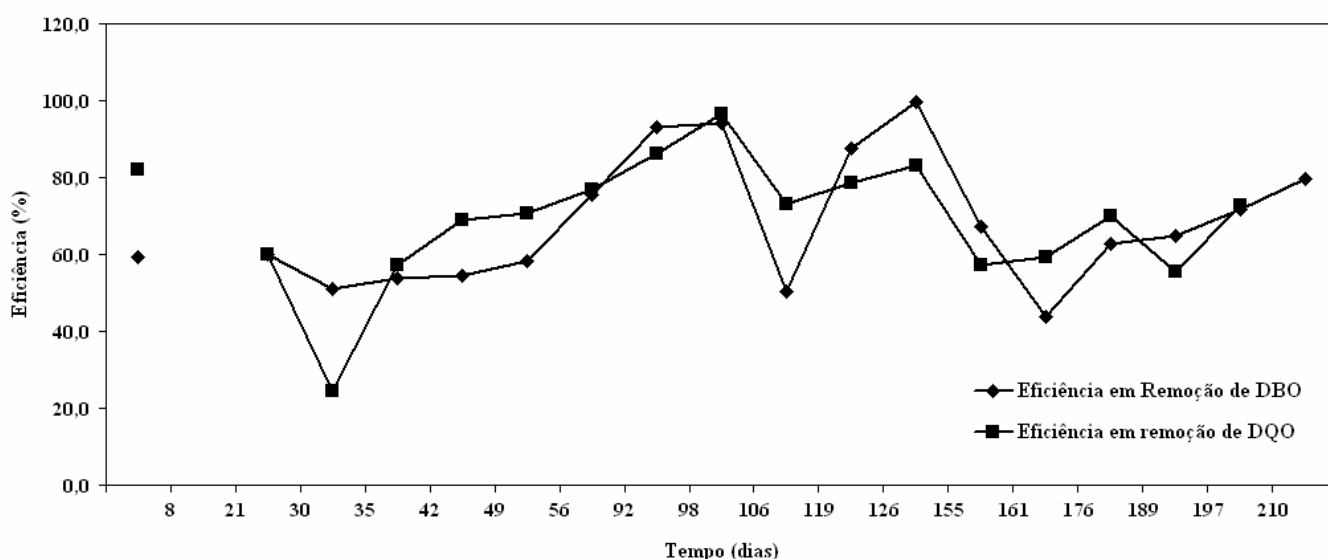


Figura 5.5: Comportamento dos valores de DBO afluente e efluente na planta piloto

Como pode ser observado na Figura 5.5, a DBO afluente ao sistema, até o 49º dia de ensaio manteve-se com características de esgoto sanitário fraco (média de  $166,8 \text{ mgL}^{-1}$ ), quando acusou um pico de  $758 \text{ mgL}^{-1}$  no 92º dia dos ensaios do estágio 1. Do 119º em diante, descontando-se o último dia onde se observou uma queda acentuada de DBO ( $89 \text{ mgL}^{-1}$ ), a média da concentração de DBO situou-se em  $303,7 \text{ mgL}^{-1}$  típica de esgoto sanitário.

A Figura 5.5 mostra que a DBO na saída do sistema manteve-se estável com média aritmética de  $79,5 \text{ mgL}^{-1}$ , com pico de  $118 \text{ mgL}^{-1}$  no 161º dia.



**Figura 5.6: Eficiência de remoção de carga orgânica no RBC da planta piloto**

A baixa DBO no efluente da planta piloto no início dos ensaios refletiu em remoção dessa concentração também baixa, oscilando por volta de  $58 \text{ mgL}^{-1}$ .

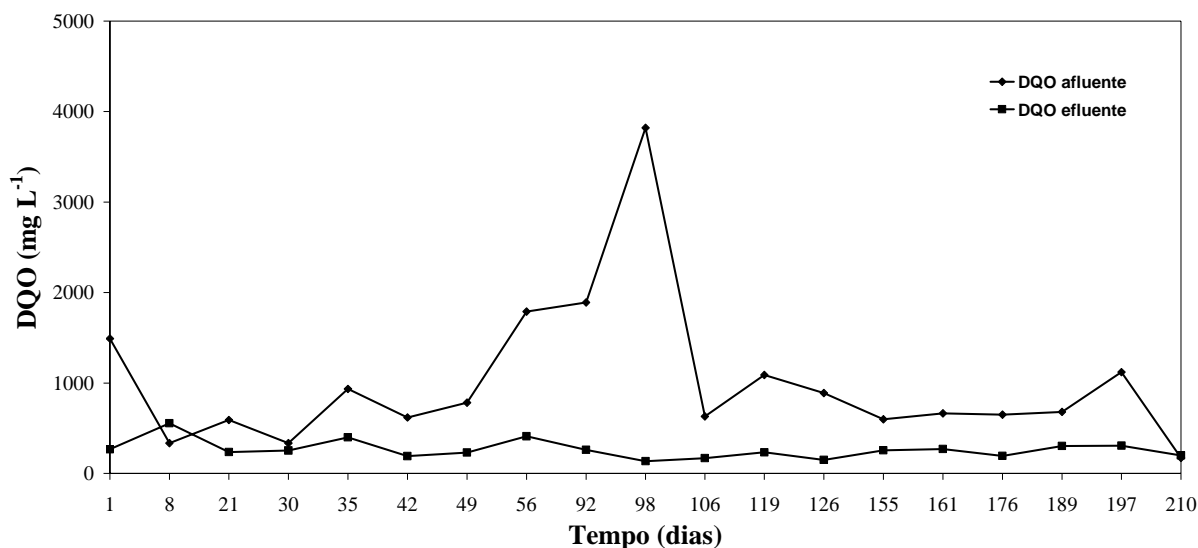
A partir de 42º dia dos ensaios até o 126º dia a remoção de DBO se manteve em níveis próximos a 80 %, com média de 81,1%. Exceção se fez no 106º dia ensaio onde novamente a DBO de entrada ao sistema foi bastante reduzida ( $99 \text{ mgL}^{-1}$ ). Do dia 126 em diante, a média de remoção decresceu para 65,1 %.

Na planta piloto, o efluente tratado após o decantador secundário apresentou valores máximo e mínimo de DBO de  $117 \text{ mgL}^{-1}$  e  $18 \text{ mgL}^{-1}$ , respectivamente, com média aritmética ao longo dos ensaios de  $79,18 \pm 39,7 \text{ mgL}^{-1}$ .

Foram alcançadas neste estudo, remoções médias de DBO de  $71,3 \pm 16,7\%$ , com amplitude de 43,9 a 99,7%, e apesar da maior amplitude das variações da concentração de DQO os valores de eficiência obtidos são bastante próximos dos conseguidos com a eficiência de remoção de DBO, ou seja, média de  $73,7 \pm 16,3\%$ .

Cumprе ressaltar que na literatura especializada referente aos RBC, os valores referentes a remoção de DBO variaram de 16 a 96,4 %, enquanto os valores de remoção de DQO variaram de 47,4 a 97 %, mesmo operando com mais de um estágio.

Fazendo-se as mesmas considerações para a concentração afluenta e efluente ao RBC, referentes a DQO ( $\text{mg DQO L}^{-1}$ ), tem-se as informações conforme Figura 5.4.



**Figura 5.7: Comportamento dos valores de DQO afluenta e efluente na planta piloto.**

A taxa de aplicação superficial associa a carga orgânica aplicada à unidade piloto e à área disponibilizada no RBC, enquanto que a taxa de aplicação volumétrica associa a carga orgânica com o volume da câmara em que se encontra o RBC.

Nesse estudo traçou-se relações utilizando cargas expressas em  $\text{kg DBO.d}^{-1}$  e em  $\text{kg DQO.d}^{-1}$ , ressaltando que normalmente essas cargas são expressas em  $\text{kg DQO.d}^{-1}$ , em função da facilidade e rapidez de obtenção dos resultados.

Os maiores valores de DQO na entrada do sistema foram observados a partir do 56º dia atingindo pico de  $3820 \text{ mg L}^{-1}$  no 98º dia, finalizando os ensaios (106 ao 197º dia)

com média aritmética de  $790,8 \text{ mgL}^{-1}$ , e desvio padrão de 212, típico também, neste período, da concentração de DQO observada em esgoto sanitário.

Na saída da planta piloto apesar de três picos de  $555$ ,  $400$ , e  $412 \text{ mgL}^{-1}$ , no oitavo, 35º e 56º dias de ensaio, respectivamente, a estabilidade dos valores de DQO, notadamente do 92º dia de estudo, ao final das observações deste estágio, foi de  $225,4 \text{ mgL}^{-1}$  que relacionando com a DQO de entrada do sistema no mesmo período ( $1110 \text{ mgL}^{-1}$ ) fornece rendimento de 79,6 %.

No dimensionamento de um RBC e nas nomenclaturas adotadas por pesquisadores é comum a utilização de taxas de aplicação tanto volumétricas como superficiais. As Figuras 5.5 a 5.8 referem-se a estas condições.

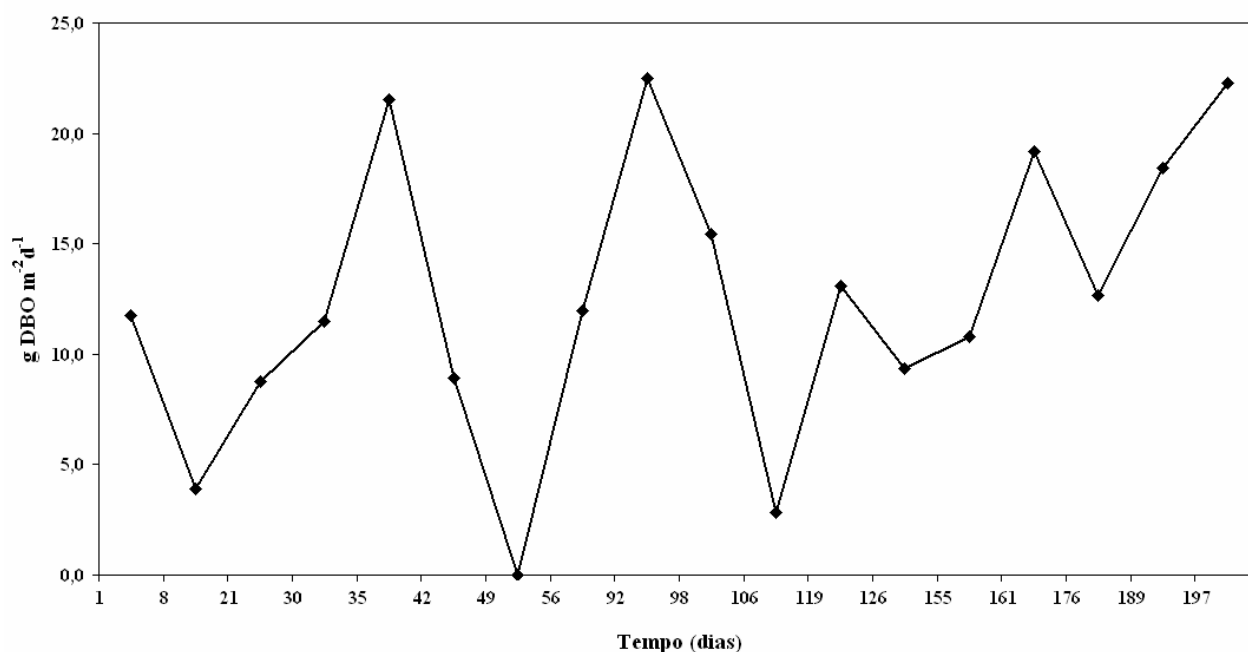
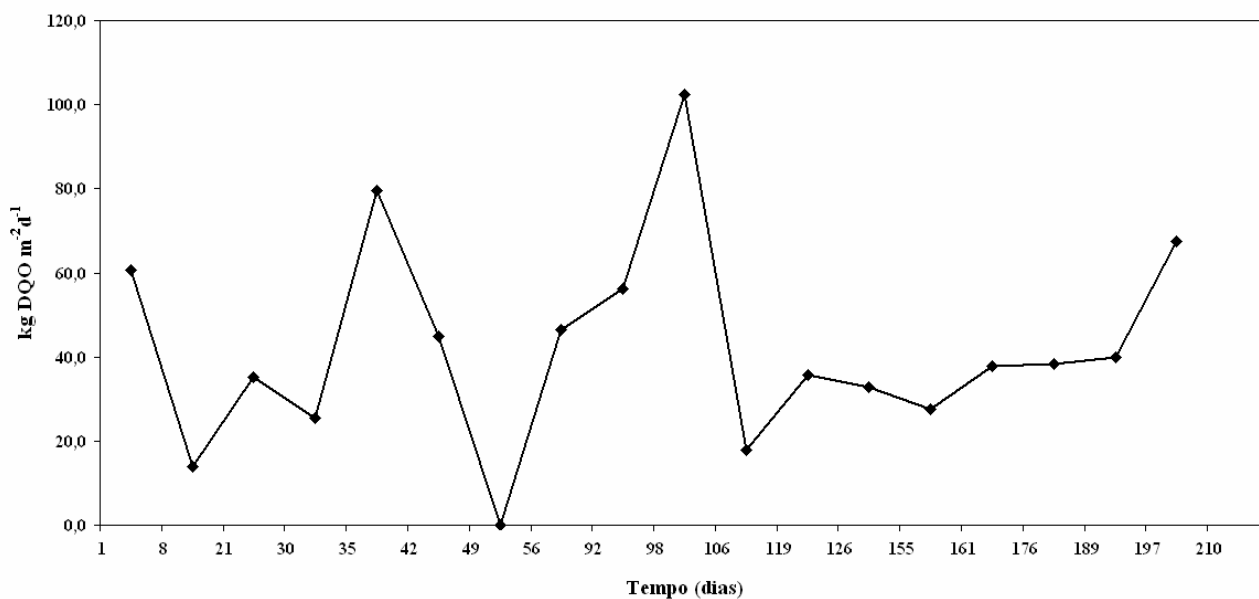


