

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL
E RECURSOS HÍDRICOS

TESE DE DOUTORADO

**Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reator
compartimentado anaeróbico/anóxico e aeróbico tratando
esgoto doméstico**

Juliana Cardoso de Moraes

Recife – PE, agosto de 2015

Juliana Cardoso de Moraes

**Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reatores compartimentados
anaeróbio/anóxico e aeróbio tratando esgoto doméstico**

Tese apresentada ao curso de pós-graduação do Departamento de Engenharia Civil da Universidade Federal de Pernambuco como requisito parcial à obtenção do título de Doutor em Engenharia Civil.

Área de concentração: Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

Orientador: Prof. Dr. Mario Takayuki Kato

Co-orientadora: Prof^ª. Dr^ª Sávvia Gavazza dos Santos

Recife-PE, agosto de 2015

Catálogo na fonte

Bibliotecária: Rosineide Mesquita Gonçalves Luz / CRB4-1361 (BCTG)

M827r Morais, Juliana Cardoso de.

Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reator compartimentado anaeróbio / anóxico e aeróbio tratando esgoto doméstico / Juliana Cardoso de Morais. – Recife: O Autor, 2015. 139f., il., figs., gráfs., tabs.

Orientador: Prof. Dr. Mario Takayuki Kato.

Coorientadora: Profa. Dra. Sávia Gavazza dos Santos.

Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2015.

Inclui Referências.

1. Engenharia Civil. 2. Nitrificação e Desnitrificação. 3. Lodo floculento. 4. Lodo aderido. 5. Biologia Molecular. 6. Análise Econômica. 7. Sistemas descentralizados I. Kato, Mario Takayuki (Orientador). II. Santos, Sávia Gavazza (Coorientadora). III. Título.

624 CDD (22.ed)

UFPE/BCTG-2015/ 310



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

A comissão examinadora da Defesa de Tese de Doutorado

**REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO EM REATORES
COMPARTIMENTADOS ANAERÓBIO/ANÓXICO E AERÓBIO
TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO**

defendida por

Juliana Cardoso de Moraes

Considera a candidata APROVADA

Recife, 28 de agosto de 2015

Orientadores:

Prof. Dr. Mário Takayuki Kato - UFPE
(orientador)

Prof.^a Dr.^a Sália Gavazza dos Santos Pessôa - UFPE
(co-orientadora)

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Mário Takayuki Kato - UFPE
(orientador)

Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli - UFSC
(examinador externo)

Prof. Dr. Luciano Matos Queiroz – UFBA
(examinador externo)

Prof. Dr. Cícero Onofre de Andrade Neto – UFBA
(examinador externo)

Prof.^a Dr.^a Elizabeth Amaral Pastich Gonçalves – ITEP
(examinadora externa)

Dedicatória

Dedico a meu filho Igor, a história mais linda que Deus escreveu na minha vida.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente à Deus, sempre presente em minha vida, pelo amor e proteção.

Ao meu marido Fabrício Jorge, por todo **amor, incentivo, companheirismo e cumplicidade**. Sem o seu apoio essa conquista não seria possível.

Ao meu filho lindo, Igor Morais, que me permitiu realizar o sonho de ser mãe. Sua alegria e seu amor torna meu mundo muito mais feliz. Você foi o melhor o primeiro e sem dúvida, o melhor experimento deste doutorado.

Aos meus pais, Gildo Morais (*in Memoriam*) e Júlia Rosa Morais, que sempre estiveram ao meu lado em todos os momentos da minha vida, sempre me orientando com paciência, honestidade e amor e nunca permitindo que eu desistisse dos meus sonhos.

Ao meu irmão Leonardo Morais pela amizade e carinho.

Ao Prof. Mario Kato, que ao longo desses 20 anos de convivência me ensinou disciplina, dedicação e profissionalismo. Muito obrigada por todo o aprendizado.

A professora Lourdinha Florêncio pela orientação, oportunidades, conversas e ensinamentos.

A professora Sávia Gavazza, pela ideia inicial do projeto e as valiosas contribuições.

A professora Josete Florencio e Maria Caroline Carneiro, pela disponibilidade e valiosa parceria na Análise de Viabilidade Econômica.

Ao meu amigo Ronaldo Fonseca, técnico do Laboratório de Saneamento Ambiental. Sempre presente em todos esses anos. Sua amizade é um presente.

Aos meus queridos amigos Luiza Feitosa, Elizabeth Pastich, Maria Clara Mendonça, Daniele Patrice e Danilo Mamede, pelos momentos de alegria, descontração e desabafos.

Aos alunos de iniciação científica Sabrina Rodrigues, Thais Mendes e Maria Clara Ferraz pela amizade e pela dedicação na parte analítica.

A todos os colegas do Laboratório de Saneamento Ambiental pela convivência ao longo desses anos.

A Marcus Vinícius Alves pela realização das análises de biologia molecular.

A Edmilson Marinho pela valiosa ajuda na área experimental.

A Sr. Paulo Carneiro (*in Memoriam*), que tanto me ajudou na confecção e montagem nos reatores. No auge dos seus 85 anos, com uma força de trabalho incrível e criatividade que para materializar o que eu pensava na pesquisa.

À COMPESA (Companhia Pernambucana de Saneamento) e à Odebrecht Ambiental pela permissão da instalação da área experimental da UFPE na ETE Mangueira.

Penso noventa e nove vezes e nada descubro; deixo de pensar, mergulho em profundo silêncio
e eis que a verdade se revela.
(Albert Einstein)

MORAIS, J.C. (2015). Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em reatores compartimentados anaeróbio/anóxico e aeróbio tratando esgoto doméstico. Tese (Doutorado) – Departamento de Engenharia Civil, Universidade Federal de Pernambuco.

RESUMO

Avaliou-se a remoção de matéria orgânica e a conversão da matéria nitrogenada em esgoto doméstico através de um sistema de tratamento composto por dois reatores verticais compartimentados, visando o uso em sistemas descentralizados. Os reatores foram construídos em tubo PVC tipo comercial fofo com diâmetro de 0,40 m, altura útil de 3,10 m e volume total de 390 litros, cada. Cada reator tinha dois compartimentos, o primeiro, anaeróbio/anóxico, foi utilizado para remoção de matéria orgânica e desnitrificação; o segundo, aeróbio, foi preenchido com bioméda comercial no intuito de promover a nitrificação. O efluente nitrificado foi recirculado para o compartimento anaeróbio a fim de promover a desnitrificação, utilizando o próprio esgoto bruto como doador de elétrons. Os reatores compartimentados operaram com tempo de detenção hidráulico de 12, 10 e 8h, sendo aplicado uma taxa de recirculação de 1,5 para o reator compartimentado 1 e de 3,0 para o reator compartimentado 2. O desempenho operacional mais satisfatório foi encontrado na fase operada com tempo de detenção hidráulico de 12 h e taxa de recirculação de 1,5 e 3,0 para o reator 1 e 2, respectivamente. A eficiência média de remoção de matéria orgânica do reator compartimentado 1 foi de 52 ± 15 e 81 ± 7 %, para demanda química de oxigênio (DQO) total e DQO filtrada do efluente, respectivamente e de 60 % para N-NTK; os valores médios para os efluentes foram de 119 ± 47 mg DQO/L, 50 ± 23 mg DQO/L e 15 ± 5 mg N-NTK/L, respectivamente. No reator compartimentado 2, a eficiência média alcançada foi 51 ± 15 e 83 ± 6 % para a DQO total e DQO filtrada do efluente, respectivamente e de 57% para N-NTK; os valores médios efluentes de 132 ± 58 mg DQO/L, 46 ± 24 mg DQO/L e 16 ± 3 mg N-NTK/L, respectivamente. Portanto, não houve grande diferença na remoção simultânea de DQO e nitrogênio entre ambos os reatores com diferentes taxas de recirculação. A análise de confiabilidade indicou níveis de confiabilidade satisfatórios de DQO, sólidos suspensos totais, N-amoniaco e eficiência de remoção de matéria orgânica. A dinâmica da população microbiana revelada por PCR-DGGE (Polymerase Chain Reaction - Denaturing Gradient Gel Electrophoresis), sugere um biofilme estratificado, onde nas camadas mais externas existe a presença de micro-organismos aeróbios heterotróficos responsáveis pela degradação da matéria orgânica, e uma camada mais interna com micro-organismos responsáveis pela nitrificação. O estudo de viabilidade econômica do sistema de tratamento proposto apresentou um custo anual de R\$ 70,68/habitante e de R\$ 6,70/m³ de esgoto tratado.

Palavras-chave: nitrificação e desnitrificação, lodo floculento e lodo aderido, biologia molecular, análise econômica, sistemas descentralizados.

MORAIS, J.C. (2015). Removal of organic matter and nitrogen in compartmented reactors anaerobic-aerobic-anoxic treating domestic sewage. Thesis – Departamento de Engenharia Civil, Universidade Federal de Pernambuco.

ABSTRACT

It was evaluated the removal of organic matter and the conversion of the nitrogenated matter into domestic sewage through a treatment system consisted of two vertical compartmented reactors, aiming the use in decentralized systems. The reactors were built in Polyvinyl chloride with a diameter, height and total volume of 0.40 m, 3.10 m and 390 liters, each. Each reactor had two compartments, the first, anaerobic/anoxic, aimed the removal of organic matter and denitrification; the second, aerobic, was filled with commercial biomedica in order to promote the nitrification. The nitrified effluent was recirculated to the anaerobic compartment in order to promote the denitrification, without the addition of electron donor. The compartmented reactors operated with hydraulic retention time of 12, 10 and 8 hours, with a recycle ratio of 1.5 to reactor 1 and 3.0 to reactor 2. The most satisfactory operating results were found for hydraulic retention time HRT of 12 h and recycle ratio of 1.5 to the reactor 1 and 3.0 to the reactor 2. The average efficiencies of organic matter for the reactor 1 were 52 ± 15 , 81 ± 7 %, for chemical oxygen demand (COD) total and COD filtered effluent, respectively and 60 % for N-TKN; the average effluent was 119 ± 47 mgCOD/L, 50 ± 23 mgCOD/L and 15 ± 5 mgN-TKN/L, respectively. In reactor 2, the average efficiency was 51 ± 15 , 83 ± 6 % for COD total and COF filtered effluent, respectively and 57% for N-TKN; the average effluent was 132 ± 58 mgCOD/L, 46 ± 24 mgCOD/L and 16 ± 3 mgN-TKN/L, respectively. Therefore, there was no great difference in the removal of COD and nitrogen between both reactors with different recycle ratios. The reliability analysis indicated satisfactory reliability levels of COD, TSS, N-ammonia and organic matter removal efficiency. The microbial population dynamics revealed by PCR-DGGE (Polymerase Chain Reaction - Denaturing Gradient Gel Electrophoresis) suggests a stratified biofilm. On the outer layers, it is noticed the presence of aerobic heterotrophic microorganisms responsible for the degradation of organic matter, whilst on the inner layer, the microorganisms responsible for nitrification reside. The economic feasibility study of the proposed treatment system presented an annual cost of R\$70,68/inhabitant and R\$ 6,70/m³ of treated sewage.

Keywords: nitrification and denitrification, flocculent sludge and sludge adhered molecular biology, economic analysis, decentralized systems.

Sumário

1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1 Remoção de nitrogênio	5
3.2 Formas alternativas de remoção de nitrogênio	16
3.3 Reatores MBBR na remoção simultânea de carbono e nitrogênio	25
4. MATERIAIS E MÉTODOS	32
4.1 Caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema	33
4.2 Reator compartimentado anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida	33
4.2.1 Meio suporte	36
4.2.2 Sistema de aeração	37
4.2.3 Condições Operacionais	38
4.2.4 Monitoramento	39
4.3 Diversidade Microbiana	41
4.3.1 Extração do DNAr e Amplificação por PCR	41
4.3.2 Eletroforese em gel com gradiente de desnaturação (DGGE)	43
4.4 Análise de confiabilidade da tecnologia de tratamento	44
4.4.1 Cálculo do percentual de atendimento aos padrões de lançamento	44
4.4.2 Cálculo dos coeficientes de confiabilidade (CDC) e das concentrações médias para atendimento as metas de lançamento	46
4.5 Estudo de Viabilidade Econômica	48
4.5.1 Análise econômica do reator compartimentado anaeróbio-aeróbio em escala piloto	49
4.5.1.1 Fluxo de caixa	49
4.5.1.2 Valor Presente Líquido (VPL)	51
4.5.1.3 Valor Presente de Custo (VPC)	51
4.5.1.4 Custo Anual Equivalente Uniforme (CAUE)	52
4.5.1.5 Análise de Sensibilidade	52
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	53
5.1 Caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema	53
5.2 Operação e desempenho dos reatores compartimentados	61
5.2.1 Remoção de matéria orgânica	62

5.2.1.2 Remoção global de matéria orgânica nos reatores compartimentados.....	64
5.2.2 Remoção de nitrogênio.....	68
5.2.3 Comparação com os dados encontrados na literatura.....	75
5.3 Análise de Confiabilidade.....	78
5.3.1 Percentual de atendimento aos padrões de lançamento.....	78
5.3.2 Coeficientes de confiabilidade (CDC) e concentrações médias para atendimento as metas de lançamento.....	84
5.4 Dinâmica da população microbiana revelada por PCR-DGGE.....	94
5.5 Estudo de Viabilidade Econômica.....	101
5.5.1 Fluxo de caixa.....	101
5.5.2 Avaliação de Investimento.....	110
5.5.3 Análise de Sensibilidade.....	114
6. CONCLUSÕES.....	118
6.1 Caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema.....	118
6.2 Operação e desempenho dos reatores compartimentados.....	119
6.2.1 Remoção de matéria orgânica no compartimento anaeróbio.....	119
6.2.2 Remoção global de matéria orgânica nos reatores compartimentados.....	119
6.2.3 Remoção de nitrogênio.....	120
6.4 Análise de Confiabilidade.....	121
6.4.1 Percentual de atendimento aos padrões de lançamento.....	121
6.4.2 Coeficientes de confiabilidade (CDC) e concentrações médias para atendimento as metas de lançamento.....	123
6.5 Dinâmica da população microbiana revelada por PCR-DGGE.....	124
6.6 Estudo de Viabilidade Econômica.....	125
7. RECOMENDAÇÕES.....	127
Referências.....	128

1. INTRODUÇÃO

A descarga de efluentes sanitários e industriais que contem matéria orgânica e nutrientes vem sendo um grave problema de poluição das águas de superfície. À medida que as concentrações de nutrientes aumentam ocorre o aumento da produção orgânica do sistema, com elevação da biomassa microbiana e conseqüente diminuição da penetração de luz na coluna d'água. Nestas condições, a demanda de oxigênio necessária para a depuração da matéria orgânica das plantas e algas sofre um grande incremento. A queda do oxigênio dissolvido pode ser elevada ao ponto de levar à morte peixes e outros organismos aquáticos por asfixia. O aumento da quantidade de matéria orgânica devido à explosão da produção primária nas águas eutrofizadas encarece o seu tratamento, podendo ainda torná-la inadequada para diversos usos.

No processo de eutrofização é observado um crescimento excessivo de espécies fitoplanctônicas. Quando os ambientes aquáticos apresentam excesso de nitrogênio, seja na forma orgânica, amoniacal, na forma de nitrito ou nitrato, ocorre o desequilíbrio do ambiente, que pode culminar em vários problemas como a eutrofização, a depleção do oxigênio e a toxicidade a certos organismos (RUSTEN et al., 2006; CLEMENTE et al., 2010).

Nas últimas décadas, o processo de eutrofização tem se acelerado em reservatórios brasileiros devido a alguns fatores como: o aumento do uso de fertilizantes nas bacias hidrográficas, crescimento populacional, elevado grau de urbanização sem tratamento de esgotos domésticos e intensificação de algumas atividades industriais que levam excessiva carga de fósforo, nitrogênio e matéria orgânica para essas represas. Ao mesmo tempo, o uso múltiplo tem se intensificado, tornando muito complexo o gerenciamento de represas e de bacias hidrográficas.

Outro problema ambiental relacionado com a eutrofização é a produção de toxinas por cianobactérias. A ocorrência de florações desses micro-organismos em reservatórios de água utilizada para abastecimento público tem sido frequente e prejudicado os usos múltiplos da água. Algumas cepas de bactérias, em especial as cianobactérias, podem causar gosto e odor desagradáveis na água. No entanto, o maior problema está no fato de que podem produzir

toxinas, tais como as microcistinas, que causam a morte de animais domésticos e selvagens e também a intoxicação humana (CARMICHAEL et al., 2001; SANCHES et al., 2012).

Historicamente, o tratamento de águas residuárias envolvia apenas a remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão, levando em consideração a capacidade poluidora e a diminuição no teor de oxigênio nos corpos d'água. Com o passar dos anos, a crescente preocupação com a poluição das águas fez com que outra categoria de poluentes com elevado potencial poluidor do meio natural fosse levada em consideração. Esses poluentes se referem aos nutrientes, dentre os quais os principais são nitrogênio e fósforo.

Na tentativa de reduzir a concentração desses poluentes, diversas tecnologias de tratamento em nível terciário vem sendo desenvolvidas utilizando processos biológicos com biomassa em suspensão e/ou biomassa aderida. Vários pesquisadores têm proposto sistemas combinados anaeróbio-aeróbio pela menor exigência de área requerida para implantação e menores custos operacionais. Estes sistemas se mostram promissores, pois aliam as vantagens do sistema anaeróbio e aeróbio. A zona anaeróbia se destaca pela remoção da matéria orgânica enquanto que a zona aeróbia necessita de baixa potência de aeração e gera menos lodo biológico quando comparados com o sistema de lodo ativado. Os sistemas combinados visam a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes, principalmente o nitrogênio (LACALLE, 2001; GARBOSSA, et al., 2005 e CHERNICHARO, 2006).

O processo de nitrificação é facilitado quando se utiliza processo combinado anaeróbio-aeróbio devido a pouca quantidade de matéria orgânica presente no reator aeróbio após ter sido degradada no processo anaeróbio na etapa anterior. Com isso, há uma redução no consumo de oxigênio e no tempo de detenção para a nitrificação, pois haverá maior disponibilidade de oxigênio para os micro-organismos autótrofos (OLIVEIRA NETTO e ZAIAT 2012). Com baixa relação C/N, as bactérias heterotróficas ficam limitadas pelo carbono e disponibilizam amônia em excesso para a nitrificação. Para elevadas relações de C/N, o processo de nitrificação é inibido pelo excesso de carbono orgânico. Essa relação mostra vantagem em separar o processo de remoção da matéria orgânica e a nitrificação (CALLADO e FORESTI, 2001).

Existem diversas configurações possíveis para o tratamento de águas residuárias com a finalidade de remover matéria orgânica e nitrogênio. Diversas pesquisas relatadas na literatura

obtiveram resultados interessantes utilizando sistemas combinados anaeróbio-aeróbio (TORRES e FORESTI, 2001; TAWFIK et al., 2005; OLIVEIRA NETTO e ZAIAT, 2012; BASSIN et al., 2012).

Os reatores MBBR (Moving Bed Biofilm Reactors) surgiram como uma alternativa ao sistema de lodo ativado, aumentando o desempenho da estação de tratamento onde num mesmo reator é possível se obter a remoção de matéria orgânica e as etapas de nitrificação e desnitrificação para a remoção do nitrogênio. A matéria orgânica é metabolizada pela biomassa heterotrófica em suspensão, enquanto que o nitrogênio amoniacal é oxidado pelos organismos nitrificantes aderidos no meio suporte (OCHOA, 2002). A combinação de micro-organismos livres e aderidos num mesmo sistema proporciona uma maior concentração de biomassa no reator biológico e otimiza o processo de tratamento terciário sem um acréscimo significativo na produção de lodo. (ØDEGAARD et al, 2000; MANNINA e VIVIANI, 2009).

A presente pesquisa teve o caráter inovador ao utilizar dois reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio. O compartimento anaeróbio se constituiu na principal unidade para a remoção de matéria orgânica associando as vantagens da digestão anaeróbia: menor produção de lodo e baixo consumo de energia. O compartimento aeróbio operou como reator MBBR para remover a matéria orgânica remanescente e promover a nitrificação. O efluente nitrificado foi recirculado para o compartimento anaeróbio para o melhor aproveitamento da fonte de carbono para a desnitrificação, não havendo assim a necessidade de adição de fonte externa. Além disso, a pesquisa visou o desenvolvimento de sistemas locais e descentralizados de manejo de águas residuárias de origem doméstica, com vistas ao tratamento próximo das fontes geradoras, em especial de empreendimentos habitacionais de interesse social, sendo parte integrante da Rede Nacional de Tratamento de Esgotos Descentralizados (RENTED) - Edital MCT/MCIDADES/FINEP/Ação Transversal SANEAMENTO AMBIENTAL E HABITAÇÃO - 6/2010.

2. OBJETIVOS

Objetivo Geral

Avaliar o desempenho de reatores compartimentados anaeróbio–aeróbio com recirculação da fase líquida, em escala piloto, com relação à remoção de matéria orgânica e nitrogênio em esgoto doméstico.

Objetivos específicos

- Caracterizar o esgoto bruto afluente ao sistema de tratamento;
- Projetar e construir os reatores compartimentados, em escala piloto, na área experimental;
- Avaliar a influência da taxa de recirculação na remoção de matéria orgânica e nitrogênio;
- Estabelecer condições operacionais adequadas para a remoção simultânea de matéria orgânica e nitrogênio;
- Realizar a análise de confiabilidade da tecnologia de tratamento em estudo;
- Caracterizar e avaliar o desenvolvimento das populações microbianas no lodo nitrificante e desnitrificante através de técnicas de biologia molecular;
- Realizar estudo de viabilidade econômica.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

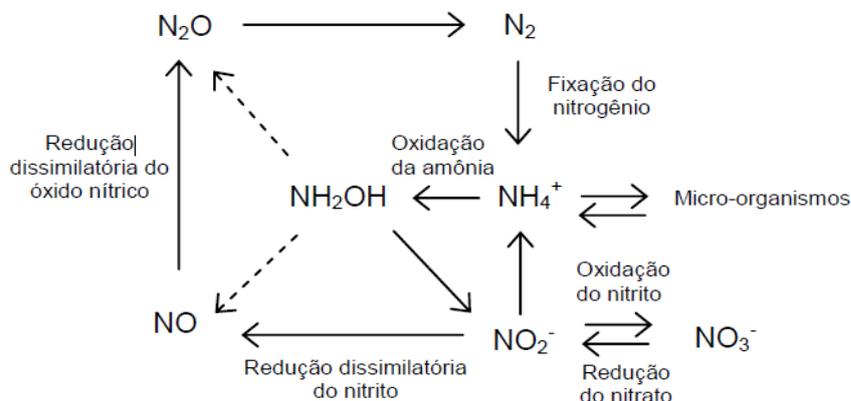
3.1 Remoção de nitrogênio

Nas águas residuárias urbanas, o nitrogênio se encontra, principalmente, sob a forma de nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico, estando em minoria nas formas oxidadas.

No meio ambiente, o nitrogênio é encontrado mais frequentemente na forma de nitrogênio orgânico, amônia (NH_3), amônio (NH_4^+), nitrato (NO_3^-) ou nitrogênio gasoso (N_2). O equilíbrio amônia-amônio ($\text{NH}_4^+ \leftrightarrow \text{NH}_3 + \text{H}^+$) ocorre em função do pH. Valores ácidos de pH contribuem para o aumento da concentração de H^+ , deslocando o equilíbrio para a esquerda com predominância do íon amônio. Valores alcalinos de pH deslocam a reação para a direita, devido à diminuição da concentração de H^+ , sendo a amônia predominante, neste caso.

As possíveis conversões entre os compostos nitrogenados, dentre as quais resultam do metabolismo microbiano nos processos de fixação, nitrificação, desnitrificação, oxidação anaeróbica de amônio via nitrito e redução desassimilatória e assimilatória do nitrato são apresentadas na Figura 1. (YE e THOMAS, 2001).

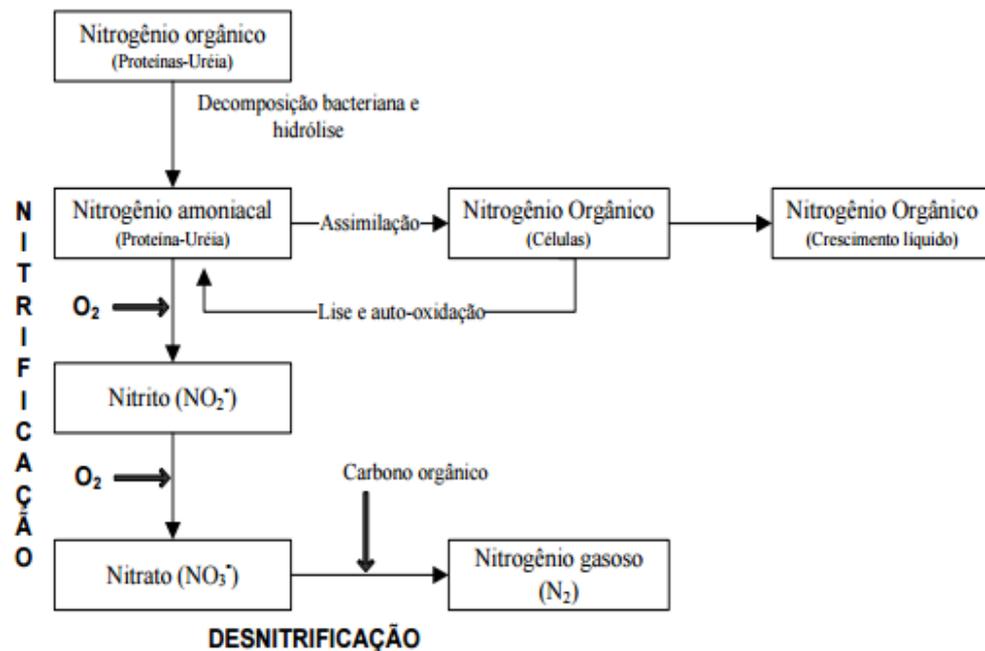
Figura 1: Conversões possíveis entre compostos nitrogenados (adaptado de YE e THOMAS, 2001).



A remoção do nitrogênio pelo sistema convencional biológico resulta nas etapas de nitrificação e desnitrificação, uma vez que a redução por assimilação (formação da biomassa heterotrófica e autotrófica) não é suficiente para eliminar totalmente o nitrogênio presente na

água residuária (Figura 2). Na primeira etapa, chamada de nitrificação, o amônio é convertido a nitrato sobre condições aeróbias, tendo o oxigênio como acceptor de elétrons na cadeia respiratória, permitindo a reoxidação das coenzimas e a geração de ATP. Na segunda etapa, designada por desnitrificação, o nitrato é convertido em nitrogênio gasoso (N_2), tendo como possíveis intermediários gasosos o óxido nítrico (NO) e óxido nitroso (N_2O), igualmente lançados na atmosfera. A desnitrificação é realizada em condições anóxicas, tendo o nitrato como acceptor de elétrons (MADIGAN et al., 1997, UEMOTO e SAIKI, 2000).

Figura 2: Processo de conversão do nitrogênio no tratamento biológico de esgotos (Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003).



Na próxima seção será apresentado o processo convencional de remoção de nitrogênio. A seção seguinte abordará o processo de remoção de nitrogênio via nitrito, também conhecido como nitrificação/desnitrificação curta, ANAMMOX, CANON, OLAND e DEAMOX; os quais estão ganhando cada vez mais espaço nos sistemas de tratamento.

3.1.1 Nitrificação/desnitrificação convencional

Nitrificação convencional

No processo de nitrificação convencional ocorre a conversão biológica dos compostos nitrogenados orgânicos e inorgânicos de um estado de oxidação reduzido para um estado de oxidação mais elevado (WETZEL, 1975). O íon amônio é transformado em nitrato, por intermédio de bactérias específicas autotróficas ou mixotróficas. A nitrificação se realiza em duas etapas sequenciais. A primeira etapa é chamada de nitritação, onde ocorre a oxidação do íon amônio (N-NH_4^+) em nitrito (N-NO_2^-), atribuída aos grupos *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosovibrio*. A segunda etapa, chamada de nitratação, ocorre a oxidação do nitrito (N-NO_2^-) a nitrato (N-NO_3^-) realizada pelas bactérias *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospira* e *Nitrospina* (MADIGAN et al., 1997; HAGOPIAN e RILEY, 1998; RITTMANN & McCARTER, 2001; METCALF e EDDY, 2003).

As bactérias nitrificantes possuem baixo crescimento, sendo necessário um alto tempo de retenção celular para garantir a permanência da biomassa no sistema (VIEIRA, 2000). Os principais grupos envolvidos no processo são as *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, microorganismos aeróbios obrigatórios que utilizam, preferencialmente, o dióxido de carbono (CO_2) como fonte de carbono produzido durante a degradação aeróbia da matéria carbonácea (RITTMANN e McCARTY, 2001; METCALF e EDDY, 2003).

Fatores ambientais podem influenciar significativamente a cinética de crescimento das nitrificantes, como a concentração do substrato, temperatura, concentração de oxigênio dissolvido, pH, alcalinidade, inibidores, entre outros.

Concentração dos substratos:

As concentrações dos substratos (amônio e nitrito) para as bactérias nitrificantes exercem efeito direto na nitrificação. Em baixas concentrações pode ocorrer limitação de substrato. No entanto, altas concentrações de amônio e nitrito e, especialmente suas formas não-ionizadas (amônia livre e ácido nitroso), podem inibir o processo de nitrificação (ANTHONISEN et al., 1976).

As bactérias nitrificantes também são afetadas pela presença de certas formas de nitrogênio, como a amônia não ionizada (NH_3) e ácido nitroso não ionizado (HNO_2). Num trabalho

clássico, porém bastante referenciado, Anthonisen et al. (1976) consideraram a inibição da nitratação a partir de 0,1 a 1,0 mg.L⁻¹ de NH₃ e de 0,22 a 2,8 mg.L⁻¹ de HNO₂. Os autores apresentaram o cálculo das concentrações destes inibidores relacionados ao pH e a temperatura ilustradas pelas equações 1 e 2.

$$\text{Amônia Livre (NH}_3) = \frac{17}{14} \frac{[\text{N-NH}_4^+] \times 10^{\text{pH}}}{\frac{\text{Ka}}{\text{Kw}} + 10^{\text{pH}}} \quad (\text{Equação 1})$$

Sendo:

$$\frac{\text{Ka}}{\text{Kw}} = e^{6344 (273+T)}$$

$$\text{Ácido nitroso livre (HNO}_2) = \frac{46}{14} \frac{[\text{N-NO}_2^-]}{e^{-2300 (273+T)} \times 10^{\text{pH}}} \quad (\text{Equação 2})$$

A amônia não-ionizada ou amônia livre é inibidora das *Nitrosomonas* numa faixa de concentração de 10 a 150 mg.L⁻¹, e das *Nitrobacter* em concentrações de 0,1 a 1,0 mg.L⁻¹. O ácido nitroso não ionizado ou ácido nitroso livre começa a inibir as *Nitrosomonas* e as *Nitrobacter* em concentrações de 0,22 a 2,8 mg.L⁻¹ (NITROGEN CONTROL – EPA, 1993). No entanto, dados relativos à concentrações inibitórias devem ser vistos com cautela, uma vez que as bactérias tem capacidade de adaptação.

Temperatura:

A nitrificação ocorre em uma faixa entre 4 a 45°C, sendo a temperatura ótima 35°C para *Nitrosomonas* e 35-42°C para *Nitrobacter* (NITROGEN CONTROL-EPA, 1993).

A cinética de crescimento e o decaimento das bactérias nitrificantes, bem como as velocidades de reação de oxidação do nitrogênio são fortemente influenciadas pela temperatura. Louzeiro et al. (2002) verificaram que as bactérias nitrificantes são extremamente sensíveis a mudanças bruscas de temperatura reduzindo assim sua capacidade de nitrificação. No entanto, essas bactérias apresentam boa capacidade de recuperação podendo alcançar novamente a capacidade de nitrificação quando a temperatura for novamente elevada.

Em sistemas operados em temperaturas mais baixas, pode haver o acúmulo de nitrito em função das bactérias que oxidam este substrato serem mais sensíveis a temperaturas mais baixas.

Concentração de oxigênio dissolvido:

O processo de nitrificação requer grande quantidade de oxigênio, pois o oxigênio é utilizado concomitantemente pelos organismos heterótrofos responsáveis pela remoção da matéria carbonácea em ambientes aeróbios e pelos organismos autótrofos nitrificantes.

Por ter maior velocidade de crescimento em relação às autotróficas, as bactérias heterotróficas apresentam vantagem pela utilização simultânea do oxigênio e do nitrato como aceptores de elétrons (PATUREAU et al., 1994; ZHAO et al., 1999).

Os valores de OD onde a nitrificação é limitada estão entre 0,5 e 2,5 mg.L⁻¹, dependendo do transporte de massa entre a fase líquida e gasosa e da idade do lodo. Segundo Surampalli et al. (1997) a velocidade máxima de nitrificação ocorre para concentrações de oxigênio dissolvido acima de 2 mg.L⁻¹, enquanto que para concentrações inferiores a 0,5 mg.L⁻¹, a velocidade de nitrificação é bastante reduzida, podendo interromper o processo.

Hanaki et al. (1990) verificaram que a concentração de oxigênio dissolvido de 0,5 mg.L⁻¹ não produziu efeito na taxa de oxidação da amônia, em reator de bancada alimentado com substrato sintético contendo aproximadamente 80 mg.L⁻¹ de N-NH₃. Segundo os autores, a baixa concentração de OD dobrou a taxa de crescimento das bactérias oxidadoras de amônia. No entanto, o crescimento das bactérias oxidadoras de nitrito foi bastante inibido pela baixa concentração de oxigênio dissolvido aplicado no sistema, causando um acúmulo de nitrito de cerca de 60 mg.L⁻¹ no reator.

Segundo Paredes et al. (2007), o possível mecanismo de inibição da nitrificação pela baixa concentração de oxigênio dissolvido ocorre em função da acumulação de hidroxilamina (NH₂OH), intermediário metabólico da oxidação do amônio. Na primeira etapa da oxidação, o amônio é oxidado à hidroxilamina pela enzima amônia monooxigenase, posteriormente a hidroxilamina é oxidada a nitrito catalizada pela hidroxilamina oxidoreductase. Ainda segundo os autores, o excesso de amônio associado a baixas concentrações de oxigênio

dissolvido podem levar ao acúmulo de hidroxilamina. A inibição por hidroxilamina é irreversível, não ocorrendo oxidação do nitrito a concentrações de apenas 0,42 mg N-NH₂OH. L⁻¹ (PENG & ZHU, 2006).

A nitrificação também pode ser conduzida em reatores com micro-organismos aderidos em meio suporte. Nestes sistemas com biofilme, o nível de oxigênio dissolvido requerido pode ser ainda maior em virtude da resistência à transferência de massa no sistema. Devido à menor afinidade pelo oxigênio apresentada pelas bactérias oxidadoras de nitrito, a oxidação desse composto é mais sensível em baixas concentrações de oxigênio dissolvido em comparação com a oxidação de amônio. Além disso, em sistemas com biofilme pode haver gradientes de concentração de oxigênio dissolvido no interior desses aglomerados com formação de zonas anóxicas. Nesse caso, a nitrificação e desnitrificação podem ocorrer simultaneamente.

pH e alcalinidade:

O valor do pH no reator tem um efeito significativo na velocidade de nitrificação. As melhores eficiências de nitrificação são obtidas numa faixa de pH entre 6,5 e 8,0 (METCALF & EDDY, 2003). Além disso, o pH tem papel fundamental na proporção dos compostos nitrogenados e suas formas ionizadas, como, por exemplo, na relação amônio/amônia e nitrito/ácido nitroso.

Outro limitante para a nitrificação é o consumo de alcalinidade do meio neste processo. A alcalinidade pode ser fornecida por fontes externas, ou ser retirada da combinação da nitrificação com outros processos biológicos, como a amonificação e a desnitrificação, os quais fornecem alcalinidade ao meio. Durante a oxidação da amônia, ocorre a produção de ácido, havendo um consumo de alcalinidade de 7,05 gCaCO₃/g N-NH₄ (RITTMANN & MCCARTY, 2001).

Inibidores:

Como todo processo biológico, a nitrificação também é sensível à presença de compostos tóxicos. Muitos compostos inibitórios estão presentes nas águas residuárias, principalmente, naquelas advindas de indústrias químicas. Compostos inorgânicos, como metais específicos

(por exemplo: zinco, cobre, mercúrio, níquel, prata, cobalto, cádmio, cromato de potássio, dentre outros) são inibidores para os nitrificantes.

Segundo Grunditz e Dalhammar (2001), fatores como pH, concentração do inibidor, espécies presentes, concentração de sólidos suspensos, idade do lodo e solubilidade do inibidor também influenciam o grau de inibição. No entanto, as concentrações inibitórias devem ser vistas com prudência, visto que as bactérias tem capacidade de adaptação.

You et al. (2009) estudaram o efeito dos metais pesados como inibidores da nitrificação no processo de lodo ativado. Diferentes combinações de metais pesados foram testados (Pb, Ni, Cd, Pb + Ni, Ni + Cd, Pb + Cd, e Pb + Ni + Cd) com sete diferentes concentrações (0, 2, 5, 10, 15, 25, e 40 ppm, respectivamente) em lodo oriundo de reator em batelada sequencial e reator anaeróbio-aeróbio-anóxico. Os resultados experimentais mostraram que a taxa de inibição para o consumo da amônia foi $Ni > Cd > Pb$. As taxas de inibição do consumo do substrato podem ser identificadas como reação cinética de primeira ordem. Os autores também observaram que não houve inibição por Pb, mesmo quando adicionado 40 ppm no lodo. Os autores concluíram que o efeito da inibição dependia da maior toxicidade do metal pesado. Nenhum efeito foi observado nos experimentos misturando os metais.

Novotnik et al. (2014) investigaram a inibição do processo de nitrificação por Cr (III) e Cr (VI). Os dados experimentais mostraram que parte do Cr (III) adicionado foi precipitado e apenas uma parte ficou dissolvida na solução. Quando a concentração de Cr (III) foi abaixo de 25 mg.L^{-1} (concentração correspondente na parcela dissolvida inferior a 7 mg.L^{-1}) a nitrificação foi ligeiramente estimulada. Quando a concentração de Cr (III) foi superior a 50 mg.L^{-1} (concentração correspondente na parcela dissolvida maior que 13 mg.L^{-1}) a nitrificação foi bastante afetada. Já para o Cr (VI), concentrações de apenas 1 mg.L^{-1} no sistema apresentaram efeito negativo na nitrificação. Para concentrações superiores a $2,5 \text{ mg.L}^{-1}$, o processo de nitrificação foi fortemente inibido.

Relação C/N:

A relação entre o carbono orgânico biodegradável de alimentação e o nitrogênio disponível para a nitrificação no esgoto representa um fator crítico para a eficiência de nitrificação do sistema. Maiores taxas de nitrificação são obtidas quando há limitação da concentração de

matéria carbonácea devido à velocidade de crescimento das heterotróficas ser maior que a das autotróficas, que competem com os autotróficos nitrificantes pelo oxigênio e nutrientes (FIGUEROA e SILVERSTEIN, 1992). Outro fator agravante é que a reação de nitrificação é muito mais lenta e sensível a perturbadores externos quando comparada com a oxidação de matéria orgânica promovida pelos micro-organismos heterotróficos (CAMPOS et al., 2007). Com baixa relação C/N, as bactérias heterotróficas ficam limitadas pelo carbono e disponibilizam amônia em excesso para a nitrificação (CALLADO & FORESTI, 2001). Metcalf e Eddy (2003) consideram o processo de nitrificação dependente da relação DBO₅/NTK. Segundo os autores, para valores superiores a 5, o processo pode ser classificado como combinado de oxidação de carbono e nitrificação. Quando o valor desta relação é inferior a 3, o processo é considerado somente como nitrificação. Zhu e Chen (2001) constataram queda de 70% no processo de nitrificação quando houve aumento da relação DBO₅/NTK de 1,76 para 3,52.

Desnitrificação convencional

A desnitrificação é a etapa subsequente à nitrificação no processo convencional de remoção de nitrogênio. É um processo no qual os micro-organismos heterotróficos anaeróbios facultativos reduzem o nitrato gerado na etapa de nitrificação a nitrogênio molecular em condições anóxicas (MADIGAN et al., 1997). A desnitrificação pode ser dividida em duas etapas principais. Na primeira, o nitrato é reduzido para nitrito, e posteriormente, ocorre a redução do nitrito a nitrogênio gasoso. Essa conversão possui intermediários, como o monóxido de nitrogênio (NO) e óxido nitroso (N₂O) (Eq. 3).



Algumas bactérias reduzem o nitrato somente até nitrito ou óxido nitroso (N₂O). Segundo Wrage et al. (2001), a enzima óxido nitroso redutase é inibida e valores baixos de pH e de oxigênio, sendo a inibição por baixo oxigênio mais significativa.

Em sistemas com alta concentração de matéria orgânica em relação à concentração de NO₃⁻ ocorre a maior disponibilidade de doadores de elétrons, fato que favorece a redução dissimilativa do nitrato, no qual o nitrato é convertido novamente à amônia, a partir das etapas ilustradas na Equação 4.



Sendo a desnitrificação a última etapa do tratamento com vista à remoção de nitrogênio, a maior parte da matéria orgânica que poderia ser utilizada como doador de elétrons já foi consumida. Nesses casos, faz-se necessária a adição de um doador de elétrons, seja ele externo (etanol, metanol, ácido acético, glicose) ou interno (esgoto bruto).

A maior desvantagem da utilização de uma fonte externa de carbono é o custo extra a ser adicionado ao processo de tratamento. Uma alternativa para minimizar os custos do doador de elétrons externo é o uso de fontes oriundas de outras etapas anteriores ao processo de desnitrificação, como a utilização dos gases metano e sulfeto de hidrogênio produzidos no processo de digestão anaeróbia (SOUZA et al., 2012).

Os micro-organismos desnitrificantes são facultativos, podendo utilizar o oxigênio ou nitrato como receptor de elétron na geração de energia. Além disso, esses micro-organismos podem proliferar em sistemas aeróbios devido a sua habilidade em utilizar o oxigênio e oxidar a matéria orgânica. No entanto, se o oxigênio está presente no meio, o mesmo será utilizado prioritariamente sobre o nitrato. Outro aspecto relevante é que a presença de oxigênio inibe a atividade de enzimas das desnitrificantes. A concentração de O_2 limitante das atividades enzimáticas é em torno de $0,2 \text{ mg.L}^{-1}$ para culturas puras, e em sistemas de lodos ativados, está na faixa de $0,3$ a $1,5 \text{ mg.L}^{-1}$, devido à limitação na difusão no floco microbiano.

