

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS
CENTRO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM RECURSOS HÍDRICOS E SANEAMENTO



HEITOR CARVALHO DE ALMEIDA CHAGAS

**REMOÇÃO SIMULTÂNEA DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO E
FÓSFORO EM REATOR SEQUENCIAL EM BATELADA OPERADO EM REGIME
INTERMITENTE DE AERAÇÃO TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO**

Maceió
2018

HEITOR CARVALHO DE ALMEIDA CHAGAS

REMOÇÃO SIMULTÂNEA DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO E FÓSFORO EM REATOR SEQUENCIAL EM BATELADA OPERADO EM REGIME INTERMITENTE DE AERAÇÃO TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento, Centro de Tecnologia da Universidade Federal de Alagoas, como requisito para obtenção do título de Mestre em Recursos Hídricos e Saneamento.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Nélia Henriques Callado

Coorientadora: Prof^a. Dr^a. Márcia Helena Rissato Zamariolli Damianovic

Maceió

2018

Catálogo na fonte
Universidade Federal de Alagoas
Biblioteca Central
Divisão de Tratamento Técnico
Bibliotecário: Marcelino de Carvalho

C433r Chagas, Heitor Carvalho de Almeida.
Remoção simultânea de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo em reator sequencial em batelada operado pelo regime intermitente de aeração tratando esgoto sanitário sintético / Heitor Carvalho de Almeida. - 2019.
96 f.: il. color.

Orientador: Nélia Henriques Callado.
Coorientadora: Márcia Helena Rissato Zamariolli Damianovic.
Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento) -
Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Programa de Pós-graduação em Recursos Hídricos e Saneamento. Maceió, 2018.

Bibliografia: f. 92-96.

1. Reatores biológicos sequenciais. 2. Águas residuais - Purificação - Remoção de nutrientes. 3. Esgoto sanitário. 4. Águas residuais - Purificação - Aeração. I. Título.

CDU: 628.356



Folha de Aprovação

HEITOR CARVALHO DE ALMEIDA CHAGAS

REMOÇÃO BIOLÓGICA DE CARBONO, NITROGÊNIO E FÓSFORO, EM
REATOR SEQUENCIAL EM BATELADA EM CICLOS COM ALTERNÂNCIAS DE
FASES AERÓBIAS, TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento, Centro de Tecnologia da Universidade Federal de Alagoas, como requisito para obtenção do título de Mestre em Recursos Hídricos e Saneamento.

Em: 02/04/2018

Prof.^a Dr.^a Nélia Henriques Callado
(Orientadora- PPGRHS)

Prof.^a Dr.^a Márcia Helena Zamariolli Damianovic
(Coorientadora – EESC/USP)

Banca examinadora:

Prof. Dr. Antônio Pedro de Oliveira Netto
(Examinador interno – PPGRHS/CTEC/UFAL)

Prof.^a Dr.^a Sália Gavazza dos Santos Pessôa
(Examinadora externa – UFPE)

À Deus, à minha família e aos meus amigos...

Companheiros de todas as horas...

AGRADECIMENTOS

Como forma de expressar toda a minha gratidão a todos aqueles que de alguma forma contribuíram para que eu chegasse até a finalização deste trabalho, desejo expressar os meus sinceros agradecimentos:

À Deus, acima de tudo, por toda força, coragem e sabedoria.

Aos meus pais, Edilson e Alzenildes, meus grandes educadores e incentivadores, por todo amor e apoio.

Aos meus irmãos Abell Marcos e Patricia, por todo companheirismo e união de sempre.

À minha namorada Laís, pelo carinho, incentivo e compreensão.

À minha orientadora, Prof^a. Nélia Callado pela confiança e principalmente pela brilhante orientação, sempre presente e ativa.

À minha coorientadora, Prof^a. Márcia Helena pelas importantes contribuições dadas ao trabalho e pela afetuosa recepção em São Carlos/SP, durante o meu período de estudos na EESC/USP.

Aos professores do Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento (PPGRHS/UFAL) e do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento (PPG-SHS/EESC-USP), pelas experiências e conhecimentos divididos.

Aos colegas e amigos do PPRGHS (UFAL) e PPG-SHS (EESC/USP) por todo conhecimento compartilhado, pelo convívio diário e todos os bons momentos.

Aos colegas e colaboradores Alexandre, Ana, Lucas, Mariana e Flávia, bolsistas de iniciação científica, por todo suporte na pesquisa, sobretudo na etapa laboratorial, fundamental à realização deste trabalho.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pela concessão da bolsa.

Agradecimento especial aos amigos Cinthia e Thiago, por toda amizade que perdura desde a graduação e só se intensificou nesses dois anos de mestrado.

Muito obrigado!

**“Os homens aprontam os cavalos para a batalha,
mas quem dá a vitória é DEUS, o Senhor”.**

(Provérbios 21:31)

RESUMO

O lançamento de águas residuárias contendo nutrientes, sobretudo nitrogênio e fósforo, causa importantes impactos sobre a saúde e o meio ambiente, tornando indispensável a incorporação de processos de remoção desses compostos nos sistemas de tratamento de águas residuárias. No presente trabalho, foram estudadas diferentes etapas e condições operacionais para promover a remoção conjunta de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo em um reator sequencial em batelada (RSB), operado em regime alternado, em escala de laboratório, alimentado com efluente sintético contendo NTK na concentração média de 53,2 mgN/L, matéria orgânica na concentração de 781 mg DQO/L e fósforo na concentração de 2,3 mgP/L. Na etapa 1, o reator foi operado em ciclos de 24h, em regime anaeróbio/aeróbio/anóxico, obtendo-se eficiência média de remoção de matéria orgânica e nitrogênio de 56,7% e 35,1% , respectivamente, sendo mantida uma concentração média de OD em torno de 1,13 mg/L. Na etapa 2, na qual foram estudadas 3 condições operacionais, o reator foi operado em ciclos de 12h, em regime anaeróbio/aeróbio/anóxico/aeróbio, sob uma concentração média de OD em torno de 1,12 mg/L. A condição 2, na qual utilizou-se o esgoto sintético como fonte exógena de carbono na fase anóxica (relação C/N igual a 5,3), apresentou a melhor eficiência de remoção de DQO ($93,5 \pm 3,1\%$), N-total ($63 \% \pm 14,7\%$) e Fósforo Total ($83 \pm 4,6\%$). Em contrapartida, a condição 3, apresentou a melhor taxa de eficiência média de desnitrificação 96%, mostrando que o etanol aplicado com relação C/N igual a 1,25, foi a fonte exógena mais eficiente para desnitrificação. Os resultados mostraram a viabilidade de aplicação do RSB para remoção conjunta de matéria orgânica e nutrientes (N e P).

Palavras-chave: Reator sequencial em batelada; remoção biológica de nutrientes; tratamento de esgotos.

ABSTRACT

The launching of wastewater containing nutrients, particularly nitrogen and phosphorus, causes important impacts on health and the environment, making it indispensable to incorporate the processes of removal of these compounds into the treatment systems wastewater. In the present work, different stages and operational conditions were studied to promote the joint removal of organic matter, nitrogen and phosphorus in a sequencing batch reactor (SBR), operated in alternating regime, at laboratory scale, fed with synthetic effluent containing TKN in the average concentration of 53.2 mgN/L, organic matter at the concentration of 781 mg COD/L and phosphorus at the concentration of 2.3 mgP/L. In step 1, the reactor was operated in 24h cycles, under anaerobic/aerobic/anoxic regime, obtaining average efficiency of removal of organic matter and nitrogen of 56.7% and 35.1%, respectively, being maintained an average concentration of OD around 1.13 mg/L. In step 2, in which 3 operational conditions were studied, the reactor was operated in cycles of 12h, under anaerobic/aerobic/anoxic/aerobic regime, under an average concentration of OD around 1.12 mg/L. Condition 2, in which the synthetic sewage was used as a carbon exogenous source (ratio C/N equal to 5.3), presented the best cod removal efficiency ($93.5 \pm 3.1\%$), N-Total ($63\% \pm 14.7\%$) and total phosphorus ($83 \pm 4.6\%$). In contrast, condition 3 presented the best rate of average efficiency of denitrification 96%, showing that the ethanol applied with ratio C/N equal to 1.25, was the most efficient exogenous source for denitrification. The results showed the feasibility of applying the RSB for joint removal of organic matter and nutrients (N and P).

Key-word: Sequencing batch reactor; biological nutrient removal; sewage treatment.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Fases do ciclo típico do RSB	20
Figura 2 – Transformações do nitrogênio em sistemas de tratamento convencionais	23
Figura 3 – Formas do Nitrogênio Amoniacal em função do pH a 25°C	24
Figura 4 – Esquema de um floco de lodo ativado com regiões aeróbias e anóxicas.....	28
Figura 5 – Esquema da instalação experimental	40
Figura 10 – Esquema experimental de operação do sistema.....	41
Figura 7 – Lodo aeróbio (a) e anaeróbio (b) utilizados como inóculo e lodo anaeróbio (c) utilizado na reinoculação na Etapa 2	45
Figura 8 – Ciclo operacional do RSB na Etapa 1	46
Figura 9 – Ciclo operacional do RSB na Etapa 2.....	46
Figura 12 – Comportamento do N-nitrito, N-nitrato e N-amoniacal na Etapa 1.....	55
Figura 13 – Perfil temporal da variação das formas de nitrogênio no ciclo do RSB na Etapa 1	56
Figura 14 – Comportamento do pH na Etapa 1	58
Figura 15 – Comportamento da Alcalinidade Total na Etapa 1	59
Figura 16 – Comportamento dos Ácidos Voláteis na Etapa 1.....	60
Figura 17 – Comportamento da DQO na Etapa 1	61
Figura 18 – Perfil temporal da DQO no ciclo do RSB na Etapa 1	62
Figura 19 – Lodo biológico flotante	66
Figura 20 – Comportamento da DQO na etapa 2	68
Figura 21 – Perfil temporal da DQO na Condição 1	68
Figura 22 – Perfil temporal da DQO na Condição 2.....	69
Figura 23– Perfil temporal da DQO na Condição 3	69
Figura 24 – Comportamento do pH na Etapa 2.....	70
Figura 25 – Comportamento da Alcalinidade Total na etapa 2.....	71
Figura 26 – Comportamento dos Ácidos Voláteis na Etapa 2.....	74
Figura 27 – Comportamento do N-nitrato, N-nitrito, N-amoniacal e NTK na Etapa 2.....	74
Figura 28 – Perfil temporal das formas de nitrogênio na Condição 1	78
Figura 29 – Perfil temporal das formas de nitrogênio na Condição 2.....	78
Figura 30 – Perfil temporal das formas de nitrogênio na Condição 3.....	79
Figura 31 – Comportamento do Fósforo Total na etapa 2.....	79
Figura 32 – Perfil temporal da concentração de Fósforo na Condição 1	80

Figura 33 – Perfil temporal da concentração de Fósforo na Condição 2	80
Figura 34 – Perfil temporal da concentração de Fósforo na Condição 3	81
Figura 35 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Etapa 1	83
Figura 36 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Condição 1	84
Figura 37 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Condição 2	84
Figura 38 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Condição 3	84

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Efeitos da concentração de oxigênio dissolvido na remoção de nitrogênio encontrados na literatura	31
Tabela 2 – Demanda por elétrons para desnitrificação heterotrófica por fonte de carbono	33
Tabela 3 – Alguns valores da relação C/N encontrados na literatura para remoção de Nitrogênio e Carbono.....	34
Tabela 4 – Valores encontrados na literatura para remoção de nitrogênio e fósforo	38
Tabela 5 – Características físicas do reator	41
Tabela 6 – Composição do Esgoto Sanitário Sintético.....	43
Tabela 7 – Caracterização dos lodos	44
Tabela 8 – Caracterização do lodo anaeróbio utilizado na reinoculação do reator	45
Tabela 9 – Parâmetros analisados, métodos e frequências de análises	47
Tabela 10 – Valores médios obtidos na caracterização do substrato sintético	51
Tabela 11 – Descrição das fases dos ciclos operacionais da Etapa 1	52
Tabela 12 – Parâmetros operacionais da Etapa 1	53
Tabela 13 – Parâmetros físico-químicos avaliados na Etapa 1	53
Tabela 14 – Balanço de nitrogênio na Etapa 1	54
Tabela 15 – Formas nitrogenadas observadas antes e depois do 24º ciclo operacional	55
Tabela 16 – Relação DQO/N obtida na Etapa 1	57
Tabela 17 – Balanço teórico de alcalinidade na remoção de nitrogênio na Etapa 1	59
Tabela 22 – Balanço teórico de alcalinidade na remoção de nitrogênio na Etapa 2	72
Tabela 23 – Concentração dos compostos nitrogenados e eficiência remoção de N-total na Condição 1.....	75
Tabela 24 – Concentração dos compostos nitrogenados e eficiência de remoção de N-total na Condição 2.....	76
Tabela 25 – Concentração dos compostos nitrogenados e eficiência de remoção de N-total na Condição 3.....	76