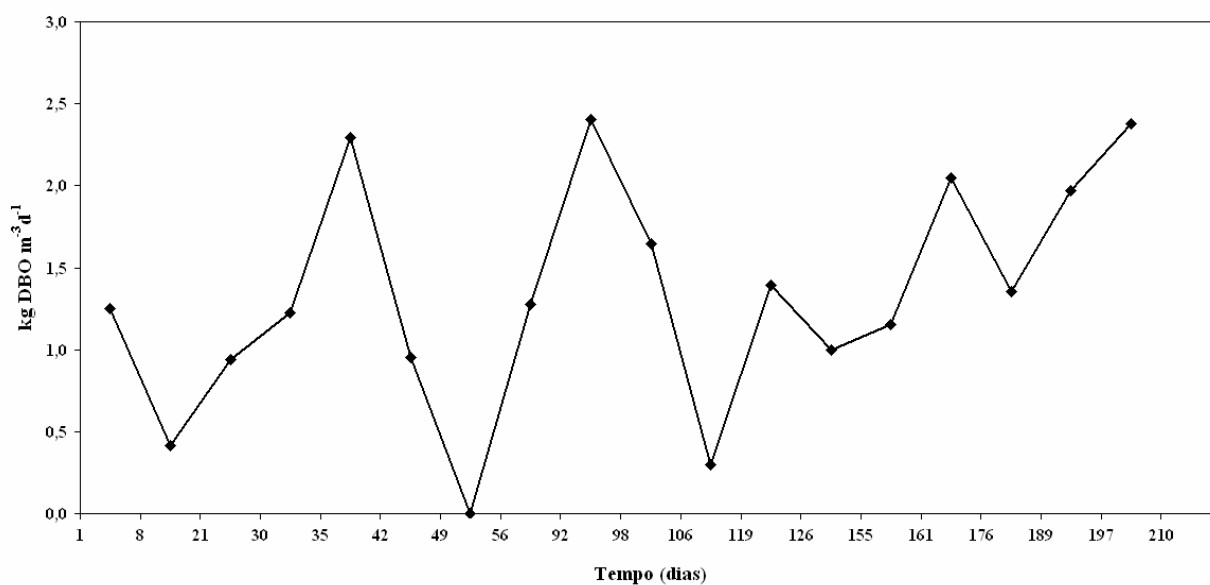
Figura 5.8: Taxa de aplicação superficial em  $\text{kg DBO m}^{-2}\text{d}^{-1}$  no RBC



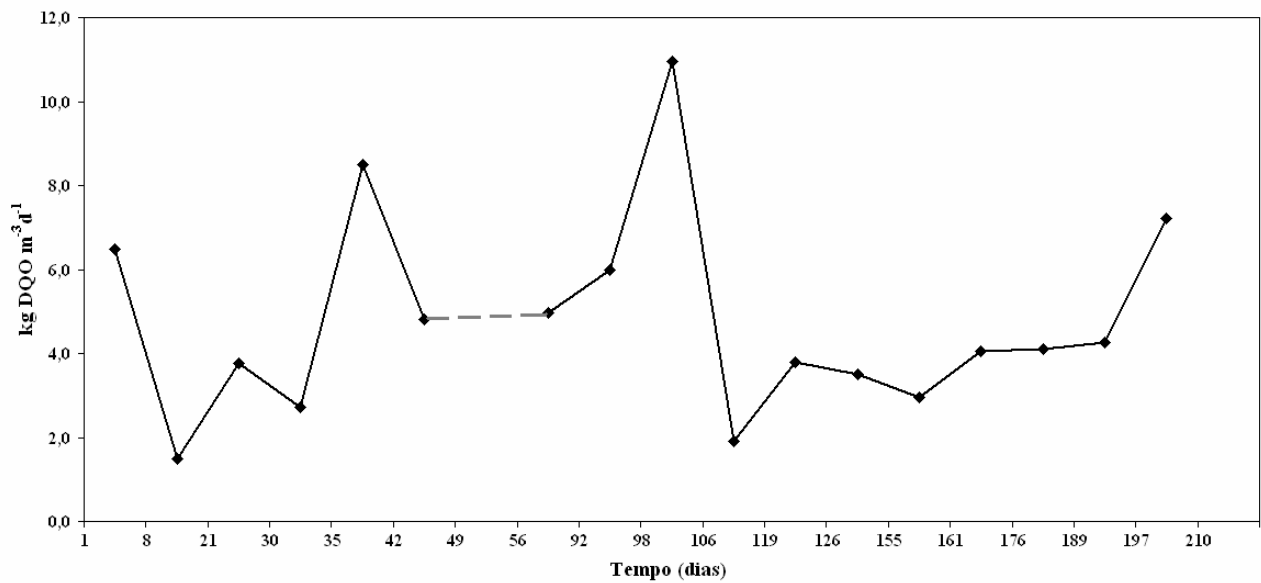


**Figura 5.9:** Taxa de aplicação superficial em kg DQO m<sup>2</sup>.d<sup>-1</sup> no RBC.

As Figuras 5.8 e 5.10 onde a carga orgânica é expressa em kg DBO. d<sup>-1</sup> tem o mesmo comportamento das Figuras 5.9 e 5.11, com a carga expressa em kg DQO.d<sup>-1</sup>, portanto verifica-se somente a mudança de escala nos eixos Y. A escala do eixo Y varia, portanto, em 41,08 m<sup>2</sup> que é a área disponibilizada no RBC dividido pelo volume da câmara onde foi instalado o RBC, que foi de 384,5 litros ou seja, cerca de 0,11.



**Figura 5.10:** Taxa de aplicação volumétrica em kg DBO m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup> no RBC



**Figura 5.11:** Taxa de aplicação volumétrica em kg DQO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> no RBC.

A taxa de aplicações volumétrica que exprime a DBO aplicada por m<sup>3</sup> de câmara com o RBC apresentou dois picos que são coincidentes com os picos da concentração de DBO observados nos dias 35 e 92 dos ensaios que respectivamente foram de 2,3 e 2,4 kg DBO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, na taxa de aplicação volumétrica expressa em kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Também se observou 2 picos, um no 32 dia de ensaio outro no 98º dia de ensaio, de 8,5 e 10,4 kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Esses picos ocorreram praticamente na mesma época.

Excluindo os picos, o resultado do último dia de operação da planta piloto no estágio 1, e o dia em que não houve medida de vazão, as médias aritméticas obtidas foram de 13,2 kg DBO m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> e 44,8 kg DQO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> com desvios padrões de 5,9 e 22,6 respectivamente.

Conseqüentemente a taxa de aplicação volumétrica foi de 1,3 kg DBO m<sup>-2</sup>.d<sup>-1</sup> e desvio padrão de 0,7, e 4,5 kg DQO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> com desvio padrão de 2,6, nas mesmas condições descritas acima.

Comparando as taxas de aplicação com os trabalhos de referência, na Tabela 5.4 trabalhou-se no primeiro estágio dos ensaios com uma razão de alimentação média de 5 L.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, enquanto GUPTA & GUPTA (1999) atingiram em seus ensaios amplitudes de 8,8 à 26,6 L.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, RIVERA et al. (1988) atingiram amplitudes de 7 L.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, e CASTILHO et al. (2007) atingiram amplitudes 12 L.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>.

Os valores anteriormente apresentados indicam que o volume reservado ao RBC foi maior na planta piloto utilizada, e favoravelmente ao RBC utilizado, foi observado que a taxa de aplicação superficial de DQO apresentou aumento na planta piloto ( $44,8 \text{ g DQO/m}^2 \text{ d}^{-1}$ ) frente aos valores apresentados por GUPTA & GUPTA (1999), BEHLING et al. (2006), e EKER & KARGI (2008) ( $5,8$ ,  $2,04$  e  $16,6$ , e  $30 \text{ g DQO/m}^2 \text{ d}^{-1}$  respectivamente).

GUPTA & GUPTA (1999) operando um reator de três estágios, utilizando um efluente sintético, pretendia estudar a remoção da matéria nitrogenada a partir de um substrato específico formulado basicamente com thiosphaera pantotropha, e outras populações microbacterianas nitrificadoras autotróficas e heterotróficas e obteve no primeiro estágio de reator, remoção da maioria da carga orgânica carbonácea, ou seja, de  $5$  a  $14 \text{ g DQO m}^2\text{d}^{-1}$ , e em uma taxa de aplicação total variando de  $6,9$  a  $20,7 \text{ g DQO m}^2\text{d}^{-1}$ , correspondendo a  $6,9 \pm 20,7 \text{ g DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$ .

As eficiências alcançadas em termos de remoção de DBO e remoção de DQO mostram que no RBC em estudo é possível utilizar taxas de aplicação superficial expressas em DQO e DBO,  $21$  e  $9,8$  vezes maiores respectivamente, por causa da razão de alimentação ser maior em apenas um estágio.

Também como condição favorável foi observado a taxa de aplicação superficial de  $13,2 \text{ g DBO m}^{-2}\text{x dia}^{-1}$  foi maior que a verificada por RIVERA et al. (1988) ( $3,4$  a  $12,5 \text{ g DBO m}^{-2}\text{x dia}^{-1}$ ) que utilizaram 3 estágios de RBC e TORKIAN et al. (2003) com 6 estágios de RBC ( $5,3 \text{ g DBO m}^{-2}\text{x dia}^{-1}$ ). RIVERA et al. (1988) detalharam a composição do biofilme formado, operou um reator em escala plena, desenhado para uma vazão de  $10 \text{ L s}^{-1}$ , de 3 estágios, utilizando esgoto sanitário como substrato, com concentração de DBO variando de  $46$  a  $170 \text{ mgL}^{-1}$ .

Durante a operação em vazão significativa, alcançou remoção de DBO de  $86\%$  e remoção de DQO de  $74\%$ .

A área total disponibilizada nos ensaios de RIVERA et al. (1988) foi de  $8751,46 \text{ m}^2$  que associada aos valores acima forneceu taxa de aplicação superficial variando de  $12,58 \text{ g DQO m}^2\text{d}^{-1}$  a  $3,4 \text{ g DQO m}^2\text{d}^{-1}$ .

Nesse estudo, apesar da DBO ser menor que a observada na planta piloto a remoção de DQO mantém praticamente igual e a partir do  $49^\circ$  dia até aproximadamente o  $92^\circ$  dia de ensaios. A concentração de DBO no substrato de alimentação aumentou de aproximadamente

450 mgL<sup>-1</sup> a cerca de 758 mgL<sup>-1</sup>, decrescendo a 575 mgL<sup>-1</sup> no 98º dia de testes, mantendo em média aritmética de 278 mgL<sup>-1</sup> e desvio padrão (dp) de 178,5 ao longo dos ensaios.

A carga superficial aplicada no RBC apresentou valores de 2,8 a 22,5 g DBO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, com média durante todo o ensaio do estágio 1 de 13,2 ± 5,94 enquanto a carga volumétrica oscilou de 0,3 a 2,4 kg DBO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> com média de 1,4 ± 0,64 kg DBO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>.

CASTILLO et al. (2007) operaram dois módulos de RBC com substrato proveniente de um reator anaeróbio tipo UASB, analisando as equações que regem os processos, e em uma das corridas observou que com DQO afluente de 231 mgL<sup>-1</sup>, DBO afluente de 100 mgL<sup>-1</sup>, e TRH de 4 horas considerando os dois módulos, obteve 6 e 18 mgL<sup>-1</sup> de em termos de concentração de DQO e DBO respectivamente.

Os dados acima indicam rendimento de 97,4% de remoção de DQO e 82% de remoção em DBO mesmo considerando ser a remoção de DBO normalmente maior que a de DQO.

TORKIAN et al. (2003) operaram reator em 6 estágios com efluente de um matadouro, após passagem deste por um reator anaeróbio, que a princípio é um substrato extremamente orgânico, mas complexo em termos de eventuais contaminantes, e obteve rendimentos de remoção de DBO solúvel de 85 % utilizando taxas de aplicação superficial de 5,3 ± 2,9 g DBO solúvel m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, ou seja, menor que a utilizada nos ensaios da planta piloto (13,2 g DBO m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>). Ressalta também que utilizando o mesmo substrato foi alcançado rendimento menor de remoção de DBO solúvel, ou seja, de 74% em taxa de aplicação superficial de 5 g DBO solúvel m<sup>-2</sup>d<sup>-1</sup>, contra 85% obtido em seu trabalho a mesma taxa. Observa-se que a remoção de DBO total foi de 74 ± 4%, enquanto a remoção de DQO total representava 76 ± 6%.