Como exemplo de alguns gêneros envolvidos no processo de desnitrificação pode-se mencionar: *Pseudomonas*, *Achromobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Hiphomicrobium*, *Chromobacterium*, *Halobacterium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Azospirillum*, *Rhodopseudomonas*, *Thiobacillus*, *Vibrio*, *Xanthomonas* e *Klebsiella* (RITTMAN e BRUNNER, 1984, METCALF e EDDY, 2003).

Mateju et al. (1992) citam outras bactérias como desnitrificantes: *Beggiatoa*, *Clostridium*, *Dessulfovibrio*, *Erythrobacter*, *Galionella*, *Helobacteriu*, *Halomonas*, *Hypomicrobium*, *propionibacterium*, *Rhizobium* e *Thiosphaera*.

Estudos mostram a existência de micro-organismos, como o *Paracoccus*, *Thiobacillus*, *Thiosphaera* que são capazes de desnitrificar autotroficamente utilizando compostos reduzidos (NH_4^+ , HS^- , H_2S , S , $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$, $\text{S}_4\text{O}_6^{2-}$ ou SO_3^{2-}) como doadores de elétrons e compostos inorgânicos como fonte de carbono (CO_2 , HCO_3^-) (VILLAVERDE, 2004; AHN, 2006).

Segundo JOO et al. (2005) e JOO et al. (2006), alguns micro-organismos como *Paracoccus denitrificans*, *Pseudomonas stutzeri*, *Thiosphaera pantotrapha*, *Comamonas sp.* e *Alcaligenes faecalis* tem habilidade, em condições específicas, de nitrificar heterotroficamente e desnitrificar aerobicamente.

A eficiência do processo de desnitrificação pode ser afetada pela atuação das populações microbianas, as quais, por sua vez, podem sofrer interferências decorrentes de mudanças nas condições ambientais, como temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido, fonte de carbono, concentração de nitrato, relação carbono orgânico/nitrogênio, tempo de retenção celular e presença de substâncias inibidoras (BARAK et al., 1998; METCALF e EDDY, 2003; NAIR et al., 2007).

Temperatura e pH

O crescimento das bactérias desnitrificantes é fortemente influenciado pela temperatura. Embora a desnitrificação possa ocorrer entre 0 a 50°C, a condição mais favorável de temperatura se encontra em torno de 35°C. A faixa de pH adequada para a desnitrificação está compreendida entre 6,5 e 8,0. Segundo Surampalli et al. (1997) valores abaixo de 6,0 e acima de 9,0 reduzem consideravelmente a velocidade de desnitrificação. Para valores de pH abaixo de 7,0, a produção de óxidos de nitrogênio com alta toxicidade é mais acentuada, e caso haja a presença de nitrito nestas condições de pH, elevadas concentrações de ácido nitroso podem estar presentes (ANTHONISEN et al., 1976).

Oxigênio dissolvido

O oxigênio dissolvido num sistema desnitrificante inibe tanto a atividade quanto a síntese de enzimas dos micro-organismos. Concentrações de oxigênio dissolvido de apenas 1 mg.L⁻¹ ou menor podem interferir na atividade desnitrificante (SURAMPALLI et al., 1997).

Oh et al. (1999) verificaram o efeito do oxigênio dissolvido, variando de 0,09 a 5,6 mg.L⁻¹, na desnitrificação por lodo ativado em um reator operado em bateladas sequenciais. A concentração de oxigênio dissolvido de apenas 0,09 mg.L⁻¹ foi suficiente para inibir a desnitrificação, resultando em uma taxa de redução de 35%. Por outro lado, alguma atividade de desnitrificação foi observada com níveis de oxigênio dissolvido elevados como 5,6 mg.L⁻¹, embora, em apenas 4% da taxa anóxica. Os autores ainda verificaram que a desnitrificação finalmente cessaria quando o floco do lodo ativado fosse completamente aeróbio.

Relação C/N

A razão carbono orgânico/nitrogênio necessária para a completa redução de nitrato a nitrogênio gasoso pelas bactérias desnitrificantes depende do tipo da fonte de carbono e das espécies microbianas atuantes. Os consumos específicos de DQO para a desnitrificação estão, em geral, compreendidos entre 3 e 6 gDQO/gN (NARCIS et al., 1979, SKINDE et al., 1982). Estes valores, porém, variam de acordo com o tipo de substrato utilizado como fonte de carbono. De acordo com Brandão (2002), uma relação C/N de 3,4 gCOT/gNO₃ permite uma completa redução de nitrato para nitrogênio elementar. A limitação de carbono pode resultar no acúmulo de produtos intermediários, como NO₂ e N₂O.

Ahn et al. (2006), com base em dados da literatura, forneceram as demandas de diferentes tipos de fontes de carbono para a desnitrificação convencional. As relações mgDQO/mgN encontradas foram de: 2,1 a 3,7 para o ácido acético; 4,1 para o ácido lático; 3,8 a 4,5 para o metanol e 5,2 para esgoto doméstico.

Gavazza et al. (2004) realizaram ensaios de desnitrificação usando metanol, etanol e metano como doadores de elétrons para determinar parâmetros cinéticos aparentes. Os dados experimentais foram obtidos a partir de reatores anóxicos alimentados com substrato sintético simulando esgoto doméstico. Dentre os doadores de elétrons estudados, o etanol foi mais eficiente para o processo de desnitrificação. A desnitrificação completa ocorreu em 50, 315 e 120 minutos, para o etanol, metanol e metano, respectivamente. As constantes cinéticas obtidas com o etanol foram consideravelmente superiores aos obtidos para os reatores com metanol, resultando em maiores taxas de desnitrificação pelo etanol.

É interessante ressaltar que relações C/N para sistemas desnitrificantes de águas residuárias específicas devem ser determinadas experimentalmente.

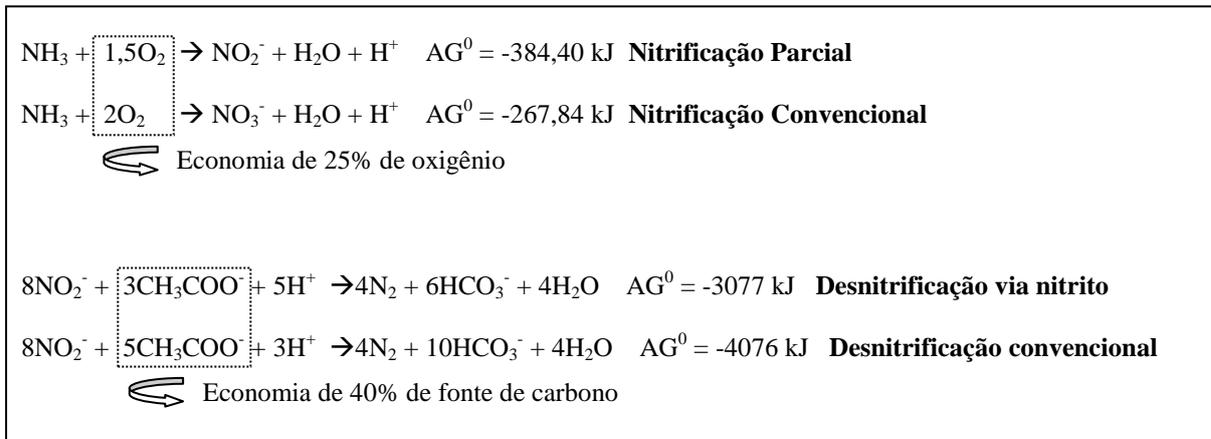
3.2 Formas alternativas de remoção de nitrogênio

O avanço nos processos de identificação dos micro-organismos e do metabolismo desenvolvidos por populações específicas revelou a existência de rotas alternativas para a transformação de nitrogênio amoniacal em nitrogênio gasoso em sistemas biológicos. A seguir são apresentadas algumas formas alternativas de remoção de nitrogênio encontradas na literatura.

Nitrificação/desnitrificação curta

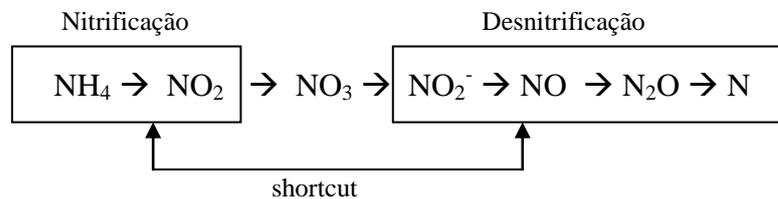
Muitas pesquisas vêm sendo desenvolvidas para aperfeiçoar o processo biológico de remoção de nitrogênio, principalmente no tocante à diminuição da demanda de oxigênio requerida na etapa de nitrificação. Uma alternativa é o processo de nitrificação-desnitrificação via nitrito, também chamado de nitrificação-desnitrificação curta ou parcial. Este processo é baseado no fato de que o nitrito e o nitrato são compostos intermediários em ambas as etapas (nitrificação e desnitrificação). Sendo assim, a nitrificação parcial para nitrito e a desnitrificação deste nitrito, ao invés de nitrato, seria mais viável do ponto de vista de demanda de oxigênio requerida no processo de nitrificação, com redução no consumo de aeração em torno de 25% e na redução de matéria orgânica como fonte de carbono na etapa de desnitrificação em cerca de 40% (Figura 3) (TURK AND MAVINIC, 1987; TURK AND MAVINIC, 1989; JIANLONG AND NING, 2004), além da diminuição na produção de lodo excedente (MUDER et al., 2001; RUIZ et al., 2006).

Figura 3: Comparação do processo de remoção de nitrogênio convencional e via nitrito



As principais maneiras estudadas de remoção de nitrogênio via nitrito são o processo SHARON (Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite) e a inibição dos organismos oxidantes de nitrito por amônia livre (NH_3). Em ambos os casos ocorre a interrupção da conversão do nitrito a nitrato. Desta forma, o substrato inicial da desnitrificação é o nitrogênio na forma de nitrito, o que dispensa a primeira etapa da desnitrificação. Esse processo foi visto como um caminho mais curto, principalmente para águas residuárias com altas concentrações de amônia e baixa relação C/N (POLLICE et al., 2002; MOSQUERA- CORRAL et al., 2005). A Figura 4 apresenta simplificada a sequência das formas de nitrogênio neste processo.

Figura 4: Nitrificação-Desnitrificação parcial. Adaptado de Ruiz et al. (2006).



Diversas formas tem sido estudadas para inibir a oxidação do nitrito a nitrato. Dentre os controles operacionais para favorecer o acúmulo de nitrito estão a baixa concentração de oxigênio dissolvido, pH, temperatura, alcalinidade e concentração de amônia livre.

Ruiz et al. (2006) observaram a influência da concentração de oxigênio dissolvido na nitrificação e desnitrificação via nitrito operando reatores em série. O acúmulo de nitrito começou a ocorrer com concentração de oxigênio dissolvido de $1,4 \text{ mg.L}^{-1}$, alcançando maior acúmulo quando o reator nitrificante foi operado com concentração de oxigênio dissolvido de $0,7 \text{ mg.L}^{-1}$, sem afetar a remoção de amônia. Para concentrações de oxigênio dissolvido de $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$, a conversão de amônia foi afetada. Ainda segundo os autores, os micro-organismos desnitrificantes se adaptaram à alta concentração de nitrito ($136 \pm 24 \text{ mg.L}^{-1}$), utilizado como substrato.

Bae et al. (2002) obtiveram condições operacionais ótimas em reatores em batelada com concentração afluente de amônia de 50 mg.L^{-1} . O acúmulo de nitrito foi sensivelmente afetado pelo pH e temperatura. As melhores condições operacionais para o acúmulo de nitrito foram pH entre 8 e 9, temperatura de 30°C e concentração de oxigênio dissolvido de $1,5 \text{ mg.L}^{-1}$.

Guo et al. (2009) estudaram a performance da nitrificação e desnitrificação simultâneas em reatores em bateladas sequenciais (SBR) com diferentes concentrações de oxigênio dissolvido. O SBR 1 operou com concentração de oxigênio dissolvido de $3,0 \text{ mg.L}^{-1}$, enquanto que o SBR 2 foi operado com baixo oxigênio dissolvido ($0,4 - 0,8 \text{ mg.L}^{-1}$). O valor médio de remoção de amônia em ambos os reatores foi maior que 90%, enquanto que a remoção de nitrogênio total foi de 51,6 e 68,6%, respectivamente. Os valores médios de eficiência de nitrificação e desnitrificação simultâneas nos SBR 1 e 2 foi de 7,7 e 44,9%, respectivamente. Os autores atribuem à diferença nos resultados de eficiência às diferentes concentrações de oxigênio aplicadas. No SBR 2, operado a baixa concentração de oxigênio dissolvido, provavelmente a presença de uma zona anóxica no reator ou no interior do floco favoreceu a etapa de desnitrificação.

Wu et al. (2006) estudaram o efeito da concentração de oxigênio dissolvido no acúmulo de nitrito em reator piloto operado por 100 dias. Nos primeiros 10 dias, devido à instabilidade do sistema, a concentração de OD oscilou entre $1,0$ e $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$, não havendo acúmulo de nitrito. Quando a concentração de OD foi mantida em $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$, o acúmulo de nitrito ocorreu, com taxa média de acúmulo de nitrito de 91%. A partir do dia 25, a concentração de OD foi aumentada para $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$, na tentativa de reduzir o acúmulo de nitrito, mas a taxa de acúmulo de nitrito permaneceu em torno dos 90%. No 38º dia, a taxa de acúmulo de nitrito diminuiu de 15 a 30%, de forma linear. A partir do 50º dia, a concentração de OD foi novamente reduzida para $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$ para retomar o acúmulo de nitrito, que alcançou uma taxa

de acúmulo de 80%. Segundo os autores, o teor de oxigênio dissolvido foi a principal causa de acúmulo de nitrito, tendo em conta outros fatores como pH, concentração de amônia livre, temperatura e tempo de retenção de lodo. Devido à diferença de afinidade para o oxigênio entre bactérias oxidantes de amônia e nitrito, quando a concentração de OD foi mantida em $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$, ocorreu o acúmulo de nitrito.

Outra forma bastante referenciada de inibição da nitratação é a inibição dos organismos pela presença de amônia livre. Os organismos oxidantes de nitrito são mais sensíveis às concentrações de amônia livre do que os organismos oxidantes de nitrogênio amoniacal, o que pode levar ao acúmulo de nitrito no sistema (ANTHONISEN et al., 1976). Ainda segundo o autor, a concentração de amônia livre num sistema é dada em função da temperatura, pH e concentração de nitrogênio amoniacal.

Kim et al. (2008) estudaram o efeito combinado da amônia livre e da temperatura no processo de nitrificação. Concentrações de amônia livre de 5,6; 10,1; 45,0 e 90 mg.L^{-1} e temperaturas de 10, 15, 20, 25 e 30°C foram aplicadas no sistema. Tanto a taxa de oxidação de amônia, quanto a taxa de oxidação do nitrito aumentaram significativamente com o aumento da temperatura de 10 a 30°C , sendo que o aumento da taxa de oxidação do substrato foi relativamente mais rápido para amônia do que para a do nitrito. O acúmulo de nitrito começou a ocorrer a 20°C , quando a taxa de oxidação da amônia apresentou valor maior do que a taxa de oxidação do nitrito. O acúmulo de nitrito aumentou continuamente com a temperatura crescente de 20 a 30°C . A ampla gama de concentrações de amônia livre apresentou efeito desprezível sobre a taxa de utilização de substrato específico, bem como o acúmulo de nitrito relativo.

A manutenção de valores elevados de pH pode favorecer o acúmulo de nitrito em função do aumento da concentração de amônia livre no sistema. Bae et al. (2002) investigaram fatores operacionais que promovessem acúmulo de nitrito em reator em batelada alimentado com esgoto sintético com concentração de nitrogênio amoniacal afluente de 50 mg.L^{-1} , temperatura de 30°C e oxigênio dissolvido de 2 a 3 mg.L^{-1} . O acúmulo de nitrito foi desprezível quando o reator foi operado com pH próximo de 7 e elevado quando operado com pH entre 8 e 9.

Park et al. (2015) avaliaram simultâneos efeitos de limitação por oxigênio, amônia livre e ácido nitroso livre como inibidores num biofilme nitrificante. Os experimentos foram realizados em reatores com biofilmes, aplicando as seguintes condições operacionais: 1)

experimento controle promovendo a completa nitrificação; 2) limitação por oxigênio; 3) inibição por amônia livre e ácido nitroso livre e 4) inibição por amônia livre e ácido nitroso livre mais limitação por oxigênio. Os resultados experimentais mostraram que os experimentos 2, 3 e 4 apresentaram acúmulo de nitrito por um período curto de tempo. O acúmulo de nitrito só foi obtido em longo prazo nos experimentos 2 e 4, quando houve limitação por oxigênio. O acúmulo de nitrito foi maior no experimento 4, que incluía a inibição por amônia livre.

O acúmulo de nitrito pode não ser permanente no sistema devido à capacidade de adaptação das bactérias oxidantes de nitrito à concentração de amônia livre presente no sistema (VILLAVERDE et al., 2000). Os autores observaram a adaptação e recuperação da atividade de organismos oxidantes de nitrito após quatro meses de operação de um biofiltro submerso.

ANAMMOX (anaerobic ammonium oxidation)

O processo ANAMMOX se apresenta como uma das tecnologias alternativas para a remoção de nitrogênio. É um processo biológico promissor para a redução de altas concentrações de nitrogênio em efluentes, convertendo simultaneamente amônio e nitrito em nitrogênio gasoso (DAPENA-MORA et al., 2007; ZHANG et al., 2008). As bactérias ANAMMOX tem uma fisiologia incomum, pois, obtêm energia por meio da oxidação anaeróbia de amônio, utilizando o nitrito como acceptor de elétrons, não necessitando de adição de fonte externa de carbono orgânico (JETTEN et al., 1997; STROUS et al., 2002; AHN, 2006). No entanto, um dos maiores desafios do processo ANAMMOX é o seu longo tempo de partida. As bactérias ANAMMOX crescem muito lentamente, sendo necessários de 100 a 150 dias para que o reator ANAMMOX inoculado com lodo ativado alcance sua capacidade máxima de remoção (VAN DONGEN et al., 2001).

No processo ANAMMOX, o produto principal da oxidação anaeróbia do amônio é o N_2 , porém, cerca de 10 a 20% do nitrogênio fornecido (nitrito e amônio) é convertido em NO_3^- (AHN, 2006). A reação completa é apresentada na Equação 5, onde foi observado por Strous et al. (1999a) que a razão entre o consumo de NH_4^+ e NO_2^- era de 1:1,31 e a razão de conversão de NH_4^+ em NO_3^- foi de 1:0,26.



(equação 5)

Quando comparado com os processos convencionais de nitrificação/desnitrificação, o processo ANAMMOX tem a capacidade de remover cargas maiores de nitrogênio. Em geral, a remoção de nitrogênio no processo ANAMMOX é acima de $2 \text{ kg.m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ de reator, enquanto que os processos convencionais (nitrificação/desnitrificação) operam com cargas cerca de 10 vezes menores (TANG et al., 2011).

O processo ANAMMOX ocorre em ambientes anóxicos. Baixas concentrações de oxigênio no meio podem interferir na eficiência do processo, podendo provocar a inibição parcial ou a competição entre as bactérias aeróbias e as anaeróbias oxidadoras de amônio. Strous et al. (1999a) demonstraram que a atividade da bactéria ANAMMOX sofreu inibição temporária em concentrações de oxigênio dissolvido de apenas $0,2 \text{ mg. L}^{-1}$. A inibição foi completa para concentrações de oxigênio dissolvido de $0,2$ a $1,0 \text{ mg. L}^{-1}$.

Os substratos amônio (NH_4^+) e nitrito (NO_2^-) e o subproduto nitrato (NO_3^-) podem provocar inibição no processo, dependendo da concentração em que se encontram no meio, da espécie de bactéria utilizada e das condições físico-químicas oferecidas no processo (EGLI et al., 2003; ZHU et al., 2008). Strous et al. (1999b) encontraram inibição por nitrito a uma concentração de 100 mg.L^{-1} . Já Dapena-Mora et al. (2007) observaram inibição no processo ANAMMOX por nitrito, com concentrações de 350 mg.L^{-1} de N-NO_2^- . Segundo Strous et al. (1999a) e Dapena-Mora et al. (2007), o íon amônio só passa a ser inibidor em concentrações muito elevadas, da ordem de $700 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$.

Processo combinado SHARON/ANAMMOX

A nitrificação parcial pode ser uma atrativa alternativa de pré-tratamento de um sistema ANAMMOX. Na primeira unidade de tratamento, a amônia é oxidada até nitrito com um efluente cuja composição é de 50% de amônio e 50% de nitrito (JETTEN et al., 1997), colocando o efluente em condição ideal para sua utilização em um sistema ANAMMOX (van DONGEN et al., 2001; KUNZ et al., 2009). Segundo Jetten et al. (2002), a razão entre amônia e nitrito necessária ao processo ANAMMOX é de cerca de 1. Quando cerca de metade da amônia é convertida a nitrito, a alcalinidade do sistema diminui e provoca uma redução no pH, o que inibe a ação das bactérias oxidadoras de nitrito.

O processo combinado SHARON/ANAMMOX é eficiente na remoção de nitrogênio de efluentes contendo altas concentrações de NH_4^+ e baixas concentrações de matéria orgânica, podendo ser operado em dois reatores separados ou em apenas um reator (KHIN & ANNACHHATRE, 2004). A remoção completa de nitrogênio no processo combinado SHARON/ANAMMOX requer pouco oxigênio ($1,9 \text{ kg O}_2.\text{kg N}^{-1}$ em vez de $4,6 \text{ kg O}_2.\text{kg N}^{-1}$), nenhuma fonte de carbono e apresenta uma baixa produção de lodo ($0,08$ ao invés de cerca de $1 \text{ kg SSV}.\text{kg N}^{-1}$, no processo convencional) (van LOOSDRECHT & JETTEN, 1998).

CANON (Completely Autotrophic Nitrogen Removal over Nitrite)

O processo CANON combina nitrificação parcial e o processo ANAMMOX, num único reator e tem sido aplicado com sucesso em reatores de biodiscos para remoção de amônio de efluentes em uma única etapa (THIRD et al., 2001; SCHMIDT et al., 2003). A diferença entre o processo CANON e o processo SHARON, é que o processo SHARON utiliza nitrificação parcial e desnitrificação heterotrófica pela adição de uma fonte externa de carbono. Os microorganismos nitrificantes, particularmente as bactérias oxidadoras de amônia, são responsáveis pela oxidação da amônia a nitrito (Equação 6), consumindo boa parte do oxigênio e criando condições anóxicas para a conversão de amônio e nitrito em nitrogênio gasoso pelas bactérias ANAMMOX (Equação 7). As nitrificantes e as bactérias ANAMMOX atuam em cooperação durante todo o processo, o que possibilita a ocorrência de reações sequenciais de forma simultânea (AHN, 2006).



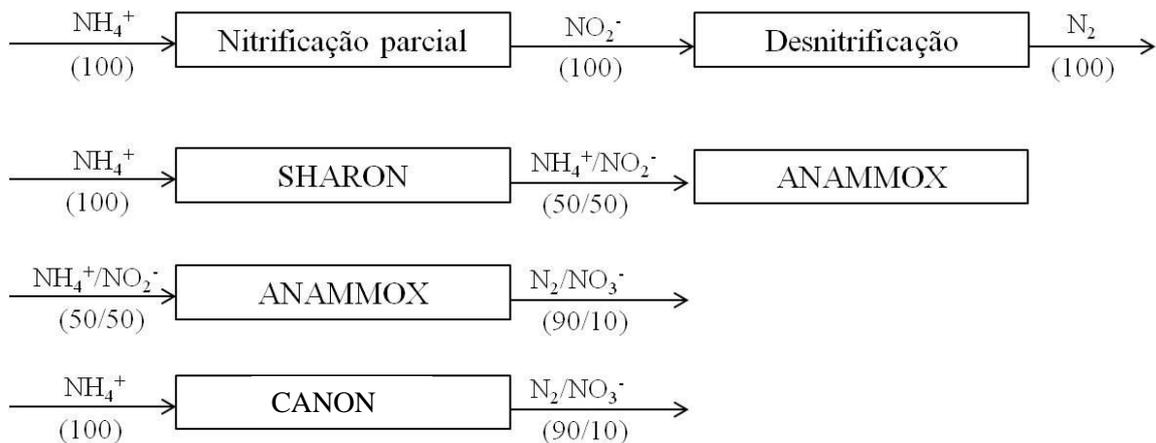
A interação entre as bactérias oxidadoras de amônio aeróbias e anaeróbias, sob condições limitadas de oxigênio, resulta em uma quase completa conversão de amônio em nitrogênio gasoso.

O processo CANON apresenta-se como uma alternativa econômica e eficiente para o tratamento de efluentes, especialmente para aqueles ricos em amônio e pobres em carbono

orgânico. A remoção quase que total do nitrogênio pode ser possível em um único reator com baixa aeração e nenhuma fonte de carbono (KHIN & ANNACHHATRE, 2004).

A Figura 5 apresenta o diagrama dos processos de nitrificação parcial, SHARON, ANAMMOX e CANON, adaptado de Schmidt et. al, 2003.

Figura 5. Diagrama dos processos de nitrificação parcial, SHARON, ANAMMOX e CANON. (Fonte: adaptado de SCHMIDT et. al, 2003)



OLAND (Oxygen-Limited Autotrophic Nitrification and Denitrification)

No processo OLAND, o oxigênio é fornecido em quantidade limitada para que a nitrificação ocorra até o nitrito. Devido à baixa concentração de oxigênio dissolvido, o nitrito é utilizado como receptor de elétrons para a oxidação do nitrogênio amoniacal. (VERSTRAETE e PHILIPS, 1998; WYFFELS et al., 2003). Ainda segundo Verstraete e Philips (1998), ocorre uma economia de 62,5% de oxigênio e 100% em doadores de elétrons, sendo as reações catalisadas por culturas enriquecidas em bactérias nitrificantes autotróficas. No entanto, o controle de concentrações reduzidas de oxigênio é um fator limitante do processo (KUAI & VERSTRAETE, 1998). A principal diferença entre o processo OLAND e o processo CANON é que o processo OLAND leva em conta a atividade desnitrificante das bactérias nitrificantes convencionais, enquanto que o processo CANON incorpora o processo ANAMMOX, realizado por bactérias específicas e anaeróbias estritas (AHN, 2006).

As conversões de nitrogênio no processo OLAND são representadas nas Equações 8, 9 e 10 (AHN, 2006).



Reação Global:



DEAMOX (Denitrifying Ammonium Oxidation)

Outro processo alternativo de remoção de nitrogênio é o DEAMOX (Denitrifying Ammonium Oxidation). Nesse processo, descrito inicialmente por Kalyuzhnyi et al. (2006), ocorre a integração dos ciclos de nitrogênio e enxofre, onde há uma combinação do processo Anammox e da desnitrificação autotrófica, utilizando sulfeto de hidrogênio como doador de elétrons para a formação de nitrito a partir do nitrato. As reações podem ser vistas nas equações de 11 a 14.



No reator anaeróbico, a matéria orgânica é degradada e ocorre a produção de sulfeto a partir da redução do sulfato. No reator DEAMOX, a alimentação é feita a partir de uma combinação do efluente do reator nitrificante (NO_3^-) e parte do reator anaeróbico (NH_4^+ e HS^-), para a redução de nitrato a nitrito, utilizando o sulfeto como doador de elétrons. Em seguida, ocorre o processo ANAMMOX com a utilização do nitrito e nitrogênio amoniacal como substrato.

É importante que o reator anaeróbico apresente boa eficiência de remoção de matéria orgânica, uma vez que os processos seguintes, DEAMOX e ANAMMOX, são autotróficos. Outro fato relevante é que a água resíduária deve apresentar elevadas concentrações de sulfato para que ocorra a produção de sulfeto suficiente para reduzir o nitrato à nitrito.

3.3 Reatores MBBR na remoção simultânea de carbono e nitrogênio

No final da década de 80 e início da década de 90, foram desenvolvidos os reatores MBBR (Moving Bed Biofilm Reactors – European Patent n° 0.575.314; US Patent n° 5.458.779), com o intuito de incluir a remoção de nitrogênio nos sistemas de tratamento de esgotos da Noruega, para atender o acordo político estabelecido na Segunda Conferência de Proteção do Mar do Norte em 1987, visando reduzir 50% da descarga de nutrientes no Mar do Norte (HEM et al., 1994; ØDEGAARD et al., 2000).

As principais vantagens do reator MBBR, em comparação com os sistemas de biomassa aderida enumeradas por diversos pesquisadores (RUSTEN et al. 2006, SALVETTI et al., 2006; ØDEGAARD, 2006; AYGUN et al., 2008, DEZOTTI et al., 2011) são: menor perda de carga, utilização do volume útil integral do reator para crescimento da biomassa, menor requisito de área, elevada área interfacial entre biofilme e substratos e menor sensibilidade ao choque de carga orgânica e hidráulica. O reator MBBR pode ser aplicado em estações de tratamento já existentes, sendo muitas vezes utilizado para melhorar o desempenho de processos. As desvantagens estão associadas ao alto consumo energético com a aeração e o custo de aquisição do meio suporte móvel.

Segundo Rusten et al. (2006), os reatores MBBR estão presentes em mais de quatrocentos sistemas em escala real implantados em 22 países diferentes. No Brasil, também existem instalações em escala real de sistemas de biomassa fixa com leito móvel. Dentre eles, podemos destacar dois sistemas: Kaldnes-MBBR, em Limeira-SP, na Ripasa Papel; e Celulose e em Jambeiro-SP, na Delphi Automotive Systems. Os meios suportes móveis possuem diversos tamanhos e formas. As partículas do meio suporte apresentam densidade menor que a da água (aproximadamente $0,95 \text{ g/cm}^3$), e possuem uma elevada área superficial para o crescimento do biofilme (FRANCISCO JUNIOR, 2003). De acordo com Bishop (1997), os biofilmes têm habilidade para suportar uma grande variedade de população microbiana nas quais podem degradar diferentes substratos. Biswas et al. (2014) revelaram o excelente desenvolvimento da comunidade microbiana em biofilmes de reatores MBBR tratando esgoto doméstico.

Rusten et al. (1995) encontraram elevadas taxas de conversão de N-NH_4 (85-95%) sob taxa de aplicação de até $0,9 \text{ g N-NH}_4/\text{m}^2.\text{d}$ em reatores MBBR em série. Constatam também que taxas de aplicação de até $11 \text{ g DQO}/\text{m}^2.\text{d}$ não interferiram na nitrificação, uma vez que grande parte

da matéria orgânica foi consumida na câmara anóxica. Outro importante resultado foi a correlação linear entre a taxa de nitrificação e a concentração de oxigênio dissolvido. Segundo os pesquisadores, a faixa considerada mínima para ocorrer a nitrificação é de 2,5 a 3,0 mgO₂.L⁻¹. Baixas taxas de desnitrificação foram verificadas em virtude do esgoto bruto possuir baixa concentração de carbono orgânico facilmente biodegradável. A velocidade de desnitrificação mostrou-se diretamente proporcional a DQO solúvel biodegradável.

Colliver e Stephenson (2000) observaram crescimento favorável das bactérias nitrificantes para temperatura entre 25 e 30°C, pH na faixa de 7,5 a 8,0 e oxigênio dissolvido entre 3,0 e 4,0 mg.L⁻¹. Garrido et al. (1996) verificaram que, para concentrações de oxigênio dissolvido maior que 2,5 mg.L⁻¹, não houve alteração na nitrificação. Já o acúmulo de nitrito ocorreu em concentrações de OD entre 1,0 e 2,0 mg.L⁻¹. Diferentemente de Bernet et al. (2001), que encontraram acúmulo de nitrito com concentrações de 0,5 mg.L⁻¹ de oxigênio dissolvido.

No reator MBBR, o biofilme ideal deve ter uma espessura fina e estar distribuído uniformemente na superfície do meio suporte. Para isso, a turbulência no reator, juntamente com a ação das forças de cisalhamento por ela originadas, é de fundamental importância, tanto no transporte dos substratos para o biofilme, quanto na manutenção de um biofilme pouco espesso (RUSTEN et al., 2006). Segundo Xavier et al. (2003), biofilmes espessos geram distâncias difusionais grandes que dificultam o transporte de solutos no interior da célula microbiana. Ainda segundo os autores, a espessura do biofilme deve ser menor que 100 µm para que a penetração de substrato seja completa. Outro aspecto importante que deve ser destacado na comercialização destes suportes é a sua área superficial efetiva para adesão de biofilme, visto que a biomassa cresce majoritariamente na superfície protegida, inserida dentro dos suportes.

O biofilme formado no meio suporte de reatores MBBR destinados à remoção de matéria orgânica é mais espesso do que o biofilme formado em sistemas voltados para a remoção de nitrogênio. Este fato ocorre porque no reator de remoção de matéria orgânica a quantidade de micro-organismos é muito maior em relação ao reator de remoção de nitrogênio. Além disso, as bactérias autotróficas nitrificantes são bastante sensíveis a alterações do meio e, desse modo, a ocorrência de problemas durante a operação dos sistemas nitrificantes pode acarretar em consequências irreversíveis, até mesmo com perda substancial do biofilme aderido ao suporte (DEZOTTI et al., 2011).

No caso de reatores com biofilme onde ocorre simultaneamente a remoção de matéria orgânica e a nitrificação, além da competição por substrato, as bactérias heterotróficas e nitrificantes competem por espaço, gerando uma estratificação na estrutura do biofilme. O crescimento mais rápido das bactérias heterotróficas faz com que esse conjunto microbiano fique localizado nas camadas mais externas do biofilme, onde a concentração de substrato e o desprendimento da biomassa são maiores, enquanto as bactérias nitrificantes ficam localizadas nas camadas mais profundas do biofilme. Dessa forma, uma camada heterotrófica pode se formar sobre a população nitrificante, o que constitui uma desvantagem a essa última, especialmente quando a concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido é pequena. Essa limitação de oxigênio dissolvido, que é resultado do consumo e resistência à transferência de massa através da camada heterotrófica, afeta negativamente o desempenho da nitrificação (DEZOTTI et al., 2011).

A Tabela 1 apresenta as principais características dos meios suporte utilizados em reatores MBBR.

Tabela 1: Comparação das áreas superficiais de diferentes meio suportes comerciais de polietileno (Fonte: VEOLIA, 2015; BIOWATER, 2015).

	Meio Suporte	Diâmetro nominal (mm)	Comprimento nominal (mm)	Área superficial específica (m²/m³)
Polietileno	K1 AnoxKaldnes®	9	7	500
	K2 AnoxKaldnes®	15	15	350
	K3 AnoxKaldnes®	25	12	500
	K5 AnoxKaldnes®			800
	Biofilmchip M AnoxKaldnes®	48	2,2	1200
	Biofilmchip P AnoxKaldnes®	45	3,0	900
	AMB®	10	10	850
	AMBIO®	25	25	635

	Meio Suporte	Dimensões (mm)	Área superficial específica (m²/m³)
Polietileno	BWT 15 Biowater®	14,5 x 14,5 x 5,0	828
	BWT X Biowater®	14,5 x 14,5 x 8,2	650
	BWT S Biowater®	14,5 x 14,5 x 7,3	650

A nitrificação em reatores MBBR tem sido largamente estudada usando esgoto sintético como substrato (HEM et al., 1994; JONOUUD et al., 2003; RODGERS & XIN-MIN, 2004; MARQUES et al., 2008) e esgoto sanitário (RUSTEN et al, 1995; ZHAO et al., 2006; HU et al., 2009; BISWAS et al., 2013, LEYVA-DÍAZ et al., 2013). A taxa de nitrificação é bastante influenciada pela carga orgânica, pela concentração de oxigênio dissolvido no reator, concentração de nitrogênio amoniacal, temperatura, pH e alcalinidade (RUSTEN et al., 2006).

Hem et al. (1994) estudaram os efeitos da concentração de oxigênio dissolvido e da matéria orgânica na taxa de nitrificação. Reatores MBBR, em escala piloto, foram operados a temperatura de 15°C, com concentração de oxigênio dissolvido entre 4 e 5 mg.L⁻¹ e

alimentados, em paralelo, com efluente primário e efluente secundário, obtiveram taxas de nitrificação de 0,4 e 0,7 g NO_x-N. m². d⁻¹, respectivamente. Para carga orgânica variando de 2 a 3 g DBO m⁻².dia⁻¹, a taxa de nitrificação encontrada variou de 0,3 a 0,8 g NO_x-N. m².d⁻¹ enquanto que para carga orgânica de 1 a 2 g DBO m⁻².dia⁻¹, a taxa de nitrificação ficou entre 0,7 a 1,2 g NO_x-N. m².d⁻¹. Para carga orgânica acima de 5 g DBO m⁻².dia⁻¹, a taxa de nitrificação foi próxima de zero devido ao crescimento das heterotróficas que suprimiram as nitrificantes na camada aeróbia do biofilme.

Rodgers e Xin-Min (2004) avaliaram o desempenho de reatores MBBR anóxicos-aeróbios, com recirculação, para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio. A remoção de matéria orgânica alcançou índice de remoção maior que 90%, enquanto que a remoção global de nitrogênio variou de 77 a 88%. As taxas de nitrificação e desnitrificação por unidade de área do suporte foram de 1,3 a 1,88 gN-NH₄⁺.m⁻².d e de 2,9 a 3,8 gN-NO₃⁻.m⁻².d, respectivamente.

Kernani et al. (2008) avaliaram a remoção de nutrientes em esgoto doméstico com reatores MBBR em série (anaeróbio, anóxico e aeróbio). As eficiências de remoção de nitrogênio total, nitrogênio amoniacal e DQO solúvel no sistema proposto foram de 95,8%, 99,7% e 96,9%, respectivamente.

Chu et al. (2011), avaliaram dois reatores MBBR para remoção de matéria orgânica e nitrogênio com diferentes meios suportes: espuma de poliuretano (PU) e polímero biodegradável de policaprolactona (PCL). Os reatores operaram com tempo de detenção hidráulico de 14 h. O reator MBBR preenchido com o meio suporte PU apresentou eficiência de remoção de COT e amônio de 90 e 65%, respectivamente. Enquanto que o reator MBBR preenchido com PCL apresentou eficiência de 72% para COT e de 56% para amônio.

Bassin et al. (2011) investigaram um reator MBBR, em escala de laboratório, para a nitrificação de esgotos domésticos tratados com alto índice de salinidade (1000 a 8000 mgCl⁻.L⁻¹). Os resultados mostraram remoção acima de 90% de nitrogênio amoniacal, mesmo para a condição mais crítica de salinidade testada. Após a adaptação da biomassa ao alto teor de salinidade, o reator MBBR foi alimentado com uma mistura contendo efluente industrial tratado (lodos ativados) de uma indústria química produtora de defensivos agrícolas e uma concentração de 8000 mgCl⁻.L⁻¹. O efluente tratado possuía muitas substâncias potencialmente inibidoras do processo de nitrificação. Os percentuais do efluente industrial foram aumentados gradativamente de 10 a 100%. À medida que aumentava o percentual de

efluente industrial introduzido na alimentação do reator MBBR, o sistema apresentava perda de eficiência no processo de nitrificação. No entanto, segundo os autores, o reator MBBR conseguiu se recuperar e se adaptar a cada condição operacional aplicada alcançando eficiência de nitrificação de 85%.

Javid et al., (2013) operaram um reator MBBR preenchido com meio suporte de área superficial de $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ e razão de enchimento de 60%. A eficiência de remoção de matéria orgânica do sistema foi investigada com tempos de detenção hidráulica de 1; 1,5; 2,0; 2,5; 3 e 4 h. Os resultados obtidos indicaram alta capacidade do sistema de tolerar carga orgânica e o reator permaneceu estável mesmo com elevada relação (F/M). A carga orgânica aplicada variou de 0,73 a $3,48 \text{ kg DBO}_5 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}$, onde o reator MBBR apresentou eficiência média de remoção de matéria orgânica de 85% durante o período de operação.

Como o efluente nitrificado normalmente apresenta baixa concentração de matéria orgânica, é necessário o fornecimento de doador de elétrons para viabilizar a desnitrificação. A atividade dos micro-organismos denitrificantes está vinculada à fonte de carbono empregada. A desnitrificação anóxica heterotrófica pode ser realizada com diferentes doadores de elétrons, incluindo o metanol, etanol, acetato e glicose (AKUNNA et al., 1993), porém seu uso representa um aumento nos custos operacionais das estações de tratamento. Uma alternativa é a utilização de fontes internas de carbono para a redução do nitrato como parte do efluente tratado ou o esgoto bruto.