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AGV	Ácidos graxos voláteis
Anammox	Anaerobic Ammonium Oxidation
BOA	Bactérias oxidadoras de amônio
BON	Bactérias oxidadoras de nitrato
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite
CTEC	Centro de Tecnologia
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EBPR	Enhanced Biological Phosphorus Removal
EESC	Escola de Engenharia de São Carlos
EPA	Environmental Protection Agency
ETE	Estação de tratamento de esgoto
GAO	Glycogen accumulating organisms
LCA	Laboratório de Controle Ambiental
LSA	Laboratório de Saneamento Ambiental
NDS	Nitrificação e Desnitrificação Simultânea
N-NH ₄ ⁺	Nitrogênio na forma de amônio
N-NO ₂ ⁻	Nitrogênio na forma de nitrito
N-NO ₃ ⁻	Nitrogênio na forma de nitrato
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
N-total	Nitrogênio Total
OAF	Organismos Acumuladores de Fosfato
OD	Oxigênio Dissolvido
OLAND	Oxygen-Limited Autotrophic Nitrification-Denitrification
pH	Potencial Hidrogeniônico
PHB	Polihidroxibutirato
PAO	Phosphorus Accumulating Organisms
RSB	Reator sequencial em batelada
SHARON	Single Reactor for High Ammonia Removal Over Nitrite
SHS	Departamento de Hidráulica e Saneamento
ST	Sólidos Totais

STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis
STV	Sólidos Totais Voláteis
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UFAL	Universidade Federal de Alagoas
USP	Universidade de São Paulo

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	17
2 OBJETIVOS	19
2.1 Geral	19
2.2 Específicos	19
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1 Reatores Sequenciais em Batelada	20
3.2 Remoção Biológica de Nutrientes	22
3.2.1 Nitrogênio	22
3.2.2 Fósforo	35
3.2.3 Remoção combinada de Nitrogênio e Fósforo	36
3.2.4 Considerações Finais	39
4 MATERIAIS E MÉTODOS.....	40
4.1 Descrição da Instalação Experimental	40
4.2 Delineamento Experimental	41
4.3 Substrato utilizado	43
4.4 Inoculação e partida do sistema.....	44
4.4 Funcionamento e operação do sistema	45
4.5 Monitoramento do sistema	47
4.5.1 Amostragem	47
4.5.2 Parâmetros, Métodos e Frequência das Análises	47
4.5.3 Perfis temporais.....	48
4.6 Eficiência de Remoção de Matéria Carbonácea.....	49
4.7 Eficiência de Remoção de Nitrogênio	50
4.8 Eficiência de Remoção de Fósforo	50
4.9 Considerações Gerais.....	50
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	51
5.1 Caracterização do substrato sintético	51
5.2 Monitoramento do desempenho do reator	52

5.2.1 Etapa 1 – Ciclos de 24h.....	52
5.2.2.1. Remoção de nitrogênio	54
5.2.2.2. pH, alcalinidade e ácidos voláteis	57
5.2.2.3. Remoção de matéria orgânica	60
5.2.2.4. Sólidos e descarte de lodo	62
5.1.2 Etapa 2 – Ciclos de 12h.....	63
5.1.2.1 Remoção de matéria orgânica	66
5.1.2.1 pH, alcalinidade e ácidos voláteis	70
5.1.2.2 Remoção de nitrogênio	74
5.1.2.3 Remoção de fósforo	79
5.1.2.2 Sólidos e descarte de lodo	81
5.2.3 Estudo cinético	82
6. CONCLUSÕES	86
REFERÊNCIAS	88

1 INTRODUÇÃO

A crescente degradação da qualidade da água, sobretudo nos últimos anos, é resultado, principalmente, do lançamento de efluentes sem o devido tratamento nos cursos d'água. Por outro lado, as questões ambientais têm sido cada vez mais discutidas, especialmente com relação à preservação nos mananciais de água, o que tem levado à busca e desenvolvimento de novas tecnologias de tratamento das águas residuárias.

Mais recentemente tem sido dada especial atenção não somente à remoção de matéria orgânica, mas também à remoção biológica de nutrientes, uma vez que o lançamento de efluentes ricos em nutrientes, especialmente nitrogênio e fósforo, em corpos d'água receptores tem como principal consequência a eutrofização, que tem se tornado um desafio para a comunidade científica.

A eutrofização pode causar diversos impactos aos corpos d'água, destacando-se a deterioração da aparência de águas límpidas, odor e baixos níveis de OD (oxigênio dissolvido), afetando a respiração de peixes e demais organismos aquáticos. Além disso, nitrogênio na forma de íon amônio pode ocasionar consumo extra de OD pelo processo de nitrificação. Já o nitrogênio na forma de amônia livre é responsável por efeitos de toxidez nos organismos aquáticos. No que diz respeito à saúde humana, a presença de elevadas concentrações de nitrato em corpos d'água pode causar doenças, como, a metahemoglobinemia (METCALF; EDDY, 2016, CALLADO, 2001; ARAÚJO JR., 2006).

Dentre as diversas alternativas que têm sido propostas para a remoção de nitrogênio e fósforo, a remoção biológica é a mais econômica e sustentável para o atendimento dos requisitos de descargas cada vez mais rigorosos (XU, 2013; EPA, 1993). Pickbrenner (2002) aponta alguns fatores que tornam a remoção biológica de nutrientes uma alternativa preferível em relação à alternativa físico-química, são eles: custos com o tratamento geralmente menores, não ocorre o aumento das concentrações de sais nos efluentes, e evita-se a produção de lodos tóxicos, oriundos de processos com precipitação química.

No Brasil, as tecnologias amplamente aplicadas no tratamento de águas residuárias são o sistema convencional de Lodos Ativados e os Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (do inglês *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* – UASB). Apesar de apresentarem um bom desempenho quanto à remoção de matéria orgânica, essas tecnologias não removem satisfatoriamente os nutrientes N e P, sendo necessário a implantação de sistemas de pós-tratamento (FORESTI, 2006; MOURA, 2011).

De acordo com Callado (2001) o tratamento de águas residuárias utilizando sistemas combinados anaeróbio/aeróbio, tem se mostrado uma alternativa praticável, em termos técnicos e econômicos, pois podem promover a oxidação carbonácea, nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo. Além disso, os padrões de lançamento são alcançados. Dentre as diversas vantagens dos sistemas combinados quando comparados ao sistema de Lodos Ativados, por exemplo, pode-se destacar a baixa potência de aeração requerida na fase aeróbia, menor produção de lodo biológico e baixo custo de operação e manutenção (PICKBRENNER, 2002).

Visando aperfeiçoar os processos biológicos, as Estações de Tratamento Esgotos têm buscado a remoção conjunta de carbono e nutrientes numa mesma unidade operacional, simplificando ainda mais os sistemas e tornando-os ainda mais compactos e flexíveis. Uma alternativa para este problema é a utilização de um tanque único, que desempenha tanto a função de reator biológico como decantador, compreendendo as fases de enchimento, reações biológicas, decantação e repouso, chamado de reator sequencial em batelada (RSB) (METCALF; EDDY; 2016; ZHU *et al.*, 2008).

No presente trabalho será apresentado o estudo do tratamento de esgoto sintético simulando esgoto sanitário, utilizando um reator sequencial em batelada (RSB) alternando entre as condições anaeróbia, aeróbia e anóxica. O objetivo desta pesquisa é avaliar o processo de tratamento biológico de esgotos quanto à remoção simultânea de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, sob diferentes configurações operacionais do reator, utilizado como unidade única de tratamento.

2 OBJETIVOS

2.1 Geral

Estudar alternativas de tratamento biológico utilizando reator sequencial em batelada operado em regime alternado (anaeróbio, aeróbio e anóxico), em escala de laboratório, tratando esgoto sanitário sintético, para remoção simultânea de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo.

2.2 Específicos

- Avaliar o desempenho de um reator sequencial em batelada (RSB), para tratamento de esgoto sanitário sintético;
- Estabelecer diferentes ciclos operacionais para o reator, a fim de observar e comparar o comportamento do mesmo em termos de eficiência;
- Avaliar a influência de diferentes fontes de carbono na eficiência da desnitrificação e remoção biológica de fósforo.

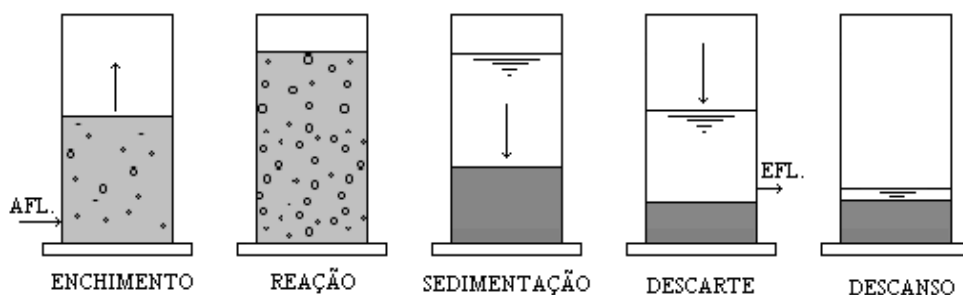
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo serão abordados tópicos fundamentais relacionados aos diversos aspectos do estudo em questão. Serão discutidos aspectos operacionais e funcionais do reator sequencial em batelada, destacando-se a sua aplicação na remoção de nitrogênio e fósforo, bem como os processos biológicos envolvidos na remoção desses nutrientes.

3.1 Reatores Sequenciais em Batelada

O reator sequencial em batelada (RSB) é uma variante do sistema de lodos ativados, que apresenta crescimento suspenso operando em ciclos em batelada com durações definidas, diferenciando-se assim, dos sistemas de fluxo contínuo. O princípio do processo baseia-se em englobar em um tanque único todas as unidades, processos e operações de um sistema convencional de lodos ativado. Assim, esses processos e operações passam a ocorrer sequencialmente no tempo (PICKBRENNER, 2002; CALLADO, 2001). O RSB apresenta basicamente 4 fases por ciclo: enchimento, reação, sedimentação e descarte, podendo em alguns casos apresentar uma fase de descanso, como mostrado na Figura 1.

Figura 1 – Fases do ciclo típico do RSB



Fonte: Callado (2001)

As fases do ciclo do RSB são descritas a seguir por Callado (2001) e Metcalf e Eddy (2016):

A etapa de enchimento se dá pela entrada do substrato no reator, o qual já tem parcela do seu volume ocupado pelo lodo decantado de um ciclo prévio. Geralmente o volume afluente é igual ao volume descartado. O tempo de enchimento depende da operação do reator, podendo encher totalmente no início do ciclo ou ter enchimento contínuo (batelada alimentada), neste último caso, o período de enchimento pode se estender até o final do período de reação.

Com o reator cheio, inicia-se a etapa de reação, sendo esta a mais importante na degradação do substrato orgânico. A depender do objetivo do processo, esta fase pode alternar entre períodos anaeróbios, aeróbios e anóxicos ou ser misturada e/ou aerada, favorecendo condições para remoção de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo. Alguns parâmetros podem influenciar no tempo requerido para essa etapa, são eles: a) composição e concentração do substrato; b) qualidade requerida para o afluente; c) concentração da biomassa e temperatura do resíduo.

Finalizada a etapa de reação, a mistura e/ou aeração são desligadas, iniciando a etapa de sedimentação, na qual ocorre a separação da biomassa. A depender da sedimentabilidade do lodo, pode ser requerido um maior ou menor tempo para clarificação do efluente.

A etapa de descarte consiste na liberação do efluente clarificado do reator. O mecanismo de descarte pode ser um ponto fixado num nível pré-determinado com vazão regulada por uma válvula ou bomba, ou o descarte pode ser através de um vertedor oscilante ou ajustável, imediatamente abaixo da superfície do líquido.

A última etapa, se houver, é chamada repouso ou descanso. Essa fase compreende o tempo entre a descarga do efluente clarificado e o início da próxima batelada, quando o reator será realimentado com um novo volume de substrato. Na fase de repouso é possível promover a mistura e aeração, se desejado.

A aplicação do RSB para remoção de nutrientes, data da década de 80, recebendo notável visibilidade recentemente. As características do processo operacional permitem uma maior flexibilidade dos ciclos de operação (CHIU *et.al.*, 2007; BLACKBURNE *et.al.*, 2008). De acordo com Pickbrenner (2002) essa flexibilidade das etapas de um ciclo, favorece a ocorrência dos processos de remoção biológica de nitrogênio e fósforo. Dessa forma, diferentes configurações de RSB têm sido propostas buscando-se maiores eficiências na remoção de carbono, nitrogênio e fósforo.