Também com informações relativas a efluentes líquidos industriais, BEHING et al. (2006) relataram experimentos com efluentes de indústria petroleira e de indústria frigorífica, em aparato de laboratório com área total disponibilizada para suporte de biofilme de 2,4 m<sup>2</sup>, com o conjunto de biodisco operando em rotação de 2,5 rpm. Conclui que com relação à remoção de matéria orgânica carbonácea, expressa em DQO, no reator que operou com efluente da indústria petroleira alcançou-se eficiência de 76,1 ± 5,9% para uma DQO de entrada de 665 ± 88 mgL<sup>-1</sup> enquanto no reator que operou com efluentes de indústria frigoríficas, pode-se alcançar rendimentos em termos de remoção de DQO maior que 87,9%

para taxas de aplicação superficiais aplicadas de  $15,67 \pm 6,73$  g DQO  $m^{-2}d^{-1}$ , em tempo de detenção hidráulica de 24 horas

Considerando que um reator anaeróbio remove cerca de 70 % da carga afluente, a remoção em um BAS de 91 % significa remoção global de 96,4 %, numero bastante satisfatório para um sistema biológico.

Com exceção de BEHLING et al. (2006) e de BERGAMINI et al. (2006) que utilizaram apenas 1 estágio sendo que o 1º utilizou substrato industrial originado em um frigorífico e em uma indústria petroleira e o 2º efluente sintético, todos os demais operaram reatores com mais de um estágio.

CASTILLO et al. (1998) utilizaram como substrato esgoto doméstico tratado em um reator anaeróbio tipo UASB, apresentando taxas de aplicação volumétrica expressa em g DQO  $m^{-3}d^{-1}$  de 0,92 a 7,29, obtendo rendimentos de remoção de DBO de 82,0% e 90,76% utilizando 2 estágios de RBC. Os autores ressaltaram que o reator UASB não possibilitou que houvesse nitrificação e que uma das possibilidades é a introdução do RBC à montante. O ensaio descrito destacou o RBC como tratamento complementar do reator UASB.

Os autores que trabalharam com RBC em um estágio, não apresentaram resultados expressos em termos de remoção de DBO, CHEN et al. (2006) e TAWFIK et al. (2006) anotaram respectivamente remoção de 40% e 70% (valores de pico) pontualmente, utilizando reatores de três e dois estágios.

Considerando que a redução de DBO deve, na maioria dos casos, atingir remoções de 80% considerando a entrada e a saída do sistema, a remoção média de 71,3 % o RBC nas condições analisadas não atendeu a legislação vigente. Entretanto entre 50 e 100 dias de operação a remoção de DBO máxima atingiu 99,7%, com valor médio de 83,4%, e com a vazão de alimentação apontando 40 a 50  $Lh^{-1}$ , e DBO de até  $720 mgL^{-1}$ , significando que melhores condições de operação podem ser alcançadas e os valores de legislação atendidos, utilizando-se taxas de aplicação superficial de cerca de  $6,0 g DBO m^{-2}d^{-1}$  e taxa de aplicação volumétrica de  $0,8 g DBO L^{-1}d^{-1}$  com a DBO média de  $277,63 mgL^{-1}$ , em que pese as concentrações de DQO no período atingirem valores de 2500 a  $3800 mgL^{-1}$ . Essas informações acima sinalizam a importância do TRH limitada agora em aproximadamente 7,5 horas, utilizando-se apenas um estágio.

O comportamento dos compostos caracterizados como nitrogenados foi também observado e o sistema operou durante o primeiro estágio de testes com taxa média de

aplicação superficial de nitrogênio total de  $7,6 \pm 3,6 \text{ kg Nt m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , e máxima de  $15,21 \text{ kg Nt m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , e com taxa média de aplicação superficial de nitrogênio amoniacal de  $5,9 \pm 2,7 \text{ kg N-NH}_3 \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , e máxima de  $10,88 \text{ kg N-NH}_3 \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$ .

TAWFIC et al. (2006) ressaltaram a vantagem do uso de dois módulos de reatores ao invés de apenas um. Com TRH de 5,0 horas, com taxa de aplicação volumétrica de  $22 \text{ g DQO m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , em dois estágios obteve-se redução de DQO de 88,3%, e 20% de remoção de amônia contra 14% em um único estágio.

O RBC da planta piloto operou em taxa de aplicação superficial de nitrogênio total maior que a observada por BERGAMINI et al. (2006) ( $0,52 \text{ à } 6,67 \text{ g N total. m}^2 \times \text{d}^{-1}$ ), e com taxa de aplicação volumétrica ( $\text{g N total m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ) em valores na média apresentada tanto por GUPTA & GUPTA (1999) como por BERGAMINI et al. (2006) ( $0,47\text{-}0,11$  e  $0,198\text{-}2,56$  respectivamente).

A caracterização dos compostos nitrogenados (nitrogênio total, orgânico, e amoniacal) pode ser observada nas Figuras 5.12 a 5.13, onde se verifica as taxas de aplicação e rendimentos de desnitrificação.

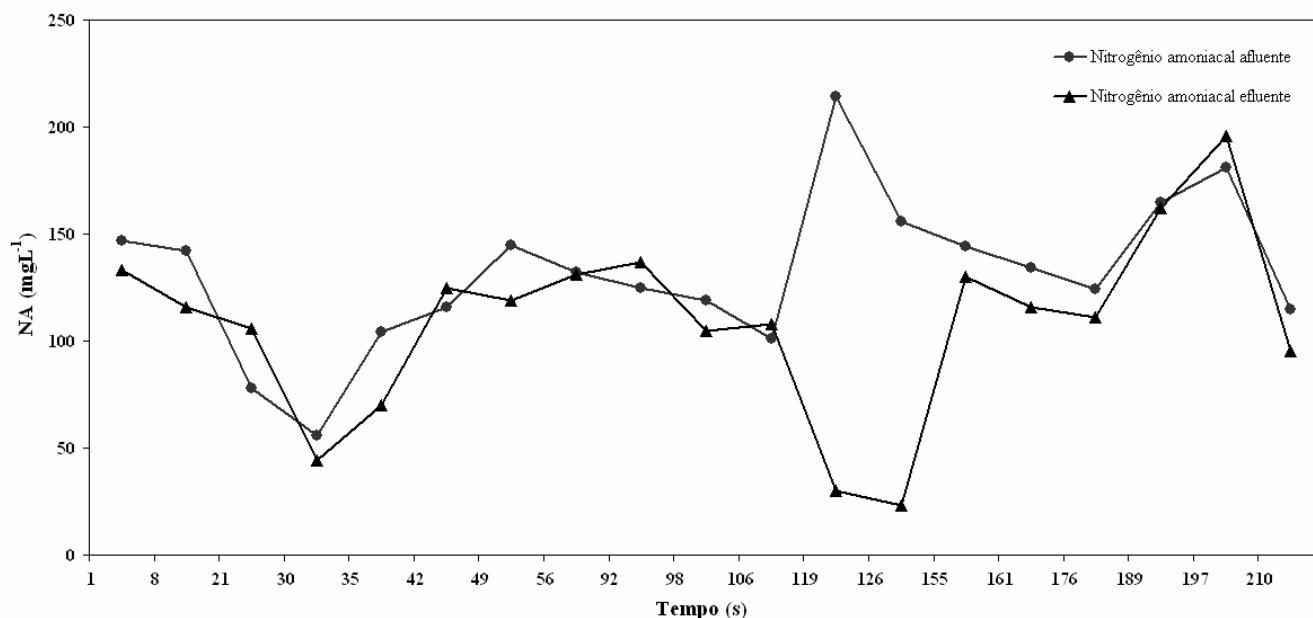
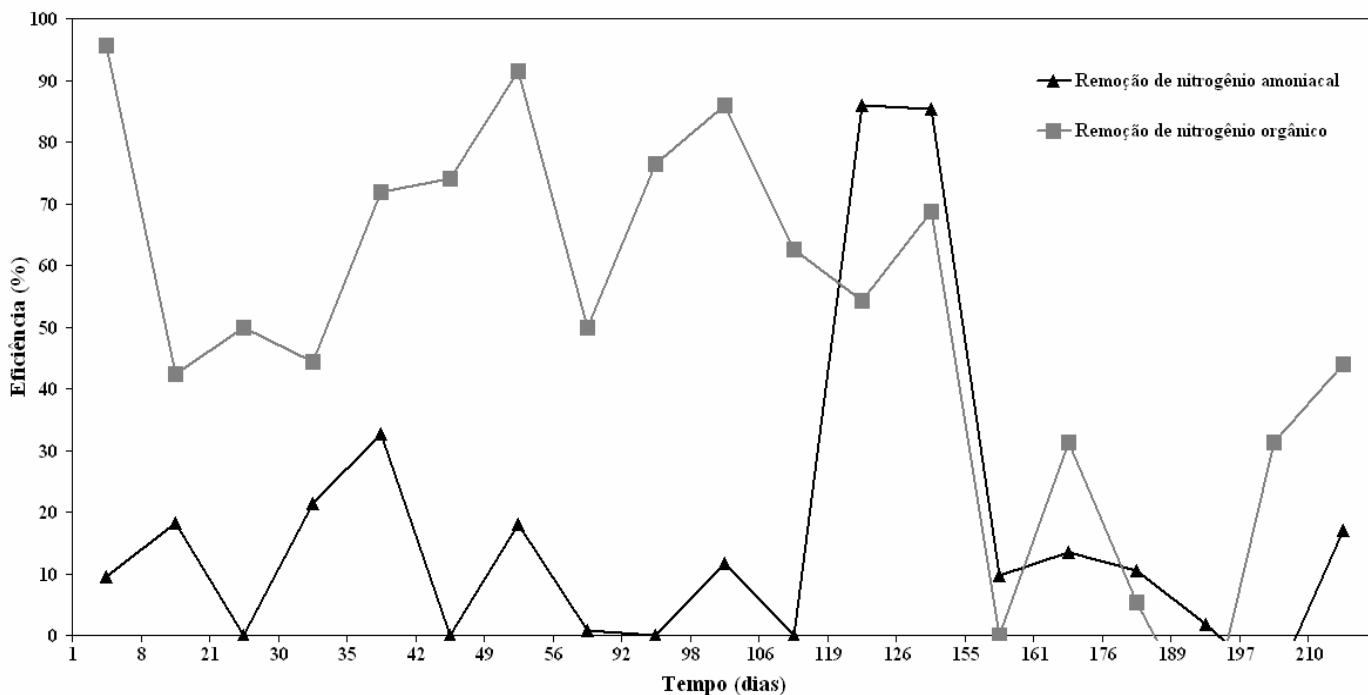


Figura 5.12: Comportamento de  $\text{N-NH}_3$  afluente e efluente na planta piloto.

No gráfico da Figura 5.12, observa-se que todas as análises acusaram concentração de nitrogênio amoniacal acima de  $50 \text{ mgL}^{-1}$ , com dois picos observados, um por volta do 120º dia e outro por volta do 196º dia de ensaio, de 214 e  $181 \text{ mgL}^{-1}$  respectivamente. A média aritmética de remoção observada foi de 17,6 %.



**Figura 5.13: Eficiência de remoção de nitrogênio no RBC da planta piloto.**

A partir do 126º dia de ensaio a eficiência de remoção de nitrogênio orgânico e amoniacal decaiu em 10%, com exceção de um pico na eficiência de remoção de nitrogênio orgânico de 31,3 % no 161º dia de ensaios do estágio 1.

O gráfico acima indica que os rendimentos médios obtidos para Nitrogênio Amoniacal e Nitrogênio Orgânico foram de 34,7%, 17,6% e amplitudes de 0 a 86 %, 0 a 91,5 % respectivamente.

Dentre as formas de nitrogênio analisadas, a concentração de nitrogênio orgânico apresentou as maiores reduções atingindo média de 51,2% e máxima 91,5%, durante o início e o 126º dia de ensaio, atingindo os menores níveis de remoção entre o período de maior carga do sistema.

A desnitrificação é favorecida tanto quanto maior for a relação DQO/N-NH<sub>3</sub> no meio reacional e a piloto, considerando valores médios, operando com relação DQO/N<sub>total</sub> de 6,0 enquanto que para o esgoto sanitário padrão esse valor é superior a 12.

Dada a não admissão de fonte de carbono externa, as informações sobre remoção de nitrogênio total, orgânico e amoniacal e, sobretudo a existência de apenas um estágio de RBC, pode-se dizer que a desnitrificação do meio foi bastante relevante.