Kesseru et al. (2002) investigaram a atividade de desnitrificação na presença de etanol e ácido acético como fontes de carbono. Maior atividade de desnitrificação foi observada com etanol, cerca de $1,63 \text{ kg N-NO}_3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, seguido pelo ácido acético com $1,53 \text{ kg N-NO}_3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$. Rusten et al. (2006), em seus experimentos com MBBR para promover a desnitrificação, constataram que a utilização do etanol dobrou as taxas de desnitrificação, quando comparado com o metanol nas mesmas condições experimentais. Os autores também relataram que o uso do metanol como fonte de carbono é mais empregado na desnitrificação por conta do seu baixo custo, porém, a partida de processos desnitrificantes com esse substrato é mais lenta, por conta de poucas bactérias com capacidade de utilizá-lo como fonte de carbono. Labelle et al. (2005) utilizaram reator MBBR para desnitrificação, utilizando metanol como fonte de carbono, variando a relação C/N. A melhor relação C/N encontrada foi de 4,2, onde a

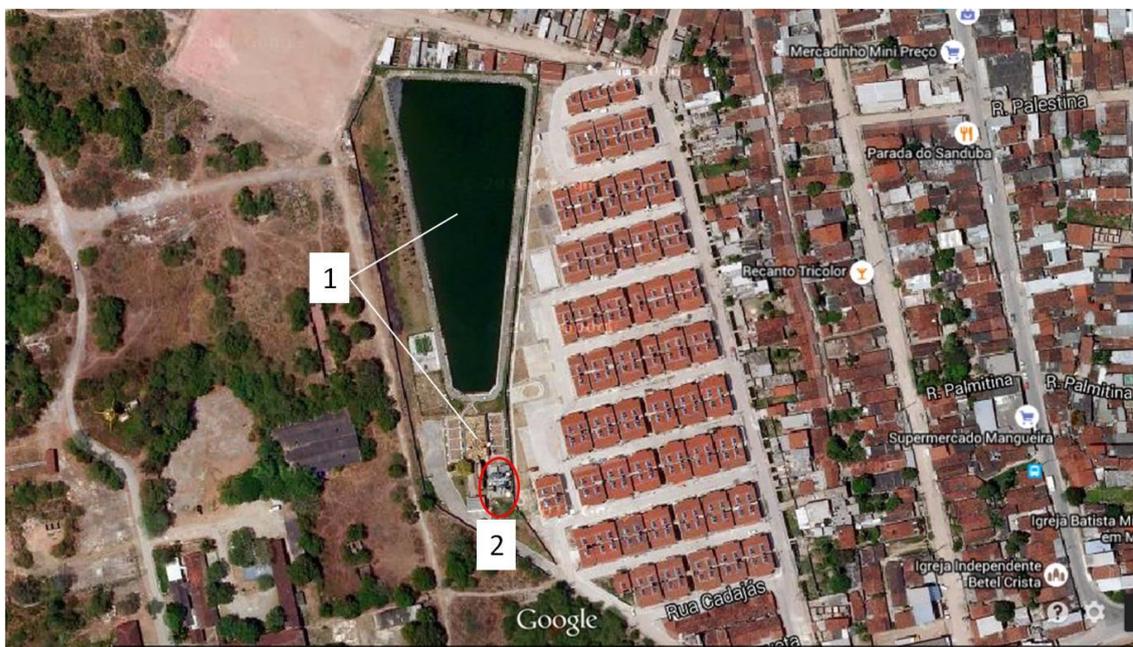
concentração de N-NO_3^- foi reduzida de 53 mg.L^{-1} para $1,7 \text{ mg.L}^{-1}$, sendo a taxa de desnitrificação máxima de $17,7 \pm 1,4 \text{ gN/m}^2\text{.d}$.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Os experimentos foram desenvolvidos na área experimental mantida pelo Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA), da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), na estação de tratamento de esgotos da Mangueira (ETE Mangueira), situada na Região Metropolitana do Recife. A ETE Mangueira foi projetada para atender uma população de 18.000 habitantes e o sistema de tratamento é composto por grades de barras e caixa de areia para tratamento preliminar, oito reatores UASB operando em paralelo, seguido de lagoa de polimento como pós-tratamento (Figura 6). A vazão média e máxima horária da ETE Mangueira é de 31 e 51 L/s, respectivamente.

O presente trabalho é parte integrante da Rede Nacional de Tratamento de Esgotos Descentralizado (RenTED) que tem como objetivo geral desenvolver sistemas locais e descentralizados de manejo de águas residuárias de origem doméstica.

Figura 6: Foto aérea da ETE Mangueira e área experimental do LSA/UFPE. (1) ETE Mangueira (Reator UASB e lagoa de polimento) e (2) Área Experimental LSA/UFPE.



Fonte: Google maps

4.1 Caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema

A primeira etapa do trabalho consistiu na caracterização do esgoto bruto da ETE Mangueira utilizado como afluente dos reatores compartimentados. A caracterização foi realizada no período de agosto de 2012 a julho de 2013, totalizando 33 coletas. Os parâmetros utilizados para a caracterização do esgoto bruto da ETE Mangueira foram: temperatura, pH, condutividade elétrica, alcalinidade total e bicarbonato, sólidos totais e suspensos, DBO bruta e filtrada, DQO bruta e filtrada, nitrogênio NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato. As amostras foram coletadas semanalmente e as análises realizadas segundo o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2012).

Dois perfis temporais foram realizados (período chuvoso e seco), quando amostras do esgoto bruto foram coletadas a cada 2 horas, entre as 8 e 18h. Para a caracterização temporal foram realizados os parâmetros de temperatura, pH, alcalinidade total e bicarbonato, DQO bruta e filtrada, nitrogênio NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato.

4.2 Reator compartimentado anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida

O sistema de tratamento empregado para a remoção de matéria orgânica e para a conversão da matéria nitrogenada foram dois reatores verticais compartimentados, construídos em tubo PVC tipo comercial fofo com diâmetro de 0,40 m, altura útil de 3,10 m e volume total de 390 litros, cada. Os reatores possuíram configuração idêntica e foram operados em paralelo com diferentes condições operacionais.

O leito de cada reator foi dividido em dois compartimentos de volumes diferentes, separados por placas perfuradas de aço inox. O primeiro compartimento era anaeróbio/anóxico, com altura de 0,7 m e volume de 90 L, para remoção de matéria orgânica. O segundo compartimento aeróbio, com altura de 2,20 m e volume de 300 L, com a finalidade de prover a nitrificação. O efluente nitrificado foi recirculado para o compartimento anaeróbio a fim de promover a desnitrificação, utilizando o próprio esgoto bruto como doador de elétrons. Duas torneiras de 2 polegadas foram colocadas na saída dos compartimentos aeróbios para a amostragem do biofilme no meio suporte. A Figura 7 apresenta as etapas de construção e montagem dos reatores compartimentados.

Figura 7: Construção e montagem dos reatores compartimentados.



Figura 8: Representação esquemática dos reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida.

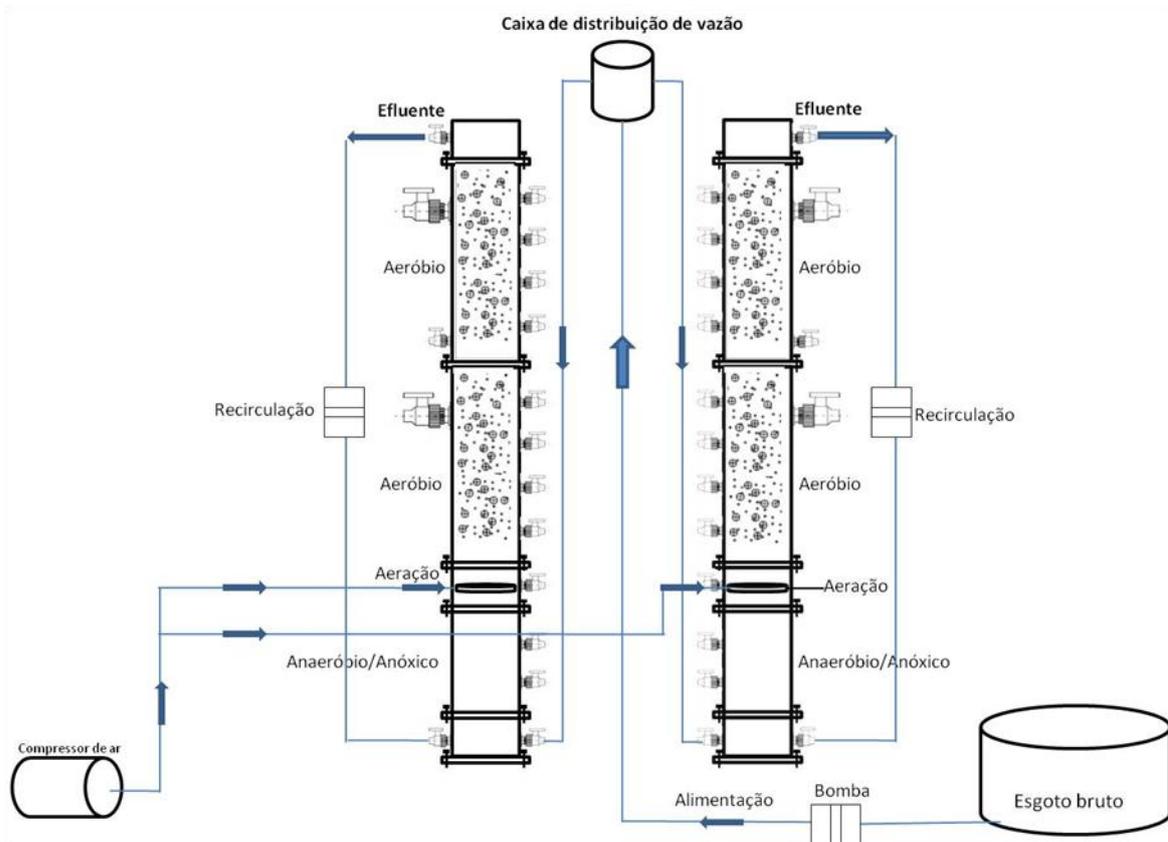


Figura 9: Reator compartimentado anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida.



4.2.1 Meio suporte

O meio suporte móvel utilizado para o preenchimento do compartimento aeróbio foi o tipo K3 da AnoxKaldnes®, gentilmente doado pela empresa Veolia. O meio suporte móvel AnoxKaldnes®, também conhecido comercialmente como biomedias, é feito de polietileno com densidade de $0,95 \text{ g/cm}^3$, possui forma cilíndrica de 25 mm de diâmetro e 12 mm de altura, dotado de cavidades para maximizar o crescimento do biofilme, protegendo-o da força de cisalhamento e ranhuras no exterior (Figura 10). As características do meio suporte utilizados na pesquisa são apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2: Características do meio suporte móvel tipo K3 da AnoxKaldnes®.

Características	Meio suporte tipo K3 da AnoxKaldnes®
Diâmetro nominal (mm)	25
Comprimento nominal (mm)	12
Densidade aparente (kg/m^3)	100
Área específica superficial (m^2/m^3)*	500
Área específica superficial a 60% de enchimento (m^2/m^3)**	300
Área específica superficial a 55% de enchimento (m^2/m^3 ***)	275

* área total disponível para a adesão microbiana/volume de reator, completamente preenchido com o meio suporte (leito fixo).

** área total disponível para adesão microbiana (60% do leito)/volume do reator.

*** razão de recheio utilizada na presente pesquisa

Fonte: <http://www.anoxkaldnes.com>

Figura 10: Meio suporte móvel tipo K3 da AnoxKaldnes®



O compartimento aeróbio operou como reator MBBR com uma razão de recheio, ou seja, a razão entre o volume ocupado pelos suportes e o volume total do reator (V_S/V_R), de 0,55. Rusten et al. (2006) e Salvetti et al. (2006) recomendam razão de recheio inferior a 0,70, de modo a permitir boas condições de mistura, e propiciar boa movimentação dos suportes, evitando problemas de hidrodinâmica do reator, que por sua vez pode causar problema decisivo na espessura do biofilme. Os compartimentos não foram inoculados, sendo o próprio esgoto doméstico utilizado como fonte de micro-organismos para aderência no meio suporte.

4.2.2 Sistema de aeração

O sistema de aeração empregado no compartimento aeróbio foi por ar difuso, devido à elevada eficiência e ao baixo custo de operação, podendo chegar a uma economia energética de 60% quando comparado com aeradores mecânicos. Para a aeração do compartimento aeróbio foi utilizado o difusor de ar de bolha fina, modelo HD $\Phi 270$ mm, gentilmente doado pela empresa B&F Dias. O difusor de ar empregado foi de bolha fina, com membrana feita de EPDM (ethylene propylene diene monomer (M-class) rubber e silicone, que proporciona elevada eficiência na transferência de oxigênio. A vazão de ar mínima e máxima para o modelo aplicado foi de 0,040 e 0,201 m^3/mim , respectivamente (Figura 11).

Figura 11: Difusor de ar de bolha fina utilizado no compartimento aeróbio.



Para a geração de ar foi utilizado o compressor de pistão da marca Schulz, modelo CSL 10 BR/100L, com deslocamento teórico de 283 L/mim, pressão máxima de 140 lbf/pol² e motor de 2 HP. Para evitar a contaminação do ar com partículas sólidas, aerossóis e subprodutos da queima do óleo do compressor, foi instalado um conjunto de filtros de ar tipo coalescente, composto de quatro elementos filtrantes, sendo eles: polietileno de 5 μm , coalescente grau F,

coalescente grau U e adsorvente de carvão ativado. A medição da vazão do ar foi realizada a partir um rotômetro da marca Dywer, modelo RMA 23-SSV, instalado após o sistema de filtração de ar (Figura 12).

Figura 12: Sistema de aeração empregado na pesquisa. (a) Compressor de pistão de 2 HP; (b) Conjunto de filtros de ar coalescente seguido de rotômetro.



(a)



(b)

4.2.3 Condições Operacionais

Os reatores compartimentados foram alimentados com esgoto doméstico após tratamento preliminar, através de caixa de areia para retirada dos sólidos inertes. Para a alimentação dos reatores foram utilizadas bombas centrifugas da marca Schneider, modelo BCR 2000 e potência de $\frac{1}{2}$ CV. O esgoto bruto era bombeado para a caixa de distribuição de vazão que alimentava os reatores por gravidade.

Na Tabela 3 são apresentadas as condições operacionais e as etapas do experimento.

Tabela 3: Condições operacionais dos reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida.

Fases	Reator compartimentado 1		Reator compartimentado 2	
	TDH (h)	Recirculação (r)	TDH (h)	Recirculação (r)
1 (anaeróbio/aeróbio)	12	0	12	0
2 (anaeróbio/aeróbio/anóxico)	12	1,5	12	3,0
3 (anaeróbio/aeróbio/anóxico)	10	1,5	10	3,0
4 (anaeróbio/aeróbio/anóxico)	8	1,5	8	3,0

Na Fase 1, os reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio foram operados com tempo de detenção hidráulico de 12 horas, sem recirculação. Após a estabilização do sistema, foi aplicada a recirculação do efluente do reator para o compartimento anaeróbio. Nas Fases 2, 3 e 4, os reatores compartimentados operaram com tempo de detenção hidráulico de 12, 10 e 8h, respectivamente, sendo aplicado uma taxa de recirculação de 1,5 para o reator compartimentado 1 e de 3,0 para o reator compartimentado 2.

4.2.4 Monitoramento

O monitoramento dos reatores teve início em agosto de 2013 e foi operado até fevereiro de 2015, totalizando 565 dias de experimento. As coletas foram realizadas duas vezes por semana no afluente e efluente de cada compartimento do reator. Os ensaios foram realizados *in loco* e no Laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade Federal de Pernambuco. Os parâmetros físico-químicos utilizados no monitoramento dos reatores compartimentados foram realizados segundo o Standard Methods (APHA, 2012), conforme a Tabela 4.

Tabela 4: Metodologias das análises utilizadas na pesquisa.

Parâmetro	Metodologia	Frequência
Vazão	Medição direta (volume x tempo)	2 x semana
Temperatura	Potenciométrico	2 x semana
pH	Potenciométrico	2 x semana
Potencial redox	Potenciométrico	2 x semana
Oxigênio dissolvido	Eletrométrico	2 x semana
DQO total	Espectrofotométrico	2 x semana
DQO filtrada (1,2 µm)	Espectrofotométrico	2 x semana
Alcalinidade total e bicarbonato	Potenciométrico	2 x semana
Série de sólidos	Gravimétrico	1 x semana
NTK	Macro-Kjedhal	2 x semana
Nitrogênio amoniacal	Titulométrico	2 x semana
Nitrito	Cromatografia de íons	2 x semana
Nitrato	Cromatografia de íons	2 x semana

Os parâmetros de temperatura, pH, condutividade, oxigênio dissolvido e potencial redox foram determinados a partir de sondas específicas acopladas ao multiparâmetro Hach HQ40D.

As amostras de DQO foram digeridas no COD reactor da Hach. Para a determinação das frações de DQO foram utilizadas as seguintes notações: DQO total (amostra sem qualquer filtração) e DQO filtrada (amostra filtrada em membrana de 1,2 µm).

O NTK foi determinado por digestão a 350°C (Tecnal 015/50), destilado (Tecnal TE-036/1) e titulado com ácido sulfúrico 0,02 N. O nitrogênio amoniacal foi determinado por destilação (Tecnal TE-036/1) e titulado com ácido sulfúrico 0,02 N. Nitrito e nitrato foram determinados por cromatografia de íons através do equipamento ICS 2100 da Dionex com amostrador automático AS-DV.

4.3 Diversidade Microbiana

O uso de técnicas de Biologia Molecular de extração por PCR (Polymerase Chain Reaction), seguido de DGGE (eletroforese em gel com gradiente desnaturante) foram utilizados para caracterizar e avaliar o desenvolvimento das populações microbianas presentes na biomassa nitrificante e desnitrificante.

Amostras do lodo em suspensão e o lodo aderido ao meio suporte foram coletados no final das fases 1, 2 e 4 e preservados a -4°C , até serem realizados os procedimentos de extração e amplificação do DNAr.

4.3.1 Extração do DNAr e Amplificação por PCR

A extração do DNA foi realizada a partir do Kit comercial Power Soil™ DNA Isolation Kit MO BIO laboratórios, seguindo as recomendações do fabricante. Alíquotas de 100 mL de amostras foram inicialmente filtradas em membrana de $0,22\ \mu\text{m}$ (filtro de membrana de mistura de ésteres), com a finalidade de reter os microrganismos. Após a filtração, a membrana foi recortada em pequenas partes e colocadas nos tubos *PowerBead* para o início da extração do DNA.

A concentração final do DNAr foi obtida utilizando $1\ \mu\text{L}$ da amostra no espectrofotômetro Nanodrop 2000 da Thermo Scientific. Após a quantificação do DNAr, o mesmo foi conservado a uma temperatura de -20°C , até uso posterior.

Para a amplificação do RNAr 16S de *Bacteria* e *Archaea* foram utilizados os primers universais listados na Tabela 5.

Tabela 5: *Primers* específicos para a amplificação de genes RNAr 16S de *Bacteria*, *bactéria oxidante de amônio*, *bactéria desnitrificante*, *Anammox* e *Archaea*.

Primers	Sequência do primer (5'-3')	Referências
<i>Bactéria</i>		
BAC 968F	5'-AACGCGAAGAACCTTAC-3'	Heuer & Smalla (1997)
BAC 1392R	5'-ACGGGCGGTGTGTRC-3'	Brosius et al. (1981)
<i>Bactéria oxidante de amônia</i>		
NSO 190F	5'-GGAGAAAAGCAGGGGATCG-3'	Hikuma <i>et al.</i> , (2002)
NSO 1225R	5'-CGCCATTGTATTACGTGTGA-3'	
<i>Bactéria desnitrificante</i>		
nirS 2F	5'TACCACCCCGAGCCGCGCGT3'	Nittami <i>et al.</i> , (2003)
nirS 3R	5'-GCCGCCGTCGTGAAGGAA-3'	
<i>Anammox</i>		
AMX368F	5'CCTTTCGGGCATTGCGAA3'	Wang <i>et al.</i> , (2013)
AMX820R	5'-AAAACCCCTCTACTTAGTGCCC-3'	
<i>Archaea</i>		
1100 F	5'-AACCGTCGACAGTCAGGYAACGAGCGAG-3'	Kudo Y. et al. (1997)
1400 R	5'-CGGCGAATTTCGTGCAAGGAGCAGGGAC-3'	

A mistura para a ampliação das bactérias continha tampão (buffer 10X) da enzima *Taq* polimerase 1X, MgCl₂ 50 mM, desoxirribonucleotídeos trifosfatados 10 mM cada, *primers* 5,0 μM cada e 1 μL do DNA alvo. A reação se iniciou com um período de desnaturação de 4 min a 94°C, seguido por 34 ciclos de 55°C por 30s e extensão final a 68°C por 12 min, e então mantido a 4°C, em termociclador modelo MyCycler Thermal Cycler (Bio-Rad Laboratories, Califórnia - EUA).

A amplificação do DNA para *Archaea* foi realizada com tampão (buffer 10X) da enzima *Taq* polimerase 1X, MgCl₂ 50 mM, desoxirribonucleotídeos trifosfatados 10 mM cada, *primers* 5 μM cada e 1 μL do DNA alvo. A PCR foi realizada no mesmo termociclador citado acima, com desnaturação do DNA a 94°C por 4 min, seguido por 34 ciclos a 55°C por 30s e extensão final a 68°C por 12 min. Os produtos finais da PCR foram visualizados sob luz UVP

(transiluminador UVP de luz ultravioleta) em gel de agarose 1,8% após tratamento com brometo de etídio (1 µg/mL).

4.3.2 Eletroforese em gel com gradiente de desnaturação (DGGE)

A técnica de DGGE envolve a extração dos ácidos nucleicos e amplificação de sequências específicas por PCR, geralmente todo ou parte do 16S rRNA. A análise dos fragmentos de DNA foi realizada em géis de eletroforese, que fornecem informação sobre o perfil de bandas amplificadas, que podem ser isoladas e sequenciadas posteriormente.

Segundo Sanz e Kochling (2007), o DGGE é uma técnica muito apropriada não somente para caracterizar comunidades complexas, como também monitorar bactérias a partir de amostras ambientais e acompanhar a dinâmica de populações específicas em função de variações ambientais ou das condições operacionais de um sistema.

A eletroforese em gel de gradiente desnaturante (DGGE) foi realizada em aparelho D-Code (Bio-Rad Laboratories, Califórnia, EUA) com algumas modificações do método proposto por Muyzer et al. (1993). Os produtos de PCR correram em gel de poliacrilamida 8% (peso/volume), em TAE 1X (Tris-Cl 20 mM, acetato 10 mM, Na₂EDTA 0,5 mM) usando gradientes desnaturantes variando de 40 a 60% (para as bactérias), ou 35 a 65% (para Archaea) (onde 100% desnaturante contém 7 M de ureia e formamida a 40%). A eletroforese foi realizada em tensão de 250 V por 5 h. O tampão de eletroforese (TAE 1X) foi mantido a 60°C. Os géis foram corados com brometo de etídio (0,5 µg/mL), visualizados em um transiluminador UVP de luz ultravioleta UV. As imagens dos géis foram registradas por um sistema de captura de imagem L – PIX – ST Loccus do Brasil. Os marcadores de peso molecular utilizados foram 1 kb plus DNA ladder para a extração do DNA e 100 pb DNA ladder para PCR.

Os padrões de bandas de DGGE obtidos foram marcados manualmente, independentemente da intensidade, pela presença (1) ou ausência (0) de bandas, de forma a gerar matrizes binárias. As melhores bandas foram recortadas e colocadas em tubos de eppendorf com 50 µL de água ultra limpa (mili-q). Em seguida, os tubos de eppendorf com as bandas foram colocados em banho-maria à temperatura de 50°C durante 40 minutos, para posteriormente serem reamplificadas e enviadas para o sequenciamento.

4.4 Análise de confiabilidade da tecnologia de tratamento

A confiabilidade de um sistema é a probabilidade de se obter um desempenho adequado, por um período específico de tempo, sob determinadas condições. Em termos de desempenho de uma ETE, a confiabilidade é a porcentagem de tempo em que se consegue cumprir os padrões de lançamento de efluentes. Devido às variações na qualidade do efluente tratado, o sistema de tratamento deve ser projetado para produzir um efluente com concentração média abaixo dos padrões de lançamento (OLIVEIRA e VON SPERLING, 2008).

Niku *et al.* (1979) desenvolveram um método que relaciona a concentração média do constituinte com os valores limites a serem cumpridos, baseando-se em análises probabilísticas. Assim, pode-se determinar uma concentração média que garanta que a concentração do efluente estará abaixo de certo valor, com um determinado nível de confiabilidade.

Este método foi utilizado neste trabalho, para determinar os coeficientes de confiabilidade do reator compartimentado anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida, estimando assim a confiabilidade da tecnologia de tratamento em estudo. Esse coeficiente de confiabilidade tem sido empregado e recomendado por vários autores para avaliação de processos de tratamento (NAVAL E WANDERLEY, 2000, METCALF & EDDY, 2003).

4.4.1 Cálculo do percentual de atendimento aos padrões de lançamento

O cálculo do percentual de atendimento aos padrões de lançamento foi realizado com os parâmetros de DQO filtrada, SST, nitrogênio amoniacal e eficiência de remoção de matéria orgânica, a partir de metas previamente adotadas para o efluente. As metas adotadas seguiram valores das legislações estaduais brasileiras, conforme apresentado nas Tabelas 6 e 7.

Tabela 6: Metas adotadas como padrões de lançamento para os parâmetros estudados.

Parâmetros estudados	Meta adotada	Legislações de referência
DQO filtrada	90 mg.L ⁻¹	Minas Gerais (1986)
SST	60 mg.L ⁻¹	Minas Gerais (1986)
Nitrogênio amoniacal	20 mg.L ⁻¹	CONAMA 430/2011*

*Para nitrogênio amoniacal foi adotada a meta de 20 mg.L⁻¹, embora a legislação CONAMA 430/2011, na seção III, artigo 21, não exija padrão de lançamento de efluente para nitrogênio amoniacal de efluentes oriundos de sistemas de tratamento de esgotos.

As metas adotadas de atendimento aos padrões de lançamento em relação à eficiência mínima de remoção de matéria orgânica foram baseadas na norma técnica de controle de carga orgânica não industrial da CRPH nº 2.002. Esta norma é aplicável às atividades não industriais, como: loteamento, edificações, residências multifamiliares, condomínios, hospitais, hotéis, restaurantes, portos, aeroportos, estações de tratamento de esgoto e emissários, outras atividades de comércio e serviços que geram esgotos sanitários e demais despejos contendo matéria orgânica biodegradável. Segundo a norma técnica da CRPH, a carga orgânica antes de ser lançada no corpo receptor, deverá apresentar um nível de remoção em função da carga orgânica bruta, conforme apresentado na Tabela 8.

Tabela 7: Eficiência mínima de remoção de matéria orgânica em função da carga orgânica bruta aplicada.

Carga Orgânica Bruta (C) (Kg DBO/dia)	Eficiência Mínima de Remoção de matéria orgânica (%)
$C \leq 2$	40
$2 < C \leq 6$	70
$6 < C \leq 50$	80
$C > 50$	90

Fonte: Norma técnica de controle de carga orgânica não industrial da CRPH nº 2.002

Tabela 8: Metas adotadas como padrões de lançamento utilizando como parâmetro a eficiência mínima de remoção de matéria orgânica.

Metas adotadas	Eficiência mínima de remoção de matéria orgânica	Legislação de referência
Meta 1	40 %	Pernambuco – CPRH (2000)
Meta 2	70 %	
Meta 3	80 %	

Para cada uma das fases operacionais, foi calculado, a partir da distribuição de frequência, o percentual de dados de concentração do efluente que se encontraram dentro do padrão de lançamento (meta adotada).

4.4.2 Cálculo dos coeficientes de confiabilidade (CDC) e das concentrações médias para atendimento as metas de lançamento

A equação de confiabilidade apresentada por Niku *et al.* (1979) permite estimar a confiabilidade das estações de tratamento, isto é, a fração de tempo que o efluente não excede o padrão de referência previamente fixado.

O coeficiente de confiabilidade relaciona valores das concentrações médias ao padrão de lançamento a ser alcançado em uma base probabilística. Por exemplo, se um padrão de 60 mg.L⁻¹ deve ser cumprido em 90% do tempo, a ETE deve ser projetada e/ou operada para gerar um efluente com concentração média (m_x), de forma a atender o padrão de lançamento determinado ou a meta adotada, mesmo com variabilidade operacional.

Os coeficientes de confiabilidade foram calculados segundo a metodologia apresentada por Niku *et al.* (1979). A primeira etapa consistiu em determinar o coeficiente de variação (CV) dos parâmetros (Equação 15), e calcular o $Z_{1-\alpha}$ para os níveis de confiabilidade de 40, 50, 60, 70, 80, 90, 95 e 99% (Equação 16).

O coeficiente de variação foi obtido a partir da divisão do desvio padrão pela média da distribuição.

$$CV = \sigma_x / \mu_x \quad (\text{Equação 15})$$

Onde:

σ_x = desvio padrão

μ_x = média da distribuição

A variável normal central reduzida ($Z_{1-\alpha}$) foi calculada através da equação (4.2):

$$Z_{\alpha-1} = \frac{\ln X_s - \left[\ln \mu_x - \frac{1}{2} \ln(1 + CV_x^2) \right]}{\sqrt{\ln(1 + CV_x^2)}} \quad (\text{Equação 16})$$

Na etapa seguinte, os coeficientes de confiabilidade foram calculados, através da equação (Equação 17), para os parâmetros estudados.

$$CDC = \sqrt{CV^2 + 1} \cdot \exp \left[-Z_{1-\alpha} \sqrt{\ln(CV^2 + 1)} \right] \quad (\text{Equação 17})$$

Onde:

CDC = coeficiente de confiabilidade

CV = coeficiente de variação

$Z_{1-\alpha}$ = variável normal central reduzida correspondente à probabilidade de não excedência ($1-\alpha$)

Com os valores dos coeficientes de confiabilidade obtidos, foi possível a determinação de valores de projetos e/ou operação necessários para que o efluente atinja as metas adotadas utilizando a equação (Equação 18).

$$m_x = (CDC) \cdot X_s \quad (\text{Equação 18})$$

Onde:

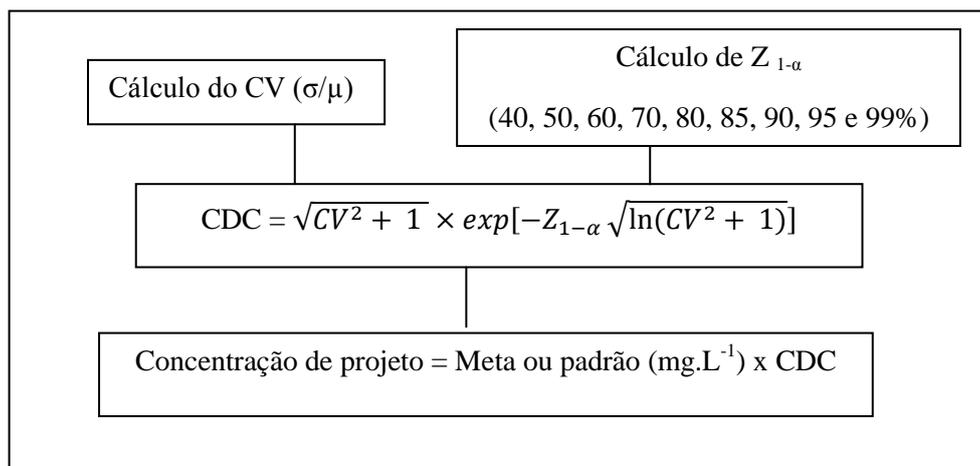
m_x = concentração média do constituinte;

CDC = coeficiente de confiabilidade;

X_s = meta ou padrão fixado por legislação

A Figura 13 apresenta resumidamente as etapas de cálculo para a análise de confiabilidade do sistema de tratamento em estudo.

Figura 13: Etapas de cálculo para a análise de confiabilidade. (Adaptado de Oliveira e von Sperling, 2008)



4.5 Estudo de Viabilidade Econômica

O estudo de viabilidade econômica foi realizado em parceria com a Prof^a. Dra. Josete Florêncio (Depto Administração/UFPE) e Maria Caroline Carneiro, aluna de mestrado em Administração (UFPE).

A análise econômica do sistema de tratamento em estudo foi realizada a partir de fluxo de caixa incremental descontado a partir do Valor Presente Líquido (VPL), do Valor Presente de Custo (VPC), do Custo Anual Equivalente Uniforme (CAEU) e da análise de sensibilidade.

A análise econômica foi realizada para o reator compartimentado em escala piloto, com uma população de atendimento equivalente a 10 habitantes, considerando as seguintes hipóteses:

- **Quanto ao efluente final:**
 - Sem opção de reúso (SR): o efluente tratado seria destinado ao corpo receptor;
 - Com opção de reúso (R): o efluente tratado seria utilizado na limpeza das áreas externas e irrigação de jardins do conjunto habitacional;

- **Quanto ao Investimento Inicial:**

- Com Investimento Inicial dos reatores (II): considera a construção e instalação dos reatores em conjuntos habitacionais já construídos;
- Sem investimento Inicial dos reatores (SII): considera o custo de construção e instalação dos reatores incluído na construção do empreendimento habitacional.

Nesse contexto, quatro cenários foram montados para a avaliação econômica:

1. Com Investimento Inicial (II) e sem reúso (SR);
2. Com Investimento Inicial (II) e com reúso (R);
3. Sem Investimento Inicial (SII) e sem reúso (SR);
4. Sem Investimento Inicial (SII) e com reúso (R).

4.5.1 Análise econômica do reator compartimentado anaeróbio-aeróbio em escala piloto

4.5.1.1 Fluxo de caixa

O fluxo de caixa foi elaborado com os dados de construção e operação de um reator, expresso pelas entradas e saídas de recursos. As seguintes variáveis foram consideradas: investimento inicial e entradas de caixa operacionais composto pelo horizonte de planejamento, receita, custo fixo e taxa de depreciação.

Investimento Inicial

O investimento inicial do sistema de tratamento em estudo foi composto pelo custo dos materiais de construção do equipamento, custo de instalação e montagem e custo dos equipamentos elétricos (bombas e compressores). O custo do terreno foi considerado implícito no custo da moradia, não contemplado nesta pesquisa. A vida útil de projeto adotada foi de 20 anos.

Receitas

As receitas ou entradas de caixas utilizadas na elaboração do fluxo de caixa foram a redução na despesa de água tratada, uma vez que o efluente tratado poderá ser utilizado na limpeza de áreas externas e irrigação de jardins e a economia da taxa de esgoto. A receita foi baseada na tarifa social da Companhia de água e esgoto estadual (COMPESA) e no valor da taxa de

esgoto, equivalente a 100% da tarifa de água, conforme Resolução da Agência de Regulação do estado de Pernambuco (ARPE) nº 89/2014.

Custos fixos

Os custos fixos adotados foram o custo de operação do sistema de tratamento referente ao custo da energia elétrica e os custos de manutenção preventiva dos equipamentos elétricos, como bombas e compressores. Para a energia elétrica, a base de cálculo utilizada foi a tarifa da energia elétrica da Companhia Energética de Pernambuco (Celpe) para classe residencial convencional de baixa tensão/renda (B1) com consumo acima de 220 kWh. Nos custos fixos também foi inserido a despesa de substituição das bombas e compressores a cada 5 anos, totalizando três trocas durante a vida útil do projeto (ano 5, ano 10 e ano 15). Esse critério foi embasado na Norma de Execução nº 06, publicada no Diário Oficial da União de 30 de dezembro de 1993 que determina a depreciação de equipamentos elétricos e hidráulicos em 20% ao ano.

Taxa de depreciação

A taxa de depreciação do reator foi mensurada a partir do investimento inicial (materiais de construção e serviço de instalação e montagem) dividido pela vida útil do projeto. Para os equipamentos elétricos foi adotada a taxa de depreciação de 20% ao ano, conforme Norma de Execução nº 06, publicada no Diário Oficial da União de 30 de dezembro de 1993 que determina a depreciação de equipamentos elétricos e hidráulicos.

Reajustes

O fluxo de caixa foi reajustado de acordo com o índice de inflação IGP-M divulgada pelo Banco Central do Brasil através do Sistema de Expectativas do Mercado (PORTAL BRASIL, 2015). Após o período de previsão utilizado pelo IGP-M, o fluxo de caixa foi reajustado considerando a taxa flat.

Após a montagem do fluxo de caixa, foram aplicados métodos de avaliação de investimento para determinar a viabilidade econômica do sistema de tratamento proposto. Os métodos empregados foram o de Valor Presente Líquido (VPL), Valor Presente de Custo (VPC), Custo Anual Uniforme Equivalente (CAUE) e análise de sensibilidade.

4.5.1.2 Valor Presente Líquido (VPL)

O Valor Presente Líquido (VPL) de um projeto de investimento pode ser definido como a soma algébrica dos valores descontados do fluxo de caixa a ele associado. O método consiste em calcular o valor presente líquido do fluxo de caixa (saldo das entradas e saídas de caixa) do investimento a partir da taxa de atratividade (GITMAN, 2002). O método do VPL é considerado uma técnica sofisticada de análise de orçamentos de capital, pois leva em consideração o valor temporal dos recursos financeiros. A viabilidade econômica de um projeto analisado pelo método do VPL é indicada pela diferença positiva entre receitas e custos, atualizados a determinada taxa de juros (REZENDE & OLIVEIRA, 1993). O custo de capital ou a taxa mínima de atratividade adotada para o projeto foi de 12 %, adotada como padrão para os estudos de viabilidade econômica da rede de pesquisa RENTED, a qual o projeto está inserido. O cálculo do VPL foi obtido pela equação 19.

$$VPL = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} - FC_0 \quad (\text{Equação 19})$$

Onde:

VPL = Valor Presente Líquido

FCj = fluxo de caixa no período j

i = custo de capital

j = prazo

4.5.1.3 Valor Presente de Custo (VPC)

Para o presente estudo, as entradas de caixa foram negativas, mesmo considerando a opção de reúso do efluente tratado e a economia da taxa de esgoto. Desta forma, a análise econômica foi realizada a partir do Valor Presente de Custo (VPC), utilizando a equação 20.

$$VPC = \sum_{j=0}^n C_j(1+i)^{-j} \quad (\text{Equação 20})$$

Onde:

VPC = valor presente de custo

Cj = valor dos custos.

i = taxa de juros.

J= período em que as receitas ou os custos ocorrem.
n = número de períodos ou duração do projeto.

4.5.1.4 Custo Anual Equivalente Uniforme (CAUE)

O Custo Anual Equivalente Uniforme (CAUE) permite a comparação entre dois ou mais investimentos apresentando o mais baixo custo anual, corrigido ao fator tempo. Esse método procura encontrar uma série anual uniforme equivalente de um fluxo de caixa do investimento, considerando uma taxa mínima de atratividade (Equação 21).

$$CAUE = \frac{VPC_t}{\left[\frac{i_r \cdot (1+i_r)^t}{(1+i_r)^t - 1} \right]} \quad (\text{Equação 21})$$

Onde:

CAUE = Custo anual Equivalente Uniforme

VPC = Valor Presente de Custo

i_r = taxa mínima de atratividade

t = período de tempo de 20 anos referente a vida útil do projeto

4.5.1.5 Análise de Sensibilidade

A análise de sensibilidade foi realizada com o objetivo de determinar os parâmetros mais importantes do projeto, bem como aqueles capazes de influenciar fortemente os resultados dos indicadores financeiros tradicionais. Os parâmetros financeiros considerados para a análise de sensibilidade foram o custo de capital avaliado pelo VPC e pelo CAUE.

A variável de custo de capital foi analisada num intervalo de taxa de juros, a partir da série histórica da Selic, variando de 7% a 22% a.a., em intervalos de 0,5 pontos percentuais. Posteriormente, o VPC e o CAUE foram calculados para cada percentual com o intuito de indicar a sensibilidade dos mesmos a estas mudanças.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção serão apresentados inicialmente os resultados de caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema de tratamento. Na segunda seção, os resultados do reator compartimentado anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida serão discutidos nas condições relatadas na metodologia e os resultados de biologia molecular. Na terceira seção serão apresentados os resultados da análise de confiabilidade da tecnologia de tratamento em estudo e na última seção será apresentado o estudo de viabilidade econômica para o sistema de tratamento.

5.1 Caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema

O esgoto bruto utilizado como afluente dos reatores compartimentados foi proveniente da ETE Mangueira após o tratamento preliminar de grades de barras e caixa de areia. A caracterização foi realizada a partir de 33 coletas e os parâmetros utilizados foram: temperatura, pH, condutividade elétrica, alcalinidade total e bicarbonato, sólidos totais e suspensos, DBO bruta e filtrada, DQO bruta e filtrada, nitrogênio NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato.

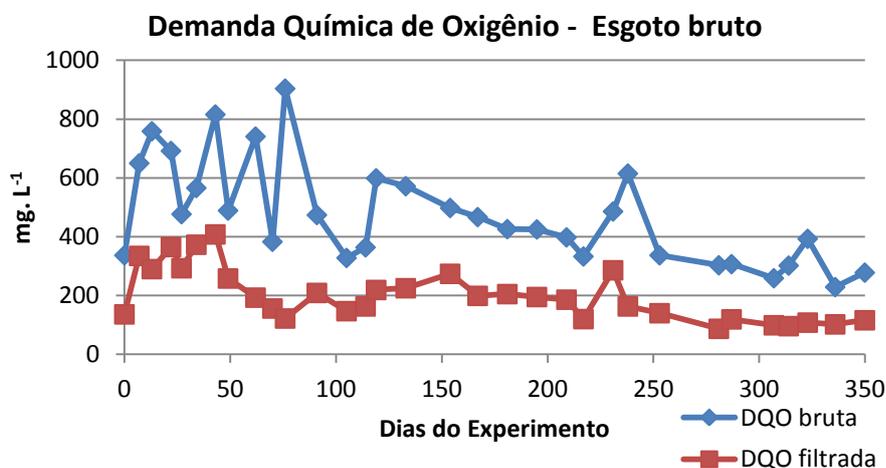
A Tabela 9 mostra os valores mínimos, médios e máximos obtidos na caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema de tratamento. As Figuras de 15 a 19 apresentam as concentrações dos parâmetros de DQO bruta, DQO filtrada, N-NTK, nitrogênio amoniacal, sólidos e alcalinidades ao longo de 350 dias de caracterização.

A temperatura e pH afluente apresentaram valores estáveis não havendo variação significativa ao longo do período monitorado. Os valores médios de foram de $29,3 \pm 2,4^{\circ}\text{C}$ e $7,3 \pm 0,3$, respectivamente (Tabela 9). A baixa amplitude térmica do esgoto bruto é relevante no tratamento biológico, uma vez que as bactérias nitrificantes são sensíveis a mudanças bruscas de temperatura e podem reduzir sua capacidade de nitrificação (SURAMPALLI et al, 1997; LOUZEIRO et al., 2002). Segundo Metcalf & Eddy (2003), as melhores eficiências de nitrificação são obtidas numa faixa de pH entre 6,5 e 8,0 e definem a proporção dos compostos nitrogenados e suas formas ionizadas, como por exemplo, na relação amônio/amônia e nitrito/ácido nitroso.

Tabela 9: Valores mínimos, médios e máximos obtidos na caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema de tratamento.