O sistema em batelada apresenta diversas vantagens quando comparado ao sistema de lodos ativados convencional. O fato dos RSB apresentarem processo intermitente resulta em uma significativa economia de área, isso se justifica pelo fato de todos os processos envolvidos no tratamento acontecerem sequencialmente em um tanque único e não em sequências de unidades separadas, como ocorre no processo em regime contínuo. Essa condição pode ser vantajosa em regiões com reduzida disponibilidade de área. Além disso, o fato da biomassa permanecer no reator de um ciclo para outro, dispensa o uso de decantadores como unidades subsequentes. De um modo geral, o RSB apresenta elevadas percentagens de remoção de nitrogênio e fósforo, menores custos de operação e manutenção, menos intumescimento do lodo

(*bulking*) quando comparado ao sistema convencional (CHIU *et.al.*, 2007; BLACKBURNE *et.al.*, 2008).

Em situações em que se tem uma vazão afluyente contínua, faz-se necessária a instalação de dois RSB de modo que um reator seja preenchido enquanto o outro está completando seu ciclo de tratamento (METCAL; EDDY, 2016).

3.2 Remoção Biológica de Nutrientes

Nitrogênio (N) e fósforo (P) são nutrientes, também conhecidos como bioestimulantes, fundamentais para constituição e crescimento de microrganismos, plantas e animais. Por outro lado, o aporte excessivo desses nutrientes nos sistemas aquáticos é uma das principais causas do problema da eutrofização. Assim, esses nutrientes devem ser removidos a níveis tais que, no seu lançamento nos corpos d'água, causem o menor impacto possível e estejam de acordo com os valores estabelecidos em normas ambientais (METCALF; EDDY, 2016).

Metcalf e Eddy (2016) destacam que a remoção dos nutrientes N e P nem sempre é almejada, por exemplo, em casos em que se deseja utilizar o efluente tratado para irrigação, pode ser interessante a preservação desses nutrientes em doses adequadas.

3.2.1 Nitrogênio

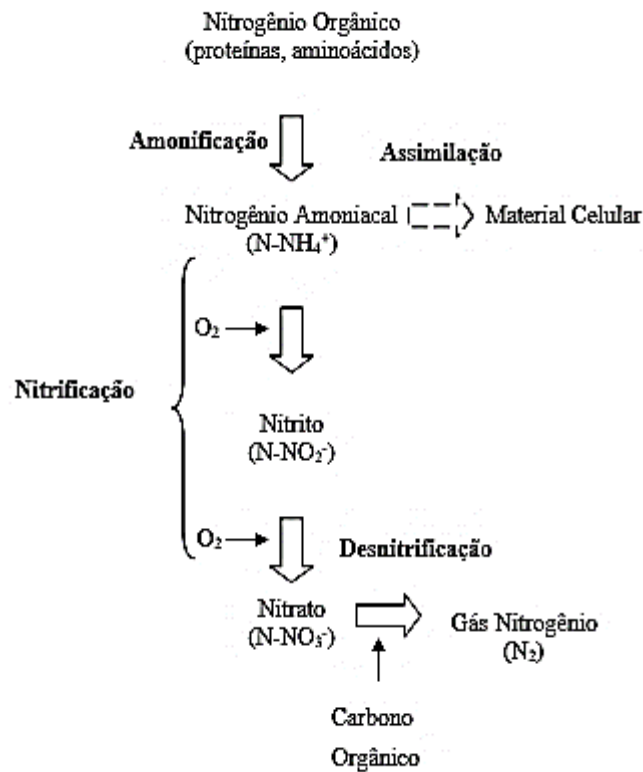
O nitrogênio pode apresentar-se em diversas formas de compostos, a depender do estado de oxidação que pode assumir. Nos esgotos as principais formas são amônia (NH_3), íon amônio (NH_4^+), nitrogênio gasoso (N_2), íon Nitrito (NO_2^-) e o íon Nitrato (NO_3^-) (METCALF; EDDY, 2016). O esgoto sanitário fresco possui cerca de 60% do nitrogênio na forma orgânica (uréia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas com o grupo amina) e 40% na forma de amônia (na forma livre de NH_3 , ou na forma iônica de NH_4^+). Ocasionalmente, o nitrogênio pode apresentar-se nas formas oxidadas de nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-) (PICKBRENNER, 2002).

A determinação da forma predominante do nitrogênio em um corpo d'água, pode fornecer indícios do estágio de poluição de um eventual lançamento a montante. Quando o nitrogênio se encontra na forma orgânica ou amônia, presume-se um lançamento recente. No caso do nitrogênio na forma de nitratos (desde que haja oxigênio dissolvido suficiente no meio para permitir a nitrificação) é provável que a poluição seja antiga (METCALF; EDDY, 2016).

A oxidação da amônia e nitrito faz-se necessário para o atendimento aos requisitos de qualidade da água, relativos a (1) impactos da amônia em corpos receptores relacionados às concentrações de oxigênio dissolvido e toxicidade a peixes, (2) controle de eutrofização, (3) controle do nitrogênio para fins de reuso (METCALF; EDDY, 2016).

Entre as diversas alternativas para remoção de nitrogênio, a remoção biológica é preferível em termos econômicos e principalmente ambientais (EPA, 1993). A transformação biológica do nitrogênio da forma orgânica até a forma molecular envolve microrganismos heterotróficos e autotróficos, anaeróbios e aeróbios, através de três mecanismos básicos: amonificação, nitrificação e desnitrificação conforme mostrado no fluxograma da Figura 2.

Figura 2 – Transformações do nitrogênio em sistemas de tratamento convencionais



Fonte: Araújo Jr., 2006.

Esses processos são descritos a seguir (CALLADO, 2001; METCALF; EDDY, 2016):

Amonificação: este processo pode ocorrer tanto em ambiente aeróbio como em ambiente anaeróbio, consistindo na conversão de nitrogênio orgânico (aminoácidos, açúcares aminados, aminas, amidas, peptídeos, etc.), por intermédio de enzimas catalizadoras, a nitrogênio amoniacal, de acordo com a Equação 1:

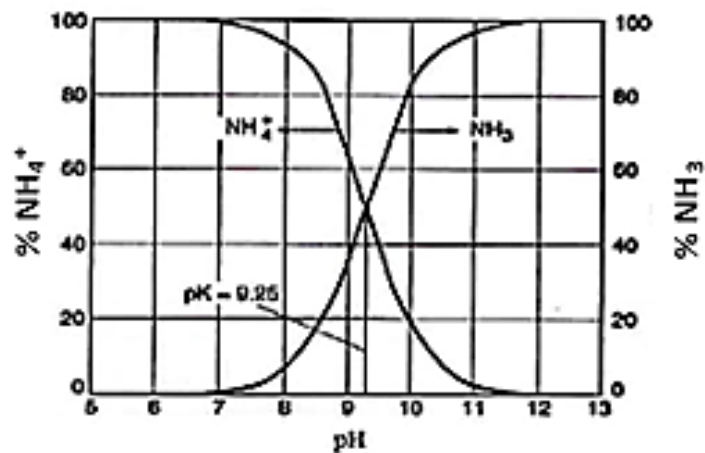


A forma do nitrogênio amoniacoal é função do pH do meio, e este em solução aquosa pode apresentar-se tanto na forma do íon amônio (NH_4^+) como na forma gasosa (NH_3) (METCALF e EDDY, 2016), como pode ser observado na Equação 2:



Segundo Metcalf e Eddy (2016), para valores de pH do efluente próximo à neutralidade (pH entre 6 e 8), praticamente todo nitrogênio amoniacoal está na forma de íon amônio (NH_4^+). Para valores de pH mais alcalinos (pH entre 10 e 12), o nitrogênio amoniacoal encontra-se predominantemente na forma de amônia livre (NH_3). Iamamoto (2006) acrescenta que a amônia livre inibe as bactérias oxidantes de amônia. A Figura 3 apresenta as formas do Nitrogênio Amoniacoal em função do pH.

Figura 3 – Formas do Nitrogênio Amoniacoal em função do pH a 25°C



Fonte: Metcalf e Eddy, 2016.

Em reatores biológicos em que o pH é controlado em torno de 7,0 e a temperatura do meio líquido varia de 20°C a 35°C, praticamente todo nitrogênio amoniacoal (99%) apresenta-se na forma ionizada (N-NH_4^+) (ARAÚJO JR., 2006).

Considerando-se que a biomassa bacteriana possa ser representada pela fórmula empírica $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$, estima-se que para cada 1 g de células formadas cerca de 0,12 g de N-NH_4^+ (14 g N/113 g $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$) é assimilado (METCALF; EDDY, 2016).

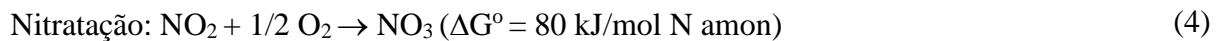
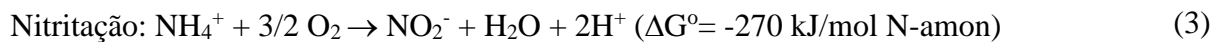
A parcela do nitrogênio amoniacal que é assimilada na síntese celular, é de pequena importância na remoção de nitrogênio em águas residuárias, sendo os fenômenos de nitrificação e desnitrificação considerados preponderantes (ARAÚJO JR., 2006).

Nitrificação é a oxidação biológica do amônio a nitrato na presença de oxigênio dissolvido (ambiente aeróbio), tendo o nitrito como composto intermediário e o nitrato (NO_3^-) como produto final.

O processo ocorre em duas fases (nitritação e nitratação), conforme apresentado nas reações bioquímicas (Equações 3 e 4). O processo é mediado pela ação de dois grupos de bactérias aeróbias quimioautotróficas, isto é, que obtêm energia para as suas funções vitais a partir da oxidação de um substrato inorgânico, no caso amônio ou nitrito, utilizando como fonte de carbono apenas o carbono inorgânico (CO_2).

Os microrganismos envolvidos na nitrificação fazem parte do domínio *Bacteria*, apresentando-se em dois grupos: Bactérias Oxidadoras de Amônia (BOA) e Bactérias Oxidadoras de Nitrito (BON), sendo essa habilidade em oxidar espécies específicas de compostos de nitrogênio que os distingue. No primeiro grupo encontram-se bactérias do gênero *Nitrosomonas*, *Nitrosocystis*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio*, *Nitrosococcus*, e *Nitrosolobos*, responsáveis pela oxidação do amônio (NH_4) a nitrito (NO_2^-). No segundo, bactérias do gênero *Nitrobacter*, *Nitrospira*, *Nitrocystis*, *Nitrococcus*, *Bacteroides* e *Microderma* oxidam o nitrito (NO_2^-) a nitrato (NO_3^-).

As bactérias nitrificantes caracterizam-se por apresentarem crescimento muito lento, o que resulta em um requerimento de tempo de retenção celular mais elevado.



A partir das equações intermediárias, temos a seguinte reação global (Equação 5):



A partir da reação global acima é possível observar a demanda de oxigênio para a oxidação completa da amônia. Para isso são necessários 4,57g de O_2 /g NH_4^+ , sendo que na reação de nitritação são consumidos 3,43g de O_2 /g NH_4^+ e na reação de nitratação são consumidos 1,14 de O_2 /g NO_2^- (METCALF; EDDY, 2016). Além disso, Santos (2014)

acrescenta que há uma produção de íons H^+ , o que pode levar a uma diminuição do pH do sistema, caso o efluente não possua alcalinidade suficiente para tamponar a ação desses íons.

Baseando-se na Equação 6, é possível estimar a quantidade de alcalinidade requerida para o processo de nitrificação:



Observa-se que há um consumo de 2 mols de alcalinidade por mol de $N-NH_4^+$, isto equivale a 7,14g de alcalinidade como $CaCO_3$ consumida por g de NH_4^+ oxidado. Metcalf e Eddy (2016) destacam que é importante considerar que uma parcela da amônia removida é incorporada na biomassa durante o processo de nitrificação. Assim, a quantidade real de oxigênio e de alcalinidade consumida por unidade de amônia removida é inferior aos valores calculados estequiometricamente.

Para que o processo de nitrificação ocorra de maneira eficiente nos sistemas biológicos, é fundamental o controle de alguns fatores tais como, tempo de retenção celular, presença de oxigênio dissolvido, nutrientes, temperatura, pH, concentrações de amônio e carbono orgânico (relação C/N).

Dentre esses fatores, a relação C/N tem papel determinante no processo de nitrificação: em condições de baixa relação C/N, as bactérias heterótrofas, limitadas pelo carbono, deixam excesso de amônia disponível para a nitrificação. Em condições de alta relação C/N, a nitrificação é inibida e a concentração de nitrato cai a zero.

Desnitrificação: neste processo o nitrato é utilizado como aceptor de elétrons, sendo reduzido biologicamente pela ação de microrganismos, sob condições anóxicas. Nos processos biológicos podem ocorrer duas categorias de remoção de nitrato, são elas redução de nitrato assimilatório e dissimilatório.