GUPTA & GUPTA (1999) obtiveram com um todo, remoção de nitrogênio de  $20 \pm 69\%$  e HIRAKAWA et al. (2002) utilizando um BAS para polimento de efluente de um reator anaeróbio de fluxo ascendente utilizando argila expandida como material de enchimento registraram remoção de 91% da carga orgânica expressa em DBO, e ressaltaram que o “BAS”, operando com taxa de aplicação de demanda bioquímica de oxigênio de  $4,0 \text{ kgm}^{-3}\text{d}^{-1}$ , obteve em certo período do experimento, concentração final de N-NH<sub>4</sub>, abaixo de  $5 \text{ mgL}^{-1}$ , em conformidade com a legislação anti-poluição vigente.

CHEN et al. (2006) com o reator de três estágios, denominado NRBC, enfatizando a massa de biofilme agregado à área superficial, obtiveram remoção de DQO de 78,8% a 89,7%, e 40% a 61,4% de remoção de Nitrogênio, em TRH de 5 a 9 horas.

A remoção de DQO alcançou 80 a 95%, quando a taxa de aplicação superficial variou entre 16 e  $40 \text{ g DQO m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , e a exemplo da observação de GUPTA & GUPTA (1999), cita que a maioria da matéria orgânica carbonácea é removida no primeiro estágio do NRBC.

A concentração de oxigênio mantida no meio oscilou de 2,8 a  $4,9 \text{ mgL}^{-1}$ , conforme se estendia o TRH de 5 para 9 horas, acusando a disponibilidade de oxigênio ao meio para que se obtivesse boa nitrificação.

Com relação ao excesso de lodo ativo gerado foi observado por CHEN et al. (2006) que o NBRC gerou menos lodo que o RBC, ou seja,  $0,0075 \text{ g lodo g DQO}^{-1}$ , contra  $0,5$  a  $0,6 \text{ g lodo g DBO}^{-1}$ .

TAWFIK et al. (2002) utilizaram como substrato o efluente de um reator anaeróbio tipo UASB, e indica ser o MBR um pós-tratamento adequado para o reator UASB, quando operado com um TRH de 10 horas e carga orgânica volumétrica de  $6,4 \text{ g DQO m}^{-2}\text{d}^{-1}$ , apontando que a redução de matéria orgânica carbonácea expressa com DQO e DQO coloidal ocorre no primeiro estágio e a remoção de matéria nitrogenada ocorre no segundo estágio.



Os autores ressaltaram que em termos de rendimento torna-se clara a vantagem de utilização de dois estágios sobre um estágio, indicado em TRH de 5 horas, DQO do efluente do UASB de  $300 \pm 43 \text{ mgL}^{-1}$  e concentração de Nitrogênio Total de  $47 \text{ mgL}^{-1}$ .

Nas condições mencionadas, em um único estágio, os autores obtiveram valores de DQO de  $76 \pm 21 \text{ mgL}^{-1}$  e com dois estágios  $61 \pm 10 \text{ mgL}^{-1}$ , enquanto com relação ao Nitrogênio, com um estágio obteve  $34 \pm 17 \text{ mgL}^{-1}$  e em reator com dois estágios obteve  $12 \pm 1 \text{ mgL}^{-1}$ . A grande diferença em rendimento de remoção de nitrogênio se observa quando se analisa dois estágios de reator, pois em termos de rendimento de remoção de DQO, a remoção passa de 74,6 para 79,6%.

BERGAMINI et al. (2006) operando com substrato sintético compararam o rendimento de diferentes pratos em termos de material de construção. Estudou o desempenho de três reatores biológicos de contato com discos construídos em policloreto de vinila (PVC), poliestireno (PE) e poliuretano (PU). Cita ainda que os reatores apresentaram comportamento muito semelhante nos primeiros 152 dias de operação, quando a taxa de aplicação superficial aplicada era de  $520 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$  correspondendo a  $187 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ L}^{-1}$  e nessas condições alcançaram a estabilidade rapidamente apresentando um porcentual de nitrificação, de 60%, havendo remoção de nitrogênio em torno de 25%.

Após aumento da carga para  $1430 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$  para o reator de PVC  $\text{mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$  e PE e  $3.310 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$  para o reator de PU, a nitrificação ( $\text{N-NO}_3$ ) alcançou 80% para os três reatores.

Quando a carga foi aumentada para  $2880 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$  nos reatores de PVC e PE, e para  $6670 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-2}\text{d}^{-1}$  no reator de PU, o período se caracterizou por um drástico aumento na concentração de nitrito nos reatores de PVC e PE, chegando a concentrações de  $800 \text{ mgL}^{-1}$ , com a concentração de nitrato praticamente igual a zero, descaracterizando a nitrificação.

A unidade piloto apresentou rendimento de remoção de 63,4% da concentração de óleos e graxas, sendo que o efluente bruto na alimentação apresentou amplitude de 10 a  $206 \text{ mgL}^{-1}$ , enquanto o efluente tratado apresentou amplitude de 10 a  $75 \text{ mgL}^{-1}$ . Essas amplitudes dos valores demonstram também as cargas de choque no qual o sistema estava sujeito.

As Tabelas 5.2 a 5.4 apresentam em síntese as informações analíticas, operacionais e de desempenho da planta piloto no estágio 1 dos estudos.

Tabela 5.2: Dados de caracterização da planta piloto no estágio 1 dos ensaios.

Parâmetro	Unidade	Média	Desvio	Valor	Valor
		aritmética	padrão	Máximo	Mínimo
<b>Entrada</b>					
DBO	mgL <sup>-1</sup>	277,63	178,54	758	89
DQO	mgL <sup>-1</sup>	1004,58	823,55	3820	173
Fósforo total	mgL <sup>-1</sup>	10,48	5,49	25	1,2
Nitrogênio Amoniacal	mgL <sup>-1</sup>	131,47	35,5	214	56
Nitrogênio Nitrato	mgL <sup>-1</sup>	0,72	1,02	4,06	<0,10
Nitrogênio Nitrito	mgL <sup>-1</sup>	0,11	0,13	0,45	<0,10
Nitrogênio Orgânico	mgL <sup>-1</sup>	58,65	62,53	253	0,07
Nitrogênio Total	mgL <sup>-1</sup>	165,84	38,75	253	101
Óleos e Graxas	mgL <sup>-1</sup>	87,56	61,72	206	<10
pH		8,02	0,38	8,71	7,33
Sólidos em suspensão totais	mgL <sup>-1</sup>	275,63	178,27	767	70
Sólidos em suspensão voláteis	mgL <sup>-1</sup>	226,95	147,88	500	<10
Sólidos Dissolvidos Totais	mgL <sup>-1</sup>	523,26	199,02	1220	255
Sólidos Dissolvidos Voláteis	mgL <sup>-1</sup>	238,68	165,37	863	33
Sólidos Sedimentáveis	mgL <sup>-1</sup>	8,21	6,51	20	<0,10
<b>Saída</b>					
DBO	mgL <sup>-1</sup>	79,47	39,65	189	18
DQO	mgL <sup>-1</sup>	264,42	101,22	555	135
Fósforo total	mgL <sup>-1</sup>	7,97	4,41	22	1,4
Nitrogênio Amoniacal	mgL <sup>-1</sup>	108,29	42,62	196	23
Nitrogênio Nitrato	mgL <sup>-1</sup>	0,38	0,39	0,47	<0,10
Nitrogênio Nitrito	mgL <sup>-1</sup>	3,91	6,84	24	<0,10
Nitrogênio Orgânico	mgL <sup>-1</sup>	33,29	55,93	198	0,5
Nitrogênio Total	mgL <sup>-1</sup>	117,11	42,85	198	30
Óleos e Graxas	mgL <sup>-1</sup>	32,07	21,28	75	<10
pH		7,83	0,3	8,34	7,15
Sólidos em suspensão totais	mgL <sup>-1</sup>	94,68	71,62	300	10
Sólidos em suspensão voláteis	mgL <sup>-1</sup>	81,11	64,83	240	10
Sólidos Dissolvidos Totais	mgL <sup>-1</sup>	412,37	86,57	543	166
Sólidos Dissolvidos Voláteis	mgL <sup>-1</sup>	150,63	65,39	265	16
Sólidos Sedimentáveis	mgL <sup>-1</sup>	5,21	7,84	21	<0,10

Tabela 5.3: Dados de eficiência do processo no estágio 1 dos ensaios.

Parâmetro	Eficiência do processo (%)
	Média aritmética
Eficiência de remoção de DBO	71,3
Eficiência de remoção de DQO	73,7
Eficiência de remoção de Nitrogênio total	29,4
Eficiência de remoção de Nitrogênio amoniacal	17,6
Eficiência de remoção de Nitrogênio orgânico	43,2
Eficiência de remoção de Óleos e graxas	63,4
Eficiência de remoção de SSV	64,3
Eficiência de remoção de SDV	71,2
Eficiência de remoção de SST	65,6
Nitrito para nitrato	46,3

Tabela 5.4: Parâmetros de processo obtidos, praticados na alimentação do meio.

Parâmetro	Média	Desvio	Valor	Valor
	Aritmética	padrão	Máximo	Mínimo
Carga Orgânica (kg DBO d <sup>-1</sup> )	0,54	0,24	0,92	0,15
Carga Orgânica (kg DQO d <sup>-1</sup> )	0,18	0,92	2,76	0,57
Carga Orgânica (kg NT d <sup>-1</sup> )	0,33	0,12	0,62	0,15
Carga Orgânica (kg NO d <sup>-1</sup> )	0,12	0,16	0,62	0,1
Carga Orgânica (kg NA d <sup>-1</sup> )	0,25	0,09	0,44	0,12
Taxa de aplicação superficial (g DBO m <sup>-2</sup> dia <sup>-1</sup> )	13,2	5,9	22,5	2,8
Taxa de aplicação superficial (g DQO m <sup>-2</sup> dia <sup>-1</sup> )	44,8	22,6	102,3	14
Taxa de aplicação volumétrica em DBO (g DBO m <sup>-3</sup> dia <sup>-1</sup> )	1,3	0,7	2,4	0
Taxa de aplicação volumétrica em DQO (g DQO m <sup>-3</sup> dia <sup>-1</sup> )	4,5	2,6	8,49	0
Taxa de aplicação superficial (g Ntotal m <sup>-2</sup> dia <sup>-1</sup> )	7,6	3,6	15,21	0
Taxa de aplicação superficial (g N orgânico m <sup>-2</sup> dia <sup>-1</sup> )	2,9	3,9	15,21	0
Taxa de aplicação superficial (g N amoniacal m <sup>-2</sup> dia <sup>-1</sup> )	5,9	2,7	10,88	0
Taxa de aplicação volumétrica (g N orgânico m <sup>-3</sup> dia <sup>-1</sup> )	0,3	0,4	1,63	0
Taxa de aplicação volumétrica (g N amoniacal m <sup>-3</sup> dia <sup>-1</sup> )	0,6	0,3	1,03	0
Taxa de aplicação volumétrica (g N total m <sup>-3</sup> dia <sup>-1</sup> )	0,8	0,4	1,63	0

Comprando o quadro acima com esgoto sanitário típico observa-se que para uma relação substrato / sólidos suspensos voláteis de 0,1 e 3,5 kg.m<sup>-3</sup> de sólidos suspensos voláteis em uma dada célula de aeração, a carga orgânica aplicada seria de 0,13 kg DBO d<sup>-1</sup>,

Para registro das condições de oxigenação do meio, a Figura 5.14 apresenta as concentrações médias mensais de oxigênio dissolvido no RBC.

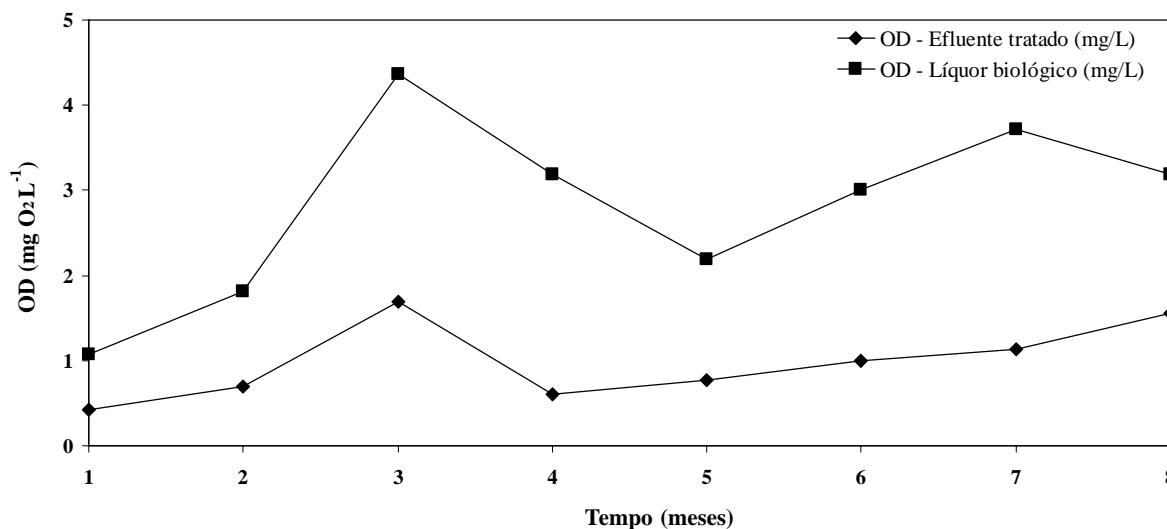


Figura 5.14: Concentração de oxigênio dissolvido no RBC.