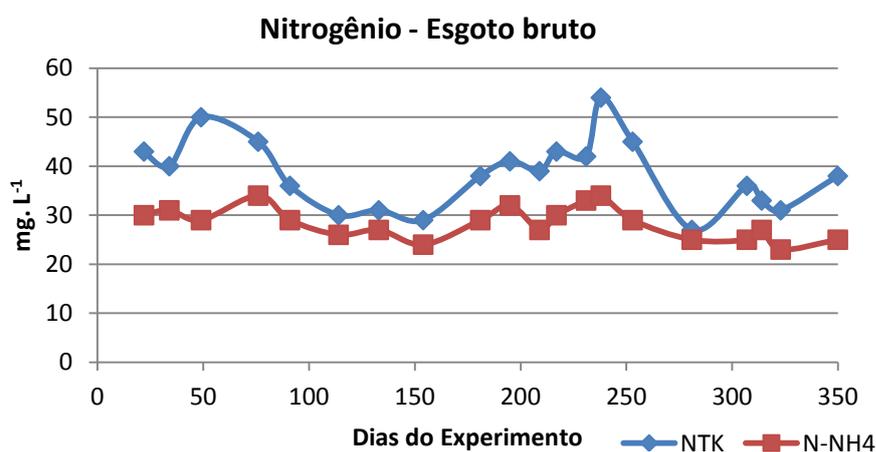
Parâmetro	Unidade	N	Mínimo	Médio	Máximo	Desvio padrão
Temperatura	°C	33	22,2	29,3	32,4	2,4
pH		33	6,9	7,3	7,9	0,2
Condutividade	uS/cm	25	568	716	963	99
Alcalinidade parcial (AP)	mg.L ⁻¹	33	105	163	240	33
Alcalinidade total (AT)	mg.L ⁻¹	33	156	220	310	40
Relação AP/AT	---	33	0,64	0,74	1,36	0,12
Sólidos Totais	mg.L ⁻¹	21	328	649	901	144
Sólidos Totais Fixos	mg.L ⁻¹	22	78	399	593	132
Sólidos Totais Voláteis	mg.L ⁻¹	21	91	239	447	90
Sólidos Suspensos Totais	mg.L ⁻¹	19	68	171	424	78
Sólidos Suspensos Fixos	mg.L ⁻¹	19	4	62	262	65
Sólidos Susp. Voláteis	mg.L ⁻¹	19	46	109	178	36
DBO bruta	mg.L ⁻¹	21	200	316	600	91
DBO filtrada	mg.L ⁻¹	21	65	120	180	28
Relação DBO filt/br	---	21	0,20	0,40	0,80	0,14
DQO bruta	mg.L ⁻¹	32	229	475	904	174
DQO filtrada	mg.L ⁻¹	32	87	200	408	89
Relação DQO filt/br	---	32	0,13	0,42	0,66	0,11
N-NTK	mg.L ⁻¹	32	27	40	54	7
N-NH ₄ ⁺	mg.L ⁻¹	32	23	28	34	3
N-NO ₂ ⁻	mg.L ⁻¹	32	0	0,2	3,3	0,5
N-NO ₃ ⁻	mg.L ⁻¹	32	0	0,1	0,2	0,1
S-SO ₄ ⁻	mg.L ⁻¹	32	8	38	92	20

Figura 15: Gráfico da concentração de DQO bruta e filtrada no esgoto bruto.



A DQO bruta afluente apresentou grande variação, apresentando valor médio de DQO de $475 \pm 174 \text{ mg.L}^{-1}$. Nos primeiros 80 dias, a DQO bruta foi mais elevada, alcançando concentração de 904 mg.L^{-1} . Após esse período, foi possível observar uma diminuição na concentração de matéria orgânica afluente. Este fato pode estar associado ao maior fornecimento de água na rede de abastecimento do bairro da mangueira o que provocou uma diluição na DQO afluente. A DQO filtrada teve concentração média de $200 \pm 89 \text{ mg.L}^{-1}$, apresentando valor mínimo e máximo de 87 e 408 mg.L^{-1} , respectivamente (Figura 15). As relações DBO filt/br e DQO filt/br foram de 0,40 e 0,42, respectivamente, indicando que cerca de 40% da matéria orgânica estava na forma de sólidos dissolvidos (Tabela 9).

Figura 16: Gráfico da concentração de nitrogênio nas formas de N-NTK e nitrogênio amoniacal.



O nitrogênio N-NTK e amoniacal presente no esgoto bruto apresentaram valores médios de 40 ± 7 e $28 \pm 3 \text{ mg.L}^{-1}$, onde a maior fração de nitrogênio afluente encontrava-se na forma amoniacal (Figura 16). Nitrito e nitrato não representaram fração significativa no afluente, com concentrações médias de $0,2 \pm 0,5$ e $0,1 \pm 0,1 \text{ mg.L}^{-1}$.

As Figuras 17 e 18 apresentam as concentrações de sólidos totais e sólidos em suspensão no esgoto bruto. Interessante observar que os sólidos totais afluente apresentaram grande fração inerte, devido à ineficiência da caixa de areia utilizada no tratamento preliminar da ETE Mangueira. A relação STF/ST do afluente foi em média 0,6. A concentração média e desvio padrão dos sólidos totais e sólidos totais fixos foram de 649 ± 135 e $399 \pm 132 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. Os sólidos suspensos voláteis que representam a biomassa tiveram valor

médio de $109 \pm 36 \text{ mg.L}^{-1}$ (Tabela 9). A relação SST/ST foi de 0,22, indicando que a maior fração de sólidos se encontra na forma dissolvida e não em suspensão. A relação SSV/SST de 0,22 indicou a baixa fração de sólidos em suspensão no esgoto afluente. Os dados apresentados foram similares aos resultados encontrados por BARROS et al. (2008) e MORAIS et al. (2011) quando monitoraram a estação de tratamento de esgotos da Mangueira.

Figura 17: Gráfico da concentração de sólidos totais no esgoto bruto.

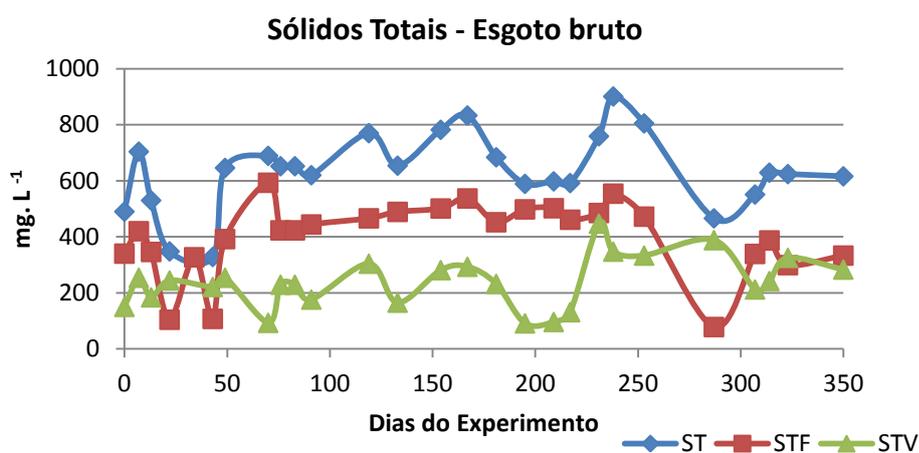


Figura 18: Gráfico da concentração de sólidos suspensos no esgoto bruto.

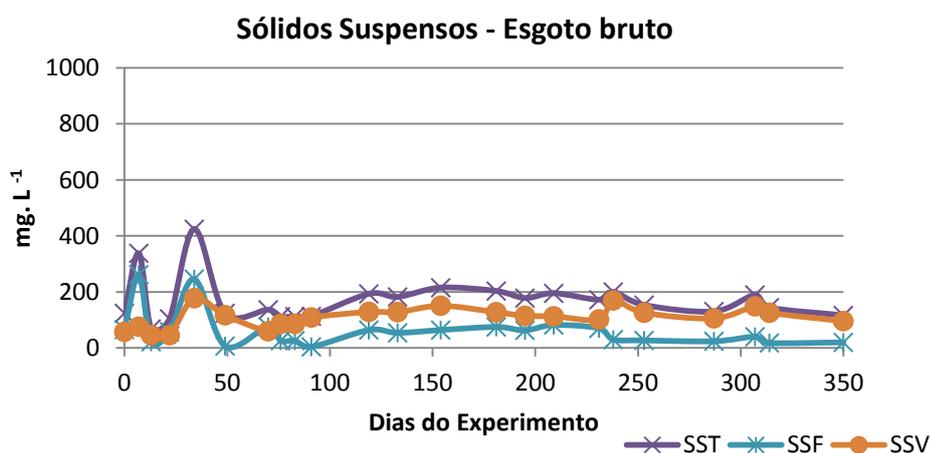
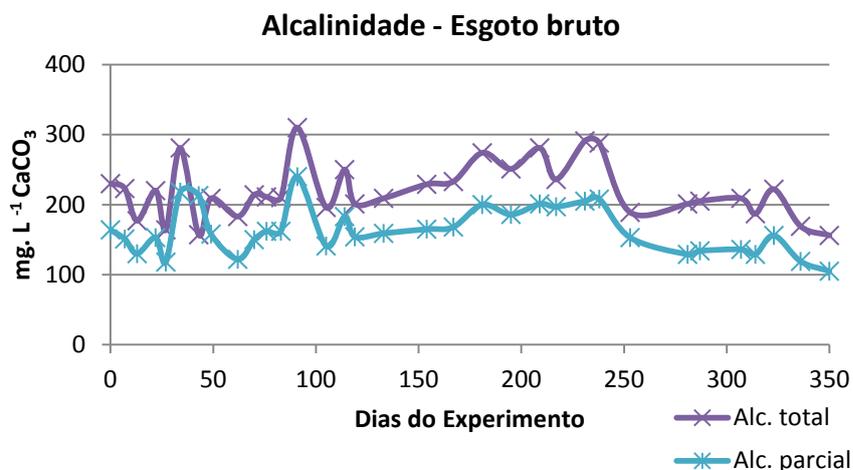


Figura 19: Gráfico da concentração de alcalinidade total e parcial no esgoto bruto.



A alcalinidade natural do esgoto bruto é um parâmetro de controle importante para a nitrificação. Segundo Rittmann & McCarty (2001), na oxidação da amônia, ocorre a produção de ácido, havendo um consumo de alcalinidade de $7,05\text{gCaCO}_3/\text{gN-NH}_4$. A alcalinidade total (AT) e parcial (AP) afluente apresentaram valores dentro da faixa ótima para o ambiente de crescimento dos micro-organismos nitrificantes (Figura 19). A concentração média de alcalinidade total e parcial foram respectivamente de 220 ± 40 e $163 \pm 33 \text{ mg.L}^{-1}$, com relação AP/AT média de 0,74.

Dois perfis temporais foram realizados, sendo um no período seco e outro no período chuvoso, tendo em vista a grande influência da precipitação pluviométrica sobre as características do esgoto bruto afluente à estação de tratamento. Amostras do esgoto bruto foram coletadas a cada 2 horas, entre as 8 e 18h, e os parâmetros analisados na caracterização temporal foram: temperatura, pH, alcalinidade total e parcial, DQO bruta e filtrada, nitrogênio NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato. As Figuras de 20 a 25 apresentam os resultados obtidos nos perfis temporais de caracterização do esgoto bruto.

O perfil temporal no período chuvoso foi realizado em maio de 2013, onde a precipitação acumulada neste mês foi de 317,7 mm (APAC, 2015a). Para o período seco, o perfil temporal foi realizado em outubro de 2013, onde a precipitação acumulada do mês foi de 128,5 mm (APAC, 2015b).

A temperatura variou de 27,5 a 29,3°C no período chuvoso e de 28 a 30,6°C no período seco, sendo as temperaturas mais baixas obtidas na coleta das 18h. O pH variou de 6,89 a 7,29 para o período chuvoso e de 7,17 a 7,85 para o período seco.

Figura 20: Perfil temporal da concentração de DQO bruta no esgoto bruto.

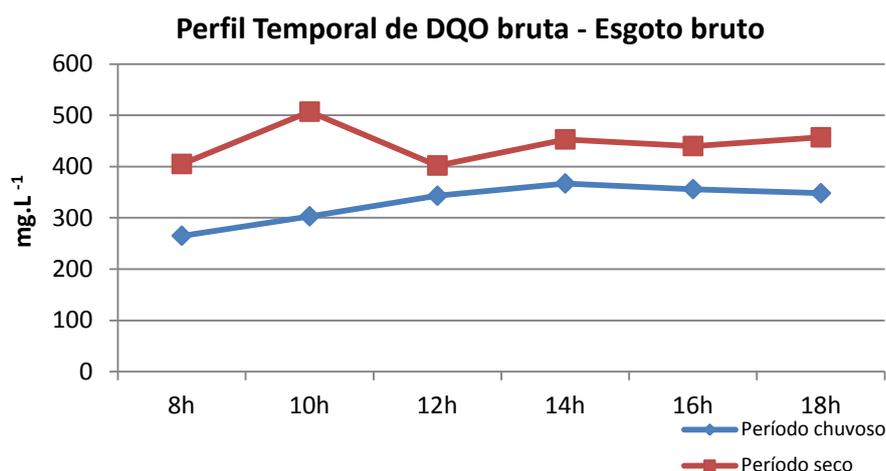
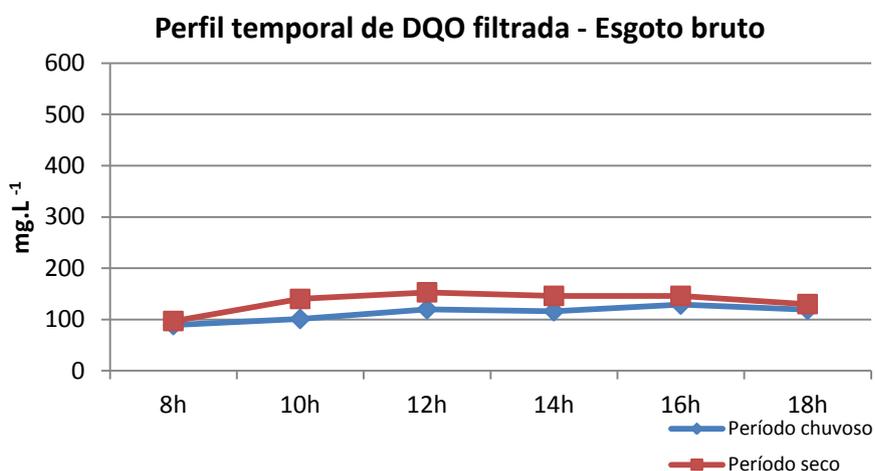


Figura 21: Perfil temporal da concentração de DQO filtrada no esgoto bruto.



A DQO bruta afluyente variou de 400 a 503 mg.L⁻¹ durante o perfil temporal do período seco, sendo a maior concentração obtida de 503 mg.L⁻¹ na coleta realizada às 10h da manhã. Durante o período chuvoso a DQO bruta afluyente apresentou-se mais diluída com concentrações abaixo de 400 mg.L⁻¹ (Figura 20). A DQO filtrada apresentou-se bastante diluída no período chuvoso e seco, com concentrações abaixo de 200 mg.L⁻¹ (Figura 21).

Figura 22: Perfil temporal da concentração de N-NTK no esgoto bruto.

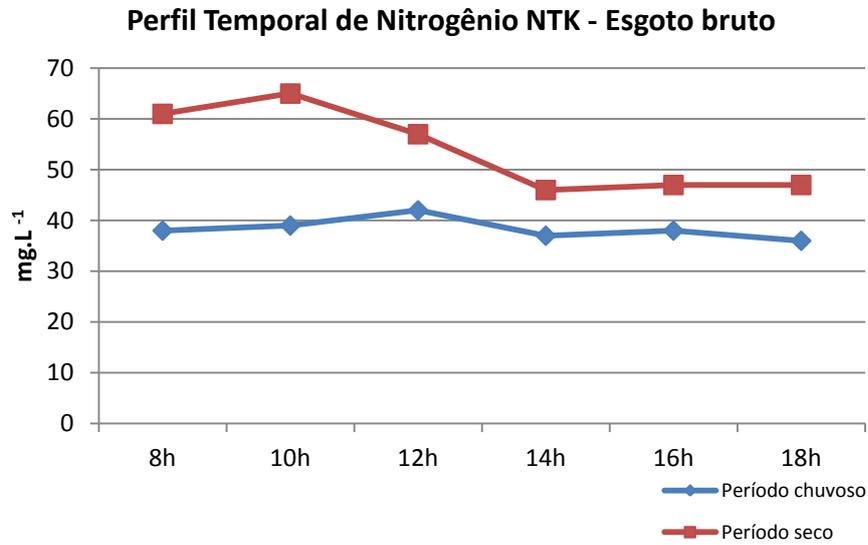
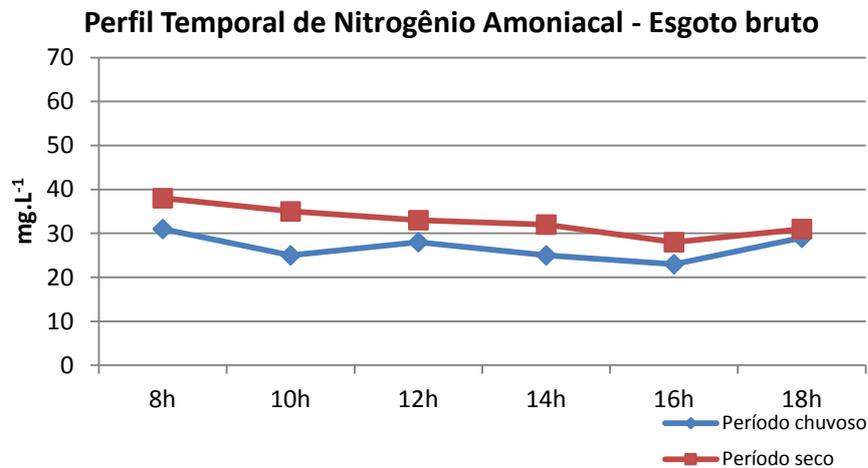


Figura 23: Perfil temporal da concentração de nitrogênio amoniacal no esgoto bruto.



As Figuras 22 e 23 mostram o perfil temporal de nitrogênio NTK e nitrogênio amoniacal. A concentração de N-NTK foi mais elevada no período seco, nas coletas da manhã, sendo a maior concentração encontrada de 65 mg.L^{-1} , na coleta das 10h. A concentração média de N-NTK para o período seco foi de $53 \pm 8 \text{ mg.L}^{-1}$. No perfil temporal do período chuvoso não houve grande variação da concentração de N-NTK. A concentração média de N-NTK para esse período foi de $38 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$.

Figura 24: Perfil temporal da concentração de alcalinidade parcial no esgoto bruto.

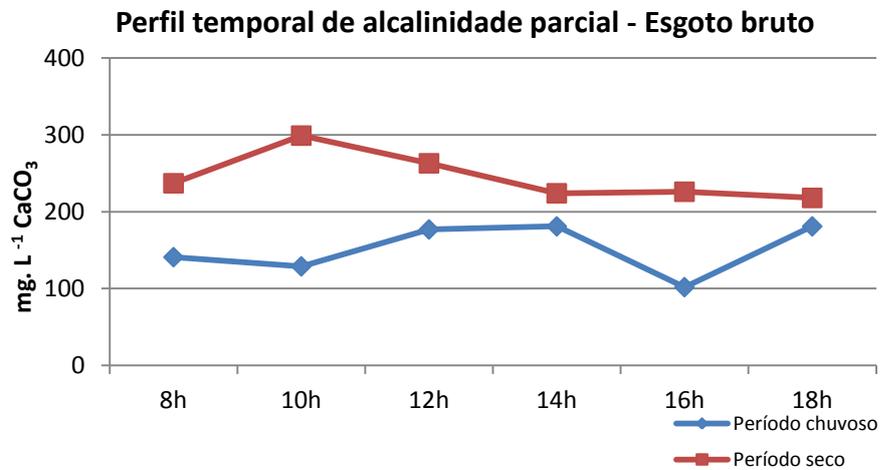
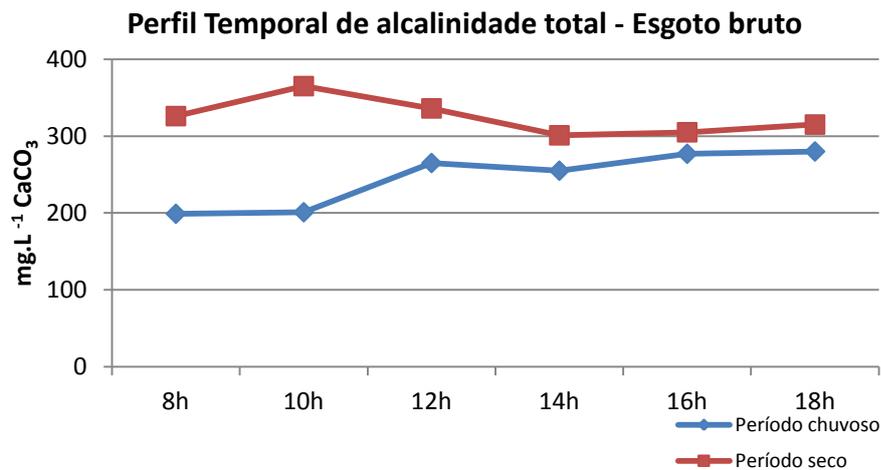


Figura 25: Perfil temporal da concentração de alcalinidade total no esgoto bruto.



A alcalinidade parcial apresentou concentrações variando de 200 a 300 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período seco e concentrações variando de 100 a 200 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período chuvoso (Figura 24). As concentrações médias para o período seco e chuvoso foram de 245 ± 31 e 151 ± 33 , respectivamente. A alcalinidade total apresentou concentrações variando de 300 a 365 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período seco e concentrações variando de 200 a 280 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período chuvoso (Figura 25). Desta forma, mesmo com a variação da alcalinidade ao longo do dia, o esgoto bruto da ETE Mangueira apresentou capacidade de tamponamento.

5.2 Operação e desempenho dos reatores compartimentados

Nesta seção serão apresentados e discutidos os dados obtidos na operação dos reatores compartimentados anaeróbio-aeróbio. A etapa experimental foi realizada de agosto de 2013 a fevereiro de 2015, com tempo total de experimento de 565 dias.

Na Fase 1, os reatores operaram como réplicas, com THD de 12 h, sendo 2,8 horas no compartimento anaeróbio ($v = 90$ L) e 9,2 horas no compartimento aeróbio ($v = 300$ L), sem recirculação do efluente. Nessa etapa, o THD de 12 horas correspondeu a uma vazão de 32,5 L/h e uma velocidade ascensional do líquido de 0,26 m/h.

Na Fase 2, o TDH do sistema foi mantido em 12 horas e foi aplicada a recirculação do efluente do reator para o compartimento anaeróbio. Para o reator compartimentado 1 foi aplicada uma taxa de recirculação de 1,5 e para o reator compartimentado 2 uma taxa de 3,0 que se manteve nas fases operacionais 3 e 4. Com a recirculação a velocidade ascensional do líquido aumentou para 0,64 e 1,03 m/h para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente.

Na Fase 3, o THD do sistema foi reduzido para 10 h. As taxas de recirculação da fase 2 foram mantidas para os dois reatores. Com a recirculação a velocidade ascensional do líquido aumentou para 0,77 e 1,24 m/h para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente.

Na Fase 4, o THD foi reduzido de 10 h para 8 h. As taxas de recirculação da fase 2 foram mantidas para os dois reatores. Com a recirculação a velocidade ascensional do líquido aumentou para 0,97 e 1,55 m/h para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente.

A aeração foi mantida a uma vazão constante de 50 L/min, controlada por um rotâmetro, para proporcionar uma concentração de oxigênio dissolvido superior a 2,5 mg/L, de forma a não haver limitação da nitrificação pela ausência de oxigênio dissolvido.

A partida dos reatores foi executada sem inóculo nos compartimentos anaeróbio e aeróbio, o que afetou o início da nitrificação, provavelmente devido a competição entre as bactérias

autotróficas e heterotróficas e ao crescimento lento das bactérias nitrificantes. O início da nitrificação ocorreu no dia 34 para o reator compartimentado 1 e no dia 43 para o reator compartimentado 2. No entanto, o processo de nitrificação atingiu estabilidade operacional após o dia 99 para o reator compartimentado 1 e após o dia 124 para o reator compartimentado 2, onde os reatores apresentaram concentrações de nitrito abaixo de 1,0 mg/L e concentração média de nitrato de 10,8 e 11,1 mg/L, para o reator compartimentado 1 e 2, respectivamente.

A população de nitrificantes presentes em um sistema de tratamento pode estar relacionada com a relação C/N. A medida que a relação C/N cresce o crescimento de microrganismos heterotróficos é favorecido e estes competem com as nitrificantes pelo oxigênio e nutrientes. Segundo Metcalf e Eddy (2003), relações DBO/NTK em torno de 0,5, a população de nitrificantes seria em torno de 35% e conforme essa relação decresce, a população de nitrificantes aumenta. O aumento da relação DBO/NTK favorece a predominância da biomassa heterotrófica, com maior taxa de crescimento, no biofilme. Substratos que apresentam baixa fração orgânica no processo de nitrificação oferecem menor possibilidade de competição das heterotróficas com às bactérias nitrificantes. No entanto, estudos baseados em técnicas de biologia molecular, tem apontado baixos percentuais de organismos nitrificantes em relação à biomassa heterotrófica, mesmo em sistema com baixas concentrações de carbono e com nitrificação eficiente (DIONISI et al., 2002; LI et al., 2007).

5.2.1 Remoção de matéria orgânica

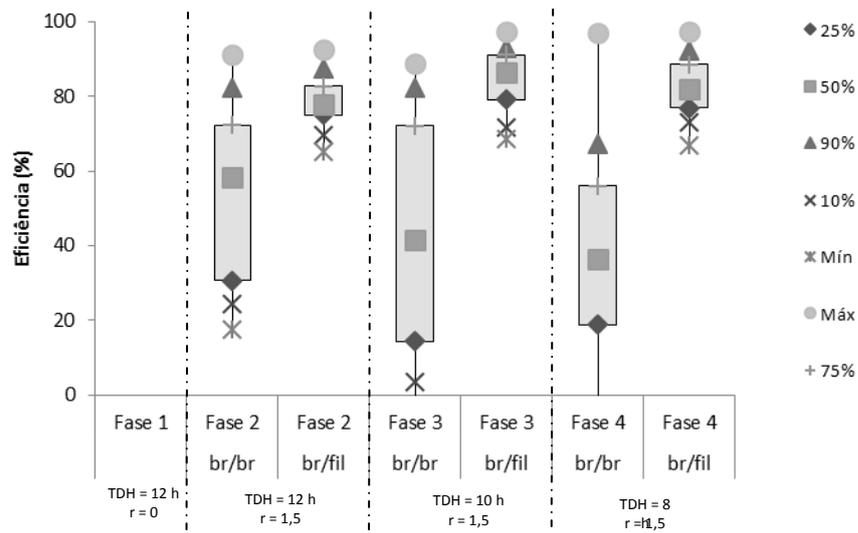
5.2.1.1 Remoção de matéria orgânica no compartimento anaeróbio

O primeiro compartimento do reator era anaeróbio com finalidade de remover matéria orgânica a fim de diminuir a competição das bactérias autotróficas e heterotróficas pelo substrato.

No reator compartimentado 1, a eficiência média de remoção de DQO bruta no compartimento anaeróbio foi de 53 ± 27 , 42 ± 33 e $37 \pm 28\%$ nas fases 2, 3 e 4, respectivamente. Quando considerado a DQO bruta afluente e a DQO filtrada efluente, a remoção média de matéria orgânica foi bastante satisfatória com valores de 79 ± 9 , 84 ± 9 e $83 \pm 8\%$ nas fases 2, 3 e 4, respectivamente (Figura 26). No entanto, observou-se perda de

biomassa anaeróbia com a introdução da recirculação elevando as concentrações de DQO bruta e desvios padrão na saída desse compartimento. O valor médio da DQO bruta efluente no compartimento anaeróbio foi de 131 ± 108 , 183 ± 118 , 191 ± 83 mg/L, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente. As concentrações de DQO filtrada efluente foram bastante estáveis independente das condições operacionais aplicadas, com valores médios e desvios padrão de 56 ± 25 , 51 ± 29 e 54 ± 26 mg/L, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente. Infelizmente para a Fase 1 não foi feita amostragem na saída do compartimento anaeróbio.

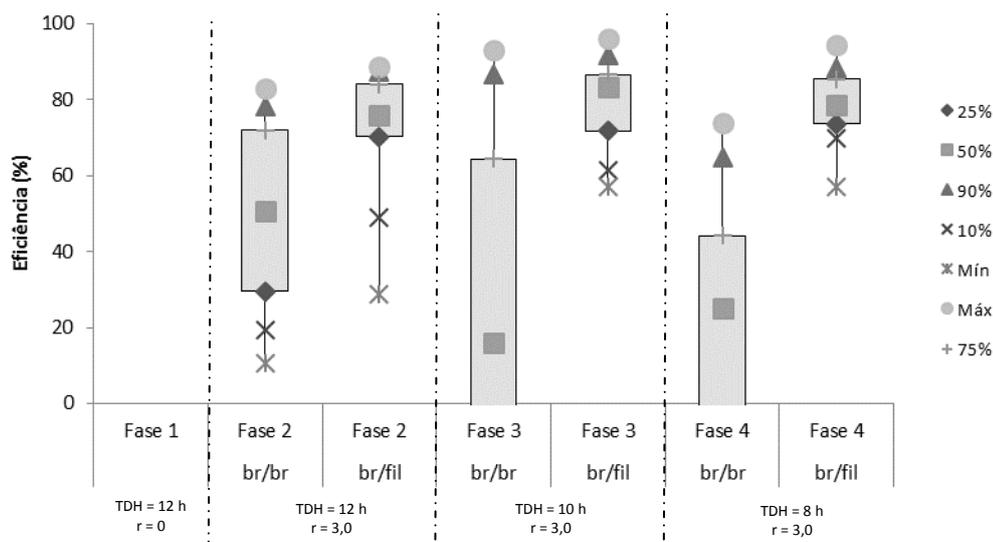
Figura 26: Eficiência de remoção de DQO no compartimento anaeróbio do reator 1 nas fases operacionais estudadas, sendo br/br a eficiência com base na DQO afluente e efluente bruta e br/fil, a eficiência com base na DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente.



No reator compartimentado 2, a eficiência média de remoção de DQO bruta no compartimento anaeróbio teve comportamento distinto entre as fases operacionais. Na Fase 2, com TDH de 12 h e taxa de recirculação de 3,0, o compartimento anaeróbio alcançou eficiência média de remoção de DQO bruta de $49 \pm 29\%$. No entanto, a taxa de recirculação aplicada de 3,0 e a diminuição do TDH do sistema proporcionou uma grande perda de biomassa, especialmente nas fases 3 e 4, onde a eficiência de remoção de DQO bruta foi de apenas 3 ± 101 e $2 \pm 83\%$ nas fases 3 e 4, respectivamente (Figura 27). O efluente do compartimento anaeróbio apresentou alta concentração e desvio padrão de DQO bruta de 295 ± 319 e 308 ± 255 mg/L. As concentrações de DQO filtrada efluente também foram bastante

estáveis independente das condições operacionais aplicadas, com valores médios e desvios padrão de 63 ± 32 , 65 ± 36 e 68 ± 31 mg/L, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente.

Figura 27: Eficiência de remoção de DQO no compartimento anaeróbico do reator 2 nas fases operacionais estudadas, sendo br/br a eficiência com base na DQO afluente e efluente bruta e br/fil, a eficiência com base na DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente.



A grande perda de sólidos do compartimento anaeróbico pode ter prejudicado o compartimento aeróbico, pois pode ter resultado num biofilme estratificado, com bactérias heterotróficas localizadas na camada externa do biofilme se sobrepondo sobre as bactérias nitrificantes de crescimento mais lento localizado na camada interna do biofilme.

5.2.1.2 Remoção global de matéria orgânica nos reatores compartimentados

Os resultados a seguir representam a remoção global da matéria orgânica nos reatores compartimentados.

Os reatores compartimentados apresentaram significativa remoção de matéria orgânica, com eficiências médias de remoção superiores a 80% quando considerado a DQO afluente bruta (DQO br/br) e a DQO efluente filtrada (DQO br/filt) (Figuras 28 e 30).

No reator compartimentado 1, o melhor desempenho na remoção de matéria orgânica foi alcançado quando o reator operou com TDH de 12 horas com taxa de recirculação de 1,5 (Fase 2). Nessa condição, a eficiência média de remoção de DQO foi de 52 ± 15 e 81 ± 7 %, para DQO br/br e DQO br/filt, respectivamente (Figura 28). Nessa fase, a concentração média efluente de DQO bruta e filtrada foram 119 ± 47 e 50 ± 23 mg/L, respectivamente (Figura 29).

Figura 28: Eficiência global de remoção de DQO no reator compartimentado 1 nas fases operacionais estudadas, sendo br/br a eficiência com base na DQO afluente e efluente bruta e br/fil, a eficiência com base na DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente.

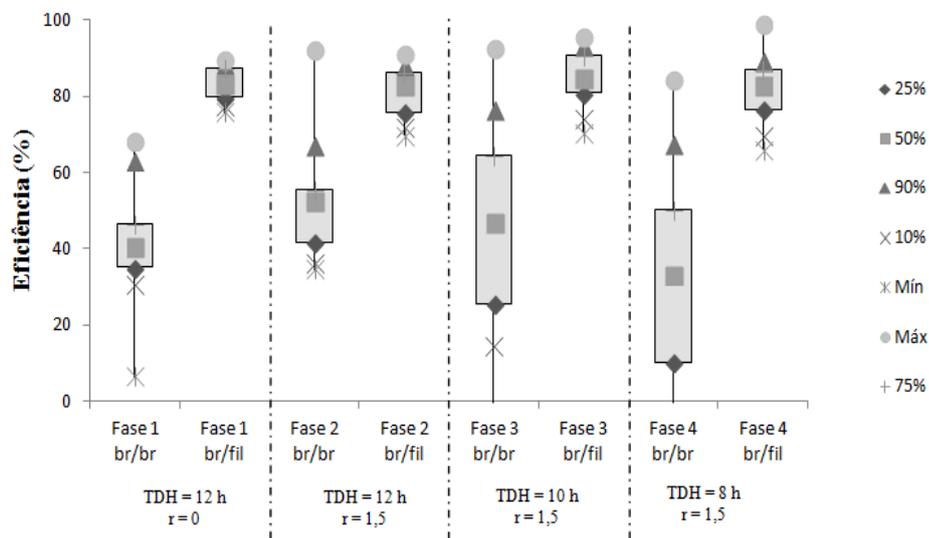
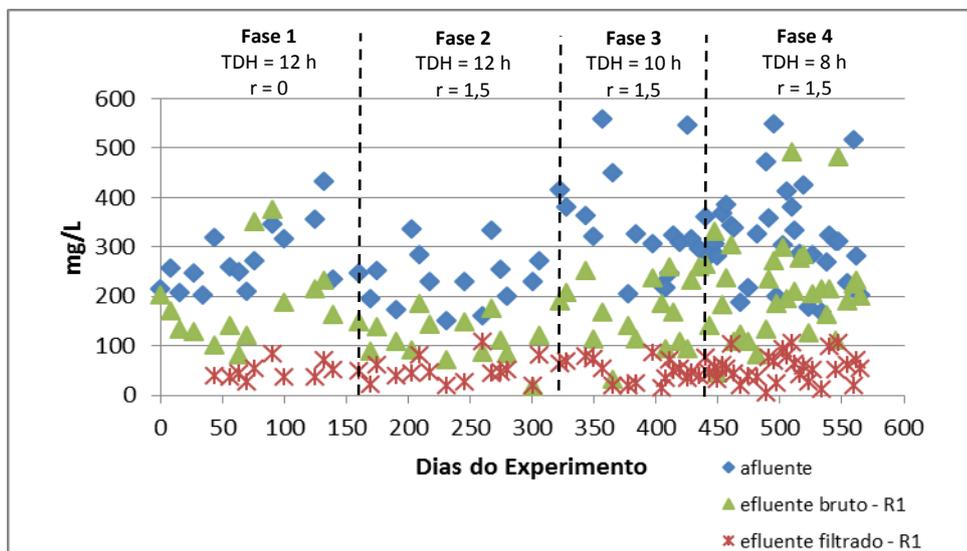


Figura 29: Concentração de DQO afluente e efluente final do reator compartimentado 1 nas fases operacionais estudadas.



O reator compartimentado 2 apresentou o melhor desempenho na remoção de matéria orgânica quando operado com TDH de 12 h e taxa de recirculação de 3,0 (Fase 2). Nessa fase, a eficiência média alcançada foi 51 ± 15 e 83 ± 6 % para a DQO br/br e DQO br/fil, respectivamente (Figura 30). A concentração média efluente de DQO bruta e filtrada foi de 132 ± 58 e 46 ± 24 mg/L, respectivamente (Figura 31).

Figura 30: Eficiência global de remoção de DQO no reator compartimentado 2 nas fases operacionais estudadas, sendo br/br a eficiência com base na DQO afluente e efluente bruta e br/fil, a eficiência com base na DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente.

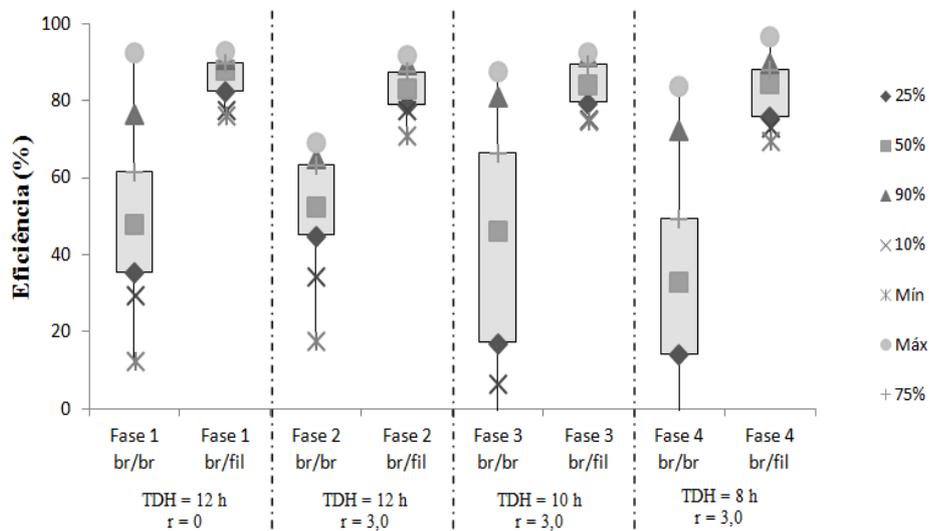
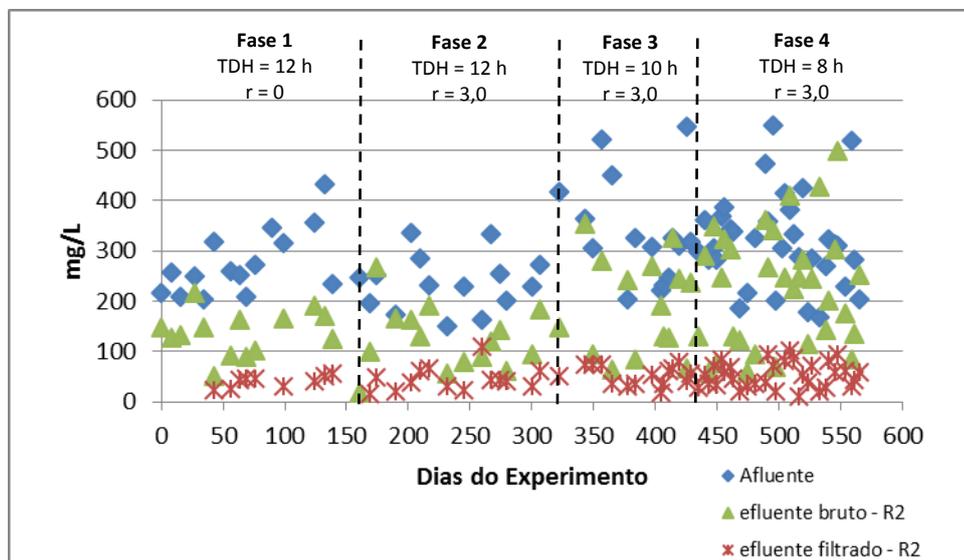


Figura 31: Concentração de DQO afluente e efluente final do reator compartimentado 2 nas fases operacionais estudadas.



A recirculação do efluente para o compartimentado anaeróbio melhorou a velocidade de transferência de massa pelo aumento da velocidade superficial do líquido. No entanto, com a redução do TDH para 10h (Fase 3) e posteriormente para 8h (Fase 4), houve desprendimento de biomassa do meio suporte o que ocasionou aumento das concentrações efluentes de DQO nos dois reatores.

As amostras brutas de DQO efluente, nas fases 3 e 4, apresentaram grande variabilidade indicado pelo alto desvio padrão entre as amostras. As concentrações médias efluente de DQO bruta para o reator compartimentado 1, foram de 167 ± 70 e 215 ± 99 mg/L para o TDH de 10 (Fase 3) e 8h (Fase 4), respectivamente (Figura 29). Enquanto que para o reator compartimentado 2, as concentrações médias efluente de DQO bruta foram de 187 ± 94 e 228 ± 120 mg/L, para o TDH de 10 (Fase 3) e 8h (Fase 4), respectivamente (Figura 31).

As eficiências médias, as concentrações de DQO bruta e filtrada e os respectivos desvios padrão de todas as fases operacionais estudadas estão apresentados na Tabela 10.

A carga orgânica volumétrica (COV) aplicada e removida no sistema apresentaram variações em função das condições operacionais aplicadas. A Tabela 11 apresenta as cargas orgânicas volumétricas aplicadas no sistema em todas as fases operacionais, bem como as cargas orgânicas volumétricas removidas bruta (considerando a DQO efluente bruta) e as cargas orgânicas volumétricas filtradas (considerando a DQO efluente filtrada). A Fase 2, onde os reatores obtiveram o melhor desempenho na remoção de matéria orgânica, a COV aplicada foi de $0,50 \pm 0,15$ e $0,47 \pm 0,12$ kg.DQO/m³.dia, para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente. Enquanto que a COV removida foi de $0,24 \pm 0,09$ e $0,26 \pm 0,12$ kg.DQO/m³.dia, para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente. Os resultados de COV removida filtrada não apresentaram variabilidade entre as fases operacionais estudadas por não considerar a perda de biomassa do sistema.

5.2.2 Remoção de nitrogênio

Na fase 1, a nitrificação foi otimizada quando o reator operou anaeróbio-aeróbio sem recirculação. Os dois reatores apresentaram comportamento semelhante na etapa de nitrificação. Após a estabilização da nitrificação, o reator compartimentado 1 teve concentrações de nitrato de $5,1 \pm 4,8$ mg/L e de nitrito de $0,2 \pm 0,3$ mg/L. Enquanto que o reator compartimentado 2 teve concentrações de nitrato de $5,4 \pm 4,8$ mg/L e de nitrito de $0,5 \pm 0,5$ mg/L. No final da fase 1, operada sem recirculação, observou-se a diminuição dos valores de alcalinidade a bicarbonato. O valor médio afluente de alcalinidade a bicarbonato, para ambos reatores, foi de 138 ± 29 mgCaCO₃/L e para o efluente do reator compartimentado 1 foi de 101 ± 65 mgCaCO₃/L antes da nitrificação e de 93 ± 35 mgCaCO₃/L após a nitrificação. Já para o reator compartimentado 2, o valor médio para o efluente foi de 127 ± 61 mgCaCO₃/L antes do início da nitrificação e de 113 ± 14 mgCaCO₃/L após a nitrificação.