A desnitrificação biológica dissimilatória ocorre por intermédio de bactérias heterotróficas que atuam reduzindo o nitrato a uma série de compostos intermediários, convertendo-o a nitrito (NO_2^-), óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N_2O) e finalmente a gás nitrogênio (N_2), como demonstrado na Equação 7.



A velocidade de desnitrificação é influenciada por fatores ambientais como pH, temperatura, concentração de OD, fonte de carbono e relação C/N.

Ao contrário do que acontece na nitrificação, no processo de desnitrificação há uma produção de alcalinidade que é responsável por recuperar cerca de 50% da alcalinidade consumida, isto é, para cada mg de NO_3^- reduzido a N_2 gasoso há uma produção de 3,57mg de alcalinidade na forma de CaCO_3 (EPA, 1993).

Callado e Foresti (2002) citam que diferentes fontes de carbono têm sido utilizadas na desnitrificação e que com as fontes de carbono não aromáticas, a relação C/N ótima aumenta com o aumento do peso molecular das mesmas, com valores de 0,9 g.C/g. NO_3^- , 1,9 g.C/g. NO_3^- e 2,0 g.C/g. NO_3^- , respectivamente, para metanol, ácido acético e glicose.

Normalmente, a fonte de carbono pode ser obtida de duas formas: internamente, através da recirculação de parte da água residuária, material celular, etc., ou externamente, através de uma fonte de carbono suplementar (aminoácidos, etanol, acetato, succinato, acetona, glicose, óleo de oliva e benzoato), para possibilitar a desnitrificação. No primeiro caso, a água residuária nitrificada que é recirculada, normalmente apresenta deficiência em carbono orgânico, o que abre a possibilidade de se adicionar uma fonte externa. (ZHENG *et al.*, 2009).

Callado (2001) destaca que há tendência com relação a utilização de fontes internas de carbono para desnitrificação (a exemplo do próprio esgoto e o lodo em excesso) em detrimento de fontes externas. Como vantagens têm-se a redução de custos, o uso mais adequado de matéria orgânica e uma menor produção de lodo.

Uma grande diversidade de bactérias, tanto heterotróficas como autotróficas, podem realizar o processo de desnitrificação. Os gêneros conhecidos de bactérias que realizam este processo incluem as *Pseudomonas*, *Archromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Flavobacterium*, *Paracoccus*, *Thiobacillus*, *Bacillus*, entre outros. A maioria desses organismos são aeróbios facultativos devido a habilidade em utilizar tanto as formas oxidadas de nitrogênio (nitrato e nitrito), como o oxigênio, como aceptores finais de elétrons. Além disso, podem realizar fermentação na ausência de nitrato ou de oxigênio.

Além dos já consagrados sistemas convencionais de remoção de nitrogênio, fundamentados na nitrificação-desnitrificação, outros sistemas podem ser aplicados para este fim. Novos conceitos e configurações estão sendo estudados alternativamente ao processo convencional, são eles: *Anamox* (*Anaerobic ammonia oxidation*), *Sharon* (*Single-reactor high-activity ammonia removal over nitrite*), *OLAND* (*Oxygen-Limited Autotrophic Nitirification and Denitrification*), *SND* (*Simultaneous nitrification and denitrification*), dentre outros.

Dentre as novas abordagens, o processo NDS (do inglês *Simultaneous nitrification and denitrification* - *SND*) tem se mostrado uma alternativa interessante para otimização do processo de eliminação de nitrogênio, através do qual as reações de nitrificação e desnitrificação

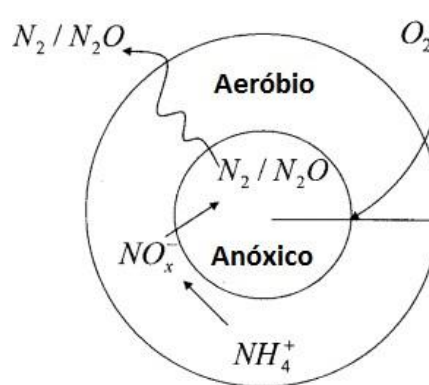
ocorrem concomitantemente em um único reator, sem separação e nas mesmas condições (ZHANG; ZHOU, 2007; ZHU *et al.*, 2007; LIU *et al.*, 2010). Este mecanismo baseia-se no controle do equilíbrio entre a nitrificação e a desnitrificação para o alcançar uma elevada remoção de nitrogênio (ZHANG; ZHOU, 2007).

Vários estudos têm mostrado a aplicabilidade do processo NDS para remoção de nitrogênio de águas residuárias (VON MÜNCH *et al.*, 1996; ZHANG & ZHOU, 2007; ZHU *et al.*, 2007; SANTOS, 2014).

O processo NDS é explicado por dois fenômenos: físicos e biológicos. De acordo com a explicação biológica, existem certas bactérias heterótrofas desnitrificantes que possuem a habilidade de reduzir o nitrogênio em condições aeróbicas, como também microrganismos heterótrofos nitrificantes (VON MÜNCH *et al.*, 1996).

Do ponto de vista físico, a NDS ocorre dentro do biofilme ou flocos microbianos, devido ao gradiente de oxigênio através da biomassa, causado pela limitação da difusão de OD (Figura 4). Bactérias nitrificantes se encontram ativas em áreas externas que possuem maior concentração de oxigênio, enquanto que em áreas onde a concentração de oxigênio é limitante (interior do flocos), se desenvolvem as bactérias desnitrificantes (CHIU, 2007).

Figura 4 – Esquema de um flocos de lodo ativado com regiões aeróbicas e anóxicas



Fonte: Zeng *et al.* (2003)

O gradiente de oxigênio dentro da biomassa favorece o desenvolvimento simultâneo de bactérias nitrificantes e desnitrificantes, favorecendo a ocorrência da NDS naturalmente. Por outro lado, foi verificada a capacidade de algumas bactérias heterótrofas, por exemplo, *Alcaligenes faecalis* e *Thiosphaera pantotropha*, desenvolverem NDS utilizando substratos orgânicos como fonte de carbono e energia para transformar aerobicamente amônia em gás nitrogênio (CHIU, 2007).

Dentre as vantagens que o processo NDS oferece sobre os tratamentos convencionais, destacam-se a economia de espaço e infraestrutura, redução nos custos de operação do sistema, redução na demanda de oxigênio (MUNCH *et al.*, 1996). No entanto, as condições nas quais ocorrem uma eficiente NDS em reatores sequenciais em batelada ainda não estão totalmente estabelecidas (CHIU, 2007).

Como reportado por Moura (2011) e Santos (2014) o tamanho dos flocos do biofilme pode ter influência sobre a eficiência do processo. O cisalhamento do floco bem como a redução do seu tamanho, podem influenciar no estabelecimento de zonas anóxicas. De acordo com Zoppas (2012) a taxa de oxidação de amônio deve ser preferencialmente igual à taxa de desnitrificação, para obtenção de uma NDS completa. A disponibilidade de carbono no substrato foi reportado por Chiu *et al.* (2007) e Zeng *et al.* (2003) como um fator crítico para a ocorrência do processo NDS, devido a diversidade de microorganismos com diferentes funções competindo por substratos comuns.

O estudo da remoção de nitrogênio em reatores sequenciais em batelada deve levar em consideração a ocorrência de dois períodos de acordo com a presença ou ausência de matéria orgânica facilmente degradável (ZOPPAS, 2016):

1. Período de saciedade. Ocorre quando há um excesso de matéria orgânica exógena. Este substrato se difunde no biofilme, sendo armazenado como uma reserva de substrato na forma de lipídeos de glicogênio e polihidroxibutirato (PHB), sendo esta a forma predominante, em condições adversas. A penetração de oxigênio é baixa porque ele é rapidamente consumido por bactérias autotróficas e heterotróficas. No período de saciedade, o oxigênio é utilizado na nitrificação, oxidação do acetato e no crescimento da biomassa aeróbia.

2. Período de fome. Quando não há matéria orgânica exógena. Portanto, o PHB armazenado no período anterior pode ser usado como uma fonte de matéria orgânica para a desnitrificação. Isso justificaria o fato do fenômeno NDS ocorrer tipicamente em reatores sequenciais em batelada.

3.2.1.1 Fatores intervenientes no processo de nitrificação/desnitrificação

Diversos são os fatores que podem influenciar nos processos de nitrificação e desnitrificação, tais como temperatura, pH, alcalinidade, relação C/N, oxigênio dissolvido, fontes de carbono, etc. A literatura dispõe de uma diversidade de estudos avaliando esses fatores bem como a relação com os processos de remoção de matéria carbonácea e nutrientes.

Temperatura

O efeito da temperatura nas taxas de crescimento de bactérias nitrificantes e desnitrificantes tem sido comprovado em diversos estudos. A medida que a temperatura aumenta as taxas de reação biológica também aumentam até que se atinja uma temperatura ideal a partir da qual, novos aumentos de temperatura levam a desnaturação de proteínas enzimáticas e consequentemente as taxas de reações diminuem (GUO *et al.* 2013).

A nitrificação ocorre em uma ampla faixa de temperatura de 4 - 45°C, apresentando valor ótimo para o processo na faixa de 25°C e 35°C (EPA, 1993).

Fontenot *et al.* (2007) avaliando o desempenho de um RSB tratando efluentes de aquicultura operando sob diferentes temperaturas, observaram que em uma ampla faixa de temperatura (22°C a 37°C) foi possível obter desempenho semelhante do reator quanto a redução de nitrogênio e carbono, superiores a 89%.

Costa (2005) sugere temperaturas superiores a 20°C para ocorrência da desnitrificação, sendo mais favorável valores próximos de 30°C.

pH

A maioria dos estudos refere-se a uma faixa de pH variando entre 7 e 8,5 para o crescimento das bactérias nitrificantes, sendo relatado por Metcalf & Eddy (2016) uma faixa de pH de 7,5 a 8,0 na qual o crescimento bacteriano é máximo, enquanto para as bactérias desnitrificantes a faixa ótima de pH estende-se de 6,5 a 7,5. O valor do pH interfere na concentração de amônia não ionizada do meio, podendo afetar a nitrificação. Em altos valores de pH a concentração de amônia não ionizada aumenta e em baixos valores de pH forma-se o ácido nitroso, o qual é inibidor da atividade enzimática das bactérias *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*.

A desnitrificação é menos sensível à mudança de pH quando comparada ao processo de nitrificação (EPA, 1993), não havendo efeitos significativos na taxa de desnitrificação para um faixa de pH entre 7,0 e 8,0. Já a nitrificação apresenta significativos decréscimos nas velocidades de reações para valores de pH abaixo de 6,8 (METCALF; EDDY, 2016).

Segundo Wiesman *et al.* (2007) a faixa ótima de pH ótima para o crescimento das bactérias nitrificantes varia entre 7,2 e 8, sendo que para valores de pH inferiores a 5,5 e superiores a 9 as taxas de nitrificação reduzem drasticamente.

Oxigênio dissolvido

O oxigênio dissolvido é um requisito obrigatório para todas as espécies nitrificantes, assim a aeração torna-se indispensável para a ocorrência da nitrificação. Em condições de alta

concentração de OD ocorre inibição do processo de desnitrificação, enquanto que em condições de baixa concentração de OD há uma limitação de oxidação da amônia (ZIELINSKA *et al.*, 2012).

O valor de OD no meio líquido não deve ser inferior a 0,5 mg/L, abaixo deste valor haverá acúmulo de nitrito, já que as bactérias oxidadoras de nitrito a nitrato são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio. Para se atingir valores ótimos de nitrificação recomenda-se concentrações de OD superiores a 2,0 mg/L (EPA, 1993). Jianlong e Jing (2004) apontam uma concentração ótima de OD em torno de 1,5 mg.L⁻¹ para a ocorrência da nitrificação.

A literatura dispõe de diversos trabalhos que avaliaram a influência do parâmetro OD nos sistemas de remoção de nitrogênio. Uma coletânea desses estudos é apresentada na Tabela 1. As diferentes faixas ou valores de OD apresentados evidenciam o quanto esse parâmetro pode variar de sistema para sistema.