Houve uma adequada oxigenação na câmara onde se situava o RBC, pois ao longo dos meses em que se desenvolveu os ensaios, os valores de oxigênio dissolvido se mantiveram por volta de 3 mgL<sup>-1</sup>.

No efluente à unidade piloto a concentração de oxigênio dissolvido, no 3º, 6º e 7º mês se manteve em valores próximos a 1 mgL<sup>-1</sup>, ressaltando que neste período foi utilizada a máxima capacidade do aerador instalado.

A concentração de nitrito no meio acusou média de 3,9 mgL<sup>-1</sup>, atingindo pico de 24 mgL<sup>-1</sup> na saída do sistema contra concentração mínima de 0,11 mgL<sup>-1</sup>, máxima de 0,45 mgL<sup>-1</sup>, e média aritmética de 0,1 mgL<sup>-1</sup> na entrada do sistema.

A concentração de nitrato na saída do sistema apresentou valor médio de 0,3 mgL<sup>-1</sup>.

O sistema indicou que houve consumo do oxigênio introduzido ao meio e os dados de processo indicam a ocorrência de nitrificação e desnitrificação do meio.

A concentração de sólidos suspensos voláteis sofreu grandes oscilações quando comparada à concentração de sólidos suspensos totais na entrada do sistema, como pode se observado na Tabela 5.1 que sintetiza os resultados analíticos da planta piloto. A relação entre sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais alcançou média aritmética de 78% (SSV/SST). Esta relação entre sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais atingiu valores de até 8%, com incidências de 50% mostrando novamente a contaminação que o sistema estava sujeito. A remoção média de sólidos suspensos voláteis entre a entrada e a saída dos sistemas foi de 46%.

Com relação à concentração de óleos e graxas, observou-se redução da concentração inicial média de  $87,56 \text{ mgL}^{-1}$  para  $32,07 \text{ mgL}^{-1}$ , o que significa 63,37% de remoção evidenciando mais uma vez a contaminação da unidade piloto por efluente industrial e reforçando a robustez do sistema.

O sistema entrou em colapso por contaminação a partir do 190º dia de operação quando se decidiu iniciar a operação do filtro aeróbio a montante com o RBC.

A Figura 5.15 apresenta o conjunto do RBC com destaque, a camada de biofilme agregada aos tubos de PEAD após 7 meses de operação, ou seja, após a finalização do 1º estágio dos ensaios.



**Figura 5.15: RBC após 7 meses de operação, com destaque para o biofilme formado.**

A Figura 5.15 apresenta um biofilme escuro, característico de anaerobiose, mas detectou-se no meio, concentração de oxigênio dissolvido da ordem de  $3,0 \text{ mg L}^{-1}$  que garantiu condições de aerobiose durante os ensaios.

Os resultados alcançados neste estudo e os resultados apresentados por alguns dos autores consultados são resumidos na Tabela 5.4, considerando apenas a utilização do RBC, uma vez que não se encontrou em literaturas científicas, estudos de operação de um BAS à jusante de um reator Biológico de Contato - RBC.

As plantas pilotos estudadas conforme Tabela 5.5, apresentaram rendimentos maiores que a analisada no presente estudo, como regra, quando dimensionadas com um número maior de estágios.

Tabela 5.5: Resumo dos parâmetros de processo e comparação usando RBC

PARÂMETRO	RBC		GUPTA	RIVERA	CHEN	TAWFIK	BERGAMINI	BEHLING	NAJAFPOUR	EKER &	CASTILLO	TAWFIK et	TORKIAN et al.	
	Eficiência do processo		&	et al.	et al.	et al.	et al. (2006)	et al. (2006)	et al. (2006)	KARGI	et al. (2007)	al. (2006)	(2003)	
	Média aritmética	Desvio Padrão	GUPTA (1999)	(1998)	(2006)	(2002)				(2007)				
Numero DE estágios	1		3	3	3	2	1	1	1	3	2	2	2	6
Tipo de substrato	Esgoto e efluente Industrial		sintético	esgoto	Sintético	esgoto	sintético	petróleo frigorífico	enlatados	2-4-DCF	UASB	UASB	matadouro	
Razão de alimentação de operação	5		8,8-26,66	7,0							12			
Taxa de aplicação superficial (g DBO.m <sup>-2</sup> x d <sup>-1</sup> )	13,2	5,9		3,4 – 12,5									5,3 (solúvel)	
Taxa de aplicação superficial (g DQO.m <sup>-2</sup> x d <sup>-1</sup> )	44,8	22,6	5,8 - 14,1				2,04	15,67		30				
Taxa de aplicação volumétrica (g DBO.m <sup>-3</sup> x d <sup>-1</sup> )	1,3	0,7												
Taxa de aplicação volumétrica (g DQO.m <sup>-3</sup> x d <sup>-1</sup> )	4,5	2,6	6,9-20,7		15,2-27,2	11-47			18,44-36,89			6,4		
Taxa de aplicação superficial (g N total.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )	7,6	3,6					0,52-6,67							
Taxa de aplicação volumétrica	0,8	0,4	0,47- 1,1				0,198-2,56							
Eficiência de remoção de DBO (%)	71,3	16,7		86	16-40				96,4		82,0-90,76	79,6	85 (solúvel)	
Eficiência de remoção de DQO(%)	73,7	16,3		74	47,4-89,7	88,3		76,1	87,9	97,4-85,4	97	78,9-97		
Eficiência de remoção de N. total (%)	29,4	23,3	20,6-68,6		40,2-61,4		49,85-54,3					74,4		

### 5.3 Resultados analíticos e informações de processo durante os estudos do estágio 2

Os trabalhos caracterizados no estágio 2 dos ensaios foram realizados com o intuito de minimizar grandes variações nos parâmetros analisados, e também avaliar a possibilidade de remoção de DBO, bem como analisar a remoção de matéria nitrogenada excedente.

A unidade de operação que trabalhou 78 dias com o BAS foi novamente utilizada, procurando estabelecer as mesmas vazões de alimentação ao sistema, mantendo-se a vazão por volta de  $80 \text{ Lh}^{-1}$  na entrada do sistema, após eliminação dos motivos que ocasionaram a inibição no final do estágio 1 dos estudos, e procurando-se coletar apenas esgoto sanitário, iniciou-se a caracterização das correntes conforme mostrado na Figura 5.16.

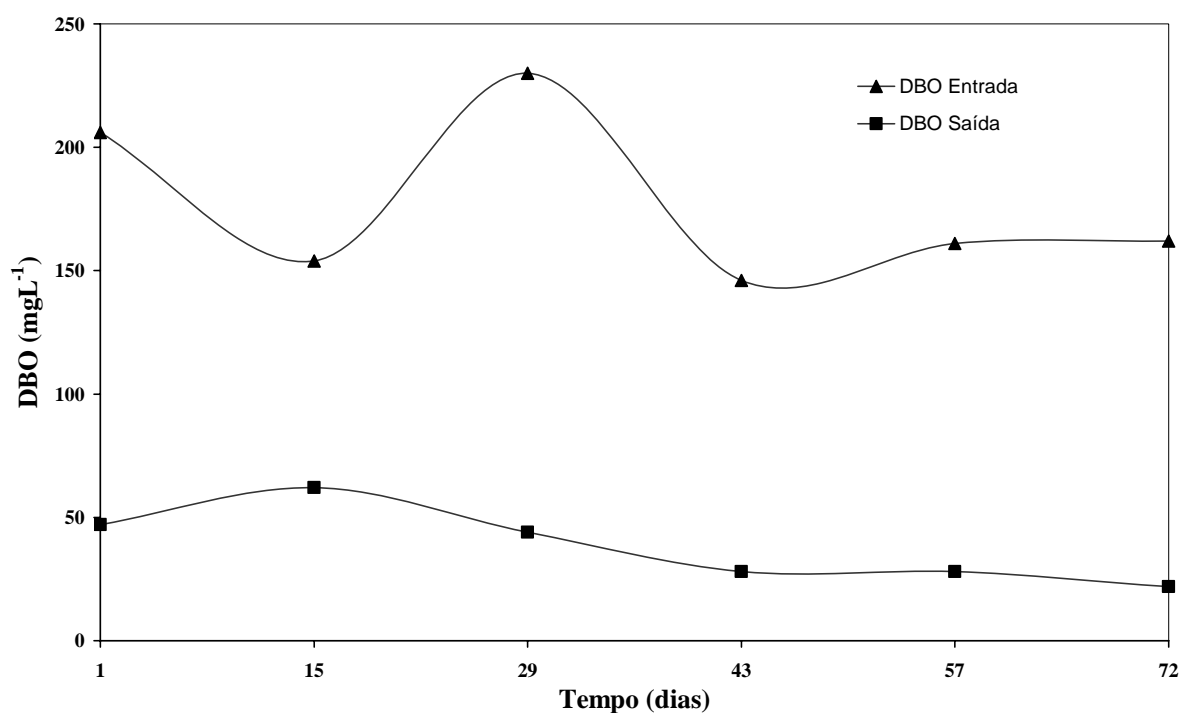


Figura 5.16: Valores de DBO na entrada e saída da unidade piloto.

A amplitude dos valores de DBO na entrada do sistema foi de  $146 \text{ mgL}^{-1}$  no 43º dia de ensaio a  $230 \text{ mgL}^{-1}$  no 29º dia, com média aritmética de  $176,5 \text{ mgL}^{-1}$  e desvio padrão de 33,5 nos dias analisados, enquanto que os valores na saída do sistema apresentaram



amplitude de 22 a 62  $\text{mgL}^{-1}$ , com média aritmética e desvio padrão de 39,5 e 23,2 respectivamente.

No 15º dia foi observada uma redução na concentração de DBO de entrada coincidente com aumento da DBO de saída do sistema, reduzindo a eficiência do sistema para 39,5 %, mas no geral a eficiência alcançada foi de 78,2%, que significou 10 pontos percentuais a maior que os valores médios apontados com o sistema operando somente com o RBC durante o estágio nº 1, em que pese a grande amplitude dos valores de DBO.

Com relação à remoção de DQO, de uma amplitude variando de 126 a 778  $\text{mgL}^{-1}$ , média aritmética de 528,1  $\text{mgL}^{-1}$  e desvio padrão de 21,02 foram obtidos na saída do sistema valores entre 84 e 230  $\text{mgL}^{-1}$ , com valor médio de 146,9  $\text{mgL}^{-1}$  com desvio padrão de 43,2, denotando eficiência de remoção com base nos valores médios de 71,6%.

Para consolidação da eficiência do sistema no estágio 1 dos estudos e fosse verificada eficiências do filtro aerado submerso (BAS) a jusante do reator rotativo (RBC) um maior número de análises foi feito apontando a Demanda Química de Oxigênio bruta e solúvel em vários pontos da planta piloto conforme mostra a Figura 5.17.

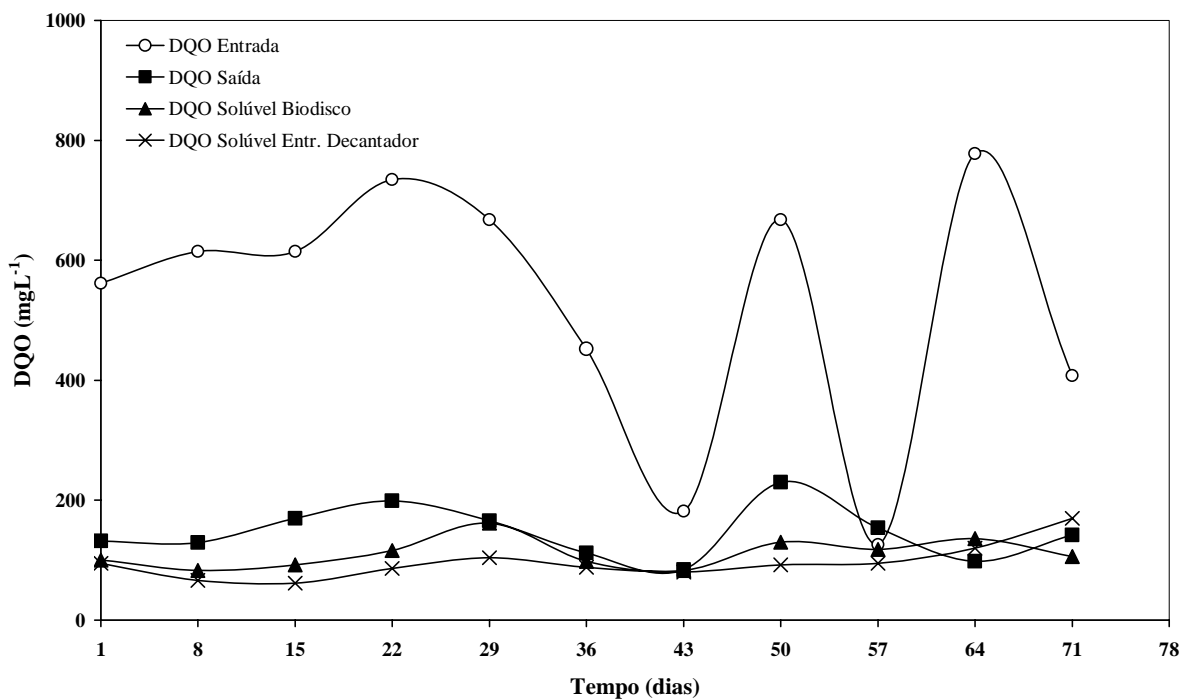


Figura 5.17: DQO e DBO na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto.