Quando foi introduzida a vazão de recirculação, as concentrações de nitrato foram reduzidas gradativamente nas fases 2, 3 e 4, caracterizando a etapa da desnitrificação. A atividade desnitrificante foi caracterizada pelo aumento da alcalinidade a bicarbonato no efluente tratado. Os respectivos valores médios de alcalinidade a bicarbonato foram de 123 ± 51 , 146 ± 47 e 123 ± 45 mgCaCO₃/L para as fases 2, 3 e 4 para o reator compartimentado 1 e de 187 ± 41 , 193 ± 35 e 181 ± 50 mgCaCO₃/L para o reator compartimentado 2.

As Figuras 32 e 33 mostram as concentrações de nitrito e nitrato no efluente final dos reatores compartimentados, nas fases operacionais estudadas.

Figura 32: Comportamento do nitrito e nitrato no processo de nitrificação e desnitrificação no reator compartimentado 1, nas fases operacionais estudadas.

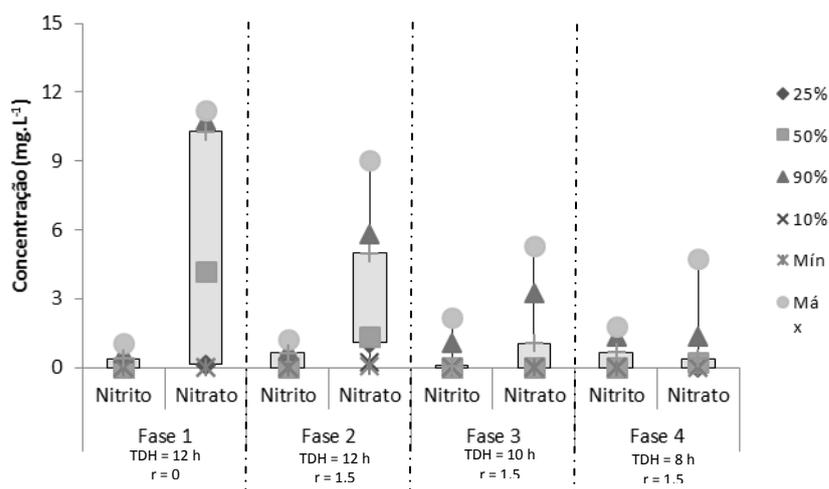
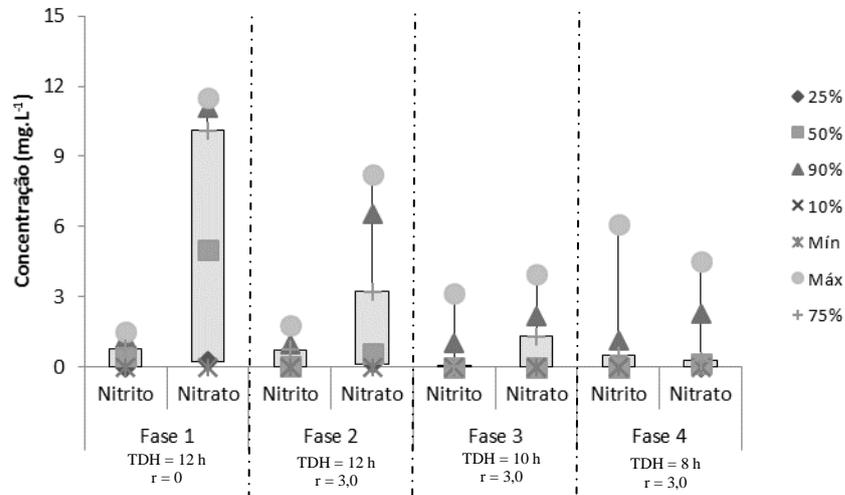


Figura 33: Comportamento do nitrito e nitrato no processo de nitrificação e desnitrificação no reator compartimentado 2, nas fases operacionais estudadas.



As Figuras 34 e 35 apresentam a eficiência de remoção de N-NTK nos reatores compartimentados nas fases operacionais estudadas. A recirculação do efluente favoreceu o processo de remoção de nitrogênio. A fase 2, operada com TDH = 12 h e taxas de recirculação de 1,5 e 3,0 para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente, foi a que obteve o melhor resultado. Nessa fase, a eficiência média de remoção de N-NTK foi de 60 % para o reator compartimentado 1 e 57 % para o reator compartimentado 2. As concentrações médias do N-NTK efluente no reator compartimentado 1 e 2 foram de 15 ± 5 e 16 ± 3 mg/L, respectivamente (Tabela 10).

A remoção de N-NTK foi prejudicada com a diminuição do TDH e o aumento da velocidade ascensional do líquido. Na fase 3, a eficiência média de remoção de N-NTK caiu para 20%, com concentração média de N-NTK efluente de 27 ± 6 mg/L para o reator compartimentado 1. Para o reator compartimentado 2, a eficiência foi de apenas 16 % com concentração média de N-NTK efluente de 28 ± 4 . Na fase 4, as concentrações de N-NTK efluente foram praticamente iguais e algumas vezes superiores às concentrações de N-NTK afluente (Tabela 10). No entanto, as concentrações efluentes de nitrato diminuiram com o aumento da vazão de recirculação aplicada ao sistema. Esse aumento do N-NTK efluente pode estar associado a perda de biomassa e o arraste das bactérias nitrificantes no sistema contabilizadas na análise pela não filtragem da amostra.

Figura 34: Eficiência de remoção de N-NTK no reator compartimentado 1 nas fases operacionais estudadas.

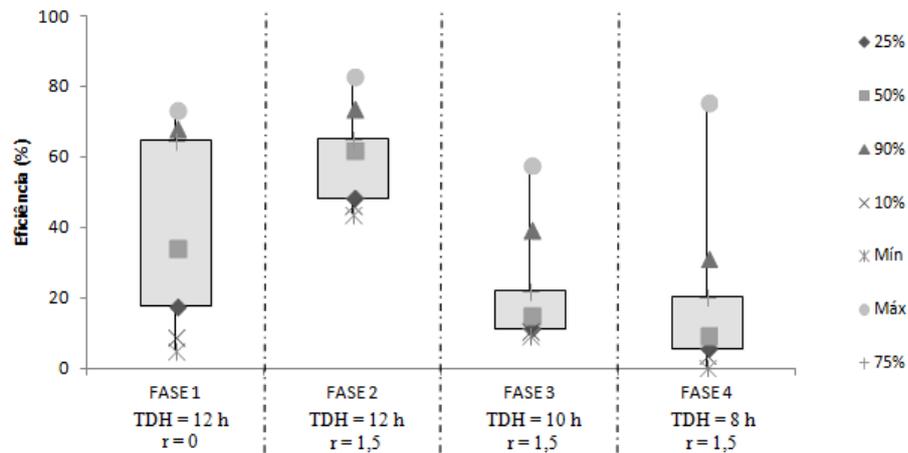
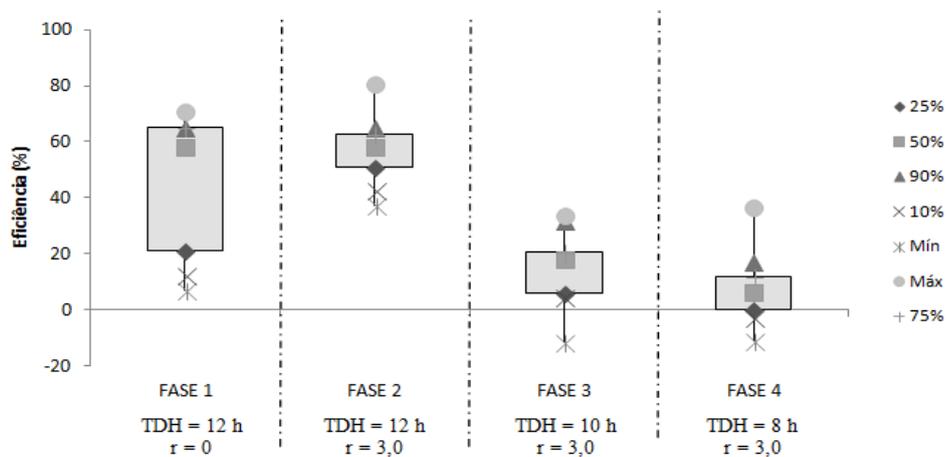


Figura 35: Eficiência de remoção de N-NTK no reator compartimentado 2 nas fases operacionais estudadas.



As Figuras 36 e 37 mostram as concentrações afluentes e efluentes de N-NTK e N-amoniacoal. Pode-se observar que a maior parte do nitrogênio afluente se encontrava na forma amoniacoal. Na fase 2, com os reatores operando com TDH de 12h e razão de recirculação de 1,5 e 3,0, os valores médios de efluentes de N-NTK foram de 15 ± 5 e 16 ± 3 mg/L, para o reator compartimentado 1 e 2, respectivamente. Enquanto que os valores médios de N-amoniacoal foram de 14 ± 8 e 16 ± 5 mg/L, para o reator compartimentado 1 e 2, respectivamente.

Nas Fases 3 e 4, elevadas concentrações efluentes de N-NTK foram observadas, com valores efluentes muito próximos ou superiores aos valores afluentes. Como já citado, esse fato pode

estar associado ao aumento da velocidade ascensional do líquido, a perda de biomassa e o arraste das bactérias nitrificantes no sistema. Elevadas concentrações de N-NTK devem-se provavelmente a não filtragem das amostras brutas.

Os resultados de nitrito e nitrato podem ser observados na Tabela 10. As concentrações efluentes de nitrito e nitrato diminuíram com o aumento da vazão de recirculação aplicada ao sistema. Independente da redução do TDH, as concentrações de nitrato diminuíram com o aumento da vazão de recirculação. Os resultados de nitrito e nitrato não sofreram interferência da perda de sólidos devido a filtragem das amostras para a realização da análise por cromatografia de íons.

Figura 36: Variação temporal da concentração das formas de nitrogênio para o reator compartimentado 1.

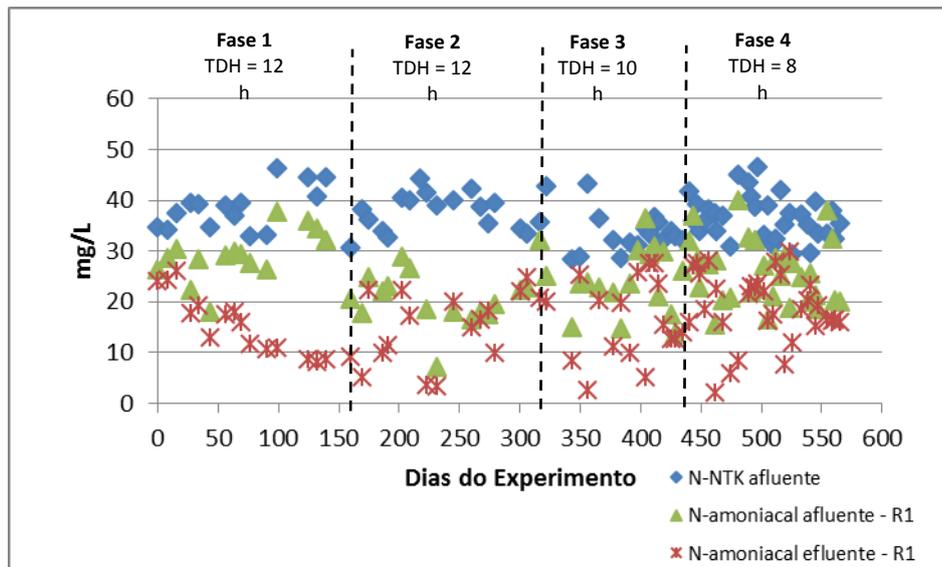
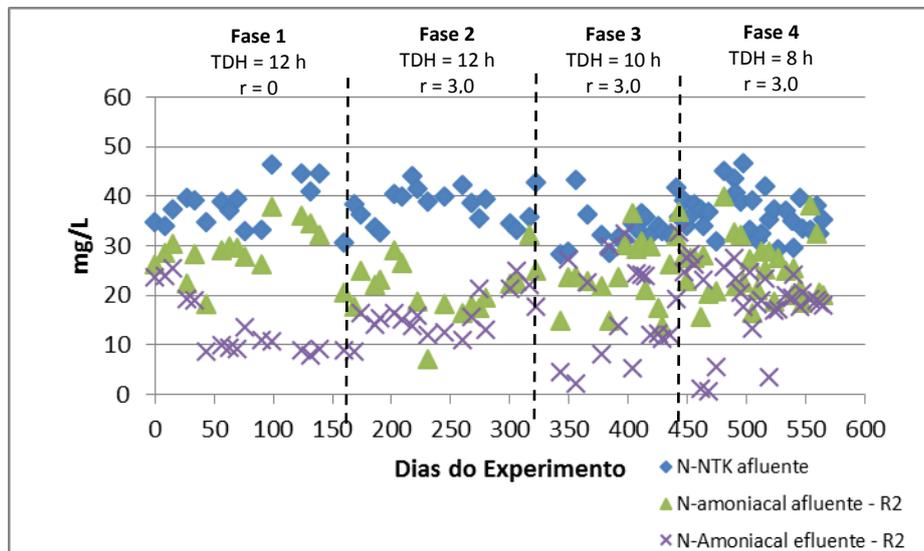


Figura 37: Variação temporal da concentração das formas de nitrogênio para o reator compartimentado 2.



O comportamento das concentrações de SSV foi bastante similar nos dois reatores. Com a introdução da recirculação e principalmente a diminuição do TDH, notou-se um aumento gradativo da concentração de SSV efluente em ambos os reatores. Nas Figuras 38 e 39, pode-se observar que as concentrações efluentes de SSV foram superiores às concentrações afluentes, o que comprova o arraste de biomassa no efluente e consequentemente diminuição na eficiência de remoção de DQO bruta e na remoção de N-NTK em função da perda de bactérias. Para o reator compartimentado 1, a média de SSV efluente foi de 19 ± 5 , 40 ± 30 , 60 ± 31 e 95 ± 15 mg/L, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Enquanto que para o reator compartimentado 2, a média de SSV efluente foi de 20 ± 7 , 48 ± 23 , 51 ± 36 e 155 ± 40 mg/L, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Figura 38: Concentração de SSV afluente e efluente final do reator compartimentado 1 nas fases operacionais estudadas.

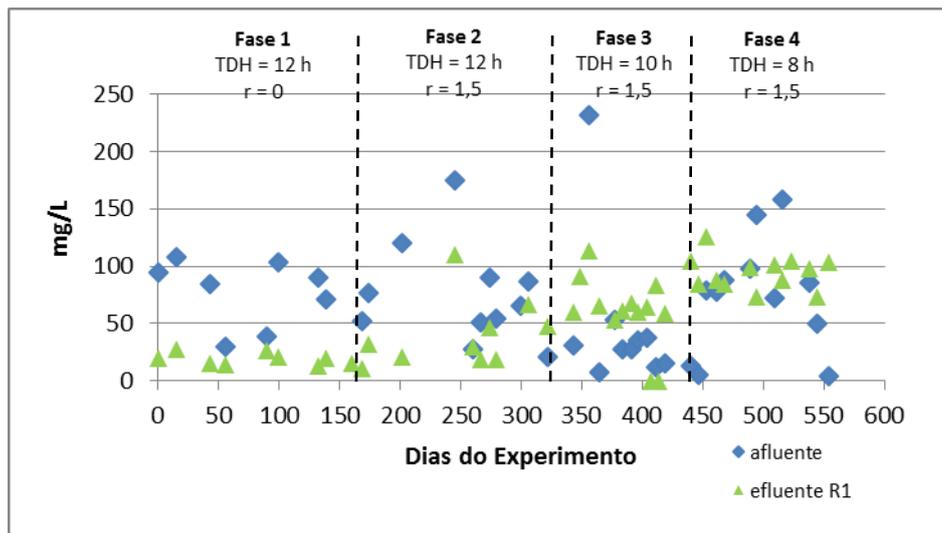


Figura 39: Concentração de SSV afluente e efluente final do reator compartimentado 2 nas fases operacionais estudadas.

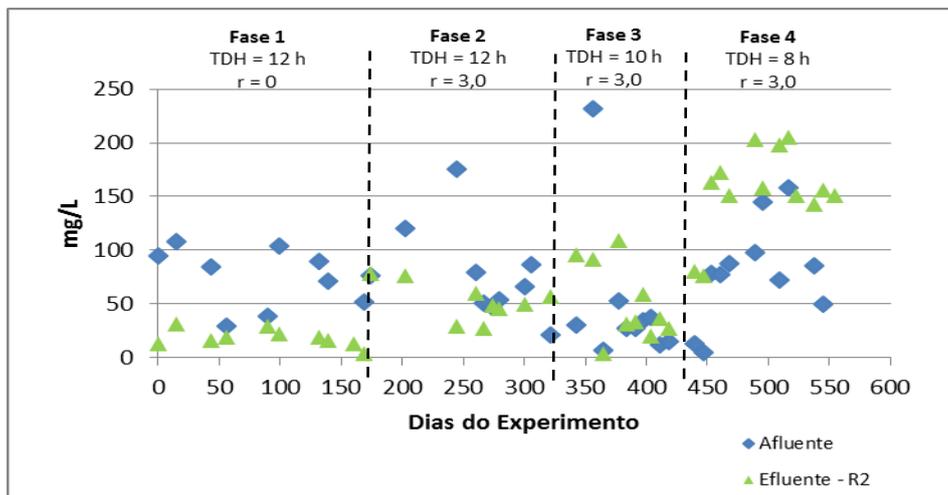


Tabela 10: Comparação entre os valores efluentes dos reatores compartimentados nas fases operacionais estudadas.

Parâmetros	Efluente Reator 1				Efluente Reator 2			
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
	TDH = 12h	TDH = 12h	TDH = 10h	TDH = 8h	TDH = 12h	TDH = 12h	TDH = 10h	TDH = 8h
	r = 0	r = 1,5	r = 1,5	r = 1,5	r = 0	r = 3,0	r = 3,0	r = 3,0
Temperatura (°C)	27,2 ± 2,5	26,5 ± 2,4	27, 8 ± 1,0	29,7 ± 0,8	27,5 ± 2,6	26,4 ± 2,4	27,8 ± 1,0	29,7 ± 0,8
pH	7,32 ± 0,33	7,48 ± 0,20	7,45 ± 0,34	7,33 ± 0,29	7,29 ± 0,33	7,53 ± 0,19	7,36 ± 0,33	7,31 ± 0,28
DQO bruta (mg.L ⁻¹)	184 ± 84	119 ± 47	167 ± 70	215 ± 99	129 ± 53	132 ± 58	187 ± 94	228 ± 120
DQO filtrada (mg.L ⁻¹)	49 ± 17	50 ± 23	49 ± 23	57 ± 28	40 ± 12	46 ± 24	51 ± 19	54 ± 26
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	142 ± 58	173 ± 28	205 ± 31	170 ± 35	180 ± 29	187 ± 41	193 ± 35	181 ± 50
Alcalinidade bicarbonato (mg CaCO ₃ /L ⁻¹)	101 ± 65	123 ± 51	146 ± 47	123 ± 45	127 ± 61	132 ± 53	138 ± 56	130 ± 55
N-NTK (mg.L ⁻¹)	23 ± 9	15 ± 5	27 ± 6	30 ± 7	20 ± 8	16 ± 3	28 ± 4	34 ± 5
N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	15 ± 6	14 ± 8	17 ± 8	19 ± 7	14 ± 6	16 ± 5	17 ± 10	19 ± 8
N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	0,2 ± 0,3	0,3 ± 0,4	0,6 ± 1,9	0,4 ± 0,6	0,5 ± 0,5	0,3 ± 1,8	0,3 ± 0,9	0,5 ± 1,2
N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	5,1 ± 4,8	3,2 ± 5,2	1,6 ± 3,2	1,4 ± 3,3	5,4 ± 4,8	2,2 ± 2,8	1,0 ± 1,6	0,6 ± 1,3
Sólidos Suspensos Totais (mg.L ⁻¹)	33 ± 9	65 ± 39	118 ± 30	135 ± 21	34 ± 9	71 ± 30	159 ± 52	193 ± 50
Sólidos Suspensos Voláteis (mg.L ⁻¹)	19 ± 5	40 ± 30	60 ± 31	95 ± 15	20 ± 7	48 ± 23	51 ± 36	155 ± 40

Tabela 11: Comparação entre os parâmetros operacionais nas fases estudadas.

Parâmetros	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
	TDH = 12h	TDH = 12h	TDH = 10h	TDH = 8h	TDH = 12h	TDH = 12h	TDH = 10h	TDH = 8h
	r = 0	r = 1,5	r = 1,5	r = 1,5	r = 0	r = 3,0	r = 3,0	r = 3,0
COV aplicada bruta (kg.DQO/m ³ .d)	0,55 ± 0,13	0,50 ± 0,15	0,81 ± 0,25	0,96 ± 0,28	0,55 ± 0,13	0,47 ± 0,12	0,81 ± 0,24	0,96 ± 0,28
COV removida bruta (kg.DQO/m ³ .d)	0,37 ± 0,17	0,24 ± 0,09	0,40 ± 0,17	0,65 ± 0,30	0,24 ± 0,12	0,26 ± 0,12	0,42 ± 0,24	0,69 ± 0,35
COV removida filtrada (kg.DQO/m ³ .d)	0,10 ± 0,03	0,10 ± 0,05	0,12 ± 0,06	0,17 ± 0,08	0,08 ± 0,02	0,09 ± 0,05	0,12 ± 0,05	0,16 ± 0,08
CVN aplicada (kg.NTK/m ³ .d)	0,08 ± 0,01	0,08 ± 0,01	0,08 ± 0,01	0,11 ± 0,01	0,08 ± 0,01	0,08 ± 0,01	0,08 ± 0,01	0,11 ± 0,01
CVN removida (kg.NTK/m ³ .d)	0,05 ± 0,02	0,03 ± 0,01	0,06 ± 0,01	0,09 ± 0,02	0,04 ± 0,02	0,03 ± 0,01	0,06 ± 0,02	0,10 ± 0,02
Remoção de DQO bruta/bruta (%)	42 ± 16	51 ± 16	45 ± 27	30 ± 32	50 ± 21	51 ± 15	42 ± 32	27 ± 46
Remoção de DQO bruta/filtrada (%)	83 ± 5	81 ± 7	85 ± 8	82 ± 8	86 ± 6	83 ± 6	84 ± 6	83 ± 7
Remoção de N-NTK (%)	38 ± 25	60 ± 12	20 ± 14	16 ± 17	46 ± 24	57 ± 11	16 ± 13	7 ± 10
COV bruta / CVN (aplicada)	7,20	6,17	10,13	8,56	7,19	6,49	10,14	8,70
COV filtrado / COV removida	1,63	2,78	1,98	1,59	2,12	3,25	1,85	1,87
COV bruta / CVN (removida)	6,00	8,02	6,79	6,70	8,00	7,74	6,30	7,08
COV bruta removida /COV aplicada	0,44	0,56	0,52	0,72	0,67	0,48	0,50	0,67
COV filtrada removida / COV aplicada	0,12	0,19	0,15	0,17	0,18	0,20	0,15	0,18
CVN removida /CVN aplicada	0,53	0,43	0,78	0,92	0,61	0,40	0,80	0,83

5.2.3 Comparação com os dados encontrados na literatura

Kato et al. (2001) pesquisaram a remoção de nitrogênio em dois reatores do tipo EGSB anaeróbio-aeróbio, em escala piloto, com volume de 401 L cada, tratando esgotos domésticos. Os reatores anaeróbio e aeróbio operaram com TDH de 4h e 8h, respectivamente. Os resultados de eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO bruta e filtrada, para o primeiro reator foram de 58 e 76%, respectivamente. O reator aeróbio apresentou eficiência de DQO bruta de 59% e de DQO filtrada de 75%. A nitrificação no reator aeróbio alcançou concentrações de nitrato de 30 mg/L, porém com valores instáveis devido a problemas com aeração e perda de biomassa nitrificante.

Santos (2004) estudou o desempenho de sistema de três reatores sobrepostos (UASB + reator de leito móvel e filme fixo aeróbio + reator de leito móvel e filme fixo anóxico para remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Os reatores operaram em escala piloto com volume de 71,48 litros. Os resultados de remoção de matéria orgânica e nitrogênio foram de 95% e 97%, respectivamente, quando os reatores foram operados com TDH igual a 20h.

Garbossa et al (2005) desenvolveram um reator de biomassa imobilizada anaeróbio/aeróbio radial (RAAIB), em escala de bancada, para remoção de matéria orgânica, sólidos e nitrogênio. O RAAIB foi dividido em cinco compartimentos concêntricos, sendo o segundo e o quarto compartimento preenchidos com matrizes de espuma de poliuretano. Os autores afirmam que essa configuração favoreceu a transferência de oxigênio para a massa líquida, no entanto houve a necessidade de suplemento de alcalinidade bicarbonato para manter o pH. O reator atingiu uma eficiência de remoção de DQO e N-NTK de 84% e 96%, respectivamente. Os valores médios de DQO, nitrito e nitrato para o efluente final foram 54, 0,3 e 22,1 mg/L, respectivamente. A eficiência de remoção de SSV foi de 68%, com valor médio efluente de 19 ± 13 mg/L.

Araujo Jr. (2006) avaliou o desempenho de reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de carbono e nitrogênio de indústria produtora de lisina. A melhor condição operacional encontrada foi quando o reator foi submetido a um TDH de 35 h e razão de recirculação de 3,5. As melhores eficiências foram de 94% para N-NTK e de 77% para NT, com concentrações efluentes de 2 ± 1 mg/L de N-amoniaco, 8 ± 3 mg/L de N-orgânico, 1 ± 1

mg/L de nitrito e 26 ± 23 mg/L de nitrato. Na remoção de DQO, a remoção de DQO foi de 97%, com concentração média efluente de 36 ± 10 mg/L. O reator quando operado apenas em condições anaeróbias, apresentou eficiências médias de remoção de DQO de $43 \pm 9\%$, $60 \pm 9\%$ e $70 \pm 6\%$, respectivamente para TDH de 11 h, 17 h e 21 h.

Abreu e Zaiat (2008) verificaram a remoção de matéria orgânica em reator anaeróbio-aeróbio preenchido com espuma de poliuretano para o tratamento de esgoto sanitário. As eficiências de remoção de DQO foram de 37% e 46% para TDH de 8h e 6 h, respectivamente. Quando o TDH foi aumentado para 10 h, a eficiência de remoção de DQO atingiu 64%.

Pimenta (2011) avaliou a aplicação de reatores híbridos na remoção simultânea de carbono e nitrogênio em esgotos domésticos. Os reatores eram compostos de reator anaeróbio (UASB + filtro anaeróbio) e reator aeróbio (biofiltro aerado submerso). O primeiro conjunto operou com TDH dos reatores anaeróbio e aeróbio de 8h cada. O segundo conjunto operou com TDH do reator anaeróbio de 8h e o TDH do reator aeróbio de 4 h. O experimento foi dividido em função das taxas de recirculação aplicada (0, 0,5, 1 e 2), nas fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Com relação a eficiência de remoção de DQO bruta, as eficiências médias obtidas para o conjunto 1 foram de 90, 84, 78 e 84%, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Enquanto que para o conjunto 2, as eficiências médias de remoção de matéria orgânica foram de 85, 80, 72 e 62%, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Na fase 1, sem recirculação, praticamente houve a nitrificação total da amônia. Nas fases 2 e 3 ocorreu a desnitrificação sem a adição de fonte externa de carbono. No entanto, na fase 4, com o aumento da velocidade ascensional do líquido o processo de nitrificação não ocorreu.

Oliveira Netto e Zaiat (2012) operaram um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio de volume total de $2,5 \text{ m}^3$ para remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Os melhores resultados foram encontrados quando o reator anaeróbio-aeróbio foi operado com TDH de 12 horas e razão de recirculação de 3,0, apresentando eficiências médias de remoção de DQO, N-NTK e SST de $92 \pm 3\%$, $68 \pm 11\%$ e $75 \pm 7\%$, respectivamente. Nessa fase, as concentrações médias efluentes foram de 54 ± 22 mg DQO/L, 14 ± 10 mg N-NTK/L e 70 ± 42 mg SST/L. Os autores revelaram ganhos obtidos na remoção de matéria orgânica e nitrogênio quando houve

aumento da vazão de recirculação do efluente tratado de 1,5 para 3,0. O estudo das constantes cinéticas aparentes comprovou que a vazão de recirculação é uma variável de grande importância para a melhora do desempenho do reator, não havendo a necessidade de adição de alcalinidade nem de fonte externa de carbono para promover a desnitrificação.

Pantoja Filho et al (2014) trabalharam com reator UASB seguido de reator aeróbio-anóxico de leito fixo, preenchido com espuma de poliuretano como meio suporte, para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Sulfeto de hidrogênio e metano, de origem sintética, foram utilizados como doadores de elétrons para a desnitrificação. O estudo foi dividido em três fases de operação: (1) condição de equilíbrio dinâmico da nitrificação; (2) injeção de biogás contendo metano e sulfeto de hidrogênio (380 g/m^3 e 50 g/m^3), variando o TDH entre 7,5 e 2,5 horas e (3) com injeção de biogás contendo metano e sulfeto de hidrogênio (380 g/m^3 e $0,5 \text{ g/m}^3$ e TDH de 5 horas. Os processos biológicos no reator aeróbio-anóxico de leito fixo ocorreram de forma sequencial, tendo ocorrido primeiramente a remoção de matéria orgânica, a nitrificação e posteriormente a desnitrificação. No entanto, foi possível observar em determinados pontos do reator, a ocorrência simultânea de diversos processos, porém em menor escala. Esta configuração de reator permitiu remoção de matéria orgânica com eficiências de até 98% e remoção de nitrogênio via nitrificação-desnitrificação com eficiências de 90%.

Foco et al (2015), avaliaram o desempenho de um sistema anaeróbio-aeróbio composto de filtro anaeróbio seguido de biofiltro aerado submerso (BAS) e decantador secundário. Os reatores foram operados sem e com recirculação do efluente tratado para amenizar os efeitos desfavoráveis das concentrações de matéria orgânica sobre a nitrificação e propiciar posterior remoção do nitrogênio em ambiente anóxico. As razões de recirculação foram 0,5; 1,5; 2,0 e 4,0 sem adição de carbono externo ou alcalinizante. Na razão de recirculação de 4,0 foram aplicadas taxas de carregamento orgânico e de nitrogênio ao sistema de $0,7 \pm 0,3 \text{ Kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e $0,08 \pm 0,02 \text{ kg N-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, atingindo remoções de DQO e NT de $92 \pm 4\%$ e $83 \pm 8\%$, respectivamente. Segundo os autores, a aplicação de taxa de carregamento orgânico no BAS, superiores a $0,30 \text{ kg DBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ inibe a nitrificação devido à competição por oxigênio.

5.3 Análise de Confiabilidade

A análise de confiabilidade do sistema de tratamento utilizando os reatores compartimentados foi realizada com os parâmetros efluentes de DQO bruta, DQO filtrada, SST, nitrogênio amoniacal e eficiência de remoção de matéria orgânica. As metas foram previamente adotadas para o efluente de acordo com as legislações estaduais brasileiras, apresentadas nas Tabelas 6 e 8 da seção de Materiais e Métodos.

As Figuras de 40 a 46 apresentam os percentuais de atendimento aos padrões de lançamento do efluente nos parâmetros estudados de acordo com as metas adotadas.

5.3.1 Percentual de atendimento aos padrões de lançamento

O percentual de atendimento de DQO bruta não foi satisfatório nas quatro fases operacionais estudadas, sendo influenciado negativamente pela perda de biomassa dos reatores (Figura 40). Quando considerado a DQO filtrada efluente, o percentual de atendimento foi bastante satisfatório em todas as fases operacionais, alcançando índices de 100% de atendimento para os dois reatores nas fases 1 e 3 (Figura 41). A Fase 4 foi a que apresentou o menor índice de atendimento para DQO bruta e filtrada para os dois reatores. Para a DQO bruta, os percentuais de atendimento nesta fase foram de apenas 6 e 16% para o reator compartimentado 1 e 2, respectivamente. Enquanto que para a DQO filtrada, os percentuais de atendimento foram satisfatórios, com índices de 84 e 91% para o reator 1 e 2, respectivamente. No entanto, a fase 4 apresentou o menor índice de atendimento em relação a DQO bruta e filtrada, devido ao menor tempo de detenção (8 horas) aplicado ao sistema de tratamento.

Figura 40: Percentual de atendimento aos padrões de lançamento em relação à DQO bruta.

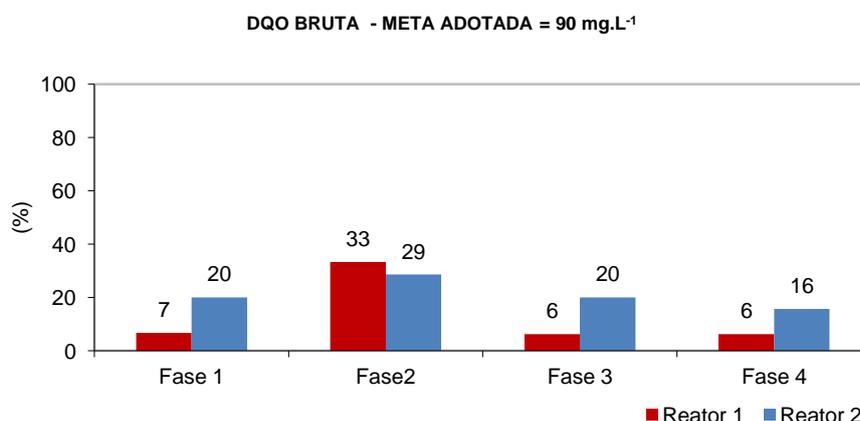
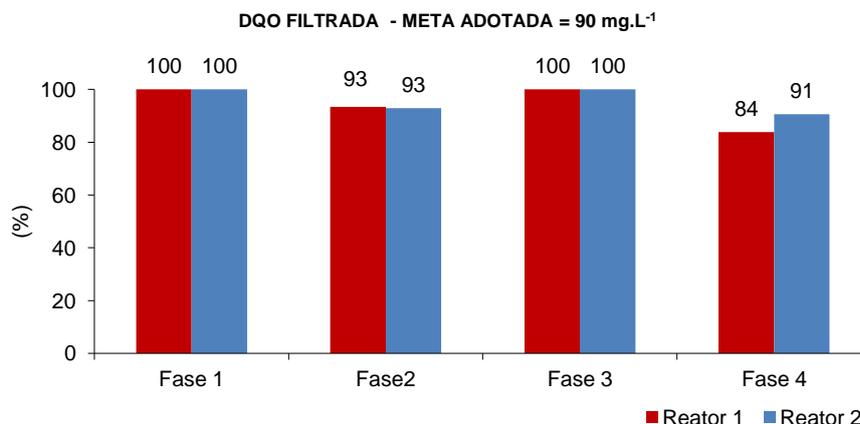


Figura 41: Percentual de atendimento aos padrões de lançamento em relação à DQO filtrada.

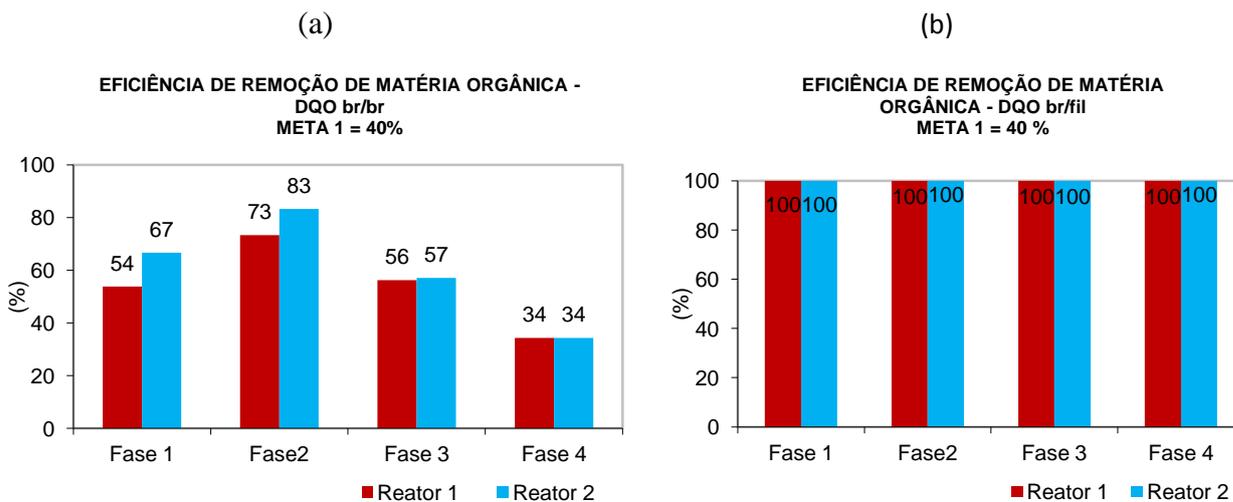


As metas adotadas de atendimento aos padrões de lançamento em relação à eficiência mínima de remoção de matéria orgânica foram baseadas na norma técnica de controle de carga orgânica não industrial da CRPH nº 2.002. Esta norma é aplicável às atividades não industriais, como: loteamento, edificações, residências multifamiliares, condomínios, hospitais, hotéis, restaurantes, portos, aeroportos, estações de tratamento de esgoto e emissários, outras atividades de comércio e serviços que geram esgotos sanitários e demais despejos contendo matéria orgânica biodegradável. Segundo a norma técnica, a carga orgânica antes de ser lançada no corpo receptor, deverá apresentar um nível de remoção em função da carga orgânica bruta, conforme apresentado na Tabela 7, na seção de Materiais e Métodos. As Figuras 42, 43 e 44 apresentam o percentual de atendimento em relação à eficiência de remoção de matéria orgânica para as metas 1, 2 e 3, cuja eficiência mínima de remoção de matéria orgânica adotadas foram de 40, 70 e 80%, respectivamente.

A carga orgânica bruta afluyente dos reatores compartimentados foi menor que 2,0 kg DQO/dia durante todo o período monitorado. Utilizando esse valor na norma técnica nº 2002 da CPRH, a eficiência mínima de remoção dos reatores compartimentados deveria ser de apenas 40% (Tabela 7). Os gráficos da Figura 42 apresentam os percentuais de atendimento aos padrões de lançamento em relação à eficiência de remoção de matéria orgânica para a Meta 1= 40%. Quando considerado a DQO bruta afluyente e a DQO bruta efluente (Figura 42a), os percentuais de atendimento foram de 54, 73, 56 e 34% para o reator 1 nas fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente; enquanto que para o reator 2, os percentuais de atendimento foram de 67, 83, 57, e 34% para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Na fase 2, quando foi mantido o TDH de 12 h e aplicada a recirculação nos reatores, os percentuais de atendimento

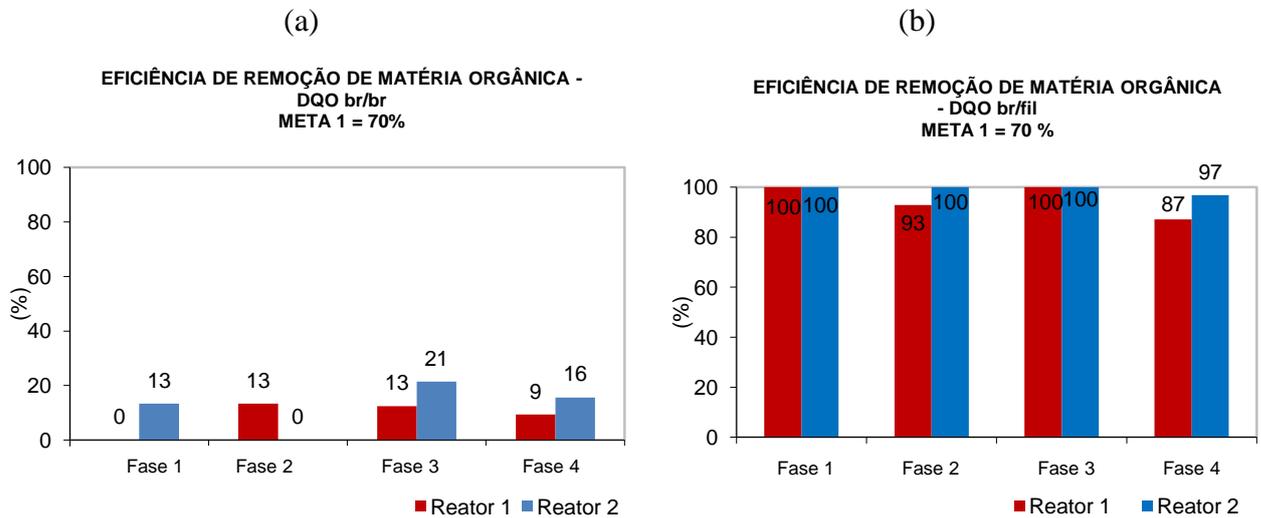
aumentaram significativamente de 54 para 73% no reator 1 e de 67 para 83% no reator 2. No entanto, quando a recirculação foi mantida e o TDH reduzido de 12 para 10 h (Fase 3) e posteriormente para 8 h (Fase 4), os percentuais de atendimento diminuíram significativamente devido à perda de biomassa no sistema. Fato esse comprovado pelos percentuais de atendimento de remoção de matéria orgânica quando considerando a DQO bruta afluente e a DQO filtrada efluente. Os percentuais de atendimento de remoção de matéria orgânica para a Meta 1 foram de 100% em todas as fases e nos dois reatores (Figura 42b).

Figura 42: Percentual de atendimento aos padrões de lançamento em relação à eficiência de remoção de matéria orgânica para a Meta 1= 40%. (a) considerando DQO bruta afluente e DQO bruta efluente; (b) considerando DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente.