Tabela 1 – Efeitos da concentração de oxigênio dissolvido na remoção de nitrogênio encontrados na literatura

Concentração de OD (mg/L)	Comportamento na Nitrificação	Referência
<0,5	Não ocorreu	Pochana e Keller, 1999
0,5	Acúmulo de nitrito	Bernet <i>et al.</i> , 2001
0,3 a 0,8	SND	Bernet <i>et al.</i> , 2001
< 0,7	Redução da oxidação do N- NH ₄ ⁺	Ruiz, Jeison e Chamy, 2003
0,7	96 a 98% da oxidação do N- NH ₄ ⁺	Bernat <i>et al.</i> , 2011
< 1,0	Redução da oxidação do N- NH ₄ ⁺	Garrido <i>et al.</i> , 1997
1,0	Acúmulo de nitrito	Garrido <i>et al.</i> , 1997
1,3	Acúmulo de nitrito	Yoo <i>et al.</i> , 1999
0,7 a 1,7	Acúmulo de nitrito	Ruiz, Jeison e Chamy, 2003
1,0 a 1,5	Nitrificação completa	Aslan, Miller e Dahab, 2009
1,0 a 1,5	SND	Hocaoglu <i>et al.</i> , 2011a
> 1,7	Nitrificação não foi afetada	Ruiz, Jeison e Chamy, 2003
1,0 a 2,0	Acúmulo de nitrito	Garrido <i>et al.</i> , 1997
1,0 a 2,0	94% remoção NT; acúmulo de nitrito; SND	Antileo <i>et al.</i> , 2013
> 2,5	Nitrificação não foi afetada	Garrido <i>et al.</i> , 1997
3,0 a 4,0	Condições favoráveis à nitrificação	Colliver e Stephenson, 2000

Fonte: ZOPPAS (2012)

Alcalinidade

Em reações de desnitrificação ocorre a produção de alcalinidade e geralmente o pH é elevado, enquanto que nas reações de nitrificação ocorre o processo inverso. A nitrificação requer o fornecimento de alcalinidade suficiente, caso contrário, tem início a queda do pH, que pode atingir níveis tóxicos, causando a inibição dos microrganismos e conseqüentemente a interrupção do processo (METCALF; EDDY, 2016).

Afim de minimizar possíveis efeitos inibitórios de valores baixos de pH sobre as taxas de nitrificação, Metcalf e Eddy (2016) recomendam a manutenção da alcalinidade operacional na faixa de 50 - 60 mg/L como CaCO_3 , com um valor correspondente de pH, igual ou maior que 6,8. De acordo com Li & Irvin (2007) em sistemas de tratamento biológicos a nível secundário a alcalinidade deve ser regulada em valores maiores que 80-100 mg. L⁻¹ para manter uma capacidade tampão suficiente. Estes valores são recomendados para o esgoto sanitário médio.

Em sistemas de tratamento por Lodos Ativados em que o esgoto afluyente apresenta baixa alcalinidade ou elevadas concentrações de amônia, pode ser necessário a adição de alcalinizante, dentre eles, cal clorada, carbonato de sódio, bicarbonato de sódio ou hidróxido e magnésio, devendo-se considerar na escolha os custos e questões relativas ao manuseio de produtos químicos (METCALF; EDDY, 2016).

Fontes de carbono

A natureza e a quantidade de fonte de carbono são fatores que devem ser considerados pois influenciam no custo e eficiência da desnitrificação, além de intervir na seleção da comunidade microbiana do sistema (METCALF; EDDY, 2016).

Os microrganismos responsáveis pela redução de nitratos e nitritos a nitrogênio molecular são geralmente bactérias heterotróficas que demandam dispor de uma fonte de carbono (endógena ou exógena) que servirá como doador de elétrons para a respiração. Assim, para uma desnitrificação eficiente é necessária uma relação C/N que forneça em quantidade suficiente os doadores de elétrons (CALLADO, FORESTI, 2002; EPA, 1993).

Diversos compostos podem ser utilizados como fonte externa de carbono, dentre eles o ácido acético, glicose, metano, acetona, etanol, metanol, etc. O inconveniente de se utilizar fontes externas de carbono, é o aumento dos custos operacionais nas estações de tratamento (CALLADO, 2001). A Tabela 2 apresenta algumas das fontes orgânicas e seus respectivos valores de demanda de elétrons para desnitrificação.

Tabela 2 – Demanda por elétrons para desnitrificação heterotrófica por fonte de carbono

Fonte orgânica	Demanda de elétrons para desnitrificação heterotrófica (mg DQO/mg N-NO₃⁻)
Glicose	2,68
Sacarose	2,85
Etanol	2,86
Metanol	3,47
Acetato	4,30

Fonte: Santos, 2014.

Relação C/N

De acordo com Mess (2008) à medida que a relação C/N aumenta a fração de microrganismos nitrificantes diminui. O trabalho realizado por Chiu *et al.* (2007) avaliou a influência da relação C/N em efluentes sintéticos, testando diferentes relações C/N (6,3; 11,1; 19,7), visando a nitrificação e desnitrificação simultânea em reator sequencial em batelada. Os pesquisadores concluíram que a relação C/N = 11,1 se mostrou mais eficiente para permitir o equilíbrio entre as reações de nitrificação e desnitrificação.

Fontenot *et al.* (2007) operando um RSB tratando efluente de aquicultura, obtiveram desempenho superior a 90% na remoção de NT para relação C/N = 10. Valores semelhantes foram obtidos para relação C/N=5.

Meng *et al.* (2007) testaram diferentes relações C/N e concentrações de OD na operação de um reator de membrana, tratando esgoto sintético. Os resultados apontaram para uma relação C/N = 9,59 para o equilíbrio das taxas de nitrificação e desnitrificação e o estabelecimento do processo NDS.

Na Tabela 3 são apresentados alguns valores da relação C/N encontrados na literatura para remoção de nitrogênio e carbono, em diferentes tipos de sistemas de tratamento.

Tabela 3 – Alguns valores da relação C/N encontrados na literatura para remoção de Nitrogênio e Carbono

Tipo de reator	Água Residuária	Eficiência de remoção de DQO (%)	Eficiência de remoção de NT (%)	C/N ótima	Autores Reportados
RSB	Efluente sintético	-	98,7*	11,1	Chiu. et. al., 2007
RSB	Efluente sintético	-	> 91	10 e 5	Fontenot. et.al., 2007
Biorreator de membrana interna	Efluente sintético	90	73	9,59	Meng. et. al.,2008
Reator de membrana modificado (MBR)	Efluente sintético	95	90	9,3	Fu. et. al.,2009
RSB	Efluente sintético	-	65	4	Hu. et. al., 2009
Reator de fluxo contínuo e leito móvel	Efluente sintético	95,7	72,4*	13,4	Fu. et. al., 2010
Leito estruturado com aeração intermitente	Efluente sintético	89	82	11,6	Moura. et. al., 2012
Leito estruturado c/ recirculação e aeração	Efluente sintético	97 ± 2	84,6 ± 10,1	2,9	Santos. et. al., 2016

*Este dado está em termos de eficiência de remoção de N-amoniacoal.

Fonte: Adaptado de Santos, 2014

3.2.2 Fósforo

O fósforo (P) é um nutriente essencial ao crescimento de algas e outros organismos biológicos. Diferentemente do nitrogênio este nutriente não tem uma forma gasosa que permita sua liberação para atmosfera. O interesse na remoção de P tem se intensificado nos últimos anos, devido aos impactos que o crescimento de algas em águas superficiais tem causado. Assim, tem-se buscado o controle de compostos de fósforo que são lançados em águas superficiais por meio de despejos domésticos e industriais, bem como proveniente do escoamento superficial (METCALF; EDDY, 2016).

As principais fontes de fósforo nos esgotos são excretas humanas, restos de alimento, detergentes e despejos industriais lançados nas redes coletoras. Sua concentração é função do estilo de vida da população, urbanização e desenvolvimento industrial (COSTA, 2009). O fósforo presente nas águas residuárias encontra-se sempre como fosfato com concentração típicas entre 3,7 e 11mg PO_4^- -P, podendo apresentar-se sob três formas: ortofosfatos, polifosfatos e fosfato orgânico (METCALF; EDDY, 2016).

Diversas variações do processo de remoção biológica de fósforo (RBF) têm sido desenvolvidas e aplicadas em estações de tratamento de efluentes (METCALF; EDDY, 2016). A remoção biológica de fósforo, requer a implantação de uma fase anaeróbia e alternância entre as fases aeróbia e anóxica antes da sedimentação, de modo que uma concentração mínima de nitrato esteja disponível para o ciclo seguinte (PICKBRENNER, 2002; FERREIRA, 2014).

A remoção biológica de fósforo das águas residuárias explora a capacidade de microrganismos específicos conhecidos como Organismos Acumuladores de Fosfato (do inglês *Phosphorus Accumulating Organisms* - PAO's) capazes de acumular fósforo e armazená-lo como polifosfato intracelular (poli-P) sob condições anaeróbia/aeróbia. Esses organismos sob condições anaeróbias/anóxicas podem absorver fontes de carbono, tais como ácidos voláteis, açúcares, alcoois, etc, e armazená-las intracelularmente como polímeros de carbono, conhecidos como poli-b-hidroxialcanoatos (PHA). Em seguida o poli-P é degradado e então o ortofosfato é liberado. Na fase aeróbia, os PAO's crescem aerobicamente e assimilam ortofosfato para recuperar o nível de poli-P usando o PHA armazenado como fonte de carbono e energia (OHEM, 2007).

Um outro grupo de microrganismos, conhecido como organismos acumuladores de glicogênio (do inglês *Glycogen Accumulating Organisms* – GAO's) também apresentam capacidade de capturar AGVs em condições anaeróbias e convertê-los a PHAs, porém, não

dispõem da habilidade dos PAOs em liberar e capturar fósforo, não contribuindo, portanto, para sua remoção (OEHMEN *et al.*, 2005; FERREIRA, 2014).

A remoção melhorada de fósforo biológico (do inglês *Enhanced Biological Phosphorus Removal* – EBPR) é considerado como um dos métodos mais econômicos e ambientalmente sustentáveis para remover fósforo de águas residuárias, principalmente para o tratamento de águas residuárias de origem domésticas. (METCALF; EDDY, 2016).

A operação bem sucedida do processo EBPR depende de vários fatores operacionais do processo dentre eles a relação DQO:P, a fonte de carbono, pH e temperatura. Oehmen (2007) destaca que diversos distúrbios podem prejudicar o sucesso do processo EBPR, dentre eles: presença de nitrato na zona anaeróbia, limitação de potássio e/ou magnésio, aeração excessiva e a competição entre PAO's e GAO's. Notadamente, as discussões científicas a respeito da competição entre esses dois grupos de microrganismos tem se tornado um aspecto fundamental para otimização do processo EBPR.

No que diz respeito a relação DQO/P, Ferreira (2014) destaca a extrema importância da avaliação desse parâmetro quando se analisa a competição entre PAO's e GAO's. Em geral, organismos acumuladores de fósforo (PAO's) são favorecidos pelas baixas taxas DQO/P, enquanto que uma alta relação favorece os organismos acumuladores glicogênio (GAO's).

Broughton *et al.* (2008) avaliaram a remoção de fósforo em reator em bateladas com diferentes relações DQO:P; de 25:1, 15:1 e 10:1, utilizando como fonte externa de carbono uma mistura de propionato e acetato de sódio. Os resultados mostraram que os sistemas operados com relação DQO:P de 25:1 e 15:1 apresentaram remoção completa de fósforo e, para a relação 10:1, o percentual de remoção foi de 82%.

Oehman *et al.* (2007) recomendam valores de pH superiores a 7,25 para o favorecimento dos sistemas de EBPR.

3.2.3 Remoção combinada de Nitrogênio e Fósforo

A remoção combinada de nitrogênio e fósforo tem sido cada vez mais requerida diante das legislações ambientais cada vez mais restritivas. A maioria dos processos de remoção combinada são variantes de processos de remoção de apenas um dos nutrientes, e usam um processo de lodos ativados empregando combinações de zonas anaeróbias, anóxicas e aeróbias (METCALF; EDDY, 2016).

A literatura apresenta a possibilidade de se obter nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo em uma única unidade de tratamento quando um se utiliza um reator

sequencial em bateladas (RSB). Quando comparado com os sistemas convencionais de lodos ativado, o RSB apresenta diversas vantagens, como a redução custos operacionais e notadamente a remoção de nitrogênio e fósforo. A possibilidade de ajustar os ciclos operacionais de tratamento de diversas maneiras favorece a remoção biológica de nutrientes (AKIN; UGURL, 2004).

A entrada de nitrato na fase anaeróbia dos sistemas EPBR pode ser um inconveniente, causando interferências na eficiência desses sistemas. Com a entrada de nitrato no sistema, as bactérias desnitrificantes consomem o substrato para realização da desnitrificação, antes mesmo que este possa ser utilizado pelas bactérias removedoras de fósforo, inibindo a liberação do fosfato (AKIN; UGURL, 2004).

Em sistemas combinados de remoção de nitrogênio e fósforo, os processos de nitrificação e absorção de P consomem oxigênio, o que torna os organismos envolvidos nesses processos potencialmente sujeitos à concorrência pelo oxigênio. Além disso, bactérias desnitrificantes e organismos acumuladores de fosfato (PAO's) competem por substratos orgânicos (GUO, 2011).