A partir da câmara onde se situou o RBC, todos os demais valores de concentração de DQO solúvel apresentam valores com pequenas variações. Retirando-se da análise o último dia, pois a unidade já estava praticamente sem assistência operacional foi observado que a DQO solúvel no RBC foi de  $111,27 \text{ mg L}^{-1}$  com desvio padrão de 24,3 e na saída do decantador foi de  $96,18 \text{ mg L}^{-1}$ , com desvio padrão de 29,3, denotando que a grande parte da matéria orgânica admitida à planta piloto foi removida na câmara do RBC.

Como parâmetro de dimensionamento em um volume dedicado ao biofiltro aerado submerso de  $0,19 \text{ m}^3$  aplicou-se  $1,8 \text{ kg DBO m}^{-3}$  de reator  $\text{d}^{-1}$  ( $(176,5 \times 80 \times 24) / (10^6 \times 0,19)$ ).

HIRAKAWA et al. (2002) operaram um BAS com taxa de  $4 \text{ kg DBO m}^{-3}$  de reator  $\text{d}^{-1}$  e registrou redução de DBO de 91 % e concentração de  $\text{N-NH}_4$  em certos períodos, menor que  $5 \text{ mg L}^{-1}$ .

Fazendo de forma análoga as mesmas considerações com relação à matéria nitrogenada, as Figuras 5.18 e 5.19, apresentam o comportamento de cada unidade componente da planta piloto de tratamento de efluente.

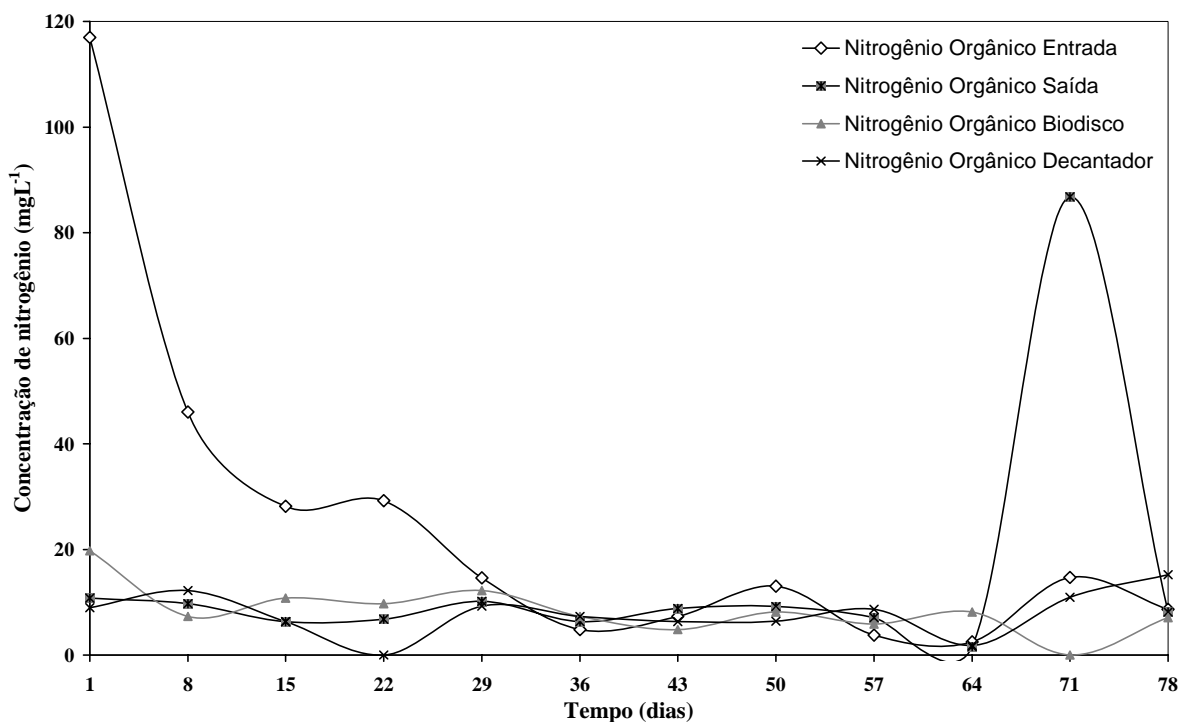


Figura 5.18: Nitrogênio org. na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto.

Com relação às eficiências de remoção de matéria nitrogenada os estudos apresentaram, desconsiderando o último dia de ensaio, concentrações de nitrogênio indicado na Figura 5.19, e resumido conforme Tabela 5.6.

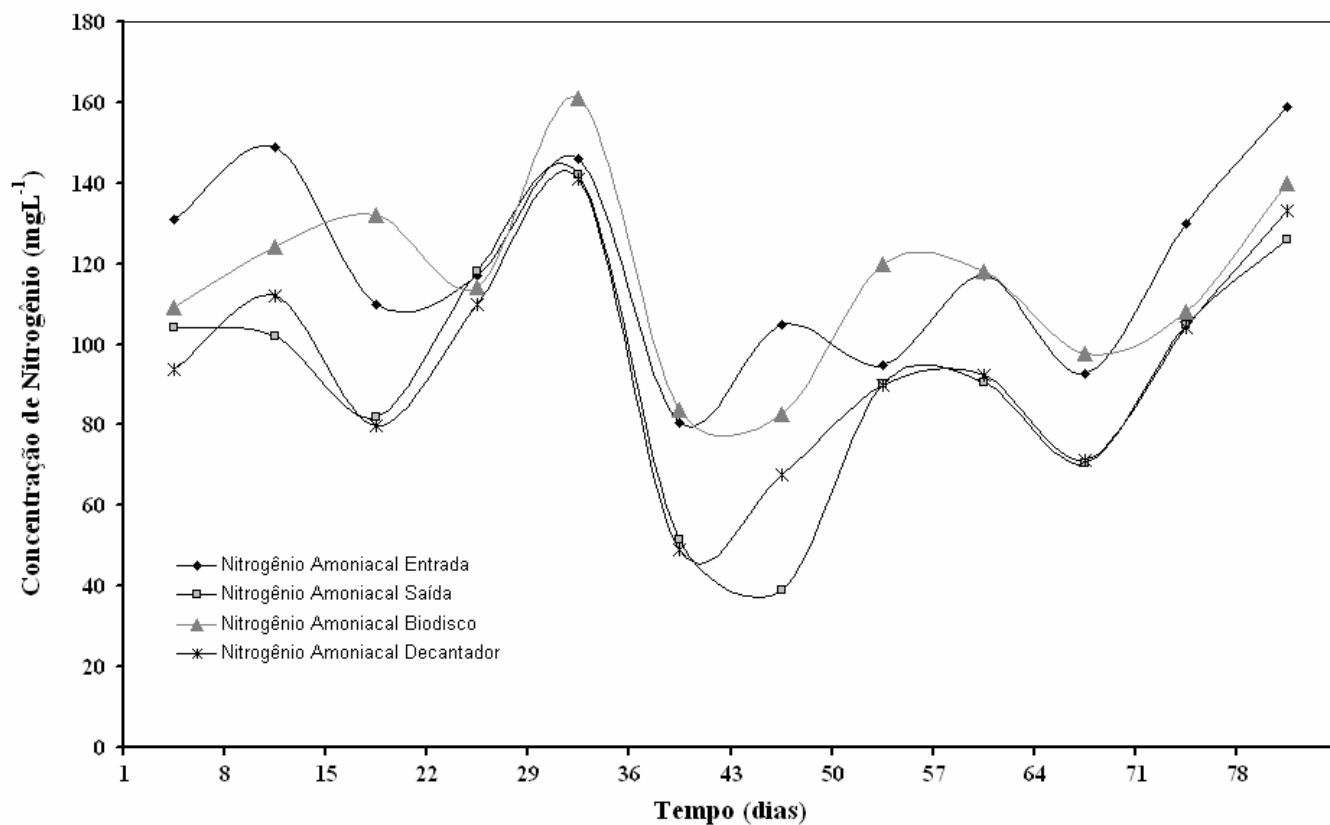


Figura 5.19: Nitrogênio total na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto.

Tabela 5.6: Resumo das concentrações de matéria nitrogenada observada.

Parâmetro	Efluente bruto mgL <sup>-1</sup> (P1)	Câmara com RBC mgL <sup>-1</sup> (P2)	Saída do sistema mgL <sup>-1</sup> (P4)	Eficiência saída em relação à entrada (%)	Eficiência saída em relação à câmara com RBC (%)
Nitrogênio Total	142,2 (46,4)	122,4 (24,1)	105,5 (41,7)	25,8	13,8
Nitrogênio Orgânico	25,5 (33,1)	9,4 (4,2)	14,8 (23,9)	-	-
Nitrogênio Nitrato		0,3 (0,1)	2,3 (5,2)	-	-
Nitrogênio Amoniacal	115,7 (21,9)	113,6 (22,1)	90,4 (29,3)	21,8	20,4

A Tabela 5.7 apresenta os principais parâmetros de processo quando se compara as informações do primeiro com o segundo estágio.

Tabela 5.7: Comparativo entre os resultados do estágio 1 e estágio 2 dos estudos

Parâmetro	Unidade	Media Aritmética		Rendimento	
		Estágio 1	Estágio 2	Estágio 1	Estágio 2
<b>Entrada</b>					
DBO	mgL <sup>-1</sup>	277,6	176,5	-	-
DQO	mgL <sup>-1</sup>	1004,6	518,9	-	-
Nitrogênio Amoniacal	mgL <sup>-1</sup>	131,5	115,7	-	-
Nitrogênio Orgânico	mgL <sup>-1</sup>	58,7	25,5	-	-
Nitrogênio Total	mgL <sup>-1</sup>	165,8	142,2	-	-
<b>Saída</b>					
DBO	mgL <sup>-1</sup>	79,5	-	71,4	-
DQO	mgL <sup>-1</sup>	264,4	164,7	73,7	68,3
Nitrogênio Amoniacal	mgL <sup>-1</sup>	108,3	90,4	17,6	21,9
Nitrogênio Orgânico	mgL <sup>-1</sup>	33,3	14,8	43,2	42,0
Nitrogênio Total	mgL <sup>-1</sup>	117,11	105,5	29,4	25,8

Foi observado que no estágio 1 a concentração de DQO teve aumento significativo quando comparado ao estágio 2 (1004,6 para 264,4  $\text{mgL}^{-1}$ ) explicitando que os eventos devidos a contaminação do esgoto sanitário com efluentes industriais foram resolvidos.

A mesma consideração pode ser feita com relação à concentração de nitrogênio orgânico (58,7 para 25,5  $\text{mgL}^{-1}$ ).

Nas condições de realização dos ensaios, tanto para a matéria orgânica carbonácea como para a matéria nitrogenada, observou-se que as remoções ocorreram na câmara em que se situou o RBC.

A exceção observada refere-se à informação da Tabela 5.5, onde a concentração de nitrogênio total decresceu significativamente (25,8 para 13,8 %), ou seja, a remoção à maior ocorreu no sistema como um todo.