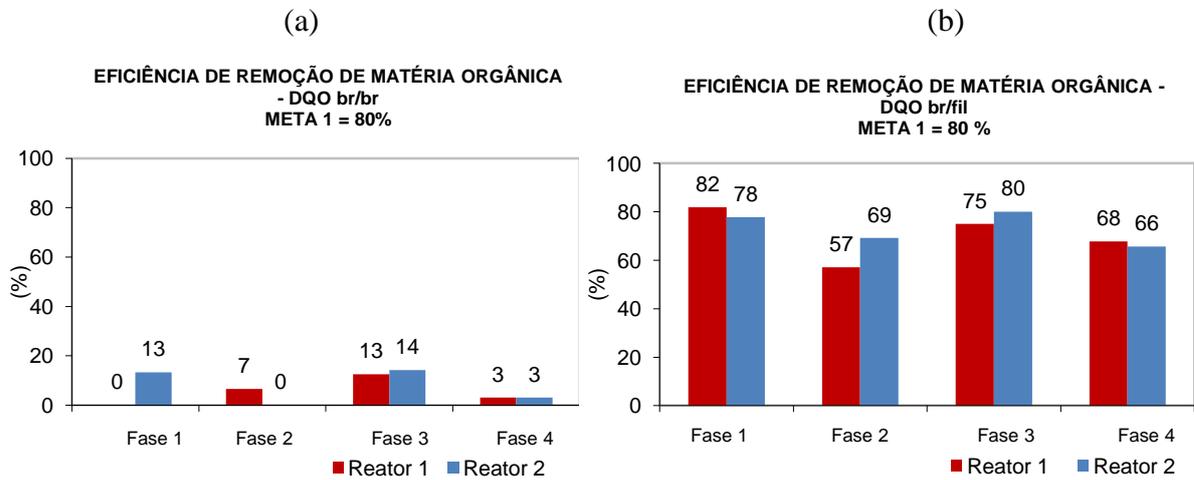
Quando foi aplicada a Meta 2, cuja eficiência mínima de remoção de matéria orgânica adotada foi de 70% (Figura 43), os percentuais de atendimento diminuíram significativamente quando considerando a DQO bruta afluente e a DQO bruta efluente (Figura 43a). O melhor percentual alcançado pelos reatores compartimentados 1 e 2 foram de 13% e 21% na Fase 3, respectivamente. No entanto, os percentuais de atendimento de eficiência mínima de remoção de matéria orgânica, considerando a DQO bruta afluente e a DQO filtrada efluente (Figura 43b) para a Meta 2 foram para o reator compartimentado 1 de 100, 93, 100 e 87% nas fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Para o reator compartimentado 2, os percentuais de atendimento de eficiência mínima de remoção de matéria orgânica foram de 100% para as fases 1, 2 e 3 e de 97% para a fase 4.

Figura 43: Percentual de atendimento aos padrões de lançamento em relação à eficiência de remoção de matéria orgânica para a Meta 2 = 70%. (a) considerando DQO bruta afluente e DQO bruta efluente; (b) considerando DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente.



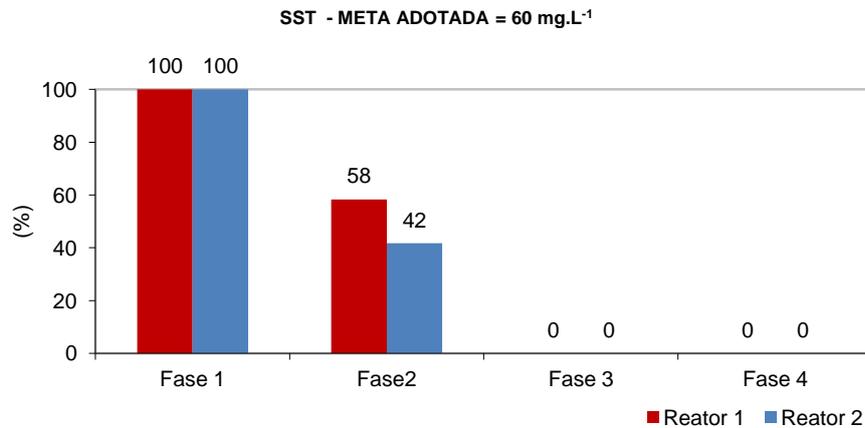
Para a Meta 3, cuja eficiência mínima de remoção de matéria orgânica adotada foi de 80% (Figura 44), os percentuais de atendimento em relação à eficiência de remoção de matéria orgânica considerando a DQO bruta afluente e DQO bruta efluente foram insatisfatórios, em função da grande perda de biomassa do sistema de tratamento. No entanto, mesmo quando considerado a DQO bruta afluente e a DQO filtrada efluente, os percentuais de atendimento não alcançaram a meta adotada, exceto para reator 1 na fase 1 e o reator 2 na fase 3 (Figura 44). Os percentuais de atendimento em relação à eficiência de matéria orgânica, considerando a DQO bruta afluente e DQO bruta efluente do reator compartimentado 1, foram de 0, 7, 13 e 3% para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente; enquanto que para o reator compartimentado 2 foram de 13, 0, 14 e 3%, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os percentuais de atendimento em relação à eficiência de matéria orgânica, considerando a DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente do reator compartimentado 1, foram de 82, 57, 75, 68% para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente; enquanto que para o reator compartimentado 2 foram de 78, 69, 80 e 66%, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Figura 44: Percentual de atendimento aos padrões de lançamento em relação à eficiência de remoção de matéria orgânica (DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente) para a Meta 3 = 80%. (a) considerando DQO bruta afluente e DQO bruta efluente; (b) considerando DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente.



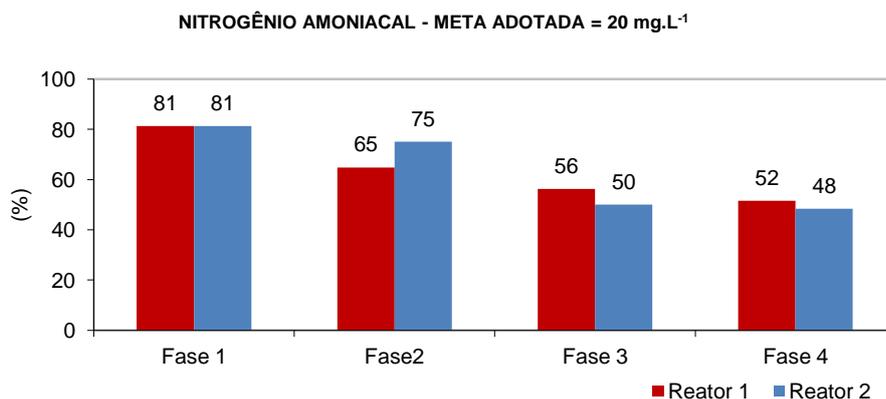
O percentual de atendimento aos padrões em relação aos SST (Figura 45) sofreu grande influência do tempo de detenção hidráulico e da razão de recirculação. Quando os reatores operaram sem recirculação (Fase 1), o percentual de atendimento em relação aos SST foi de 100% para ambos reatores. Na fase 2, onde foi mantido o mesmo TDH de 12 horas da fase 1 e introduzido a razão de recirculação ($r = 1,5$ para o reator 1 e $r = 3,0$ para o reator 2), o percentual de atendimento foi reduzido para 58 e 42% para os reatores 1 e 2, respectivamente. Nas fases 3 e 4, quando a razão de recirculação foi mantida e o TDH foi reduzido para 10 e 8 h, respectivamente, não houve atendimento aos padrões de lançamento em relação aos SST em nenhuma coleta realizada. Com a introdução da recirculação do efluente e a diminuição do TDH, ocorreu um aumento na velocidade superficial do líquido e consequente despreendimento de biomassa do meio suporte o que ocasionou aumento das concentrações efluentes de DQO total e SST nos dois reatores.

Figura 45: Percentual de atendimento aos padrões de lançamento em relação aos SST.



Embora a legislação CONAMA 430/2011, na seção III, artigo 21, não exija mais padrão de lançamento de efluente para nitrogênio amoniacal de efluentes oriundos de sistemas de tratamento de esgotos, foi adotada a meta de padrão de lançamento de 20 mg/L, para o estudo da análise de confiabilidade do sistema de tratamento. A Figura 46 apresenta os percentuais de atendimento aos padrões de lançamento em relação ao nitrogênio amoniacal. Na fase 1, quando os reatores foram operados identicamente com TDH = 12 h e sem recirculação do efluente, o percentual de atendimento para nitrogênio amoniacal foi de 81% para ambos os reatores, pois o nitrogênio amoniacal foi convertido para nitrato. Os percentuais de atendimento em relação ao nitrogênio amoniacal diminuíram com a redução do TDH e da introdução da razão de recirculação. Para o reator 1, os percentuais de atendimento diminuíram de 81% para 65, 56 e 52%, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente. Enquanto que no reator 2, os percentuais de atendimento diminuíram para 75, 50 e 48%, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente (Figura 46).

Figura 46: Percentual de atendimento aos padrões de lançamento em relação ao nitrogênio amoniacal.



5.3.2 Coeficientes de confiabilidade (CDC) e concentrações médias para atendimento as metas de lançamento

Os valores de CDC encontrados foram calculados considerando o coeficiente de variação (CV) dos parâmetros estudados para os níveis de confiabilidade de 40, 50, 60, 70, 80, 85, 90, 95 e 99%. A Tabela 12 mostra os CVs obtidos para os dois reatores compartimentados, separados pelas fases operacionais estudadas. Os parâmetros avaliados apresentaram coeficiente de variação elevados, o que pode indicar uma instabilidade do sistema de tratamento. O mesmo fato também foi observado por Oliveira e von Sperling (2008) que destacou que baixos valores de CV, não implicam em bons desempenhos, mas apenas uma condição mais estável de operação. Os parâmetros de SST e nitrogênio amoniacal apresentaram maior variação do coeficiente de variação entre as fases estudadas, sendo mais influenciados pelas condições operacionais aplicadas de razão de recirculação e tempo de detenção hidráulico.

Tabela 12: Coeficientes de variação para as fases operacionais estudadas.

Parâmetro	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	Fase 1 n = 15	Fase 2 n = 15	Fase 3 n = 16	Fase 4 n = 32	Fase 1 n = 15	Fase 2 n = 15	Fase 3 n = 16	Fase 4 n = 32
DQO bruta	2,20	2,56	2,39	2,17	2,45	2,25	2,00	1,90
DQO filtrada	2,92	2,22	2,12	2,05	3,50	1,89	2,68	2,10
SST	3,48	1,67	3,90	6,43	3,80	2,36	3,04	3,90
Nitrogênio amoniacal	2,69	3,33	4,73	4,67	2,16	3,22	1,78	2,52

n= número de dados analisados.

As Tabelas 13, 14, 15 e 16 apresentam os resultados obtidos dos coeficientes de confiabilidade (CDC) e das concentrações médias de projeto e/ou operação que deveriam ser alcançadas. A interpretação das tabelas abaixo citadas é feita da seguinte forma: Por exemplo, na Tabela 13, para um nível de confiabilidade de 80%, obteve-se um CDC de 0,79 para o parâmetro de DQO bruta no reator compartimentado 1. Com este valor de CDC, o reator compartimentado 1 deveria ter apresentado concentração média de DQO bruta de 71 mg/L, de forma a garantir um nível de confiabilidade de 80%, ou seja, para garantir que em 80% do

tempo de operação, os resultados deste parâmetro no efluente alcancem a meta adotada. Na última linha da tabela, pode-se observar a concentração média real obtida.

Tabela 13: Valores dos coeficientes de confiabilidade, concentrações a serem alcançadas e concentrações médias reais obtidas nos reatores compartimentados na Fase 1.

Coeficiente de Confiabilidade (CDC)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	3,38	4,52	5,44	4,15	3,77	5,46	5,97	3,32
50	2,41	3,09	3,63	2,87	2,65	3,64	3,93	2,38
60	1,72	2,11	2,41	1,99	1,86	2,42	2,58	1,70
70	1,20	1,40	1,56	1,34	1,27	1,57	1,65	1,19
80	0,79	0,87	0,94	0,85	0,82	0,94	0,98	0,79
85	0,61	0,65	0,69	0,64	0,62	0,69	0,71	0,61
90	0,44	0,45	0,46	0,45	0,44	0,46	0,47	0,44
95	0,27	0,26	0,26	0,26	0,27	0,26	0,26	0,27
99	0,11	0,09	0,09	0,10	0,10	0,09	0,08	0,11

Concentrações médias de projeto/operação que deveriam ser alcançadas (mg/L)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	304	406	327	83	339	492	358	66
50	217	278	218	57	238	327	236	48
60	155	190	145	40	167	218	155	34
70	108	126	94	27	115	141	99	24
80	71	79	56	17	74	85	59	16
85	55	59	41	13	56	62	42	12
90	40	41	28	9	40	42	28	9
95	24	24	16	5	24	23	16	5
99	10	8	5	2	9	8	5	2
Concentração média obtida (mg/L)	184	49	33	15	129	40	34	14

Tabela 14: Valores dos coeficientes de confiabilidade, concentrações a serem alcançadas e concentrações médias reais obtidas nos reatores compartimentados na Fase 2.

Coeficiente de Confiabilidade (CDC)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	3,93	3,41	2,60	5,19	3,46	2,92	3,63	5,00
50	2,74	2,43	1,94	3,48	2,46	2,14	2,56	3,37
60	1,91	1,73	1,45	2,33	1,75	1,56	1,81	2,27
70	1,30	1,21	1,06	1,52	1,22	1,12	1,25	1,49
80	0,83	0,79	0,74	0,92	0,80	0,76	0,81	0,91
85	0,63	0,61	0,59	0,68	0,61	0,60	0,62	0,67
90	0,44	0,44	0,44	0,46	0,44	0,44	0,44	0,46
95	0,27	0,27	0,29	0,26	0,27	0,28	0,27	0,26
99	0,10	0,11	0,13	0,09	0,11	0,12	0,11	0,09

Concentrações médias de projeto/operação que deveriam ser alcançadas (mg/L)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	354	307	156	104	311	263	218	100
50	247	219	117	70	222	192	154	67
60	172	156	87	47	158	141	109	45
70	117	109	64	30	110	101	75	30
80	75	71	44	18	72	68	48	18
85	57	55	35	14	55	54	37	13
90	40	40	27	9	40	40	27	9
95	24	24	18	5	24	25	16	5
99	9	10	8	2	10	11	6	2

Concentração média obtida (mg/L)	119	50	65	14	132	46	71	16
---	------------	-----------	-----------	-----------	------------	-----------	-----------	-----------

Tabela 15: Valores dos coeficientes de confiabilidade, concentrações a serem alcançadas e concentrações médias reais obtidas nos reatores compartimentados na Fase 3.

Coeficiente de Confiabilidade (CDC)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	3,67	3,26	6,15	7,57	3,08	4,13	4,70	2,77
50	2,59	2,35	4,03	4,83	2,23	2,86	3,20	2,04
60	1,83	1,68	2,64	3,08	1,62	1,98	2,17	1,51
70	1,26	1,18	1,68	1,90	1,15	1,34	1,44	1,09
80	0,81	0,78	0,99	1,08	0,77	0,84	0,89	0,75
85	0,62	0,61	0,71	0,77	0,60	0,64	0,66	0,59
90	0,44	0,44	0,47	0,50	0,44	0,45	0,45	0,44
95	0,27	0,27	0,26	0,26	0,28	0,26	0,26	0,29
99	0,10	0,11	0,08	0,08	0,12	0,10	0,09	0,13

Concentrações médias de projeto/operação que deveriam ser alcançadas (mg/L)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	330	294	369	151	277	372	282	55
50	233	211	242	97	201	257	192	41
60	164	152	158	62	146	178	130	30
70	113	106	101	38	103	120	86	22
80	73	70	59	22	69	76	53	15
85	56	55	43	15	54	57	40	12
90	40	40	28	10	40	40	27	9
95	24	25	16	5	25	24	16	6
99	9	10	5	2	11	9	6	3
Concentração média obtida (mg/L)	167	49	118	17	187	51	159	17

Tabela 16: Valores dos coeficientes de confiabilidade, concentrações a serem alcançadas e concentrações médias reais obtidas nos reatores compartimentados na Fase 4.

Coeficiente de Confiabilidade (CDC)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	3,34	3,15	10,63	7,48	2,93	3,23	6,14	3,87
50	2,39	2,28	6,51	4,78	2,15	2,33	4,02	2,71
60	1,71	1,65	3,99	3,05	1,57	1,67	2,64	1,89
70	1,20	1,16	2,36	1,89	1,12	1,18	1,68	1,29
80	0,79	0,77	1,28	1,08	0,76	0,78	0,99	0,83
85	0,61	0,60	0,88	0,76	0,60	0,60	0,71	0,63
90	0,44	0,44	0,54	0,50	0,44	0,44	0,47	0,44
95	0,27	0,28	0,27	0,26	0,28	0,27	0,26	0,27
99	0,11	0,12	0,07	0,08	0,12	0,11	0,08	0,10

Concentrações médias de projeto/operação que deveriam ser alcançadas (mg/L)								
Nível de confiabilidade (%)	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	DQO bruta	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal	DQO total	DQO filtrada	SST	Nitrogênio amoniacal
40	300	284	638	150	264	291	368	77
50	215	205	391	96	193	209	241	54
60	154	148	239	61	141	151	158	38
70	108	105	142	38	101	106	101	26
80	71	70	77	22	68	70	59	17
85	55	54	53	15	54	54	43	13
90	40	40	33	10	40	40	28	9
95	25	25	16	5	25	25	16	5
99	10	10	4	2	11	10	5	2

Concentração média obtida (mg/L)	215	57	135	19	228	54	193	19
---	------------	-----------	------------	-----------	------------	-----------	------------	-----------

A partir da análise das Tabelas 13 a 16, observou-se que não houve grande variabilidade dos coeficientes de confiabilidade entre as fases operacionais e os constituintes estudados. Para níveis de confiabilidade elevados, os valores do coeficiente de variação variam inversamente com os valores do CDC, conforme observado por Oliveira e von Sperling (2008). Desta forma, a concentração de projeto será mais próxima da meta ou padrão de lançamento adotado. Tal fato implica numa operação mais rigorosa e estável, não permitindo grandes variações nas concentrações efluentes do sistema de tratamento em estudo.

As concentrações médias obtidas de DQO bruta não se enquadraram nos níveis de confiabilidade de 80, 85, 90 e 99%. As concentrações reais obtidas foram muito maiores que as concentrações médias de projeto/operação que deveriam ser alcançadas. Este fato aconteceu para os dois reatores compartimentados em todas as fases operacionais estudadas. As concentrações médias de projeto/operação, para o menor nível de confiabilidade aceitado (80%), deveriam ser para o reator compartimentado 1 de 71, 75, 73 e 71 mg/L para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Enquanto que para o reator compartimentado 2, concentrações médias de projeto/operação, deveriam ser de 74, 72, 69 e 68 mg/L. As concentrações reais obtidas foram de 184, 119, 167 e 215 mg/L para o reator compartimentado 1 e para o reator compartimentado 2 de 129, 132, 187 e 228 mg/L nas fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Tabelas 13, 14, 15 e 16).

As concentrações médias obtidas de DQO filtrada foram mais próximas das concentrações de projeto/operação. Para este parâmetro, o nível de confiabilidade foi acima de 85% para os dois reatores compartimentados em todas as fases operacionais estudadas. O reator compartimentado 2 alcançou nível de confiabilidade de 90% na Fase 1 (Tabela 17).

Os SST apresentaram queda nos níveis de confiabilidade quando foi introduzida a vazão de recirculação. Na Tabela 17, pode-se observar que na fase 1, onde os reatores compartimentados operaram igualmente com TDH = 12 h e sem recirculação, o nível de confiabilidade de SST foi de 85%. Ou seja, em 85% do tempo de operação dos reatores, o parâmetro de SST alcançou a meta pré-estabelecida para o efluente. No entanto, quando foi aplicada a vazão de recirculação do efluente o nível de confiabilidade diminuiu influenciado pelo aumento da velocidade ascensional do líquido, redução do tempo de detenção hidráulico e perda de biomassa do reator. No reator compartimentado 1, o nível de confiabilidade foi de

85% na fase 1, com redução para 70, 60 e 40% para as fases 2, 3 e 4, respectivamente. No reator compartimentado 2, o nível de confiabilidade na fase 1 foi também de 85% na fase 1, com redução para 70, 50, 50% para as fases 2, 3 e 4, respectivamente (Tabela 17).

Em relação ao nitrogênio amoniacal, apenas o reator compartimentado 1 apresentou concentrações médias obtidas próximas as concentrações médias de projeto, para um nível de confiabilidade de 85% para as fases 1 e 2 e de 80% para as fases 3 e 4 (Tabela 17). O reator compartimentado 2, apresentou níveis de confiabilidade de 85, 80, 70 e 70%, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

A Tabela 17 apresenta um resumo dos níveis de confiabilidade dos reatores compartimentados nas fases operacionais estudadas.

Tabela 17: Resumo dos níveis de confiabilidade dos reatores compartimentados.

Parâmetro	Reator compartimentado 1				Reator compartimentado 2			
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
	n = 15	n = 15	n = 16	n = 32	n = 15	n = 15	n = 16	n = 32
DQO bruta (%)	50	70	60	50	60	60	50	40
DQO filtrada (%)	85	85	85	85	90	85	85	85
SST (%)	85	70	60	40	85	70	50	50
Nitrogênio amoniacal (%)	85	85	80	80	85	80	70	70

O reator compartimentado 1 apresentou melhores níveis de confiabilidade nos parâmetros estudados para a Fase 2, quando operado com TDH de 12 horas e razão de recirculação de 1,5. Nesta fase, os níveis de confiabilidade para a DQO bruta, DQO filtrada, SST e nitrogênio amoniacal foram de 70, 85, 70 e 85%. Com a redução do TDH nas fases 3 e 4, operadas com THD de 10 e 8 horas, respectivamente, houve uma diminuição gradual e significativa dos níveis de confiabilidade de DQO bruta e SST. Nestas fases, os níveis de confiabilidade de DQO bruta diminuíram de 70 para 60% na fase 3 e para 50% na fase 4; enquanto que os níveis de confiabilidade de SST diminuíram de 70 para 60% na fase 3 e para 40%, na fase 4.

O reator compartimentado 2 também demonstrou melhores índices de confiabilidade para a fase 2, quando operado com TDH de 12 h e razão de recirculação de 3,0. Os níveis de confiabilidade para a DQO bruta, DQO filtrada, SST e nitrogênio amoniacal foram de 60, 85, 70 e 80%. Da mesma forma que aconteceu no reator compartimentado 1, os níveis de confiabilidade diminuíram com a redução do tempo de detenção hidráulico nas fases 3 e 4. Nestas fases, os níveis de confiabilidade de DQO bruta diminuíram de 60 para 50%, na fase 3 e para 40% na fase 4; enquanto que os níveis de confiabilidade de SST diminuíram de 70 para 60% na fase 3 e para 40% na fase 4.

Embora a fase 1 tenha apresentado bons níveis de confiabilidade, esta fase foi operada para otimizar a etapa da nitrificação. Com a introdução da recirculação do efluente nitrificado para o compartimento anaeróbio é que foi possível promover a nitrificação e desnitrificação (Fases 2, 3 e 4).

A análise de confiabilidade comprovou a perda de eficiência de remoção simultânea de matéria orgânica e nitrogênio quando os reatores operaram com TDH de 10 e 8 horas e com razão de recirculação devido ao aumento da velocidade ascensional do líquido o que favoreceu o desprendimento da biomassa do meio suporte.

Morais et al (2011) realizaram estudo de análise de confiabilidade da estação de tratamento de esgotos da Mangueira, composta de reator UASB e lagoa de polimento, em função dos tipos de operação da estação (pública, privada ou mista). Os autores observaram altos níveis de confiabilidade para a remoção de DQO filtrada, com índices acima de 90%, alcançando 99% quando a ETE teve operação adequada. Enquanto que para a DQO bruta foram encontrados níveis de confiabilidade de apenas 20%, evidenciando a redução da eficiência devido à perda de sólidos com efluente do reator UASB. Para os parâmetros de SST e nitrogênio amoniacal, as concentrações médias obtidas foram bem superiores as concentrações de projeto/operação para os níveis de confiabilidade calculados, gerando níveis de confiabilidade baixos. Os melhores níveis de confiabilidade encontrados foram de 50% para SST e de apenas 10% para nitrogênio amoniacal.

Von Sperling e Chernicharo (2000) avaliaram o desempenho de 32 processos de tratamento mais comumente utilizados no mundo e concluíram que a maioria deles é capaz de alcançar valores razoáveis de qualidade de efluente, considerando os parâmetros de DBO, DQO e

algumas vezes, SST. No entanto, para nitrogênio amoniacal, coliformes termotolerantes e principalmente fósforo, somente uma faixa limitada de tecnologias de tratamento consegue gerar um efluente compatível com os padrões de lançamento existentes.

Alderson et al (2015) avaliaram a confiabilidade de cinquenta seis estações de tratamento de águas residuais de baixo custo, em grande escala, incluindo nove tecnologias diferentes de tratamento para reutilização de águas residuárias em aquicultura e agricultura no nordeste do Brasil. As tecnologias avaliadas foram fossas sépticas (ST), fossas sépticas + filtros anaeróbios (ST+AF), fossas sépticas + filtros anaeróbios + cloração (ST+AF+Cl); lagoas facultativas (FP), lagoa facultativa + lagoa de maturação (FP+MP), lagoa anaeróbia + facultativas + lagoas de maturação (AP+FP+MP), lagoa aerada facultativa + lagoa facultativa + lagoa de maturação (FAP+FP+MP); reatores UASB e reatores UASB + cloração (UASB+Cl). Os dados de monitoramento e eficiência apresentaram grande variabilidade entre estações de tratamento do mesmo tipo, destacando a importância da boa gestão e operação adequada. As tecnologias que apresentaram a mais alta confiabilidade para reutilização de águas residuais foram AP + FP + MP, seguidos por ST + AF + Cl e FAP + FP + MP. UASB e UASB + Cl. Os piores desempenhos foram observados para os sistemas de ST, FP + MP e FP. Segundo os autores, para níveis de confiabilidade de 80%, os sistemas de tratamento de baixo custo são capazes de fornecer efluente adequado para reutilização de águas residuais na agricultura e aquicultura.

5.4 Dinâmica da população microbiana revelada por PCR-DGGE

Nessa seção serão apresentados os resultados preliminares do estudo da dinâmica da população nos reatores compartimentados nas fases operacionais estudadas. A composição da comunidade microbiana geral nos reatores foi investigada por meio da técnica DGGE, baseada nos fragmentos de 16S rRNA amplificados por PCR. As concentrações finais de DNA nas amostras do lodo aderido no meio suporte e do lodo em suspensão nos reatores compartimentados, no final das fases 1, 2 e 4 são apresentadas nas Tabelas 18 e 19.

Tabela 18: Concentração final do DNA encontrada nas amostras no final da Fase 1 e os seus respectivos graus de pureza

	Número da amostra	Amostras	ng.µL ⁻¹	Fator de purificação	
				A _{260/280}	A _{260/230}
Final da Fase 1	1	Reator 1 – compartimento aeróbio - lodo aderido no meio suporte	9,7	1,75	0,41
	2	Reator 1 – compartimento aeróbio 2 - lodo aderido no meio suporte	15,1	2,02	0,47
	3	Reator 2 – compartimento aeróbio - lodo aderido no meio suporte	14,1	1,92	0,47
	4	Reator 2 – compartimento aeróbio 2 - lodo aderido no meio suporte	14,5	1,87	0,51
	5	Reator 1 – compartimento aeróbio – lodo suspensão	14,0	1,96	0,49
	6	Reator 1 – compartimento aeróbio 2 - lodo em suspensão	13,1	2,16	0,47
	7	Reator 2 – compartimento aeróbio - lodo em suspensão	13,7	2,08	0,50
	8	Reator 2 – compartimento aeróbio 2 - lodo em suspensão	13,9	1,92	0,50

Tabela 19 - Concentração final do DNA e os seus respectivos graus de pureza encontrada nas amostras no final da fase 2 e 4

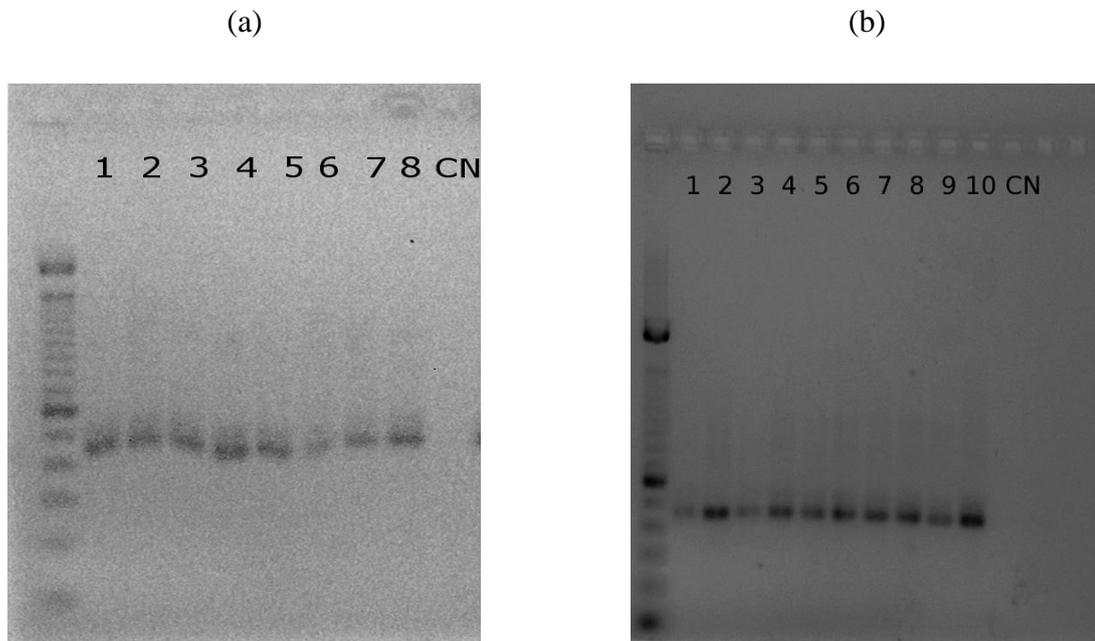
Número da amostra	Amostras	ng.µL ⁻¹	Fator de purificação		
			A _{260/280}	A _{260/230}	
Final da Fase 2	1	Reator 1 – compartimento aeróbio - lodo aderido no meio suporte	16,9	2,01	1,44
	2	Reator 1 – compartimento aeróbio - lodo em suspensão	6,8	2,51	0,29
	3	Reator 2 – compartimento aeróbio - lodo em suspensão	10,7	2,00	1,42
	4	Reator 2 – compartimento aeróbio - lodo aderido no meio suporte	5,1	2,85	0,53
	5	Reator 1 – compartimento anaeróbio	10,2	1,92	0,97
Final da Fase 4	6	Reator 1 – compartimento aeróbio – lodo em suspensão	12,2	2,04	1,11
	7	Reator 1 – compartimento aeróbio – lodo aderido no meio suporte	13,5	1,97	1,24
	8	Reator 2 – compartimento anaeróbio	11,7	2,05	1,20
	9	Reator 2 – compartimento aeróbio - lodo em suspensão	24,9	2,08	1,38
	10	Reator 2 – compartimento aeróbio – lodo aderido no meio suporte	17,4	1,95	1,32

Os resultados de PCR com as ampliações das bandas para o domínio bactéria, bactérias oxidantes de amônio (AOB), bactérias desnitrificantes e Anammox são apresentados nas Figuras 47 a 51. Os resultados de PCR não foram positivos para Archaea. Os padrões de bandas de DGGE das amostras provenientes dos reatores no final das fases 1, 3 e 4 estão representadas pela Figura 51.

A técnica da reação em cadeia da polimerase (PCR) foi positiva, em todas as amostras, para as ampliações das bandas em relação ao domínio bactéria, podendo ser observado na Figura 47. A PCR realizada para bactérias teve a finalidade de posteriormente certificar se há ou não presença bactérias nitrificantes e desnitrificantes nas fases estudadas, para o futuro sequenciamento das bandas.

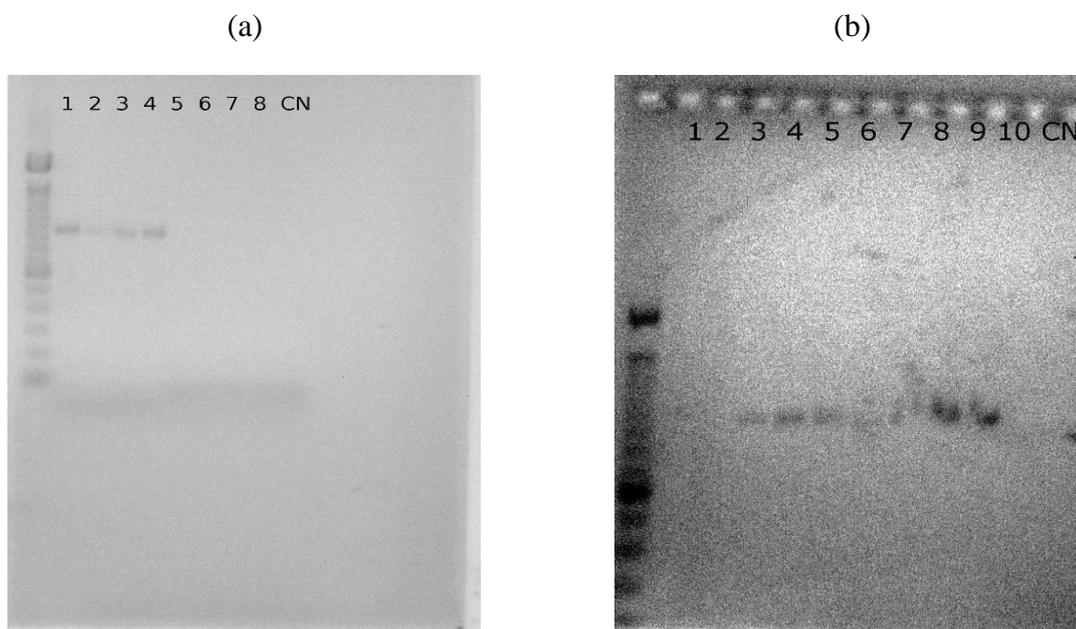
Nas Figuras de 47 a 51, as legendas dos pontos estão descritas na Tabela 18 para as amostras do final da fase 1 e na Tabela 19 nas amostras realizadas no final das fases 2 e 4.

Figura 47: Resultado da PCR com as ampliações das bandas para o domínio bactéria. (a) final da fase 1; (b) final das fases 2 e 4.



No final da fase 1, a PCR para a amplificação das bandas das bactérias oxidantes de amônio (AOB) revelou a presença nas amostras do meio suporte do reator compartimentado 1 e 2 e ausência no lodo em suspensão de ambos os reatores (Figura 48a). No final da fase 2, o reator compartimentado 1 não teve presença de AOB, nem no lodo aderido nem no lodo em suspensão. Esse fato pode estar associado a uma possível falha na amostragem, onde a biomedia e o lodo em suspensão que foram coletados em apenas uma zona do reator compartimentado pode não ter sido uma amostra representativa ou ainda a possibilidade de um possível erro analítico. As amostras 5 e 8 da Figura 48b revelam a presença de bactérias oxidantes de amônio no compartimento anaeróbio/anóxico. Esse fato está intrinsecamente relacionado com a recirculação do efluente tratado com a presença de AOB para o compartimento anaeróbio/anóxico e uma possível influência da câmara de aeração na parte superior desse compartimento.

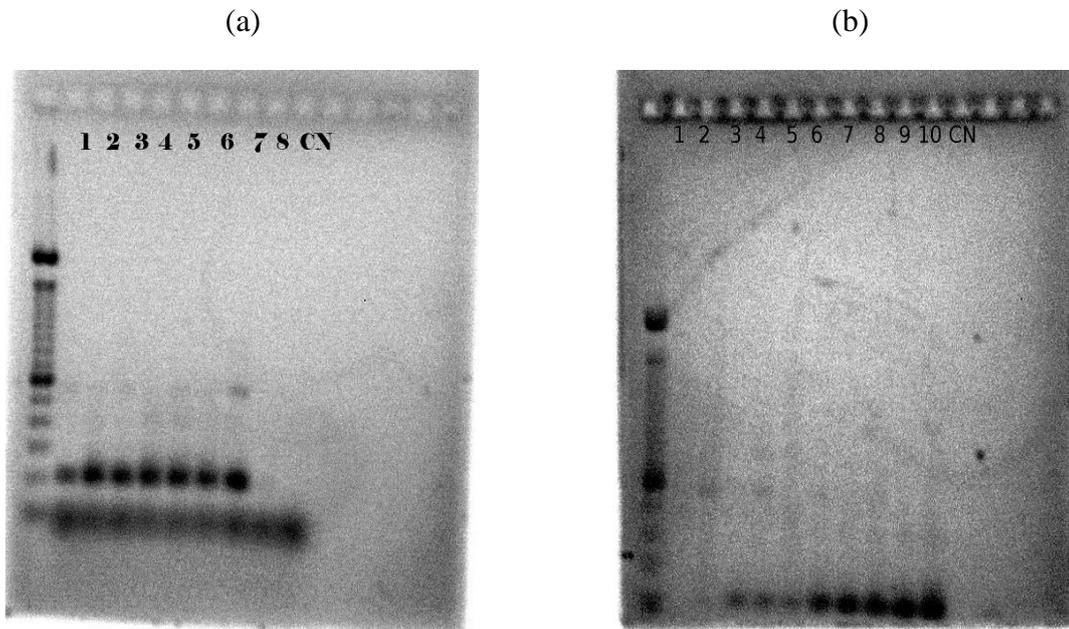
Figura 48: Resultado da PCR com as ampliações das bandas para as bactérias oxidantes de amônio (AOB). (a) final da fase 1; (b) final das fases 2 e 4.



Os resultados de PCR apresentaram presença de bactérias desnitrificantes no compartimento aeróbio em todas amostras do final da fase 1, onde os reatores funcionavam com os compartimentos anaeróbio-aeróbio sem recirculação. Segundo Wolff (2005), os micro-organismos desnitrificantes podem se proliferar em ambientes aeróbios devido à sua habilidade em utilizar o oxigênio e oxidar a matéria orgânica. No entanto, para que a desnitrificação ocorra é necessário um ambiente com baixo nível de oxigênio dissolvido disponível, de tal forma que os micro-organismos utilizem o oxigênio do NO_3^- e do NO_2^- para respiração, ao invés do oxigênio do ar.

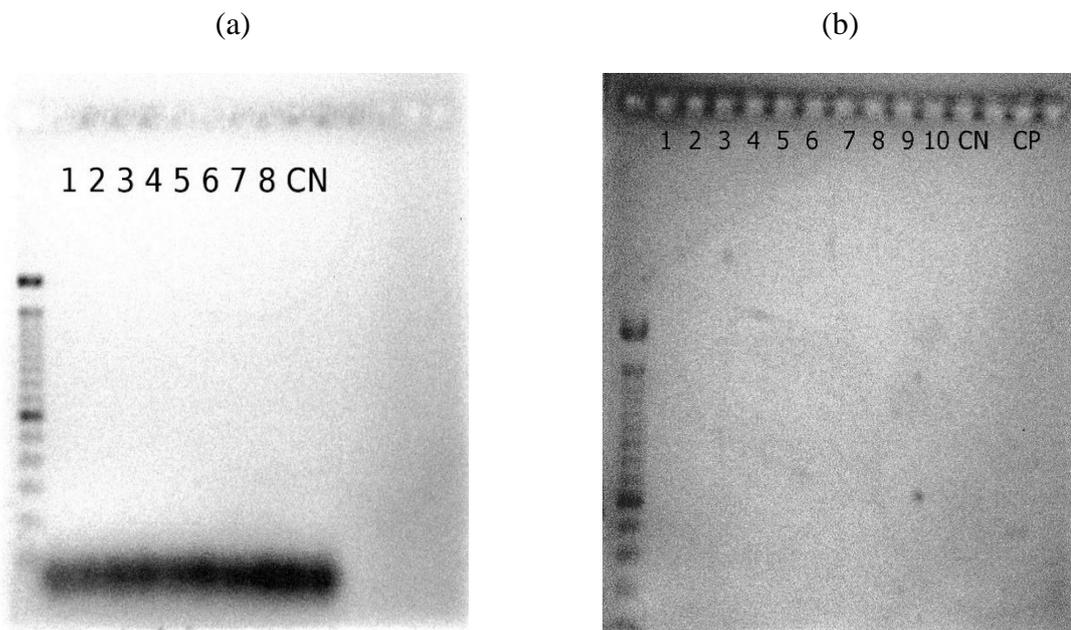
No final das fases 2 e 4, houve presença das bactérias desnitrificantes para todas as amostras, o que era esperado devido a recirculação do efluente tratado para o compartimento anaeróbio/anóxico. As amostras 1 e 2, que correspondem ao lodo aderido no meio suporte do compartimento anaeróbio do reator compartimentado 1 apresentaram ausência de desnitrificantes, da mesma forma que aconteceu para as bactérias oxidantes de amônio da Figura 48. Fato que pode complementar a hipótese de uma amostra não representativa ou um possível erro analítico, uma vez que os dados físico-químicos indicaram a desnitrificação.

Figura 49: Resultado da PCR com as ampliações das bandas para bactérias desnitrificantes. (a) final da fase 1; (b) final das fases 2 e 4.



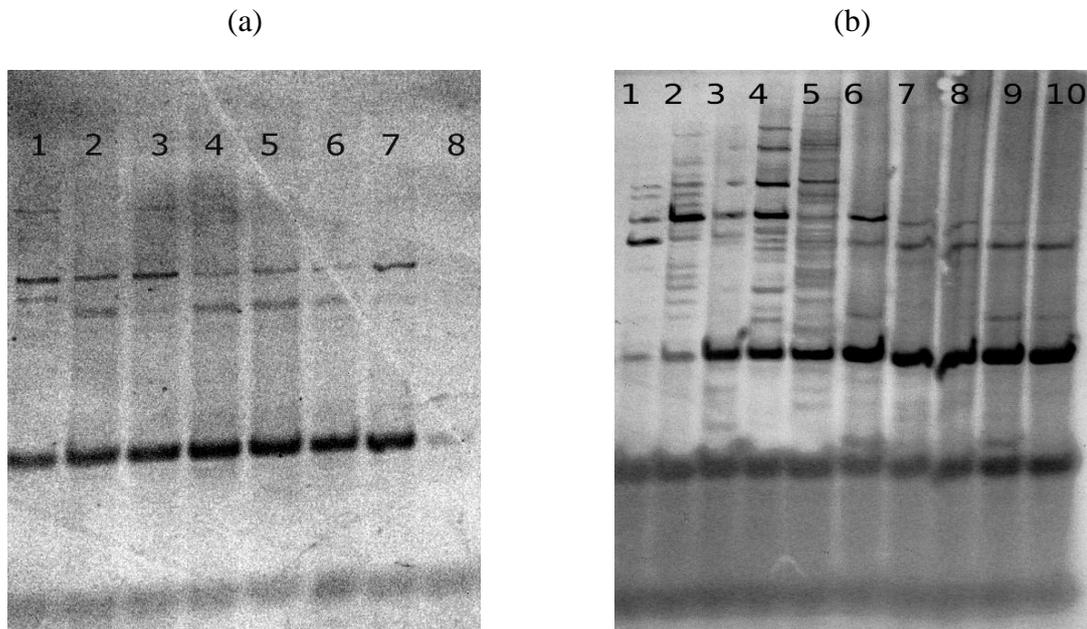
Não foi encontrada a presença de ANAMMOX em nenhuma amostra e em nenhuma fase estudada, confirmado pela amplificação do controle positivo adicionado (Figura 50). Esse fato era esperado, pois as concentrações de nitrito no compartimento anaeróbio/anóxico sempre foram muito baixas. Na fase 1, quando os reatores operaram sem recirculação, o afluente possuía uma concentração de nitrito de apenas $0,03 \pm 0,01$ mg/L. Mesmo nas fases em que o efluente foi recirculado (fases 2, 3 e 4), as concentrações de nitrito foram menores que 0,40 mg/L. Sem nitrito como aceptor de elétrons não ocorre a oxidação anaeróbia da amônia (AHN, 2006). Além disso, as bactérias ANAMMOX crescem muito lentamente.