Há uma diversidade de estudos propondo a utilização do RSB para remoção de nitrogênio e fósforo. Xu e colaboradores (2011) estudaram o desempenho de um RSB como zonas anaeróbia, aeróbia e anóxica, com transferência de parte do licor misto para a zona anóxica, a fim de fornecer carbono necessário para desnitrificação. Os resultados encontrados, em termos de eficiência de remoção foram NH_4^+-N , N-total e $\text{PO}_4^{-3}-\text{P}$ foram $93,0 \pm 3,1\%$, $70,3 \pm 2,9\%$ e $87,3 \pm 11,8\%$, respectivamente.

Xu e colaboradores (2013) propuseram um novo modelo de RSB operado em regime estático/óxico/anóxico. Li e colaboradores (2014) operaram um RSB em regime óxico/anóxico/repouso prolongado, atingindo valores de eficiência de remoção de Nitrogênio Total, Fósforo e DQO de 93%, 95% e 87%, respectivamente.

Tsuneda *et al.*, (2006) propuseram a utilização de um único reator operando em batelada funcionando em ciclos anaeróbio/aeróbio/anóxico visando a remoção simultânea do fósforo e nitrogênio. Na fase aeróbia, que antecede a fase anóxica, o nitrato e nitrito produzidos pela ação das bactérias, serão posteriormente utilizados pelos Organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes (DPAO's), sob condições anóxicas, para realizarem a desnitrificação e remoção de fósforo simultâneas.

A **Erro! Fonte de referência não encontrada.**abela 4 apresenta uma coletânea de estudos encontrados na literatura que aplicam RSB's visando a remoção combinada de nitrogênio e fósforo.

Tabela 4 – Valores encontrados na literatura para remoção de nitrogênio e fósforo

Tipo de reator	Água Residuária	Eficiência de remoção de DQO (%)	Eficiência de remoção de N (%)	Eficiência de remoção de P (%)	Autores Reportados
RSB	Glicose e Acetato	97	98*	80	Akin e Ugurlu, 2004
RSB	Efluente sintético	-	83	92	Tsuneda. et.al., 2006
RSB	Efluente sintético	-	73	> 90	Wang. et.al., 2007
RSB	Efluente matadouro	96	96	99	Li. et.al., 2008
RSB	Efluente sintético	-	70,3 ± 2,9	87,3 ± 11,8	Xu. et. al.,2011
RSB	Efluente sintético	-	87	93	Xu. et. al., 2013
RSB	Efluente sintético	87	93	95	Li. et. al.,2014

*Este dado está em termos de N- amoniacal

Fonte: Próprio autor, 2018.

3.2.4 Considerações Finais

A partir da revisão de literatura, obteve-se um maior entendimento a respeito de aspectos fundamentais relacionados a aplicação de reatores sequenciais em batelada no tratamento de esgotos. A flexibilidade operacional, característica do RSB, abre a possibilidade de se favorecer diferentes condições, alternando-se entre períodos anaeróbios, aeróbios e anóxicos, bem como períodos de mistura e/ou aeração, para remover simultaneamente matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo. Além disso, o regime em batelada traz uma significativa economia de área, dado que os processos envolvidos no tratamento ocorrem sequencialmente em um tanque único, dispensando unidades subsequentes.

Neste contexto, é de grande interesse para o tratamento de esgoto sanitário o estudo e desenvolvimento de um sistema compacto, capaz de operar como única fonte de tratamento, para remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.

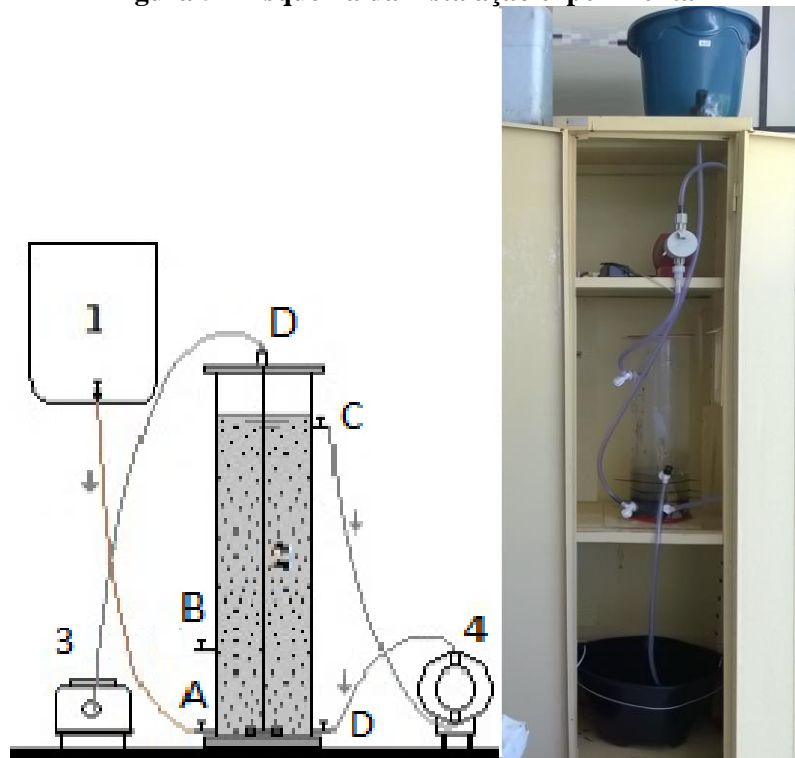
4 MATERIAIS E MÉTODOS

A metodologia aplicada ao presente estudo baseou-se na operação do sistema experimental montado e levantamento de dados quantitativos e qualitativos a partir da rotina de análises laboratoriais. Esses dados foram posteriormente avaliados e analisados.

4.1 Descrição da Instalação Experimental

A instalação experimental apresentada na Figura 5 foi montada no Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA) do Centro de Tecnologia (CTEC) da Universidade Federal de Alagoas (UFAL). A instalação tem basicamente os seguintes elementos constituintes: reservatório de preparo e armazenamento do esgoto sanitário sintético para alimentação do reator; reator sequencial em batelada (RSB), em escala de laboratório, construído em material acrílico; reservatório para coleta do efluente tratado; bomba peristáltica para recirculação do sobrenadante; soprador de ar para aeração e mistura do licor misto do reator; reservatório para coleta do efluente tratado; temporizadores.

Figura 5 – Esquema da instalação experimental



Legenda: (1) - Reservatório; (2) - RSB; (3) – Soprador de ar; (4) – Bomba peristáltica.
Fonte: Próprio autor, 2018.

O RSB dispõe de quatro pontos, cada um com funções específicas, a saber:

- A: entrada de afluente bruto e alimentação ascendente do reator;
- B: saída de efluente tratado e coleta de amostras; e
- C e D: recirculação do sobrenadante. Estes pontos distam 40 cm entre si e são interligados através de uma mangueira conectada a uma bomba peristáltica (4) que por sua vez é conectada ao ponto inferior (D);

As características físicas do reator estão sintetizadas na Tabela 5 **Erro! Fonte de referência não encontrada.**

Tabela 5 – Características físicas do reator

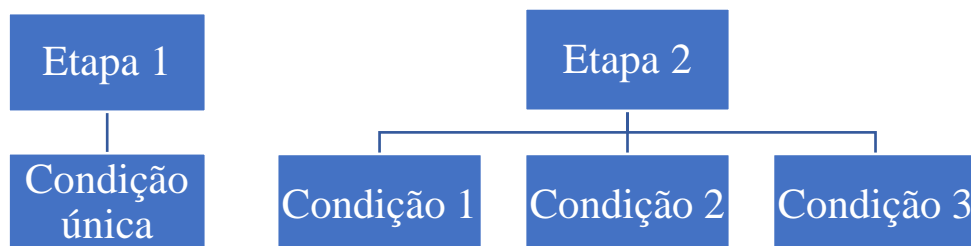
Parâmetro físico	Valor
Altura útil	53 cm
Diâmetro	15 cm
Espessura	4 mm
Volume total	9L
Volume útil	8L

Fonte: Próprio autor, 2018.

4.2 Delineamento Experimental

A operação do sistema foi dividida em duas etapas e estas, por sua vez, foram subdivididas em condições operacionais de acordo com o esquema experimental apresentado na Figura 10.

Figura 6 – Esquema experimental de operação do sistema



Fonte: Próprio autor, 2018.

Em linhas gerais, a primeira etapa (condição única) foi considerada um período de aclimatação do reator operando em ciclos de 24h, enquanto que na segunda etapa foi variado o tempo dos ciclos para 12h, o tempo de cada fase do período de reação e a fonte de carbono, em função do objetivo pretendido:

Etapa 1: com objetivo de remoção de carbono e nitrogênio (amonificação, nitrificação e desnitrificação), com ciclos de 24 horas, com as seguintes fases por ciclo:

Enchimento (15 min), reação (22 h), sedimentação (1,5 h) descarte (15 min)

Reação: Anaeróbio (8 horas), Aeróbio (7 horas) e Anóxico (7 horas).

Duração: 72 dias

Etapa 2: com objetivo de remoção de carbono, nitrogênio (amonificação, nitrificação e desnitrificação) e fósforo, com ciclos de 12 horas, com as seguintes fases por ciclo:

Enchimento (15 min), reação (10 h), sedimentação (1,5 h) descarte (15 min)

Reação: Anaeróbio (4,0 h), Aeróbio (3,0 h), Anóxico (2,0 h) e Aeróbio (1,0 h).

Duração: 90 dias

Na fase anóxica da etapa 1 não foi utilizada fonte externa de carbono para desnitrificação, a intenção foi verificar se a matéria orgânica remanescente promovia a desnitrificação (desnitrificação endógena). Mas na etapa 2 foi variada a fonte de carbono utilizada como doador de elétrons para desnitrificação e remoção de fósforo, resultando em 3 condições operacionais:

Condição 1: endógena (matéria orgânica remanescente sem adição de fonte externa);

Condição 2: adicionar na fase anóxica esgoto sintético como fonte externa de carbono;

Condição 3: adicionar na fase anóxica álcool etílico como fonte externa de carbono.

A quantidade da fonte externa foi calculada estequiometricamente em função da razão C/N e C/P citada na literatura (BROUGHTON *et al*, 2008, CALLADO e FORESTI, 2002). A razão C/N e C/P da condição endógena levou em consideração a DQO remanescente da primeira fase aeróbia, nas demais condições foi calculada a DQO teórica das fontes externas de carbono.

A duração da aplicação de cada fonte de carbono foi estabelecida de acordo com a resposta do reator, as quais foram modificadas sempre que se observou uma resposta estável do reator.

4.3 Substrato utilizado

O substrato utilizado na pesquisa foi esgoto sanitário sintético, o qual foi preparado diariamente, por adaptação da metodologia descrita por Torres (1992). A escolha desse tipo de substrato sintético sustenta-se principalmente: a) na redução do risco de contaminação do operador; b) na disponibilidade dos compostos; c) facilidade de preparo. Além disso, uma composição padronizada do esgoto afluente facilita a comparação entre as diferentes fases em termos de eficiência do reator biológico.

A composição do substrato sintético proposta por Torres (1992), assemelha-se ao esgoto sanitário real, tendo sido utilizada em diversos outros trabalhos (CALLADO, 2001; BARROS, 2009; MOURA, 2011; SIQUEIRA, 2013; SANTOS, 2014; AGRA, 2015).

A composição do substrato sintético é apresentada na Tabela 6, onde são descritas as contribuições, em percentual de DQO e suas respectivas fontes, dos compostos utilizados.

Tabela 6 – Composição do Esgoto Sanitário Sintético

Composto	DQO	Fonte
Proteínas	50%	Fígado bovino e uréia, 50%.
		Sacarose, 20%
Carboidratos	40%	Amido Comercial, 60%
		Celulose, 20%
Lipídios	10%	Óleo de soja, 10%.
		(emulsionado com 3 gotas de detergente/L)
		Solução de NaCl com 50,0 g/L
Sais minerais	-	Solução de MgCl ₂ . 6H ₂ O
		Solução de CaCl ₂

Fonte: Adaptado de Torres, 1992.

Além dos compostos apresentados, adicionava-se na preparação do substrato sintético, 200 mg/L do composto Bicarbonato de Sódio, com o objetivo de manter o pH afluente próximo a neutralidade. No seu preparo, o esgoto sintético também foi suplementado com Uréia, a fim de atingir um valor de nitrogênio afluente similar ao valor apresentado por um esgoto sanitário real.

A contribuição em proteínas era preparada a partir de uma solução líquida de fígado bovino cozido em água, que era posteriormente triturado em liquidificador e finalmente

peneirado. Já os compostos que constituem a parcela dos carboidratos (sacarose, amido comercial e celulose) eram previamente pesados e armazenados para uso posterior. Com relação à solução de sais minerais, esta era também preparada previamente.