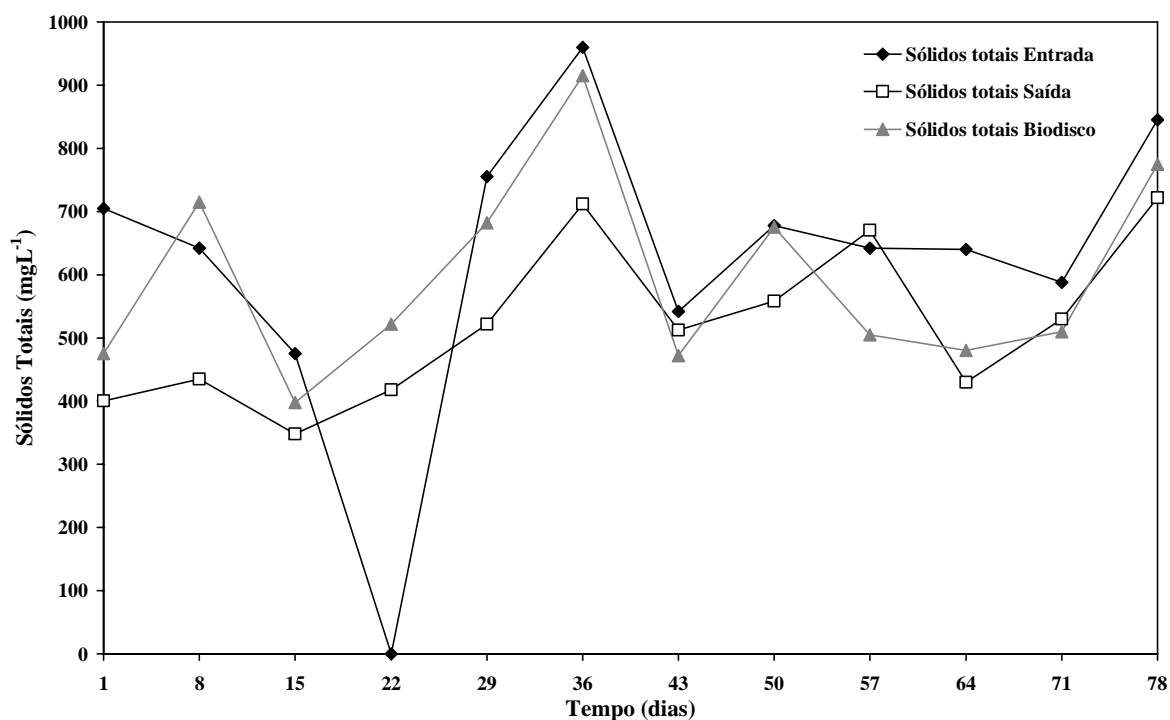
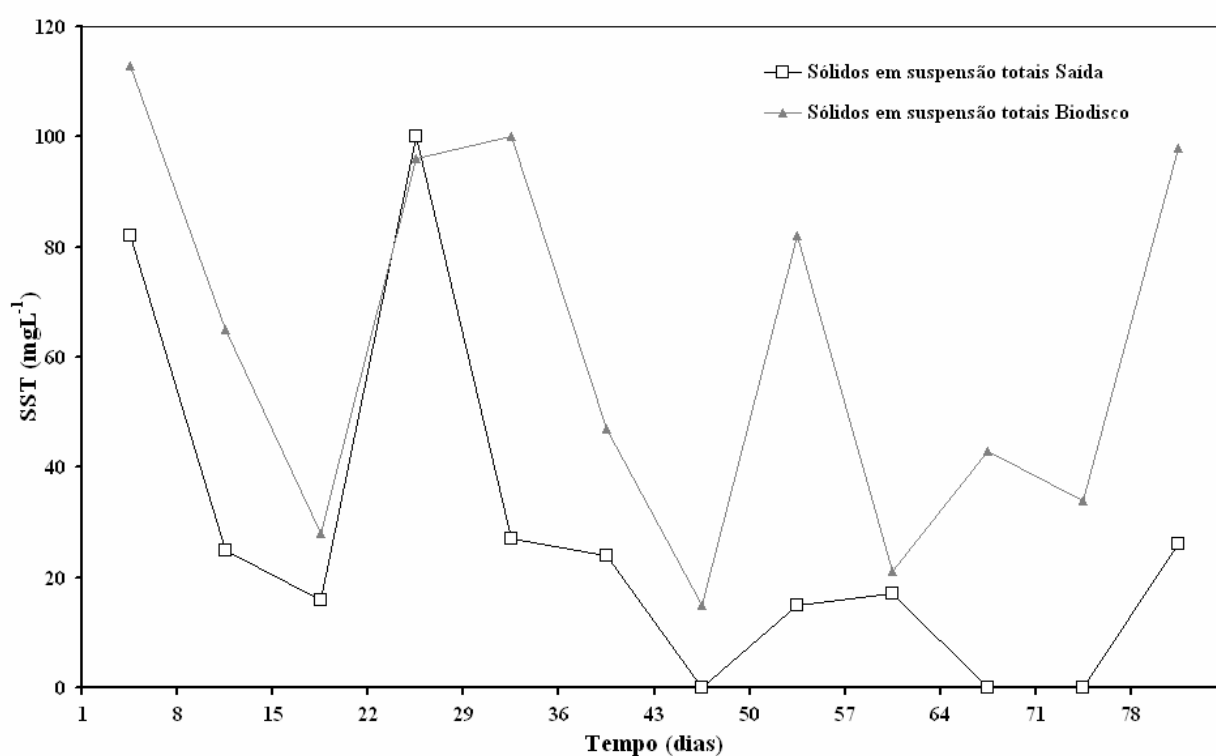


Figura 5.20: Sólidos totais na entrada, na câmara com RBC e saída da planta piloto.

Na alimentação, a concentração de sólidos totais apresentou média aritmética de 837,7 mg . L<sup>-1</sup>, com desvio padrão de 439, contra 472,5 mg , L<sup>-1</sup> e desvio padrão de 130,3 na saída do sistema.

Na região do Biodisco a concentração de sólidos totais manteve média aritmética de 646,4 mg L<sup>-1</sup>, com desvio padrão de 197, denotando que 26,9 % dos sólidos já livres no BAS, foram recolhidos pelos decantadores.



**Figura 5.21: Sólidos em suspensão na câmara com RBC e na saída da planta piloto.**

A concentração de sólidos em suspensão totais apresentado na Figura 5.21, tanto na câmara que se encontrava o RBC como na saída do sistema apresentaram variações, mas com a saída acompanhando a tendência dos sólidos suspensos totais na câmara com o RBC.

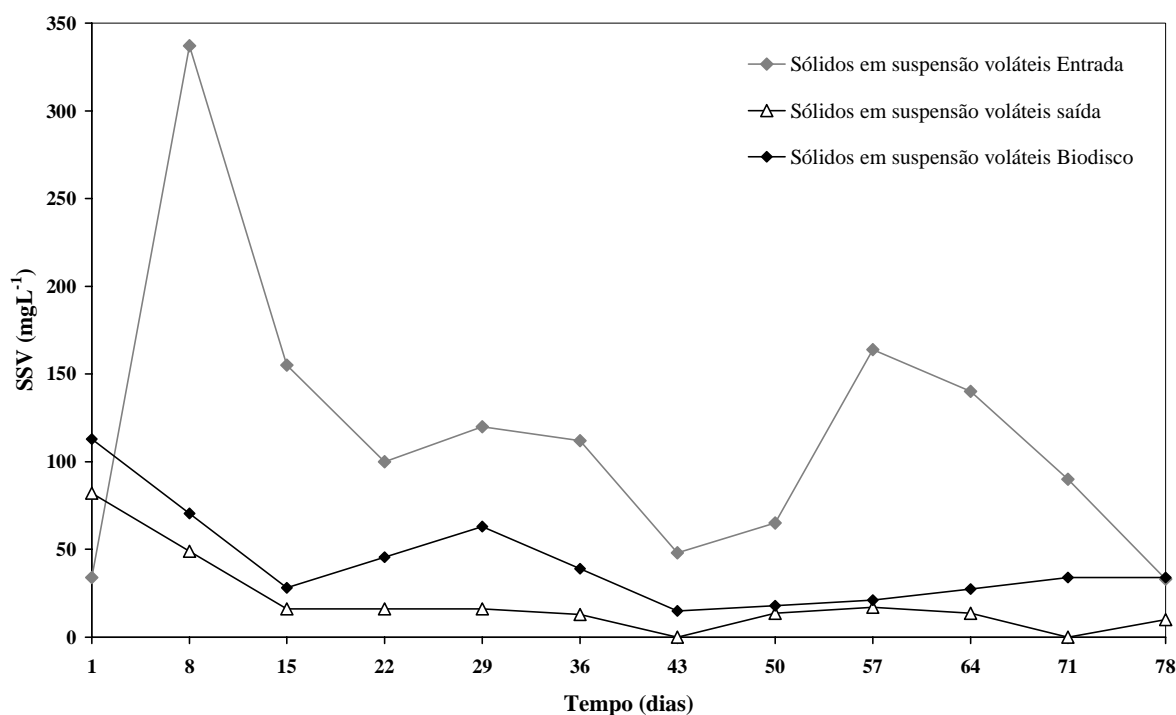


Figura 5.22: Sólidos em suspensão voláteis na entrada, na câmara com RBC e saída da planta.

A Tabela de 5.8 apresenta o comportamento da concentração da série de sólidos nas diferentes etapas do processo.

Tabela 5.8: Resumo das concentrações de sólidos observadas.

Parâmetro	Efluente bruto mgL <sup>-1</sup> (P1)	Câmara com RBC mgL <sup>-1</sup> (P2)	Saída do sistema mgL <sup>-1</sup> (P4)	Eficiência saída em relação à entrada (%)	Eficiência saída em relação à câmara com RBC (%)
Sólidos totais	662,7 (131,52)	577 (151,5)	503,2 (113,0)	24,1	12,8
Sólidos suspensos totais	-	58,5 (34,5)	38,3 (33,2)	34,1	-
Sólidos suspensos voláteis	124,1 (82,1)	43,1 (29,2)	26,2 (23,2)	78,9	39,2

Na Tabela 5.8 observa-se que a concentração de sólidos em suspensão voláteis na entrada do sistema apresentou valor médio de  $124,1 \text{ mgL}^{-1}$ , enquanto na câmara com o RBC o valor médio de  $43,1 \text{ mgL}^{-1}$ , na saída do sistema foi registrada média de aritmética de  $26,2 \text{ mgL}^{-1}$ .

Os valores citados significam que o BAS degradou 39,2 % dos sólidos suspensos voláteis que saíram da câmara com o RBC, e que o RBC degradou 65,3 % dos sólidos suspensos voláteis da entrada.

A eficiência de remoção de sólidos em suspensão voláteis na planta piloto atesta a efetividade do sistema com relação à remoção da carga de matéria carbonácea presente, observando 78,9% de valor médio de rendimento.

A planta piloto apresentou também que a operação do BAS à jusante do RBC minimizou as variações das concentrações de todos os parâmetros analisados, relacionados ao efluente parcialmente ou totalmente tratado, não trazendo benefícios ligados a remoção de matéria orgânica carbonácea.

A utilização do BAS reflete também se justifica pela não ocorrência do reciclo de lodo que se reflete em despesas energéticas. Nestas condições, e de extrema importância que os efluentes quando observadas grandes contaminações sejam equalizados evitando choques no sistema.

A Figura 5.23 a seguir apresenta o comportamento do lodo recolhido no decantador, observa-se que a concentração de sólidos suspensos voláteis é praticamente a mesma dos sólidos suspensos totais, e no estudo não houve preocupação com a idade do lodo.



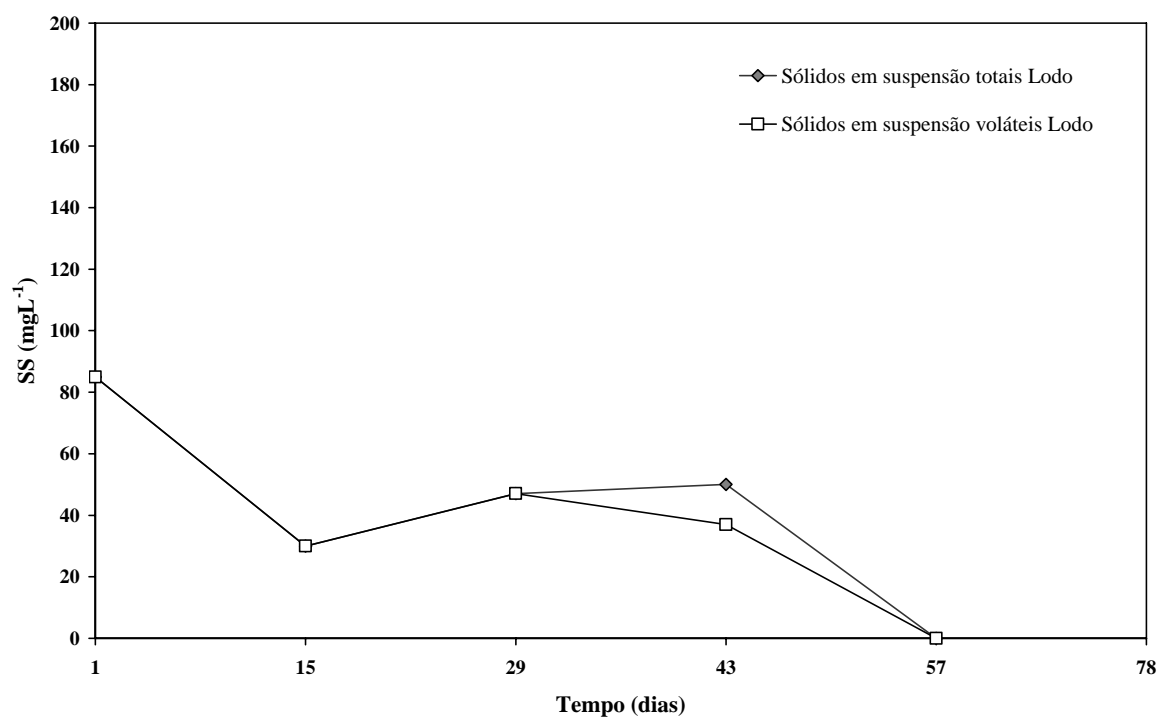


Figura 5.23: Sólidos em suspensão totais e voláteis no lodo da planta piloto.