Figura 50: Resultado da PCR com as ampliações das bandas para a bactéria ANAMMOX. (a) final da fase 1; (b) final das fases 2 e 4.



Na Figura 51, pode-se perceber que houve dinâmica em determinadas populações nas amostras na DGGE entre as fases operacionais estudadas. O perfil de DGGE do final da Fase 2 e 4 indicaram a presença de uma comunidade de micro-organismos diversa (Figura 51b). Comparando a Figura 51a e 51b, houve um notório aumento no número de bandas após a recirculação do efluente tratado para o compartimento anaeróbio/anóxico, com claro aumento de intensidade nas bandas nas amostras avaliadas revelando maior riqueza de espécies. As principais bandas serão enumeradas e recortadas para posterior reamplificação e sequenciamento. Após o sequenciamento, os resultados poderão ser melhores discutidos.

Figura 51: Perfil das bandas de DGGE das amostras de lodo aderido no meio suporte e lodo em suspensão. (a) final da fase 1; (b) final das fases 2 e 4.



Houve problemas de desnaturação nas amostras de DGGE para o domínio bactéria. Até o fechamento desse documento, várias tentativas de mudanças nas condições de desnaturação foram realizadas, porém a desnaturação foi incompleta. Novas condições de desnaturação serão testadas e posteriormente publicadas.

A maioria dos autores que efetuam pesquisas com biofilmes aeróbios descreve o crescimento do biofilme como sendo estratificado. As camadas mais externas geralmente são compostas de organismos aeróbios heterotróficos de crescimento rápido, que são responsáveis pela degradação da matéria orgânica, e em uma camada mais interna residem os micro-organismos de crescimento mais lento, responsáveis pela nitrificação, utilizando-se do CO₂ produzido no metabolismo dos organismos da primeira camada. Desta forma, o biofilme pode apresentar uma combinação de diferentes processos metabólicos como: oxidação aeróbia, nitrificação, desnitrificação, redução de sulfatos, e metanogênese.

5.5 Estudo de Viabilidade Econômica

5.5.1 Fluxo de caixa

O fluxo de caixa foi elaborado com os dados de construção e operação de um reator compartimentado, representado pelas entradas e saídas de recursos. As variáveis consideradas foram o investimento inicial e entradas de caixa operacionais composto pelo horizonte de planejamento, receita, custo fixo e taxa de depreciação.

Investimento Inicial

O investimento inicial do sistema de tratamento em estudo foi composto pelo custo dos materiais de construção do equipamento, custo de instalação e montagem e custo dos equipamentos elétricos (bombas e compressores). O custo do terreno foi considerado implícito no custo da moradia, não contemplado nesta pesquisa. A vida útil de projeto adotada foi de 20 anos. Os valores discriminados do investimento inicial são apresentados na Tabela 20.

Tabela 20: Investimento inicial do reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida

Investimento Inicial	Descrição	Valores em reais (R\$)
Materiais de construção e instalação	Tubos, conectores, braçadeiras, registros, plugues, adaptadores, joelhos, buchas, união, luva, brocas, parafusos, válvulas de retenção, tela perfurada, torneiras de passagem, borracha de vedação, mangueiras, etc.	3.879,61
Serviço de instalação e montagem	Montagem e instalação hidráulica e elétrica	3600,00
Equipamentos	Bombas e compressores	2450,76
Valor total do Investimento Inicial		9930,37

Despesas Operacionais

Custos fixos

Os custos fixos adotados foram o custo de operação do sistema de tratamento referente ao custo da energia elétrica e os custos de manutenção preventiva dos equipamentos elétricos como bombas e compressores. Para a energia elétrica, a base de cálculo utilizada foi a tarifa da energia elétrica da Companhia Energética de Pernambuco (Celpe) no valor de R\$

0,35/kWh para classe residencial convencional de baixa tensão/renda (B1) com consumo acima de 220 kWh. A Tabela 21 apresenta o consumo estimado de energia elétrica dos equipamentos elétricos utilizados na pesquisa.

Tabela 21: Consumo estimado de energia elétrica dos equipamentos elétricos utilizados na pesquisa.

Equipamento	Consumo médio estimado (KWh)	Valor mensal estimado em reais (R\$)	Valor anual estimado em reais (R\$)
Compressor de ar	269	94,15	1129,80
Bombas centrífugas	442	154,70	1856,40
Valor anual estimado do consumo de energia elétrica (R\$)			2986,20

Ainda nos custos fixos foi adotada uma tarifa anual no valor de R\$ 600,00 (seiscentos reais) para a compra de óleo lubrificante e eventuais reparos na serem feitos no compressor e nas bombas. Nos custos fixos, também, foi inserido o custo de substituição das bombas e compressores a cada 5 anos, totalizando três trocas durante a vida útil do projeto (ano 5, ano 10 e ano 15) (Tabela 22). O critério de troca a cada cinco anos foi embasado na Norma de Execução nº 06, publicada no Diário Oficial da União de 30 de dezembro de 1993, que determina a depreciação de equipamentos elétricos e hidráulicos em 20% ao ano. A Tabela 23 apresenta o resumo das despesas operacionais contabilizadas como custos fixos.

Tabela 22: Custo fixo referente à substituição dos equipamentos elétricos durante a vida útil do projeto.

Equipamento	Quantidade	Valores em reais (R\$)
Compressor de ar	3	1598,00
Bomba centrífugas	3	852,76
Total		2450,76

Tabela 23: Tabela resumo referente as despesas operacionais tidas como custos fixos.

Despesas Operacionais Fixas	Valor mensal (R\$)	Valor Anual (R\$)
Energia Elétrica	248,85	2986,20
Manutenção de equipamentos	50,00	600,00
Substituição dos equipamentos elétricos		2450,76
TOTAL		6036,96

Receitas

A primeira simulação considerou o fluxo de caixa sem receita. A segunda simulação considerou a hipótese de reúso do efluente tratado na limpeza de áreas externas e irrigação de jardins. Com a opção de reúso do efluente tratado, as entradas de caixas utilizadas na elaboração do fluxo de caixa foram a redução na despesa de água tratada e a economia da taxa de esgoto. A receita foi baseada na tarifa social da Companhia de água e esgoto estadual (COMPESA), no valor de R\$ 6,42/mês para o volume de até 10 m³ e o valor da taxa de esgoto, equivalente a 100% da tarifa de água, conforme Resolução da Agência de Regulação do estado de Pernambuco (ARPE) n° 89/2014. A Tabela 24 apresenta a receita anual gerada pela redução do custo de água tratada em função do reúso.

Tabela 24: Receita anual gerada pela redução do custo de tratada em função do reúso.

Receita	Valores em reais (R\$)
Tarifa social de água tratada	77,04
Tarifa referente ao esgotamento sanitário (100% da tarifa de água)	77,04
Total	154,08

Taxa de depreciação

A taxa de depreciação do reator compartimentado foi mensurada a partir do investimento inicial (materiais de construção e serviço de instalação e montagem) dividido pela vida útil do projeto. Para os equipamentos elétricos foi adotada a taxa de depreciação de 20% ao ano, conforme Norma de Execução n° 06, publicada no Diário Oficial da União de 30 de dezembro de 1993 que determina a depreciação de equipamentos elétricos e hidráulicos (Tabela 25).

Tabela 25: Depreciação anual do reator anaeróbio-aeróbio e dos equipamentos elétricos.

	Investimento inicial* (R\$)	Vida útil adotada	Depreciação anual (R\$)
Reator anaeróbio-aeróbio	7479,61	20 anos	373,98
Equipamentos elétricos	2470,76	5 anos (20 % a.a)	490,15

*materiais de construção e serviço de instalação e montagem

Reajustes

O fluxo de caixa foi reajustado de acordo com o índice de inflação IGP-M divulgada pelo Banco Central do Brasil através do Sistema de Expectativas do Mercado (PORTAL BRASIL, 2015). O IGP-M foi escolhido por ser o índice utilizado para balizar os aumentos da energia elétrica que é o custo operacional de maior impacto financeiro do fluxo de caixa. Após o período de previsão utilizado pelo IGP-M, o fluxo de caixa foi reajustado considerando a taxa flat (Tabela 26).

Tabela 26: Reajuste do fluxo de caixa de acordo com o IGM-P e a taxa Flat

Ano	Taxa de Reajuste do Fluxo de Caixa (ano base 2014)	Índice de reajuste
2015	5,79%	IGP-M
2016	5,38%	IGP-M
2017	5,20%	IGP-M
2018	5,11%	IGP-M
2019	4,70%	IGP-M
2020 a 2033	4,70%	Taxa Flat

Fonte: Silva (2015)

As Tabelas 27 e 28 apresentam os valores anuais de tarifa elétrica e água e esgoto reajustadas segundo o IGM-P e taxa Flat (Tabela 26). A Tabela 29 apresenta os valores anuais de reajuste do custo de aquisição dos equipamentos elétricos reajustada segundo o IGM-P.

Tabela 27: Valores anuais de tarifa de energia elétrica reajustada segundo o IGM-P e taxa Flat, considerando o ano base 2014.

Ano	Reajuste (%)	Valor anual reajustado (R\$)	Ano	Reajuste (%)	Valor anual reajustado (R\$)
1	---	2.986,20*	11	4,70	4.849,10
2	5,79	3.159,10	12	4,70	5.077,01
3	5,38	3.329,06	13	4,70	5.315,63
4	5,20	3.502,17	14	4,70	5.565,47
5	5,11	3.681,13	15	4,70	5.827,04
6	4,70	3.854,15	16	4,70	6.100,92
7	4,70	4.035,29	17	4,70	6.387,66
8	4,70	4.224,95	18	4,70	6.687,88
9	4,70	4.423,52	19	4,70	7.002,21
10	4,70	4.631,43	20	4,70	7.331,31

*o valor anual obtido para o ano 1 foi demonstrado na Tabela 23.

Tabela 28: Valores anuais de tarifa de água e de esgoto reajustada segundo o IGM-P e taxa Flat, considerando o ano base 2014.

Ano	Reajuste (%)	Valor anual reajustado (R\$)	Ano	Reajuste (%)	Valor anual reajustado (R\$)
1	---	154,08*	11	4,70	250,20
2	5,79	163,00	12	4,70	261,96
3	5,38	171,77	13	4,70	274,27
4	5,20	180,70	14	4,70	287,16
5	5,11	189,94	15	4,70	300,66
6	4,70	198,86	16	4,70	314,79
7	4,70	208,21	17	4,70	329,59
8	4,70	218,00	18	4,70	345,08
9	4,70	228,24	19	4,70	361,30
10	4,70	238,97	20	4,70	378,28

*o valor anual obtido para o ano 1 foi demonstrado na Tabela 24.

Tabela 29: Valores anuais de reajuste do custo de aquisição dos equipamentos elétricos (bombas e compressores) reajustada segundo o IGM-P, considerando o ano base 2014.

Ano	Reajuste (%)	Valor anual reajustado (R\$)	Ano	Reajuste (%)	Valor anual reajustado (R\$)
1	---	2.450,76*	9	5,11	3.687,56
2	5,79	2.592,66	10	5,11	3.876,00
3	5,38	2.732,14	11	5,11	4.074,06
4	5,20	2.874,22	12	5,11	4.282,25
5	5,11	3.021,09	13	5,11	4.501,07
6	5,11	3.175,47	14	5,11	4.731,07
7	5,11	3.337,73	15	5,11	4.972,83
8	5,11	3.508,29			

*o valor anual obtido para o ano 1 foi demonstrado na Tabela 20.

A análise econômica consiste em fazer estimativas dos gastos envolvidos com o investimento inicial, operação e manutenção do equipamento; e das receitas geradas ao longo de um determinado período de tempo, para em seguida ser elaborado o fluxo de caixa relativo a esse investimento, com os custos e as receitas envolvidas.

O fluxo de caixa do reator compartimentado foi montado ano a ano considerando dois cenários. O primeiro cenário sem opção de reúso do efluente tratado, consequentemente sem nenhum tipo de receita (Tabela 30) e o segundo cenário com a opção de reúso do efluente tratado como redução na despesa de água tratada e na economia da taxa de esgoto (Tabela 31). Por se tratar de uma avaliação de investimento de um equipamento não há abatimento do imposto de renda. Após o lançamento dos custos e receitas foram observados valores negativos no fluxo de caixa o que indica saídas de caixa operacionais. A saída de caixa operacional para o ano 1 de projeto foi de R\$ 3.586,20 para a opção sem reúso (Tabela 30) e de R\$ 3,432,12 com a opção de reúso do efluente tratado (Tabela 31). A diferença entre os valores acima mencionados é a receita do fluxo de caixa por considerar a opção de reúso. O último ano de projeto tem saídas de caixa operacionais de R\$ 8.373,95 e de R\$ 7.972,84 para a opção sem reúso e com reúso, respectivamente. Os anos 5, 10 e 15 apresentam maiores

saídas de caixas operacionais devido à substituição dos equipamentos elétricos a cada cinco anos, baseado na taxa de depreciação de equipamentos elétricos e hidráulicos de 20% ao ano de acordo com a Norma de Execução nº 06, publicada no Diário Oficial da União de 30 de dezembro de 1993.

Tabela 30: Fluxo de caixa ano a ano para o reator compartimentado considerando o cenário sem a opção de reúso.

ANO	Receita (R\$)	Custos (R\$)			Lucro antes da depreciação (R\$)	Depreciação (R\$)		Saídas de caixa operacionais (R\$)
		Energia elétrica	Manutenção equipamentos elétricos	Substituição equipamentos elétricos*		Reator	Equipamentos elétricos	
1	--	2.986,20	600,00	--	- 3.586,20	373,98	490,15	-3.586,20
2	--	3.159,10	600,00	--	- 3.759,10	373,98	490,15	-3.759,10
3	--	3.329,06	600,00	--	-3.929,06	373,98	490,15	-3.929,06
4	--	3.502,17	600,00	--	-4.102,17	373,98	490,15	-4.102,17
5	--	3.681,13	600,00	3.021,09	-7.302,22	373,98	604,22	-7.302,22
6	--	3.869,24	600,00	--	-4.469,24	373,98	604,22	-4.469,24
7	--	4.066,96	600,00	--	-4.666,96	373,98	604,22	-4.666,96
8	--	4.274,78	600,00	--	-4.874,78	373,98	604,22	-4.874,78
9	--	4.493,22	600,00	--	-5.093,22	373,98	604,22	-5.093,22
10	--	4.722,82	600,00	3.876,00	-9.198,82	373,98	775,20	-9.198,82
11	--	4.964,16	600,00	--	-5.564,16	373,98	775,20	-5.564,16
12	--	5.217,83	600,00	--	-5.817,83	373,98	775,20	-5.817,83
13	--	5.484,46	600,00	--	-6.084,46	373,98	775,20	-6.084,46
14	--	5.764,71	600,00	--	-6.364,71	373,98	775,20	-6.364,71
15	--	6.059,29	600,00	4.972,83	-11.632,12	373,98	994,57	-11.632,12
16	--	6.368,92	600,00	--	-6.968,92	373,98	994,57	-6.968,92
17	--	6.694,37	600,00	--	-7.294,37	373,98	994,57	-7.294,37
18	--	7.036,46	600,00	--	-7.636,46	373,98	994,57	-7.636,46
19	--	7.396,02	600,00	--	-7.996,02	373,98	994,57	-7.996,02
20	--	7.773,95	600,00	--	-8.373,95	373,98	994,57	-8.373,95

* a substituição dos equipamentos elétricos (bombas e compressores) foi considerada a cada 5 anos (ano 5, 10 e 15).

Tabela 31: Fluxo de caixa ano a ano para o reator compartimentado considerando o cenário com a opção de reúso.

ANO	Receita (R\$)	Custos (R\$)			Lucro antes da depreciação (R\$)	Depreciação (R\$)		Saídas de caixa operacionais (R\$)
		Energia elétrica	Manutenção equipamentos elétricos	Substituição equipamentos elétricos*		Reator	Equipamentos elétricos	
1	154,08	2.986,20	600,00	--	-3.432,12	373,98	490,15	-3.432,12
2	163,00	3.159,10	600,00	--	-3.596,10	373,98	490,15	-3.596,10
3	171,77	3.329,06	600,00	--	-3.757,29	373,98	490,15	-3.757,29
4	180,70	3.502,17	600,00	--	-3.921,47	373,98	490,15	-3.921,47
5	189,94	3.681,13	600,00	3.021,09	-7.112,28	373,98	604,22	-7.112,28
6	199,64	3.869,24	600,00	--	-4.269,60	373,98	604,22	-4.269,60
7	209,84	4.066,96	600,00	--	-4.457,11	373,98	604,22	-4.457,11
8	220,57	4.274,78	600,00	--	-4.654,21	373,98	604,22	-4.654,21
9	231,84	4.493,22	600,00	--	-4.861,38	373,98	604,22	-4.861,38
10	243,69	4.722,82	600,00	3.876,00	-8.955,14	373,98	775,20	-8.955,14
11	256,14	4.964,16	600,00	--	-5.308,02	373,98	775,20	-5.308,02
12	269,23	5.217,83	600,00	--	-5.548,60	373,98	775,20	-5.548,60
13	282,98	5.484,46	600,00	--	-5.801,48	373,98	775,20	-5.801,48
14	297,44	5.764,71	600,00	--	-6.067,27	373,98	775,20	-6.067,27
15	312,64	6.059,29	600,00	4.972,83	-11.319,48	373,98	994,57	-11.319,48
16	328,62	6.368,92	600,00	--	-6.640,30	373,98	994,57	-6.640,30
17	345,41	6.694,37	600,00	--	-6.948,96	373,98	994,57	-6.948,96
18	363,06	7.036,46	600,00	--	-7.273,39	373,98	994,57	-7.273,39
19	381,61	7.396,02	600,00	--	-7.614,40	373,98	994,57	-7.614,40
20	401,12	7.773,95	600,00	--	-7.972,84	373,98	994,57	-7.972,84

* a substituição dos equipamentos elétricos (bombas e compressores) foi considerada a cada 5 anos (ano 5, 10 e 15).

5.5.2 Avaliação de Investimento

Os métodos de avaliação de investimento para determinar a viabilidade econômica do sistema de tratamento proposto foram: o Valor Presente Líquido (VPL), o Valor Presente de Custo (VPC), o Custo Anual Uniforme Equivalente (CAUE) e a análise de sensibilidade.

A análise econômica foi realizada para o reator compartimentado em escala piloto, com uma população de atendimento equivalente a 10 habitantes, considerando as seguintes hipóteses:

- **Quanto ao efluente final:**
 - Sem opção de reúso (SR): o efluente tratado seria destinado ao corpo receptor;
 - Com opção de reúso (R): o efluente tratado seria utilizado na limpeza das áreas externas e irrigação de jardins do conjunto habitacional;
- **Quanto ao Investimento Inicial:**
 - Com Investimento Inicial dos reatores (II): considera a construção e instalação dos reatores em conjuntos habitacionais já construídos;
 - Sem investimento Inicial dos reatores (SII): considera o custo de construção e instalação dos reatores implícito na construção do empreendimento habitacional.

Desta forma, quatro cenários foram montados para a avaliação econômica:

1. Com Investimento Inicial (II) e sem reúso (SR);
2. Com Investimento Inicial (II) e com reúso (R);
3. Sem Investimento Inicial (SII) e sem reúso (SR);
4. Sem Investimento Inicial (SII) e com reúso (R).

O cálculo do VPL e o CAUE consistem em encontrar uma série anual uniforme que se equipare aos fluxos de caixa (tanto receitas quanto despesas) dos investimentos descontados a uma Taxa Mínima de Atratividade (TMA). Segundo Casarotto e Kopittke (2000), o Custo Anual Uniforme Equivalente (CAUE) é uma técnica para avaliar projetos com vidas desiguais que transforma o valor presente líquido de projetos de vida desiguais, mutuamente excludentes, num montante anual equivalente (em termos de VPL) que pode ser usado para escolher o melhor projeto. Como critério de decisão, o melhor projeto é aquele que tiver o maior saldo positivo, ou seja, a maior receita líquida.

Nesse estudo, o VPL, VPC e CAUE foram calculados para cada cenário montado para a avaliação econômica. Os resultados do cálculo do VPL foram negativos e, por isso, o cálculo e a análise foram realizados pela ótica do VPC e CAUE, a uma taxa mínima de atratividade de 12%. Importante ressaltar que, o VPC e o CAUE permitem a operacionalização a partir de informações referentes aos custos dos reatores, já que se trata da avaliação de um equipamento que não gera receita financeira e não visa a obtenção do lucro.

Os resultados do Valor Presente de Custo (VPC) e Custo Anual Uniforme Equivalente (CAUE) para os quatro cenários analisados, considerando uma taxa mínima de atratividade de 12% são apresentados na Tabela 32.

Pode-se observar que o melhor valor do VPC e CAUE nos cenários montados foi o cenário 4, com a alternativa de construção dos reatores compartimentados sem investimento inicial, ou seja, o custo de construção e instalação dos reatores estaria implícito na construção do empreendimento habitacional e com a opção de reúso do efluente tratado na limpeza das áreas externas e irrigação de jardins do conjunto habitacional. O valor do VPC para o cenário 4 foi de R\$ 38.169,69 reais e para o CAUE de R\$ 5.110,11 reais. O que significa, respectivamente, o valor presente dos custos necessários no ano 0 do projeto para manter o reator compartimentado funcionando por 20 anos (vida útil adotada) e uma série anual equivalente dos custos. No melhor cenário encontrado e considerando que o projeto em estudo atende uma população de 10 habitantes, os custos anuais uniforme equivalente por habitante do VPC e CAUE foram de R\$ 3.816,96 e R\$ 511,01 reais.

A diferença entre o cenário 4 e o cenário 3, que também parte da premissa de sem investimento inicial, porém sem reúso do efluente tratado, foi de R\$ 1622,19 e R\$ 217,18 reais, para o VPC e CAUE, respectivamente. O que equivale a uma economia de R\$ 21,71 reais por habitante por ano por utilizar o efluente tratado como opção de reúso.

Nos cenários 1 e 2 com a opção de investimento inicial, ou seja, onde os reatores seriam construídos e instalados em conjuntos habitacionais já existentes, os valores do VPC e CAUE seriam mais elevados devido ao custo de instalação do equipamento. A diferença dos valores do VPC dos cenários 1 e 3 foi justamente o valor do investimento inicial de R\$ 9.930,37. A economia com a opção de reúso do efluente tratado também foi a mesma do comparativo entre os cenários 3 e 4, uma vez que a receita gerada pela tarifa de água e da taxa de esgoto era a mesma.

Tabela 32: Resultados do Valor Presente de Custo (VPC) e Custo Anual Uniforme Equivalente (CAUE) para os quatro cenários analisados, considerando uma taxa mínima de atratividade de 12%.

Ano	Cenários			
	(1)	(2)	(3)	(4)
	Com Investimento Inicial (II) e sem reúso (SR)	Com Investimento Inicial (II) e com reúso (R);	Sem Investimento Inicial (SII) e sem reúso (SR);	Sem Investimento Inicial (SII) e com reúso (R).
0	-9.930,37	-9.930,37	---	---
1	-3.586,20	-3.432,12	-3.586,20	-3.432,12
2	-3.759,10	-3.596,10	-3.759,10	-3.596,10
3	-3.929,06	-3.757,29	-3.929,06	-3.757,29
4	-4.102,17	-3.921,47	-4.102,17	-3.921,47
5	-7.302,22	-7.112,28	-7.302,22	-7.112,28
6	-4.469,24	-4.269,60	-4.469,24	-4.269,60
7	-4.666,96	-4.457,11	-4.666,96	-4.457,11
8	-4.874,78	-4.654,21	-4.874,78	-4.654,21
9	-5.093,22	-4.861,38	-5.093,22	-4.861,38
10	-9.198,82	-8.955,14	-9.198,82	-8.955,14
11	-5.564,16	-5.308,02	-5.564,16	-5.308,02
12	-5.817,83	-5.548,60	-5.817,83	-5.548,60
13	-6.084,46	-5.801,48	-6.084,46	-5.801,48
14	-6.364,71	-6.067,27	-6.364,71	-6.067,27
15	-11.632,12	-11.319,48	-11.632,12	-11.319,48
16	-6.968,92	-6.640,30	-6.968,92	-6.640,30
17	-7.294,37	-6.948,96	-7.294,37	-6.948,96
18	-7.636,46	-7.273,39	-7.636,46	-7.273,39
19	-7.996,02	-7.614,40	-7.996,02	-7.614,40
20	-8.373,95	-7.972,84	-8.373,95	-7.972,84
VPC	-49.722,25	-48.100,06	-39.791,88	-38.169,69
VPC/ hab	-4.972,22	-4.810,00	-3.979,18	-3.816,96
CAUE	-6.656,75	-6.439,58	-5327,29	-5110,11
CAUE /hab	-665,67	-643,95	-532,72	-511,01

A Tabela 33 apresenta os custos anuais por habitante e por m³ de esgoto tratado nos quatro cenários montados para a avaliação econômica. O cenário 4, considerado o pela análise econômica como o mais viável, apresentou um custo anual de R\$ 70,68 por habitante; enquanto que o custo anual por m³ de esgoto tratado foi de R\$ 6,70, considerando como referência o VPC. O cenário menos viável economicamente foi o cenário 1, com a opção de investimento inicial e sem reúso. Nesse cenário, o custo anual foi de R\$ 92,08 por habitante; enquanto que o custo anual por m³ de esgoto tratado foi de R\$ 8,73.

Tabela 33: Resumo dos custos anuais por habitante e por m³ de esgoto tratado.

Custos anuais	Cenários			
	(1)	(2)	(3)	(4)
	Com Investimento Inicial (II) e sem reúso (SR)	Com Investimento Inicial (II) e com reúso (R);	Sem Investimento Inicial (SII) e sem reúso (SR);	Sem Investimento Inicial (SII) e com reúso (R).
R\$/hab	92,08	89,07	73,69	70,68
R\$/m ³	8,73	8,45	6,99	6,70

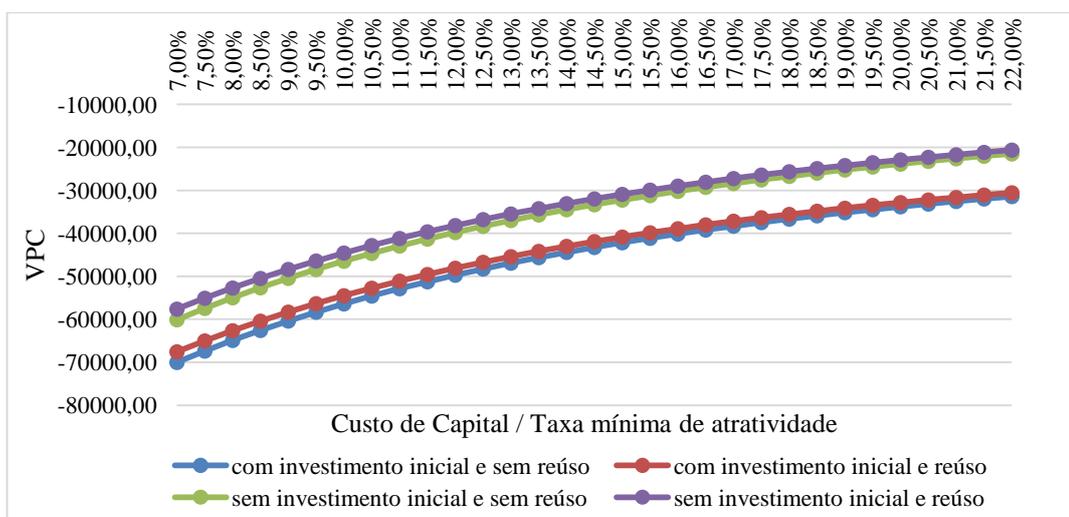
A economia gerada quando considerado os cenários 1 e 3 e os cenários 2 e 4 cuja variável era a opção do investimento inicial foi de 20%. Esse indicador favorece fortemente que os sistemas de tratamento sejam construídos juntamente com os empreendimentos habitacionais. Quando analisado a opção do reúso, a economia gerada pelos cenários que utilizaram essa opção foi de 4%. É importante ressaltar que a tarifa de água é analisada como receita porque o empreendimento habitacional economiza nas tarifas de água e esgoto cobradas pelas concessionárias ao utilizar o efluente tratado como opção de reúso.

5.5.3 Análise de Sensibilidade

A análise de sensibilidade foi realizada com o objetivo de determinar os parâmetros mais importantes do projeto e aqueles capazes de influenciar fortemente os resultados dos indicadores financeiros tradicionais. Os parâmetros financeiros considerados para a análise de sensibilidade foram o custo de capital (taxa mínima de atratividade) avaliado pelo VPC e pelo CAUE. A variável de custo de capital foi analisada num intervalo de taxa de juros, a partir da série histórica da Selic, variando de 7% a 22% a.a., em intervalos de 0,5 pontos percentuais e posteriormente calculado o VPC e o CAUE para cada percentual. As Figuras 1 e 2 apresentam os resultados da análise de sensibilidade do custo de capital em relação ao VPC e CAUE, respectivamente.

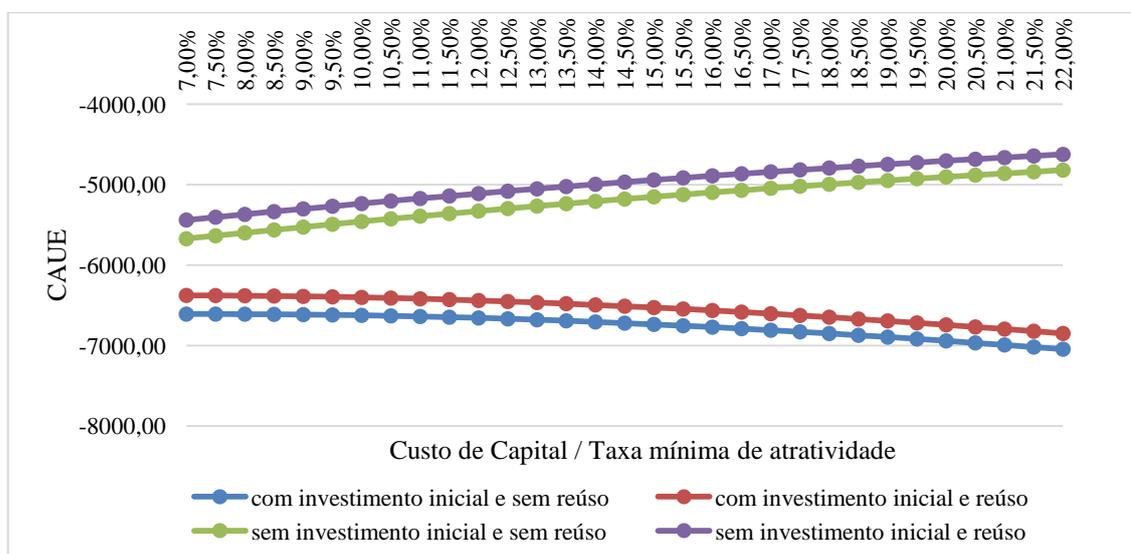
A Figura 52 apresenta a análise de sensibilidade do custo de capital em relação ao VPC do reator compartimentado. O resultado demonstra que todas as variações no custo de capital apresentaram relação negativa com o VPC. Isso indica que o custo do projeto a valor presente diminui à medida que o custo do capital aumenta, tornando o projeto menos inviável. Nos cenários, com investimento inicial, o aumento do custo de capital fez com que o VPC tendesse ao valor do investimento inicial. Enquanto que, nos cenários sem investimento inicial, o aumento do custo de capital conduz o VPC a zero. A análise de sensibilidade do custo de capital em relação ao VPC indica que apenas o aumento do custo de capital não traria resultados positivos de VPC.

Figura 52: Análise de sensibilidade do custo de capital em relação ao VPC.



A análise de sensibilidade da variação do custo de capital nos resultados do CAUE são apresentados na Figura 53. Dois comportamentos distintos foram observados: nos cenários sem investimento inicial os resultados apresentam relação negativa em relação ao CAUE; enquanto que os cenários com investimento inicial apresentam relação positiva. Assim como na análise de sensibilidade em relação ao VPC, nos cenários com investimento inicial, o aumento do custo de capital faz com que o CAUE tendesse ao valor do investimento inicial.

Figura 53: Análise de sensibilidade do custo de capital em relação ao CAUE.



Segundo SCHMIDELL et al (2001), a avaliação econômica de um projeto tem por finalidade o conhecimento da sua viabilidade do ponto de vista financeiro. Quando considerado estações de tratamento de esgoto, a estimativa do valor do metro cúbico tratado (R\$/m³) pode apresentar o critério adequado na análise da viabilidade econômica. A grande dificuldade reside no pré-dimensionamento das unidades, na quantificação dos custos de implantação e principalmente de operação.

PIMENTA et al. (2005) avaliou o custo de implantação de um reator UASB e um reator híbrido preenchidos na parte superior com anéis de conduíte. A população atendida variou de 50 a 400 habitantes e o custo per capita de implantação do reator UASB variou de U\$ 149,00 a U\$ 18,60 por habitante, para a população de 50 e 400 habitantes, respectivamente. Para o reator hídrido, o custo de implantação variou de U\$ 150,00 a U\$ 18,80 por habitante, para a

população de 50 e 400 habitantes, respectivamente. O custo estimado de operação e manutenção para uma população de 50 habitantes foi de U\$ 5,8, enquanto que para uma população de 400 habitantes foi de U\$ 0,72 dólares. A diferença entre os valores encontrados foi em função do efeito de escala do sistema de tratamento.

HARAGUCHI et al. (2013) propuseram comparar o custo benefício de dois sistemas de tratamento para uma população de um residencial prevista de 4800 habitantes. Os orçamentos de implantação e instalação foram elaborados para um sistema de fossa séptica e para uma ETE compacta composta de reator UASB, biofiltro e decantador secundário. Os custos anuais estimados foram de 19,72 e 29,46 reais/habitante, para a fossa séptica e a ETE compacta, respectivamente. Já os custos anuais em R\$/m³ de esgoto tratado foram de R\$ 0,19 e 0,28 reais, respectivamente para a fossa séptica e para a ETE compacta composta de reator UASB, biofiltro e decantador secundário. Embora os custos de implantação da fossa séptica fossem inferiores ao da ETE compacta, o sistema de tratamento proposto pela ETE compacta seria mais viável tecnicamente, pois alcançaria maiores eficiências de remoção viabilizando a escolha do mesmo.

Em outro estudo realizado por Haraguchi et al. (2014) sobre a viabilidade econômica de um sistema de ETE compacta em comparação com um sistema convencional de estações de tratamento de esgoto já em funcionamento. Os sistemas comparados foram: (1) ETE Goianira, sistema convencional composto de três lagoas de estabilização em série (anaeróbia+facultativa+maturação), com vazão de 26,6 L/s e população de 5200 habitantes; (2) ETE Campos Dourados, sistema compacto composto reator UASB, biofiltro aerado submerso, decantador secundário e desinfecção por raio ultravioleta, com vazão de 4,0 L/s e população de 1000 habitantes. A ETE Campos Dourados (ETE compacta) apresentou maior custo de implantação e operação com a ETE Goianira (ETE convencional), com valores anuais de R\$ 130,07 e 12,24 reais/habitante, respectivamente. Os custos anuais para a ETE Campos Dourados e a ETE Goianira em R\$/m³ foram de 376,37 e 27,70 reais, respectivamente. Os autores ressaltaram que a diferença não torna inviável o uso da ETE compacta devido ao retorno financeiro na área de ocupação do terreno, que é substancialmente favorável quando comparado com o sistema convencional de lagoas de

estabilização da ETE Goianira. A demanda de espaço por habitante da ETE convencional foi de aproximadamente 8 m²/habitante, enquanto que na ETE compacta a demanda por espaço foi de apenas 0,044 m²/habitante. O estudo levou em consideração apenas o custo de implantação. Os custos de operação dos sistemas não foram contabilizados.

6. CONCLUSÕES

6.1 Caracterização do esgoto bruto afluente ao sistema

O esgoto oriundo da ETE Mangueira apresenta características típicas de esgoto doméstico. A temperatura e pH afluente apresentaram valores estáveis não havendo variação significativa ao longo do período monitorado. Os valores médios foram de $29,3 \pm 2,4^{\circ}\text{C}$ e $7,3 \pm 0,3$, respectivamente. A não variação da temperatura do esgoto bruto é relevante no tratamento biológico, uma vez que as bactérias nitrificantes são sensíveis a mudanças bruscas de temperatura e podem reduzir sua capacidade de nitrificação.

Em relação à matéria orgânica afluente, a DQO bruta afluente apresentou grande variação no afluente, apresentando concentrações médias de DQO de 475 ± 174 mg/L. Após esse período, foi possível observar uma diminuição na concentração de matéria orgânica afluente. Este fato pode estar associado ao maior fornecimento de água na rede de abastecimento do bairro da mangueira o que provocou uma diluição na DQO afluente. A DQO filtrada apresentou concentração média de 200 ± 89 mg/L, apresentando valor mínimo e máximo de 87 e 408 mg/L, respectivamente. As relações DBO filt/br e DQO filt/br foram de 0,40 e 0,42, respectivamente, indicando que cerca de 40% da matéria orgânica estava na forma de sólidos dissolvidos.

O nitrogênio N-NTK e amoniacal presente no esgoto bruto apresentaram valores médios de 40 ± 7 e 28 ± 3 mg/L, onde a maior fração de nitrogênio afluente encontrava-se na forma amoniacal. Nitrito e nitrato não representaram fração significativa no afluente, com concentrações médias de $0,2 \pm 0,5$ e $0,1 \pm 0,1$ mg/L.

A alcalinidade total (AT) e parcial (AP) afluente apresentaram valores dentro da faixa ótima para o ambiente de crescimento dos micro-organismos nitrificantes. A concentração média de alcalinidade total e parcial foram respectivamente de 220 ± 40 e 163 ± 33 mg.L⁻¹, com relação AP/AT média de 0,74. No perfil temporal realizado no período seco e chuvoso, onde amostras foram coletadas ao longo do dia, a alcalinidade parcial apresentou concentrações variando de 200 a 300 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período seco e concentrações variando de 100 a 200 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período chuvoso. A alcalinidade total apresentou concentrações variando de 300 a 365 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período seco e concentrações variando de

200 a 280 mg.L⁻¹ no perfil temporal do período chuvoso. Desta forma, mesmo com a variação da alcalinidade ao longo do dia, o esgoto bruto da ETE Mangueira apresenta alcalinidade natural para o desenvolvimento de micro-organismos nitrificantes.

6.2 Operação e desempenho dos reatores compartimentados

6.2.1 Remoção de matéria orgânica no compartimento anaeróbio

O compartimento anaeróbio apresentou eficiência de remoção de matéria orgânica bastante satisfatória quando considerado a DQO bruta afluente e a DQO filtrada efluente. A remoção média de matéria orgânica no compartimento anaeróbio para o reator 1 foi de 79 ± 9 , 84 ± 9 e $83 \pm 8\%$ nas fases 2, 3 e 4, respectivamente. No entanto, observou-se perda de biomassa anaeróbia, no reator compartimentado 1, com a introdução da recirculação, elevando as concentrações de DQO bruta e desvios padrão na saída desse compartimento. O valor médio da DQO bruta efluente no compartimento anaeróbio foi de 131 ± 108 , 183 ± 118 , 191 ± 83 mg/L, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente. No reator compartimentado 2, a razão de recirculação aplicada de 3,0 e a diminuição do TDH do sistema proporcionou uma grande perda de biomassa, especialmente nas fases 3 e 4, onde a eficiência de remoção de DQO bruta foi de apenas 3 ± 101 e $2 \pm 83\%$ nas fases 3 e 4, respectivamente. O efluente do compartimento anaeróbio do reator 2 apresentou alta concentração e desvio padrão de DQO bruta de 295 ± 319 e 308 ± 255 mg/L.

6.2.2 Remoção global de matéria orgânica nos reatores compartimentados

Os reatores compartimentados apresentaram significativa remoção de matéria orgânica, com eficiências médias de remoção superiores a 80% quando considerado a DQO afluente bruta (DQO br/br) e a DQO efluente filtrada (DQO br/filt).

No reator compartimentado 1, o melhor desempenho na remoção de matéria orgânica foi alcançado quando o reator operou com TDH de 12 horas com taxa de recirculação de 1,5 (Fase 2). Nessa condição, a eficiência média de remoção de DQO foi de 52 ± 15 e $81 \pm 7\%$, para DQO br/br e DQO br/filt, respectivamente. Nessa fase, a concentração média efluente de DQO bruta e filtrada foram 119 ± 47 e 50 ± 23 mg/L, respectivamente.

O reator compartimentado 2 apresentou o melhor desempenho na remoção de matéria orgânica quando operado com TDH de 12 h porém com taxa de recirculação de 3,0 (Fase 2). Nessa fase, a eficiência média alcançada foi 51 ± 15 e 83 ± 6 % para a DQO br/br e DQO br/fil, respectivamente. A concentração média efluente de DQO bruta e filtrada foi de 132 ± 58 e 46 ± 24 mg/L, respectivamente.

A Fase 2, na qual os reatores compartimentados obtiveram o melhor desempenho na remoção de matéria orgânica, a COV aplicada foi de $0,50 \pm 0,15$ e $0,47 \pm 0,12$ kg.DQO/m³.dia, para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente. Enquanto que a COV removida foi de $0,24 \pm 0,09$ e $0,26 \pm 0,12$ kg.DQO/m³.dia, para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente. Os resultados de COV removida filtrada não apresentou variabilidade entre as fases operacionais estudadas por não considerar a perda de biomassa do sistema.