4.4 Inoculação e partida do sistema

Para inocular o RSB foram utilizados 2,0 L de lodo, sendo 50% (em volume) de lodo aeróbio proveniente de um sistema de Lodos Ativados de um condomínio residencial, e 50% de lodo anaeróbio coletado de um reator UASB de uma Estação de Tratamento de Esgoto, em loteamento fechado, ambos localizados em Maceió - AL. A Tabela 7 apresenta a caracterização dos lodos utilizados como inóculo no RSB.

Tabela 7 – Caracterização dos lodos

Parâmetro	Lodo Aeróbio	Lodo Anaeróbio
pH	7	6,7
ST (mg/L)	10.440	15.450
STF (mg/L)	2.200	7.932
STV (mg/L)	8.240	7.518
STV/ST	0,78	0,49

Legenda: ST – Sólidos Totais; STF – Sólidos Totais Fixos; STV – Sólidos Totais Voláteis

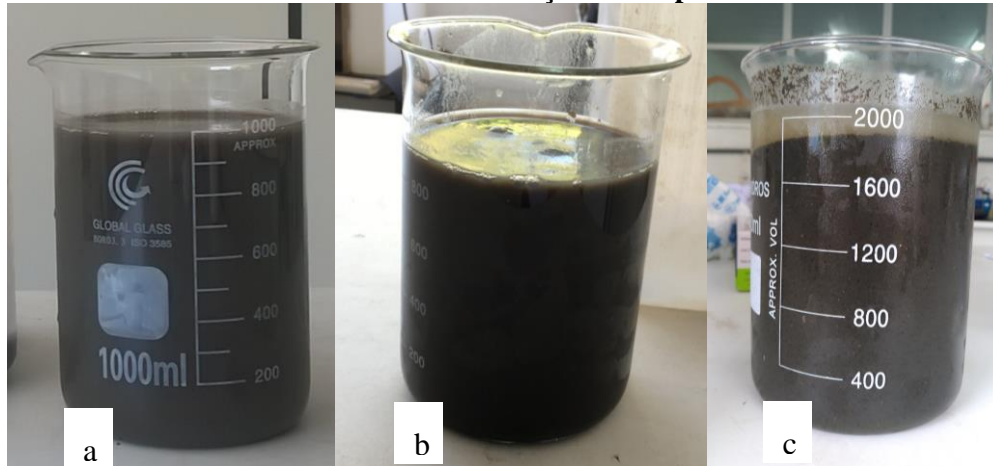
Fonte: Próprio autor, 2018.

Os lodos (Figura 7a e 7b) não sofreram adaptação nem nenhum processo de tratamento antes da inoculação. Apenas foi coletado, deixado em repouso à temperatura ambiente por 24 horas e retirada a água sobrenadante. Em seguida o lodo sedimentado foi homogeneizado, e então retirou-se uma amostra para caracterização. Por fim, foi feita uma mistura de 50% em volume de cada lodo (1 litro de cada), e após homogeneizá-los foi feita a inoculação. Por fim, coletou-se 1 litro de cada lodo, e após homogeneizá-los foi feita a inoculação no reator.

Após a Condição 1 (Etapa 2), devido a problemas de *bulking* do lodo, foi feita uma reinoculação parcial do reator, então retirou-se o volume de lodo flotado e adicionou-se o mesmo volume de outro lodo anaeróbio (Figura 7c) também proveniente de reator UASB. Este

lodo anaeróbio foi caracterizado em termos de pH, ST, STV, STV e STV/ST, como mostra a Tabela 8.

Figura 7 – Lodo aeróbio (a) e anaeróbio (b) utilizados como inóculo e lodo anaeróbio (c) utilizado na reinoculação na Etapa 2



Fonte: Próprio autor, 2018.

Tabela 8 – Caracterização do lodo anaeróbio utilizado na reinoculação do reator

Parâmetro	Lodo Anaeróbio
pH	6,53
ST (mg/L)	58.472
STF (mg/L)	13.368
STV (mg/L)	43.104
STV/ST	0,73

Fonte: Próprio autor, 2018.

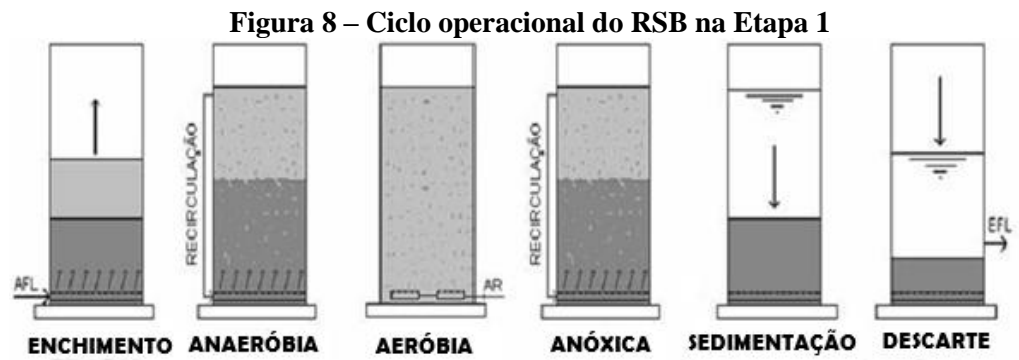
4.4 Funcionamento e operação do sistema

O RSB operou em ciclos à temperatura ambiente, iniciando com o enchimento por gravidade, abrindo-se o registro do reservatório de alimentação. Após o enchimento iniciava-se o período de reação. No período seguinte ocorria a separação da massa líquida da sólida em suspensão por meio da sedimentação. No último período ocorria o descarte do sobrenadante, por gravidade, abrindo-se o registro de descarte do efluente tratado localizado no ponto acima da manta de lodo sedimentada.

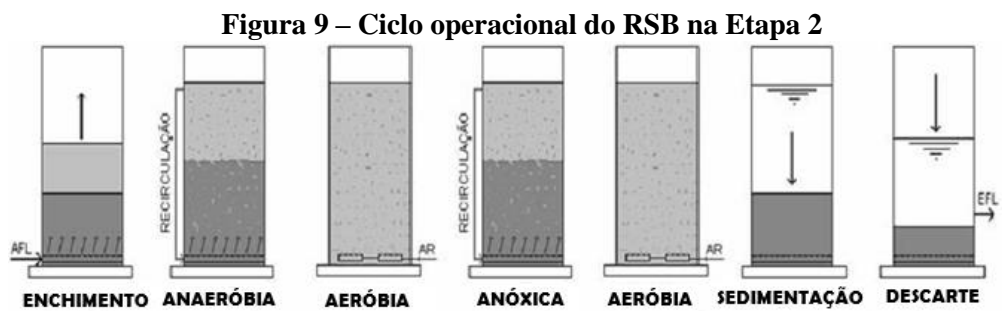
Na fase anaeróbia, a bomba peristáltica era acionada, promovendo a recirculação do substrato do topo para o fundo do reator proporcionando dessa forma o contato permanente com a biomassa sedimentada no fundo do reator. Na fase seguinte, aeróbia, a bomba de recirculação era desligada e o aerador acionado promovendo a suspensão da biomassa e mistura com o substrato. Na fase anóxica, o aerador era desligado, o lodo sedimentava, e a bomba de recirculação acionada novamente de forma semelhante à fase anaeróbia. Por fim, na última fase aeróbia do ciclo a bomba de recirculação era desligada e o aerador religado.

O controle operacional do sistema, no que se refere liga/desliga da bomba de recirculação e liga/desliga do aerador era executado por meio de temporizadores, um analógico que ligava/desligava a bomba de recirculação e outro digital que ligava/desligava o aerador. Os temporizadores eram previamente programados de acordo com os períodos pré-definidos para cada fase do ciclo operacional. A entrada do substrato e descarte do sobrenadante foi executada por meio de acionamento manual dos registros de entrada e saída do reator.

As Figuras 8 e 9 ilustram esquematicamente o funcionamento do RSB nas Etapa 1 e 2, respectivamente.



Fonte: Adaptado de Barros, 2009.



Fonte: Adaptado de Barros, 2009.

4.5 Monitoramento do sistema

4.5.1 Amostragem

A amostragem de rotina da massa líquida envolveu coleta de amostras do afluente e efluente no ponto B ao final de cada fase (anaeróbia, aeróbia e anóxica) do período de reação e do efluente descartado após o período de reação. A coleta de amostra de lodo foi efetuada no ponto A.

4.5.2 Parâmetros, Métodos e Frequência das Análises

Para o monitoramento do sistema foram analisados os parâmetros apresentados na Tabela 9 com os respectivos métodos de determinação e frequência de análise.

Tabela 9 – Parâmetros analisados, métodos e frequências de análises

Parâmetro	Método	Frequência
pH	Potenciométrico	Diário
Alcalinidade (mg.CaCO ₃ /L)	Titulométrico	2x/semana
Ácidos Voláteis (mg/L)	Titulométrico	2x/semana
DQO (mg/L)	Espectrofotométrico	2x/semana
ST, SF e SV (mg/L)	Gravimétrico	2x/semana
NTK (mg N/L)	Titulométrico	2x/semana
Amônio: N-NH ₄ ⁺ (mg N/L)	Titulométrico	2x/semana
Nitrito: N-NO ₂ ⁻ (mg N/L)	Espectrofotométrico	2x/semana
Nitrato: N-NO ₃ ⁻ (mg N/L)	Espectrofotométrico	2x/semana
Fósforo: P-PO ₄ ⁻ (mg P/L)	Espectrofotométrico	2x/semana

Legenda: DQO – Demanda Química de Oxigênio; ST – Sólidos Totais; SF – Sólidos Fixos; SV – Sólidos Voláteis.
Fonte: Próprio autor, 2018.

As concentrações de nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (N-NH₃⁻ + N-NH₄⁺), fósforo (P-PO₄³⁻), sólidos voláteis totais (SV), sólidos totais (ST) foram determinadas de acordo com o STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (2005).

As análises de nitrato e nitrito foram realizadas pelo método titulométrico, segundo MACKERETH *et al.* (1978). Para análise de alcalinidade total (AT), intermediária (AI) e a bicarbonato (AP), utilizou-se o método titulométrico modificado por RIPLEY *et al.* (1986).

A medida de OD realizou-se mediante a utilização de uma sonda multiparâmetros SANXIN modelo SX751.

Os AV foram analisados pelo método titulométrico proposto por DILLALO & ALBERTSON (1961), embora se saiba que este método é pouco preciso para baixas concentrações. Portanto os AV determinados pelo método titulométrico serviu apenas para estimar e acompanhar as variações deste parâmetro durante o trabalho experimental.

Todas as análises foram realizadas no Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA), localizado no Centro de Tecnologia da Universidade Federal de Alagoas (CTEC/UFAL).

4.5.3 Perfis temporais

Na etapa 1 (ciclo de 24 h), as amostras eram coletadas a cada 2 horas da fase anaeróbia, e no final das fase aeróbia e final da fase anóxica. Na etapa 2 (ciclos de 12 h) as amostras eram coletadas a cada 1,5 h para da fase anaeróbia, no final da fase aeróbia, início e final da fase anóxica (somente quando foi adicionada fonte de carbono) e final da última fase aeróbia.

Com perfil temporal foi feito um estudo cinético de remoção de DQO, onde os dados foram tratados e ajustados a equações do tipo logarítmicas, exponenciais e potenciais, utilizando o “Software Excel”, versão 2010, tendo sido adotado o modelo que apresentou melhor coeficiente de correlação para a curva ajustada.