## 6. CONCLUSÃO

Em relação ao primeiro estágio dos ensaios (apenas com o RBC), as principais conclusões da presente pesquisa são:

- a DBO afluente ao sistema, até o 49º dia de ensaio manteve-se com características de esgoto sanitário fraco (média de  $166,8 \text{ mgL}^{-1}$ ), quando acusou um pico de  $758 \text{ mgL}^{-1}$  no 92º dia dos ensaios do estágio 1. Do 119º em diante, descontando-se o último dia onde se observou uma queda acentuada de DBO ( $89 \text{ mgL}^{-1}$ ), a média da concentração de DBO situou-se em  $303,7 \text{ mgL}^{-1}$  típica de esgoto sanitário. O efluente tratado após o decantador secundário apresentou valores máximo e mínimo de DBO de  $117 \text{ mgL}^{-1}$  e  $18 \text{ mgL}^{-1}$ , respectivamente, com média aritmética ao longo dos ensaios de  $79,18 \pm 39,7 \text{ mgL}^{-1}$ . Assim sendo, foram alcançadas remoções médias de DBO de  $71,3 \pm 16,7\%$ .

- os maiores valores de DQO na entrada do sistema foram observados a partir do 56º dia atingindo pico de  $3820 \text{ mgL}^{-1}$  no 98º dia, finalizando os ensaios (106 ao 197º dia) com média aritmética de  $790,8 \text{ mgL}^{-1}$ , e desvio padrão de 212, típico também, neste período, da concentração de DQO observada em esgoto sanitário. Na saída da planta piloto apesar de três picos de 555, 400, e  $412 \text{ mgL}^{-1}$ , no oitavo, 35º e 56º dias de ensaio, respectivamente, a estabilidade dos valores de DQO, notadamente do 92º dia de estudo, ao final das observações deste estágio, foi de  $225,4 \text{ mgL}^{-1}$  que relacionando com a DQO de entrada do sistema no mesmo período ( $1110 \text{ mgL}^{-1}$ ) fornece rendimento de 79,6 %.

- observa-se que todas as análises acusaram concentração de nitrogênio amoniacal acima de  $50 \text{ mgL}^{-1}$ , com dois picos observados, um por volta do 120º dia e outro por volta do 196º dia de ensaio, de 214 e  $181 \text{ mgL}^{-1}$  respectivamente. A média aritmética de remoção observada foi de 17,6 %.

- os rendimentos médios obtidos para Nitrogênio Amoniacal e Nitrogênio Orgânico foram de 34,7%, 17,6% e amplitudes de 0 a 86 %, 0 a 91,5 % respectivamente.

- dentre as formas de nitrogênio analisadas, a concentração de nitrogênio orgânico apresentou as maiores reduções atingindo média de 51,2% e máxima 91,5%, durante o início e o 126º dia de ensaio, atingindo os menores níveis de remoção entre o período de maior carga do sistema.

- a relação entre sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais alcançou média aritmética de 78% (SSV/SST). Esta relação entre sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais atingiu valores de até 8%, com incidências de 50% mostrando novamente a contaminação que o sistema estava sujeito. A remoção média de sólidos suspensos voláteis entre a entrada e a saída dos sistemas foi de 46%.
- com relação à concentração de óleos e graxas, observou-se redução da concentração inicial média de  $87,56 \text{ mgL}^{-1}$  para  $32,07 \text{ mgL}^{-1}$ , o que significa 63,37% de remoção evidenciando mais uma vez a contaminação da unidade piloto por efluente industrial.
- ficou evidenciada a capacidade do RBC de amortecer cargas inibidoras e de choque no processo biológico, mesmo com um único estágio.

Em relação ao segundo estágio dos ensaios (RBC seguido de BAS), as principais conclusões da presente pesquisa são:

- a amplitude dos valores de DBO na entrada do sistema foi de  $146 \text{ mgL}^{-1}$  no 43º dia de ensaio a  $230 \text{ mgL}^{-1}$  no 29º dia, com média aritmética de  $176,5 \text{ mgL}^{-1}$  e desvio padrão de 33,5 nos dias analisados, enquanto que os valores na saída do sistema apresentaram amplitude de 22 a  $62 \text{ mgL}^{-1}$ , com média aritmética e desvio padrão de 39,5 e 23,2 respectivamente, e assim, no geral a eficiência alcançada foi de 78,2%, que significou 10 pontos percentuais a maior que os valores médios apontados com o sistema operando somente com o RBC durante o estágio nº 1, em que pese a grande amplitude dos valores de DBO.
- com relação à remoção de DQO, de uma amplitude variando de 126 a  $778 \text{ mgL}^{-1}$ , média aritmética de  $528,1 \text{ mgL}^{-1}$  e desvio padrão de 21,02 foram obtidos na saída do sistema valores entre 84 e  $230 \text{ mL}^{-1}$ , com valor médio de  $146,9 \text{ mL}^{-1}$  com desvio padrão de 43,2, denotando eficiência de remoção com base nos valores médios de 71,6%.
- nas condições de realização dos ensaios, tanto para a matéria orgânica carbonácea como para a matéria nitrogenada, observou-se que as remoções ocorreram na câmara em que se situou o RBC.
- o BAS degradou 39,2 % dos sólidos suspensos voláteis que saíram da câmara com o RBC, e que o RBC degradou 65,3 % dos sólidos suspensos voláteis da entrada.

- a eficiência de remoção de sólidos em suspensão voláteis na planta piloto atesta a efetividade do sistema com relação à remoção da carga de matéria carbonácea presente, observando 78,9% de valor médio de rendimento.
- a operação do BAS à jusante do RBC minimizou as variações das concentrações de todos os parâmetros analisados, relacionados ao efluente parcialmente ou totalmente tratado, não trazendo benefícios ligados a remoção de matéria orgânica carbonácea.

## 7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALEMZADEH, I., Vossoughi, F., Houshmandi, M., *Phenol biodegradation by rotating biological contactor*, Biochemical Engineering Journal, 11: 19-23, 2002.

AWWA/APHA/WEF, *Standard Methods for the examination for water and wastewater*, 20th ed. Washington, DC: American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environmental Federation; 1998.

AYOUB, G.M. & SAIKALY, P., *The combined effect of step – feed and recycling on RBC performance*, Water Research, 38: 3009–3016, 2004.

BANERJEE, G., *Treatment of phenolic wastewater in RBC reactor*, Water Research, 31: 705-714, 1997.

BEHLING, E., MARÍN, J.C., GUTIÉRREZ, E., FERNÁNDEZ, N., *Tratamiento aeróbico de dos efluentes industriales utilizando reactores biológicos de contacto*; Multiciencias, La Universidad del Zulia, Maracaibo, Estado Zulia, Venezuela, pp. 1-17, 2006.

BERGAMINI, D., LIMA, A., REGINATTO, V., SOARES, H., *Tratamento de efluentes contendo elevada concentração de amônio em reatores de biodiscos rotativos*, XIV Jornadas de Jovens Pesquisadores, Anais da XIV Jornada de Jovens Pesquisadores da AVGM, Campinas-SP, pp. 11-10, 2006.

BOAVENTURA, R.A.R.; RODRIGUES, A. E., *Denitrification kinetics in a rotating disk biofilm reactor*, Chemical Engineering Journal, 65: 227-235, 1997.

- BRAZIL, B.L. *Performanc and operation of a rotating biological contactor in a tilapia recirculating aquaculture system*, Aquacultural Engineering, 34: 261-274, 2006.
- CASTILLO, A.; VEGARA, M.; MORENO, Y., *Landifill leachate treatment using a rotating biological contactor an upward-flow anaerobic sludge bed reactor*, Waste Management, 27: 720-726, 2007.
- CHEN, Z., QINXUE, W., WANG, J., LI, F., *Simultaneous removal of carbon and nitrogen from municipal-type synthetic wastewater using net-like rotating biological contactor (NRBC)*, Process Biochemistry, 41: 2468–2472, 2006.
- CHAVAN, A., MUKHERJI, S., *Dimensional analysis for modeling oxygen transfer in rotating biological contactor*, Bioresource Technology, 99: 3721–3728, 2008.
- CORTEZ, S., TEIXEIRA, P., OLIVEIRA, R., MOTA, M., *Rotating biological contactors: A review on main factors affecting performance*, Reviews in Environmental Science and Biotechnology, 7: 155–172, 2008.
- EKER, S.; KARGI, F. *Biological treatment of 2-4-dichlorophenol containing synthetic wastewater using a rotating brush biofilm reactor*, Bioresource Thechnology, 99: 2139-2325, 2008.
- ECKENFELDER Jr., W.W., *Industrial Water Pollution Control*, Mc Graw Hill Edition, Mc Graw Hill Book Co-Singapore, Singapore, 2000.
- FERREIRA, P.M. ALMEIDA, J.H.C., SANTIAGO, V.M.J., WACHBURGER, R.L., *Ampliação da estação de tratamento de despejos industriais (ETDI) da refinaria Alberto Pasqualini (REFAP) da Petrobrás*, XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, I-056, pp 1-13, 2000.

GRADY, C.P.L.Jr., DAIGGER, G.T., LIM, H.C., *Rotating biological contactor*. In: GRADY, C.P.L.Jr., DAIGGER, G.T., LIM, H.C. (eds) *Biological wastewater treatment*. Marcel Dekker, New York, pp 907–947, 1999.

GUPTA, A.B. & GUPTA, S.K., *Simultaneous carbon and nitrogen removal in a mixed culture aerobic RBC Biofilm*, *Water Research*, 33: 556-561, 1999.

HIRAKAWA, C.; PIVELI, R. P.; SOBRINHO, P. A. *Biofiltro aerado submerso aplicado ao pós tratamento de efluente de reator UASB - Estudo em escala piloto com esgoto sanitário*, 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, pp. 1-14, 2002.

NAJAFPOUR, G.D.; ZINATIZADEH, A.A.L.; LEE, L.K. *Performance of three-stage aerobic RBC reactor in food canning wastewater treatment*, *Biochemical Engineering Journal*, 30: 297-302, 2006.

OKABE, S., OOZAWA, Y., HIRATA, K., WATANABE, Y., *Relationship between population dynamics of nitrifiers in biofilms and reactor performance at various C:N ratios*, *Water Research*, 30: 1563-1572, 1996.

PODEDWORNA, J.; ZUBROWSKA, M. *Research report of the possibility of the usage of Phleiderer Newfloat biofilm carriers in biological waste water treatment*; Warsaw University of Technology, orderer: PP-EKO Sp. Zoo 03-680 Warszawa, ul. Agatowa 12, 2006.

RIVERA, F., CASTRO, F., MORENO, G., LUGO, A., GALLEGOS, E., NOROUZIAN, M., *Protozoa of a rotating biological contactor treatment plant in Mexico*, *Water, Air, and Soil, Pollution*, 42: 281-301, 1988.

- SANTOS, A.S.P. *Avaliação de desempenho de um filtro biológico percolador em diferentes meios suporte plásticos*, Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil, UFRJ, 2005.
- SIRIANUNTAPIOON, S.; SRIKATTANAPROM, P. *Efficiency of packed cage RBC system for treatment of wastewater containing surfactants*, Water Quality Research Journal of Canada, 38: 737-752, 2003.
- TAWFIK, A., KLAPWIJK, A., EL-GOHARY, F., LETTINGA, G., *Treatment of anaerobically pretreated domestic sewage by a rotating biological contactor*, Water Research, 36: 147–155, 2002.
- TAWFIK, A., TEMMINK, H., ZEEMAN, G., KLAPWIJK, B., *Sewage treatment in a rotating biological contactor (RBC) system*, Water, Air, and Soil, Pollution, 175: 275–289, 2006.
- TEIXEIRA, P.; OLIVEIRA, R. *Denitrification in a closed rotating biological contactor: effect of disk submergence*, Process Biochemistry, 37: 345-349, 2001.
- TORKIAN, A.; YASDANI, O.; ALINEJAD, A. *Treatability evaluation of municipal waste water and anaerobically-terated industrial wastewater by a rotating biological contactor*, IJE Transactions B, 16: 143-154, 2003.
- TORKIAN, A., HASHEMIAN, S. J., ALINEJAD, K., *Posttreatment of Upflow Anaerobic Sludge Blanket-Treated Industrial Wastewater by a Rotating Biological Contactor*, Water Environment Research, 75: pp 1-6, 2003.
- VIANA, P.Z., *Biorreator com membrana aplicado ao tratamento de esgotos domésticos: avaliação do desempenho de módulos de membranas com circulação externa*, Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil, UFRJ, 2004.



WOLFF, D.B., SOUTO, V.S., PERTILE, E., HOFFMANN, H., COSTA, R.H.R., *Nitrificação em reator híbrido com uso de material suporte em plástico reciclado*, II Congresso Brasileiro de Termodinâmica Aplicada - CBTERMO, PP. 1-8, 2004.

WYFFELS, S.; PYNAERT, K.; BOECKX, P.; VERSTRAETE, W.; CLEEMPUT, O.V., *Identification and quantification of nitrogen removal in a rotating biological contactor by N tracer techniques*; Water Reserch, 37: 1252-1259, 2003.