A recirculação do efluente para o compartimentado anaeróbio melhorou a velocidade de transferência de massa pelo aumento da velocidade superficial do líquido. No entanto, com a redução do TDH para 10h (Fase 3) e posteriormente para 8h (Fase 4), houve desprendimento de biomassa do meio suporte o que ocasionou aumento das concentrações efluentes de DQO nos dois reatores.

6.2.3 Remoção de nitrogênio

Para a remoção de nitrogênio na forma de N-NTK, a fase 2, operada com TDH = 12 h e taxas de recirculação de 1,5 e 3,0 para os reatores compartimentados 1 e 2, respectivamente, foi a que obteve o melhor resultado. Nessa fase, a eficiência média de remoção de N-NTK foi de 60 % para o reator compartimentado 1 e 57 % para o reator compartimentado 2. As concentrações médias do N-NTK efluente no reator compartimentado 1 e 2 foram de 15 ± 5 e 16 ± 3 mg/L, respectivamente.

A remoção de N-NTK foi prejudicada com a diminuição do TDH e o aumento da velocidade ascensional do líquido. Na fase 3, a eficiência média de remoção de N-NTK caiu para 20%, com concentração média de N-NTK efluente de 27 ± 6 mg/L para o reator compartimentado 1. Para o reator compartimentado 2, a eficiência foi de apenas 16 % com concentração média

de N-NTK efluente de 28 ± 4 . Na fase 4, as concentrações de N-NTK efluente foram praticamente iguais e algumas vezes superiores às concentrações de N-NTK afluentes. No entanto, as concentrações efluentes de nitrato diminuíram com o aumento da vazão de recirculação aplicada ao sistema. Esse aumento do N-NTK efluente pode estar associado a perda de biomassa e o arraste das bactérias nitrificantes no sistema contabilizadas na análise pela não filtragem da amostra. Os resultados de nitrito e nitrato não sofreram interferência da perda de sólidos devido a filtragem das amostras para a realização da análise por cromatografia de íons.

As concentrações efluentes de SSV comprovam o arraste de biomassa no efluente e consequentemente diminuição na eficiência de remoção de DQO bruta e na remoção de N-NTK em função da perda de bactérias. Notou-se um aumento significativo das concentrações efluentes de SSV quando foi iniciada a recirculação do efluente tratado (fases 2, 3 e 4). Para o reator compartimentado 1, a média de SSV efluente foi de 19 ± 5 , 40 ± 30 , 60 ± 31 e 95 ± 15 mg/L, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Enquanto que para o reator compartimentado 2, a média de SSV efluente foi de 20 ± 7 , 48 ± 23 , 51 ± 36 e 155 ± 40 mg/L, para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

6.4 Análise de Confiabilidade

6.4.1 Percentual de atendimento aos padrões de lançamento

O percentual de atendimento de DQO bruta não foi satisfatório nas quatro fases operacionais estudadas, sendo influenciado negativamente pela perda de biomassa dos reatores (Figura 40). Quando considerado a DQO filtrada efluente, o percentual de atendimento foi bastante satisfatório em todas as fases operacionais, alcançando índices de 100% de atendimento para os dois reatores nas fases 1 e 3. A fase 4 apresentou o menor índice de atendimento em relação a DQO bruta e filtrada, devido ao menor tempo de detenção (8 horas) aplicado ao sistema de tratamento.

A carga orgânica bruta afluente dos reatores compartimentados foi menor que 2,0 kg DQO/dia durante todo o período monitorado. Utilizando esse valor na norma técnica nº 2002

da CPRH, a eficiência mínima de remoção dos reatores compartimentados deveria ser de apenas 40%.

Para a Meta 1= 40%, quando considerado a DQO bruta afluente e a DQO bruta efluente, os percentuais de atendimento foram de 54, 73, 56 e 34% para o reator 1 nas fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente; enquanto que para o reator 2, os percentuais de atendimento foram de 67, 83, 57, e 34% para as fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Na fase 2, quando foi mantido o TDH de 12 h e aplicada a recirculação nos reatores, os percentuais de atendimento aumentaram significativamente de 54 para 73% no reator 1 e de 67 para 83% no reator 2. No entanto quando a recirculação foi mantida e o TDH reduzido de 12 para 10 h (Fase 3) e posteriormente para 8 h (Fase 4), os percentuais de atendimento diminuíram significativamente devido à perda de biomassa no sistema. Fato comprovado pelos percentuais de atendimento de remoção de matéria orgânica quando considerando a DQO bruta afluente e a DQO filtrada efluente. Os percentuais de atendimento de remoção de matéria orgânica para a Meta 1 foram de 100% em todas as fases e nos dois reatores.

Os percentuais de atendimento aos padrões de lançamento em relação ao nitrogênio amoniacal. Na fase 1, quando os reatores foram operados identicamente com TDH = 12 h e sem recirculação do efluente, o percentual de atendimento para nitrogênio amoniacal foi de 81% para ambos os reatores, pois o nitrogênio amoniacal foi convertido para nitrato. Os percentuais de atendimento em relação ao nitrogênio amoniacal diminuíram com a redução do TDH e da introdução da razão de recirculação. Para o reator 1, os percentuais de atendimento diminuíram de 81% para 65, 56 e 52%, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente. Enquanto que no reator 2, os percentuais de atendimento diminuíram para 75, 50 e 48%, para as fases 2, 3 e 4, respectivamente.

6.4.2 Coeficientes de confiabilidade (CDC) e concentrações médias para atendimento as metas de lançamento

Não houve grande variabilidade dos coeficientes de confiabilidade entre as fases operacionais e os constituintes estudados. Para níveis de confiabilidade altos, os valores do coeficiente de variação variam inversamente com os valores do CDC.

As concentrações médias obtidas de DQO bruta não se enquadraram nos níveis de confiabilidade de 80, 85, 90 e 99%. As concentrações reais obtidas foram muito maiores que as concentrações médias de projeto/operação que deveriam ser alcançadas. Este fato aconteceu para os dois reatores compartimentados em todas as fases operacionais estudadas.

As concentrações médias obtidas de DQO filtrada foram mais próximas das concentrações de projeto/operação. Para este parâmetro, o nível de confiabilidade foi acima de 85% para os dois reatores compartimentados em todas as fases operacionais estudadas. O reator compartimentado 2 alcançou nível de confiabilidade de 90% na Fase 1.

Os SST apresentaram queda nos níveis de confiabilidade quando foi introduzida a vazão de recirculação. Na fase 1, onde os reatores compartimentados operaram igualmente com TDH = 12 h e sem recirculação, o nível de confiabilidade de SST foi de 85%. Ou seja, em 85% do tempo de operação dos reatores, o parâmetro de SST alcançou a meta pré-estabelecida para o efluente. No entanto, quando foi aplicada a vazão de recirculação do efluente o nível de confiabilidade diminuiu influenciado pelo aumento da velocidade ascensional do líquido, redução do tempo de detenção hidráulico e perda de biomassa do reator. No reator compartimentado 1, o nível de confiabilidade foi de 85% na fase 1, com redução para 70, 60 e 40% para as fases 2, 3 e 4, respectivamente. No reator compartimentado 2, o nível de confiabilidade na fase 1 foi também de 85% na fase 1, com redução para 70, 50, 50% para as fases 2, 3 e 4, respectivamente.

O reator compartimentado 1 apresentou melhores níveis de confiabilidade nos parâmetros estudados para a Fase 2, quando operado com TDH de 12 horas e razão de recirculação de 1,5. Nesta fase, os níveis de confiabilidade para a DQO bruta, DQO filtrada, SST e nitrogênio amoniacal foram de 70, 85, 70 e 85%. Com a redução do TDH nas fases 3 e 4, operadas com THD de 10 e 8 horas, respectivamente, houve uma diminuição gradual e significativa dos

níveis de confiabilidade de DQO bruta e SST. Nestas fases, os níveis de confiabilidade de DQO bruta diminuíram de 70 para 60% na fase 3 e para 50% na fase 4; enquanto que os níveis de confiabilidade de SST diminuíram de 70 para 60% na fase 3 e para 40%, na fase 4.

O reator compartimentado 2 também demonstrou melhores índices de confiabilidade para a fase 2, quando operado com TDH de 12 h e razão de recirculação de 3,0. Os níveis de confiabilidade para a DQO bruta, DQO filtrada, SST e nitrogênio amoniacal foram de 60, 85, 70 e 80%. Da mesma forma que aconteceu no reator compartimentado 1, os níveis de confiabilidade diminuíram com a redução do tempo de detenção hidráulico nas fases 3 e 4. Nestas fases, os níveis de confiabilidade de DQO bruta diminuíram de 60 para 50%, na fase 3 e para 40% na fase 4; enquanto que os níveis de confiabilidade de SST diminuíram de 70 para 60% na fase 3 e para 40% na fase 4.

A análise de confiabilidade comprova a perda de eficiência de remoção simultânea de matéria orgânica e nitrogênio quando os reatores operaram com TDH de 10 e 8 horas e com razão de recirculação devido ao aumento da velocidade ascensional do líquido o que favoreceu o desprendimento da biomassa do meio suporte.

6.5 Dinâmica da população microbiana revelada por PCR-DGGE

Os resultados de biologia molecular por PCR-DGGE são preliminares. As principais bandas serão enumeradas e recortadas para posterior reamplificação e sequenciamento.

A PCR revelou presença de bactérias oxidantes de amônio no compartimento anaeróbio/anóxico. Esse fato pode estar relacionado com a recirculação do efluente tratado com a presença de AOB para o compartimento anaeróbio/anóxico e uma possível influência da câmara de aeração na parte superior desse compartimento.

Não foi encontrada a presença de ANAMMOX em nenhuma amostra e em nenhuma fase estudada, confirmado pela amplificação do controle positivo adicionado. As concentrações de nitrito no compartimento anaeróbio foram menores que 0,40 mg/L, o que não possibilitou a oxidação da amônia utilizado o nitrito como acceptor de elétrons.

Numa análise preliminar, pode-se observar que houve dinâmica em determinadas populações nas amostras na DGGE entre as fases operacionais estudadas. O perfil de DGGE do final da Fase 2 e 4 indicaram a presença de uma comunidade de micro-organismos diversa quando comparado com o perfil do final da fase 1. Notou-se um considerado aumento no número de bandas após a recirculação do efluente tratado para o compartimento anaeróbio/anóxico, com claro aumento de intensidade nas bandas nas amostras avaliadas.

A PCR -DGGE sugerem um biofilme estratificado, onde nas camadas mais externas existem a presença de micro-organismos aeróbios heterotróficos de crescimento rápido, que são responsáveis pela degradação da matéria orgânica, e em uma camada mais interna residem os micro-organismos de crescimento mais lento, responsáveis pela nitrificação

6.6 Estudo de Viabilidade Econômica

A avaliação de investimento a partir do melhor valor do VPC e CAUE nos cenários montados foi o cenário 4, com a alternativa de construção dos reatores compartimentados sem investimento inicial, ou seja, o custo de construção e instalação dos reatores estaria implícito na construção do empreendimento habitacional e com a opção de reúso do efluente tratado na limpeza das áreas externas e irrigação de jardins do conjunto habitacional. O valor do VPC para o cenário 4 foi de R\$ 38.169,69 reais e para o CAUE de R\$ 5.110,11 reais. O que significa, respectivamente, o valor presente dos custos necessários no ano 0 do projeto para manter o reator compartimentado funcionando por 20 anos (vida útil adotada) e uma série anual equivalente dos custos. No melhor cenário encontrado e considerando que o projeto em estudo atende uma população de 10 habitantes, os custos anuais uniforme equivalente por habitante do VPC e CAUE foram de R\$ 3.816,96 e R\$ 511,01 reais.

A diferença entre o cenário 4 e o cenário 3, que também parte da premissa de sem investimento inicial, porém sem reúso do efluente tratado, foi de R\$ 1622,19 e R\$ 217,18 reais, para o VPC e CAUE, respectivamente. O que equivale a uma economia de R\$ 21,71 reais por habitante por ano por utilizar o efluente tratado como opção de reúso.

O cenário 4, considerado o pela análise econômica como o mais viável, apresentou um custo anual de R\$ 70,68 por habitante; enquanto que o custo anual por m³ de esgoto tratado foi de R\$ 6,70, considerando como referência o VPC. O cenário menos viável economicamente foi o

cenário 1, com a opção de investimento inicial e sem reúso. Nesse cenário, o custo anual foi de R\$ 92,08 por habitante; enquanto que o custo anual por m³ de esgoto tratado foi de R\$ 8,73.

A economia gerada quando considerado os cenários 1 e 3 e os cenários 2 e 4 cuja variável era a opção do investimento inicial foi de 20%. Esse indicador favorece fortemente que os sistemas de tratamento sejam construídos juntamente com os empreendimentos habitacionais. Quando analisado a opção do reúso, a economia gerada pelos cenários que utilizaram essa opção foi de 4%.

7. RECOMENDAÇÕES

O reator compartimentado anaeróbio-aeróbio apresentou-se como uma alternativa promissora de tratamento de esgotos domésticos com a finalidade de remover matéria orgânica e nitrogênio. No entanto algumas sugestões e recomendações devem ser seguidas nas pesquisas futuras com esse tipo de tecnologia no sentido de melhorar seu desempenho. Entre elas, pode-se destacar:

- Automação dos reatores para melhor controle dos parâmetros de tempo de detenção hidráulico, vazão de recirculação, oxigênio dissolvido e outros;
- Adaptar a saída do compartimento anaeróbio um separador líquido-sólido de forma a reter a biomassa anaeróbia nesse compartimento;
- Adaptar a saída do compartimento aeróbio um decantador laminar a fim de reter a biomassa nitrificante desprendida do meio suporte;
- Estudar a composição dos gases gerados no sistema de tratamento;
- Desenvolver estratégia para acompanhar o crescimento da biomassa aderida no meio suporte e efetuar ensaios específicos no biofilme para avaliar a cinética de consumo e produção de material nitrogenado.

Referências

- ABREU, S.B.; ZAIAT, M. **Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário.** Engenharia Sanitária e Ambiental. Rio de Janeiro. v. 13 (2), p. 181-188, 2008.
- AHN, Y.H. **Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review.** *Process Biochemistry*. v. 41(8), p.1709-1721, 2006.
- AKUNNA, J. et al. **Nitrate and nitrite reductions with anaerobic sludge using various carbon sources: glucose, glycerol, acetic acid, lactic acid and methanol.** *Water Research*, v.27, p. 1303-1312, 1993.
- ALDERSON, M.P. et al. **Reliability analysis of low-cost, full-scale domestic wastewater treatment plants for reuse in aquaculture and agriculture.** *Ecological Engineering*, v. 82, p.6-14, 2015.
- ANTHONISEN, A.C. et al. **Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid,** *Journal of the Water Pollution Control Federation*. v. 48, p. 835-852, 1976.
- APAC - Boletim acumulado mensal de precipitação – Disponível em: http://www.apac.pe.gov.br/arquivos_portal/boletinsacummensalprec/ACUMULADO_MENSAL_OU_TUBRO_2013.pdf, 2013. Acesso em: novembro 2013.
- APAC - Boletim acumulado mensal de precipitação – Disponível em: http://www.apac.pe.gov.br/arquivos_portal/boletinsacummensalprec/ACUMULADO_MENSAL_MAI_O_2013.pdf . Acesso em: junho 2013.
- APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard Methods for examination of water and wastewater.** 22th ed.. Washington, D.C.: ed. APHA, 2012.
- ARAUJO JUNIOR, M.M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina.** 2006. 160f. Tese (Doutorado) – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.
- AYGUN, A. et al. **Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor,** *Environmental Engineering Science*, v. 25(9), p. 1311-1316, 2008.
- BAE,W. et al. **Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors.** *Biodegradation*. v.12 (5). 359-366, 2001.
- BARAK, Y. et al. **Light-mediated nitrite accumulation during denitrification by *Pseudomonas sp.* Strain JR12.** *Applied and Environmental Microbiology*, v. 64(3), p.813-817, 1998.

BARROS, K.K. et al. **Performance of UASB reactor under excess sludge discharge at different periods of time.** In: Proceedings of the 9th Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, IWA, Easter Island Chile. 572-578. (*in Portuguese*), 2008.

BASSIN, J. P. et al. **Effect of Different Operational Conditions on Biofilm Development, Nitrification, and Nitrifying Microbial Population in Moving-Bed Biofilm Reactors.** *Environmental Science & Technology*, v. 46, p.1546-1555, 2012.

BASSIN, J.P. et al. **Nitrification of industrial and domestic saline wastewater in moving bed biofilm reactor and sequencing batch reactor.** *Journal of Hazardous Materials*, v. 185(1), p.242-248, 2011.

BERNET, N. et al. **Nitrification at low oxygen concentration in biofilm reactor.** *Journal of Environmental Engineering*, v.127, p.266-271, 2001.

BIOWATER. Disponível em: <http://www.biowatertechnology.com/br/tecnologia/biomedica/>. Acesso em: 24 de março de 2015.

BISHOP, P.L. **Biofilm structure and kinetics.** *Water Science and Technology*, v.36 (1), p. 287-294, 1997.

BISWAS, K. et al. **Successional development of biofilms in moving bed biofilm reactor (MBBR) systems treating municipal wastewater.** *Microbiology Biotechnology*, v.98, p.1429-1440, 2014.

BRANDÃO, H. L. **Transferência de massa no processo de biodegradação de efluentes líquidos em reatores de biofilmes.** Tese (Doutorado). Pós graduação em engenharia química, UFSC, Florianópolis. 192 p., 2002.

BROSIUS, J. et al. **Gene organization and primary structure of ribosomal RNA operon from Escherichia coli.** *Journal of Molecular Biology*, v.148, p.107-127,1981.

CALLADO, N. H.; FORESTI, E. . **Removal of organic carbon, nitrogen and phosphorus in sequential batch reactors integrating the aerobic/anaerobic processes.** *Water Science and Technology*, v. 44 (4), p. 263-270, 2001.

CAMPOS, J.L. et al. **Nitrification at high ammonia loading rates in an activated sludge unit,** *Bioresource Technology*, v. 68, p. 141-148, 1999.

CARMICHAEL W.W. et al. **Human fatalities from cyanobacteria: chemical and biological evidence for cyanotoxins.** *Environmental Health Perspectives*, v.109(7):663-668, 2001.

CASAROTTO FILHO, N.; KOPITTKKE, B.H. **Análise de Investimento: matemática financeira, engenharia econômica, tomada de decisão, estratégia empresarial.** 9ª ed. São Paulo: Atlas, 2000.

CELPE. **Estrutura Tarifária da Celpe.** Disponível em: <http://servicos.celpe.com.br/residencial-rural/Pages/Alta%20Tens%C3%A3o/tarifas-grupo-a.aspx> . Acesso em: 19 janeiro de 2015

CHERNICHARO, C. A. L. **Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater.** *Reviews in Environmental Science and BioTechnology*, v. 5, p. 73-92, 2006.

CHU, L.; WANG, J. **Comparison of polyurethane foam and biodegradable polymer as carriers in moving bed biofilm reactor for treating wastewater with a low C/N ratio,** *Chemosphere*, v. 83, pp. 63–68, 2011.

CIUDAD, G. et al. **Modes of operation and pH control as enhancement factors for partial nitrification with oxygen transport limitation.** *Water Reserch.* v.41, p. 4621-4629, 2007.

CLEMENTE, Z. et al. **Analyses of paralytic shellfish toxins and biomarkers in a southern Brazilian reservoir .** *Toxicon*, v.55, p.396–406, 2010.

COLLIVER, B.B.; STEPHENSON, T. **Production of nitrogen oxide and dinitrogen oxide by autotrophic nitrifiers.** *Biotechnology Advances*, v. 18, n. 3, p. 219-32, 2000.

COMPESA. **Estrutura Tarifária da Compesa.** Disponível em: <https://lojavirtual.compesa.com.br:8443/gsan/exibirConsultarEstruturaTarifariaPortalAction.do> . Acesso em: 19 janeiro de 2015

CONAMA. **Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011.** Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. Disponível em <http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646>. Acesso em 20 de Novembro de 2012.

CPRH. **Norma técnica N° 2002 de controle de carga orgânica não industrial.** Disponível em <http://www.cprh.pe.gov.br/downloads/normas-cprh-2002.pdf>. Acesso em: 11 de maio de 2015.

DAPENA-MORA, A. et al. **Evaluation of activity and inhibition effects on Anammox process by batch tests based on the nitrogen gas production.** *Enzyme Microbial Technology*, v. 40, p.859-865, 2007.

DEZOTTI, M., et al. **Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana,** 1ª Ed., Rio de Janeiro, Ed. Interciência Ltda, 2011.

DIONISI, M. et al. **Quantification of *Nitrosomonas oligotropha*-Like *AmmoniaOxidizing***

Bacteria and *Nitrospira spp.* from Full-Scale Wastewater Treatment Plants by Competitive PCR. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 68, n.01, p. 245-253, 2002.

EGLI, K. et al. **Microbial composition and structure of a rotating biological contactor biofilm treating ammonium-rich wastewater without organic carbon.** *Microbial Ecology*, v.45, p.419-432, 2003.

FIGUEROA, L.A., SILVERSTEIN, J. **The effect of particulate organic matter on biofilm nitrification,** *Water Environment Reseach*, v. 64, p. 728-733,1992.

FOCO, M. L. R. et al. **Remoção de nitrogênio em sistema combinado anóxico-aeróbio com biomassa imobilizada.** *Engenharia Sanitária e Ambiental*, Rio de Janeiro, v. 20 (1), p. 55-64, 2015.

FRANCISCO JUNIOR, R.A. **A nova tecnologia de biofilme Kaldnes-MBBR.** *Saneamento Ambiental*, n.95, p 46-48, 2003.

GARBOSSA, L.H.P. et al. **Development and evaluation of a radial anaerobic/aerobic reactor treating organic matter and nitrogen in sewage.** *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 22(4), p. 511-519, 2005.

GAVAZZA, S. et al. **Comparative research on the use of methanol, ethanol and methane as electron donors for denitrification.** *Environmental Engineering Science*, v. 21 (3), p. 313-320, 2004.

GITMAN, L. **Princípios de administração financeira.** 7.ed. São Paulo: Harbra, 2002.

GRUNDITZ, C., DALHAMMAR, G. **Development of nitrification inhibition assays using pure cultures of Nitrosomonas and Nitrobacter.** *Water Research*, v.35, p. 433–440, 2001.

GUO, J.et al. **Long-term effect of dissolved oxygen on partial nitrification performance and microbial community structure.** *Bioresource Technology*. v.100. p. 2796-2802, 2009.

HAGOPIAN, D.S., RILEY,G.J. **A closer look at bacteriology of nitrification.** *Aquacultural engineering*. v.18, p.223-244, 1998.

HANAKI, K. et al. **Nitrification at low levels od dissolved oxygen with and without organic loading in a suspended-growth reactor.** *Water Resarch*, V. 24 (3), p. 297-302, 1990.

HARAGUCHI, M. et al. **Viabilidade econômico-operacional para implantação de um sistema de tratamento de esgoto: Estudo de caso.** *Revista eletrônica de educação da faculdade Araguaia*, v. 4, p.270-281, 2013.

HARAGUCHI, M. T. et al. **Estudo de caso para a viabilidade de implementação de sistema de tratamento de esgoto compacto na região metropolitana de Goiânia.** *Revista*

do Centro do Ciências Naturais e Exatas - UFSM, Santa Maria. v. 14(1), p. 2967 – 2973, 2014.

HEM, L.J. et al. **Nitrification in a moving bed biofilm reactor.** *Water Research*, v.28 (6), p.1425-1433, 1994.

HIKUMA et al. **Rapid Detection of Ammonia-oxidizing Bacteria in Activated Sludge Based on 16S-rRNA Gene by Using PCR and Fluorometry.** *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, v.7, p. 323-326, 2002.

HU, X. et al. **Characteristics of municipal wastewater treatment by moving-bed biofilm reactor,** *International Journal of Environment and Pollution*, v. 37, p. 177-185, 2009.

JAVID, A.H., et al., **Feasibility of Utilizing Moving Biofilm Reactor to Upgrade and Retrofit Municipal Wastewater Treatment Plants,** *International Journal of Environmental Research*. v.7(4), p.963-972, 2013.

JETTEN, M.S.M. et al. **Improved nitrogen removal by application of new nitrogen cycle bacteria.** *Environmental Science and Biotechnology*., n. 1, p. 51-63, 2002.

JETTEN, M.S.M. et al. **Towards a more sustainable municipal wastewater treatment system.** *Water Science and Technology*, n. 35, p. 171-180, 1997.

JIANLONG, W; NING, Y. **Partial nitrification under limited dissolved oxygen conditions.** *Process Biochemistry*, v. 39, p. 1223-1229, 2004.

JONOUD, S. et al. **Study on nitrification and denitrification of high nitrogen and COD load wastewater in moving bed biofilm reactor.** *Iranian Journal of Biotechnology*, v.1(2), 2003.

JOO, H et al. **Piggery wastewater treatment using *Alcaligenes faecalis* No 4 with heterotrophic nitrification and aerobic denitrification.** *Water Research*. v.40(16), p.3029-3036, 2006.

JOO, H. et al. **Characteristics of ammonium removal by heterotrophic nitrification – aerobic denitrification by *Alcaligenes faecalis* No 4.** *Journal of Bioscience and Bioengineering*. v.100(2), p.184-191, 2005.

KALYUZHNYI, S. et al. **Deamox — New biological nitrogen removal process based on anaerobic ammonia oxidation coupled to sulphide-driven conversion of nitrate into nitrite.** *Water Research*. V.40, p.3637 – 3645, 2006.

KATO, M. et al. **Tratamento de esgotos sanitários em reatores tipo EGSB anaeróbio e aeróbio.** In: PROSAB, Belo Horizonte: 2001. p.165-74.

KERMANI, M, B. et al. **Application of Moving Bed Biofilm Process for Biological Organics and Nutrients Removal from Municipal Wastewater.** *American Journal of Environmental Sciences*, v.4 (6), p.682-689, 2008.

KESSERU, P. et al. **Investigation of the denitrification activity of immobilized Pseudomonas butanonova cells in the presence of different organic substrates.** *Water Research*, v. 36, p. 1565-1571, 2002.

KHIN, T.; ANNACHHATRE, A.P. **Novel microbial nitrogen removal processes.** *Biotechnology Advances*, v. 22, p. 519-532, 2004.

KIM, J. et al. **Comparison study of the effects of temperature and free ammonia concentration on nitrification and nitrite accumulation.** *Process Biochemistry*. v.43. p.154-160, 2008.

KUAI L. e VERSTRAETE W. **Ammonium removal by the oxygen - Limited autotrophic nitrification-denitrification system.** *Applied Environment Microbiology*. v.64 (11), p. 4500-4506, 1998.

KUDO Y. et al. **Methanogen flora of paddy soils in Japan.** *FEMS Microbiology Ecology*. v. 22, p. 39-48, 1997.

KUNZ, A. et al. **Advanced swine manure treatment and utilization in Brazil.** *Bioresource Technology*, v.100, p. 5485-5489, 2009.

LABELLE, M.A. et al. **Seawater denitrification in a closed mesocosm by a submerged moving bed biofilm reactor.** *Water Research*, v.39 (14), p. 3409-3417, 2005.

LACALLE, M.L *et al.* **Combined Anaerobic/Aerobic (UASB p UBAF) System for Organic Matter and Nitrogen Removal from a High Strength Industrial Wastewater.** *Water Science and Technology*, v.44, p.255–262, 2001.

LEYVA-DÍAZ, J.C. et al. **Comparative kinetic study between moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor and membrane bioreactor systems and their influence on organic matter and nutrients removal.** *Biochemical Engineering Journal* , v. 77, p. 28– 40, 2013.

LI, B. et al. **The variation of nitrifying bacterial population sizes in a sequencing batch reactor (SBR) treating low, mid, high concentrated synthetic wastewater.** *Journal of Environmental Engineering and Science*, v.6, p.651-663, 2007.

LI, H. et al. **Achieving stable partial nitritation using endpoint pH control in an SBR treating landfill leachate.** *Process Safety and Environmental Protection*, v.92(3),p.199-205, 2014.

LOUZEIRO, N.R. et al. **Methanol-induced biological nutrient removal kinetics in a full-scale sequencing batch reactors.** *Water Research*. v.36(11), p. 2721-2732, 2002.

MADIGAN, T.M. et al. 1997, *Brock biology of microorganisms*. 8ª ed., New York: Prentice Hall.

MANNINA, G.; VIVIANI, G. **Hybrid moving bed biofilm reactors: an effective solution for upgrading a large wastewater treatment plant.** *Water Science Technology*, v.60(5), p. 1103-1116, 2009.

MARQUES, J.J. et al. **Attached biomass growth and substrate utilization rate in a moving bed biofilm reactor.** *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. v. 25(4), p. 665 - 670, 2008.

MATEJU, V. et al. **Biological water denitrification – A review.** *Enzyme Microbiology Technology*. v. 14, p.170-183, 1992.

METCALF & EDDY. Inc. *Wastewater Engineering treatment Disposal Reuse*. 4. ed. New York, McGraw - Hill Book, 1815p. 2003

MINAS GERAIS. **Deliberação Normativa nº 10 de 16 de dezembro de 1986.** Estabelece normas e padrões para qualidade das águas, lançamento de efluentes nas coleções de águas, e dá outras providências. Belo Horizonte: Conselho de Política Ambiental de Minas Gerais – COPAM, 1986.

MORAIS, J. et al. **Assessing the efficiency and operational problems of an anaerobic wastewater treatment plant over 13 years of monitoring.** In: X Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, 2011, Ouro preto - Minas Gerais. X Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, 2011.

MOSQUERA-CORRAL, A. et al. **Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor,** *Water Research*, v. 39, p. 2676-2686, 2005.

MUDER, J.W. et al. **Full-scale application of the SHARON process for treatment by sequencing batch reactors.** *Water Science and Technology*. v.43 (11), p.127-134, 2001.

NAIR, R.R. et al. **Biological denitrification of high strength nitrate waste using preadapted denitrifying sludge.** *Chemosphere*, v. 67(8), p.1612-1617, 2007.

NARCIS, N. et al. **Denitrification at various carbon to nitrogen ratios.** *Water Research*, v. 13, p. 93-98, 1979.

NAVAL, L.P., WANDERLEY, T.F. **Avaliação de um reator (UASB) em fase de partida sem inóculo, utilizando-se parâmetros físico-químicos e aplicando modelo probabilístico.** In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, ABES, Rio de Janeiro, *Anais...* Rio de Janeiro: [s.n.], 2000.

NIKU, S., SCHROEDER, E.D., SAMANIEGO F.J. Performance of activated sludge process and reliability-based design. **Journal Water Pollution Control Association**. V. 51, n. 12, p. 2841 - 2857, 1979.

NITROGEN CONTROL-EPA MANUAL. Technomic Publishing, Pennsylvania, USA, 311 p., 1993.

NITTAMI et al. **Analysis of the populations of denitrifying bacteria in activated sludge by PCR-DGGE analysis of the *nirS* nitrite reductase genes.** *Journal of Japan Society on Water Environment*, v.26, p. 583-588, 2003.

NOVOTNIK, B. et al. **Inhibition of the nitrification process in activated sludge by trivalent and hexavalent chromium, and partitioning of hexavalent chromium between sludge compartments.** *Chemosphere*, v.105, p. 87–94, 2014.

OCHOA, J.C. et al. **Active heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended systems in a hybrid biological reactor.** *Water Science Technology*, v.46, n.1-2, p. 397-404, 2002.

ØDEGAARD, H. et al. **The Influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process.** *Water Science and Technology*, v.41(4), p.383–391, 2000.

ØDEGAARD, H., 2006, **Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process,** *Water Science and Technology*, v. 53(9), p.17–33, 2006.

OH, J., SILVERSTEIN, J. **Oxygen inhibition of activated sludge denitrification.** *Water Research*. v.33(8), p.1925-1937, 1999.

OLIVEIRA NETTO, A.P.; ZAIAT, M. **Treatment of Domestic Sewage in an Anaerobic-Aerobic Fixed-bed Reactor with Recirculation of the Liquid Phase.** *Clean*, v.40, p. 965-971, 2012.

OLIVEIRA, S. C.; von SPERLING, M. **Reliability analysis of wastewater treatment plants.** *Water Research*, v. 42, p. 1182-1194, 2008.

PANTOJA FILHO, J. et al. **Nitrogen and residual organic matter removal from anaerobic reactor effluent in a fixed-bed reactor with biogas for denitrification.** *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v. 89, 2014.

PAREDES, D. et al. **New aspects of microbial nitrogen transformations in the context of wastewater treatment – a review.** *Engineering in Life Sciences*. v.7(1), p.13-25, 2007.

PARK, S. et al. **Nitrite Accumulation From Simultaneous Free-Ammonia and Free-Nitrous-Acid Inhibition and Oxygen Limitation in a Continuous-Flow Biofilm Reactor.** *Biotechnology and Bioengineering*, v. 112, p. 43-52, 2015.

PATUREAU, D. et al. **Denitrification under various aeration conditions in *Comamonas Sp*, Strain SGLY2,** *Fems. Microbiology Ecology*, v.14(1), p.71-78, 1994.

PENG, Y.Z; ZHU,G.B. **Biological nitrogen removal with nitrification and denitrification via nitrite pathway.** *Applied Microbiology and Biotechnology.* v.73 (1), p.15-26. 2006.

PIMENTA, M. et al. **The use of anaerobic hybrid reactor for the treatment of domestic sewage in small communities.** In: VIII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, 2005, Punta del Este. Proceedings of the VIII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion v.1, 2005.

PIMENTA, M.C. **Utilização de reatores híbridos para a remoção de carbono e nitrogênio em efluentes domésticos.** 97 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de Pernambuco, Universidade Federal de Pernambuco, 2011.

POLLICE, K. et al. **Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate.** *Water Research.* v.36, p. 2541-2546, 2002.

PORTAL BRASIL. **Índice Geral de Preços do Mercado - IGP-M.** Disponível em: <http://www.portalbrasil.net/igpm.htm>. Acesso em: 28 fevereiro de 2015.

REZENDE, J. L. P.; OLIVEIRA, A. D. **Análise econômica e social de projetos florestais: matemática financeira, formulação de projetos, avaliação de projetos, localização de projetos, análise de custo-benefício.** Viçosa: Ed. UFV, 1993.

RITTMANN, B.E., BRUNNER, C.W. **The nonsteady-state process for advanced organics removal.** *Journal of Water Pollution Control Federation,* v. 56, p. 874-880, 1984.

RITTMANN, B.E., McCARTY, P.L. **Environmental Biotechnology: principles and applications.** McGraw Hill, 2001.

RODGERS, M; XIN-MIN, Z. **Biological nitrogen removal using a vertically moving biofilm system.** *Bioresource Technology,* v.93(3), p.313-319, 2004.

RUIZ, G et al. **Nitrification-denitrification via nitrite accumulation for nitrogen removal from wastewaters.** *Bioresource Technology.* v.97, p. 330-335, 2006.

RUSTEN, B. et al. **Design and Operations of the Kaldnes Moving Bed Biofilm Reactors,** *Aquacultural Engineering,* v. 34, n. 3, p. 322 – 331, 2006.

RUSTEN, B., et al. **Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors.** *Water Environmental Research,* v.67 (1), p.75-86, 1995.

SALVETTI, R. et al. **Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors,** *Water Research,* v. 40(15), p. 2981-2993, 2006.

SANCHES, S.M. et al. **Presença da toxina microcistina em água, impactos na saúde pública e medidas de controle.** *Revista Ciências Farmacêuticas Básica e Aplicada,* v.33(2), p.181-187, 2012.

SANTOS, P.I.A. **Remoção de DQO e de nitrogênio e estudo dos consórcios microbianos em sistema com três reatores sobrepostos, em série, alimentado com esgoto sanitário**, 190 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

SANZ, J.; KOCHLING, T. **Molecular biology techniques used in wastewater treatment: an overview**. *Process Biochemistry*, v. 42(2), p.119-123, 2007.

SCHMIDELL, W. et al. **Biotecnologia Industrial**. Volume 2: Engenharia Bioquímica. Edgar Blucherr Ltda. São Paulo, 2001.

SCHMIDT, I. et al. **New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater**. *FEMS Microbiology reviews*, n. 27, p.481-492, 2003.

SILVA, M.C.C. **Avaliação econômico-financeira de sistemas de manejo de águas residuárias de origem doméstica em empreendimentos habitacionais**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Pernambuco, 98p, 2015.

SKINDE, J.R., BHAGAT, S.K. **Industrial wastes as carbon sources in biological denitrification**, *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 54, p. 370-377, 1982.

SOUZA, C. L. et al. **Methane and hydrogen sulfide emissions in UASB reactors treating domestic wastewater**. *Water Science and Technology*, v. 65, p.1229-1237, 2012.

STROUS, M. et al. **Key physiology of anaerobic ammonium oxidation**. *Applied and Environmental Microbiology*, v.65, p.3248-3250, 1999a.

STROUS, M. et al. **Missing litotroph identified as new planctomycete**. *Nature*, v.400, p.446-449, 1999b.

STROUS, M. et al. **The Anammox case - A new experimental manifesto for microbiological eco-physiology**, *Antonie van Leeuwenhoek*, v. 81, p. 693-702, 2002.

SURAMPALLI, R.Y. et al. **Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequencial batch reactors**. *Bioresource Technology*. v.61, p.151-157, 1997.

SZWERINSKI, H., et al. **pH-decrease in a nitrifying biofilm**. *Water Research*, v.20, p.971-976, 1986.

TANG, C. J. et al. **Performance of high-loaded ANAMMOX UASB reactors containing granular sludge**. *Water Research*, v.45, p.135-144, 2011.

TAWFIK, A. et al. **Potentials of using a rotating biological contactor (RBC) for post-treatment of anaerobically pre-treated domestic wastewater**. *Biochemical Engineering Journal*. v. 25, p. 89-98, 2005.

THIRD, K.A. et al. **The CANON system (completely autotrophic nitrogen-removal over nitrite) under ammonium limitation: interaction and competition between three groups of bacteria**, *Systematic and Applied Microbiology*, v. 24, p. 588-596, 2001.

TORRES, P. & FORESTI, E. **Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SRB reactor**. *Water Science and Technology*, v.44 (4), p.247-253, 2001.

TURK, O., MAVINIC, /D.S. **Maintaining nitrite buildup in a system acclimated to free ammonia**. *Water Research*. v.23, p.1383-1388, 1989.

TURK, O., MAVINIC, D.S. **Benefits of using selective-inhibition to remove nitrogen from highly nitrogenous wastes**. *Environmental Technology*. V.8, p.419-426, 1987.

UEMOTO, H.; SAIKI, H. **Nitrogen removal by tubular gel containing *Nitrosomonas europaea* and *Paracoccus denitrificans***. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 62, p. 4224-4228, 2000.

VAN DONGEN, U. et al. **The SHARON[®]-Anammox[®] process for treatment of ammonium rich wastewater**. *Water Science and Technology*, v.44, p.153-160, 2001.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M. & JETTEN, M.S.M. **Microbiological conversions in nitrogen removal**. *Water Science and Technology*, n. 38, p. 1-7, 1998.

VEOLIA. Disponível em: <http://www.veoliawaterst.com/mbbr/en/> Acesso em 24 de março de 2015.

VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S. **Nitrification-denitrification Processes and Technologies in New Contexts**. *Environmental Pollution*. v.1, p.717-726, 1998.

VIERA, L.G.T. **Desenvolvimento de sistema misto (aeróbio/anaeróbio) de leito fixo para remoção de nitrogênio de esgoto sanitário pré-tratado em reator anaeróbio**. São Carlos. 144p. Tese (Doutorado) – Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2000.

VILLAVERDE, S. **Recent developments on biological nutrient removal process for wastewater treatment**. *Reviews in Environmental Sciend and Biotechnology*. v.3(2), p.171-183, 2004.

VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C.A.L. A comparison between wastewater treatment processes in terms of compliance with effluent quality criteria standards. In: **XXVII Congreso Interamericano de Ingenieria Sanitaria y Ambiental**. Porto Alegre. *Anais*. Porto Alegre: AIDIS, 2000.

WAND, J.L., YANK, N. **Partial nitrification under limited dissolved oxygen conditions**. *Process Biochemistry*. v.39. p.1223 -1229, 2004.

WANG et al. **Seasonal dynamics of ammonia/ammonium-oxidizing prokaryotes in oxic and anoxic wetland sediments of subtropical coastal mangrove.** *Applied Microbiology and Biotechnology*, v.97, p.7919–7934, 2013.

WETZEL, R.G. **Limnology.** WB Saunders Company, p.186-214, 1975.

WOLFF, D.B. **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flotantes.** Tese (Doutorado). Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

WRAGE, N. et al. **O role of nitrifier denitrification in the production of nitrous oxide.** *Soil Biology and Biochemistry*. v.33, p.1723-1732, 2001.

WU, X. et al. **Experimental study of nitrite accumulation in pre-denitrification biological nitrogen removal process.** *Environmental Science Engineering*, 2(2): 236-240, 2006.

WYFFELS, S. et al. **Identification and quantification of nitrogen removal in a rotating biological contactor by 15N tracer techniques.** *Water Research*. v. 37, p. 1252–1259, 2003.

XAVIER, J.B. et al. **Monitorização e modelação da estrutura de biofilmes, Biomatemática-Modelação da estrutura de Biofilmes,** *Boletim de Biotecnologia*, n. 76, p. 2-13, 2003.

YE, R. W.; THOMAS, S. M. **Microbiol nitrogen cycles: physiology, genomics and application.** *Current Opinion in Microbiology*, v. 4, p. 307-312, 2001.

YOU, S. et al. **Effect of heavy metals on nitrification performance in different activated sludge processes.** *Journal of Hazardous Materials*, v. 165 p. 987–994, 2009.

ZHANG, L. et al. **Anaerobic ammonium oxidation for treatment of ammonium-rich wastewaters.** *Journal of Zhejiang University Science B*, v.9, p.416-426, 2008.

ZHAO, H.W. et al. **Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two-stage intermittent aeration process treating domestic sewage.** *Water Research*. v.22 (4), p.961-970, 1999.

ZHAO, Y. et al. **Municipal wastewater treatment by moving-bed biofilm reactor with diatomaceous Earth as carriers,** *Water Environment Research*, v. 78, p. 392-396, 2006.

ZHU, G. et al. **Biological removal of nitrogen from wastewater.** *Reviews Environmental Contamination & Toxicology*, v.192, p.159-195, 2008.

ZHU, S.; CHEN, S. **Effect of organic carbono on nitrification rate in fixed biofilm filters.** *Aquaculture Engineering*. v.25, p.1-11, 2001.