- Os ajustes logarítmicos foram feitos de acordo com a equação 8.

$$S = -k \cdot \ln(T) - a \quad (8)$$

Onde:

S = Concentração de DQO, no tempo t, mg.L⁻¹

a = Concentração inicial de DQO, em mg.L⁻¹

T = tempo, horas

k = constante de primeira ordem, h⁻¹

As velocidades observadas (r_{obs}) de utilização do substrato ao longo do tempo foram determinadas como apresentado na equação 9.

$$r_{obs} = ds/dt = k/T, (mg.h^{-1}) \quad (9)$$

- Os ajustes potências foram feitos de acordo com a equação 10.

$$S = a.T^k \quad (10)$$

Onde:

S = Concentração de DQO no tempo t (mg.L⁻¹)

a = Concentração inicial de DQO (mg.L⁻¹)

T = tempo, horas

k = constante de primeira ordem (h⁻¹)

As velocidades de reação observadas (r_{obs}) ao longo do tempo foram determinadas como apresentado na equação 11.

$$r_{obs} = ds/dt = a.k.T^{(k-1)}, \text{ (mg.h}^{-1}\text{)} \quad (11)$$

- Os ajustes exponenciais foram feitos de acordo com a equação 12.

$$S = a.e^{-kT} \quad (12)$$

Onde:

S = Concentração de DQO no tempo t (mg.L⁻¹)

a = Concentração inicial de DQO (mg.L⁻¹)

t = tempo, horas

k = constante de primeira ordem (h⁻¹)

As velocidades de reação observadas (r_{obs}) ao longo do tempo foram determinadas pela equação 13.

$$r_{obs} = ds/dt = a.k.e^{-k.T}, \text{ (mg.h}^{-1}\text{)} \quad (13)$$

4.6 Eficiência de Remoção de Matéria Carbonácea

A eficiência de remoção de matéria carbonácea foi medida em termos de DQO com base na diferença entre a DQO afluyente e efluyente, de acordo com a Equação 14.

$$\%EFIC.DQO = 100 \times \frac{DQO_A - DQO_E}{DQO_A} \quad (14)$$

4.7 Eficiência de Remoção de Nitrogênio

A eficiência de remoção de nitrogênio foi determinada, baseando-se na diferença entre a concentração de Nitrogênio Total afluente e efluente (nas suas diversas formas), de acordo com a Equação 15.

$$\%EFIC.N = \frac{100 \times (N-NTK + N-NO_2^- + N-NO_3^-)_A - (N-NTK + N-NO_2^- + N-NO_3^-)_E}{(N-NTK + N-NO_2^- + N-NO_3^-)_A} \quad (15)$$

4.8 Eficiência de Remoção de Fósforo

A eficiência de remoção de fósforo foi determinada, com base na diferença entre a concentração de Fósforo afluente e efluente do sistema de acordo com a Equação 16.

$$\%EFIC.P = 100 \times \frac{(P - PO_4^{3-})_A - (P - PO_4^{3-})_E}{(P - PO_4^{3-})_A} \quad (16)$$

4.9 Considerações Gerais

Durante o período experimental foram realizadas, periodicamente, manutenções no sistema operacional, a fim de garantir o bom funcionamento do mesmo. As mangueiras de alimentação e descarte de efluentes bem como a mangueira do soprador de ar eram lavadas, evitando-se, assim, depósitos de materiais indesejáveis nas paredes das mesmas e o entupimento.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados e discutidos os resultados do experimento utilizando o reator sequencial em batelada no tratamento de esgoto sanitário sintético, nas diferentes etapas e condições experimentais propostas. O período de observação da operação do reator foi de 162 dias.

5.1 Caracterização do substrato sintético

O esgoto sintético, preparado diariamente em laboratório, apresentava características típicas de esgoto sanitário. A parcela orgânica da água residuária sintética apresentava proteína, carboidrato e lipídeos, sendo a contribuição de DQO de cada uma dessas frações 50%, 40% e 10%, respectivamente.

O substrato sintético foi caracterizado em termos dos parâmetros DQO, N-NTK, N-NH₄⁺, N-NO₂⁻, N-NO₃⁻, pH, AT, AI, AP, AV, ST, SF e SV. Os resultados médios obtidos durante todo o período operacional estão dispostos na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**Tabela 10.

Tabela 10 – Valores médios obtidos na caracterização do substrato sintético

Parâmetros	Média	Desvio padrão
pH	7,53	± 0,42
AT, mg/L	114,18	± 24,57
AI, mg/L	7,94	± 3,62
AP, mg/L	106,24	± 23,68
AV, mg/L	24,05	± 7,40
DQO, mg/L	781,42	± 118,08
NTK, mg/L	53,22	± 5,88
N-NH ₄ ⁺ , mg/L	0,88	± 0,78
N-NO ₂ ⁻ , mg/L	-	-
N-NO ₃ ⁻ , mg/L	-	-
P-PO ₄ ³⁻ , mg/L	2,25	± 0,31
ST, mg/L	985,11	± 433,69
SV, mg/L	786,37	± 431,46
SF, mg/L	198,74	± 74,20

Fonte: Próprio autor, 2018.

5.2 Monitoramento do desempenho do reator

O desempenho do reator foi acompanhado durante todo o período operacional pelas análises de DQO, N-NTK, N-NH₄⁺, N-NO₂⁻, N-NO₃⁻, pH, AT, AI, AP, AV, ST, SF e SV do afluente e efluente do RSB.

O RSB operou à temperatura ambiente, na faixa mesofílica, oscilando entre 23°C e 38°C. Foi registrado como temperatura média das mínimas 25,56 ± 1,96 °C, enquanto que a temperatura média das máximas 32,90 ± 1,99 °C. Durante toda operação do sistema a temperatura a manteve-se dentro da faixa ideal para as atividades bacterianas e o estabelecimento das reações químicas de interesse, isto é, oxidação da matéria orgânica, nitrificação e desnitrificação, e remoção de fósforo (METCALF; EDDY, 2016)

A seguir serão apresentados, em ordem cronológica, os resultados obtidos para cada etapa/condição proposta.

5.2.1 Etapa 1 – Ciclos de 24h

Como mencionado na Metodologia, apresentada no Capítulo 4, a Etapa 1 foi proposta com o objetivo inicial de adaptação/aclimatação do reator e consequente estabelecimento dos microrganismos responsáveis pelas reações de interesse, isto é, nitrificação, desnitrificação e oxidação da matéria carbonácea. Nesta etapa, o sistema foi operado durante 72 dias, em ciclos de 24h, de acordo com os tempos de fases pré-definidos apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 – Descrição das fases dos ciclos operacionais da Etapa 1

Período do ciclo	Tempo	Recirculação	Aeração
Enchimento	0,25 h	Desligada	Desligada
Anaeróbia	8 h	Ligada	Desligada
Aeróbia	7h	Desligada	Ligada
Anóxica	7h	Ligada	Desligada
Sedimentação	1,5 h	Desligada	Desligada
Descarte	0,25 h	Desligada	Desligada

Fonte: Próprio autor, 2018.

Os parâmetros operacionais aplicados à Etapa 1 são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 – Parâmetros operacionais da Etapa 1

Parâmetro operacional	Valor
Qr ¹	0,12 L/min
OD ²	1,13 mg/L
Tmín	27,3 °C ± 1,61
Tmáx	33,5 °C ± 1,64

Legenda: Qr – Vazão de recirculação; OD – Oxigênio dissolvido; Tmín – Temperatura mínima; Tmáx – Temperatura máxima

¹ Parâmetro aplicado nas fases anaeróbia e anóxica

² Parâmetro aplicado na fase aeróbia

Fonte: Próprio autor, 2018.

Os valores médios dos parâmetros analisados e seus respectivos desvios-padrão, para o afluente e efluente, estão apresentados na Tabela 13.

Tabela 13 – Parâmetros físico-químicos avaliados na Etapa 1

Parâmetros	Afluente		Efluente	
	Média	Desvio padrão	Média	Desvio Padrão
pH	7,53	± 0,40	7,19	± 0,43
AT, mg/L	96,42	± 25,25	220,46	± 62,44
AI, mg/L	6,56	± 2,89	21,15	± 14,67
AP, mg/L	89,86	± 24,47	199,31	± 62,95
AV, mg/L	23,72	± 5,13	42,76	± 27,80
DQO, mg/L	843,65	± 103,20	373,64	± 146,75
NTK, mg/L	54,00		28,00	
N-NH ₄ ⁺ , mg/L	0,70	± 0,35	10,26	± 5,13
N-NO ₂ ⁻ , mg/L	-	-	0,02	± 0,01
N-NO ₃ ⁻ , mg/L	-	-	6,44	± 3,16
ST, mg/L	1084,00	± 501,51	445,0	± 161,31
SV, mg/L	984,14	± 489,11	263,50	± 116,22
SF, mg/L	199,86	± 83,60	181,50	± 74,11

Fonte: Próprio autor, 2018.

5.2.2.1. Remoção de nitrogênio

Como pode ser visto na Tabela 15 os valores afluentes registrados para o N-amoniacoal, N-nitrito e N-nitrato foram desprezíveis (próximos a zero), como já se esperava, considerando-se que o substrato sintético utilizado apresentava praticamente todo nitrogênio na forma orgânica e este não passava por qualquer processo anterior de transformação do nitrogênio, isto é, amonificação, nitrificação ou nitratação.

Como o NTK representa as formas orgânica e amoniacoal e o no afluente praticamente todo nitrogênio estava na forma orgânica, a eficiência dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação foi avaliada de forma global pela remoção de nitrogênio N-total ($N\text{-NTK} + N\text{-NO}_2^- + N\text{-NO}_3^-$), desconsiderando-se o consumo por assimilação e as perdas de amônia por volatilização. Desta forma o balanço médio de nitrogênio da etapa 1, apresentado na Tabela 14, mostra que o RSB removeu apenas cerca de 19,97 mg.N/L, o que resultou numa eficiência média de 36,7%.

Tabela 14 – Balanço de nitrogênio na Etapa 1

Forma de N	Afluente	Efluente
NTK, mg/L	54,43	28,00
N-NO ₂ ⁻ , mg/L	-	0,02
N-NO ₃ ⁻ , mg/L	-	6,44
N-total	54,43	34,46

Fonte: Próprio autor, 2018.

A especificação das formas de nitrogênio presentes no efluente do reator mostraram que os processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação não eram completos, pois o efluente ainda continha nitrogênio na forma amoniacoal e de nitrato. Para o período foram registrados valores médios efluentes de $10,26 \pm 5,13$ mg/L, $6,44 \pm 3,16$ mg/L e $0,02 \pm 0,01$ mg/L para o N-amoniacoal, N-nitrato e N-nitrito, respectivamente.

Considerando que o valor médio do NTK no efluente tratado da etapa 1 era de 28,0 mg.N/L, e a que concentração média de N-amoniacoal era de 10,26 mg.N/L, existiam ainda 17,74 mg.N/L ($28,0 - 10,26 = 17,74$) na forma orgânica que não estavam disponíveis para nitrificação, e que 36,69 mg.N/L ($54,43 - 17,74 = 36,69$) foram amonificados. Isto significa, também, que a eficiência média de amonificação foi de 67,4%.

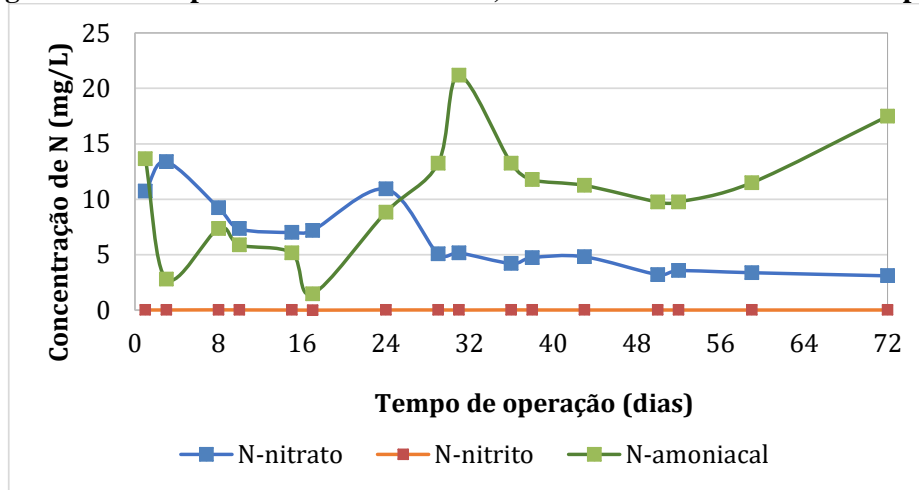
O balanço entre a concentração de N-amoniacoal disponível (36,69 mg.N/L) e a concentração média de N-amoniacoal remanescente no efluente tratado de 10,26 mg.N/L,

evidencia o estabelecimento do processo de nitrificação, onde tem-se que 26,43 mg.N/L (36,69 – 10,26 = 26,43) foram nitrificados, resultando numa eficiência média de nitrificação de 72,03%.

Por sua vez o estabelecimento do processo de desnitrificação ficou demonstrado pelo balanço do N-nitrato disponível para desnitrificação (26,43 mg.N/L) e o N-nitrato (6,44 mg.N/L) e o N-nitrito (0,02 mg.N/L) presentes no efluente tratado, onde se verifica que 19,97 mg.N/L foram desnitrificados, indicando uma eficiência de desnitrificação de 75,6%.

A Figura 12 mostra as diferentes formas de nitrogênio presentes no efluente tratado.

Figura 10 – Comportamento do N-nitrito, N-nitrato e N-amoniacal na Etapa 1.



Fonte: Próprio autor, 2018.

Pelo gráfico da Figura 12 observa-se que até o 24º ciclo (24º dia de operação), a concentração de nitrato no efluente era maior que a do N-amoniacal, invertendo a partir daí. A Tabela 15 mostra os valores médios da concentração de N-amoniacal e N-nitrato, antes e depois do 24º dia.

Tabela 15 – Formas nitrogenadas observadas antes e depois do 24º ciclo operacional

Forma do N	Até o 24º ciclo	Depois do 24º ciclo
N-amoniacal (mg.N/L)	6,4	13,1
N-nitrato (mg.N/L)	9,3	4,1
N-nitrito (mg.N/L)	0,02	0,02

Fonte: Próprio autor, 2018.

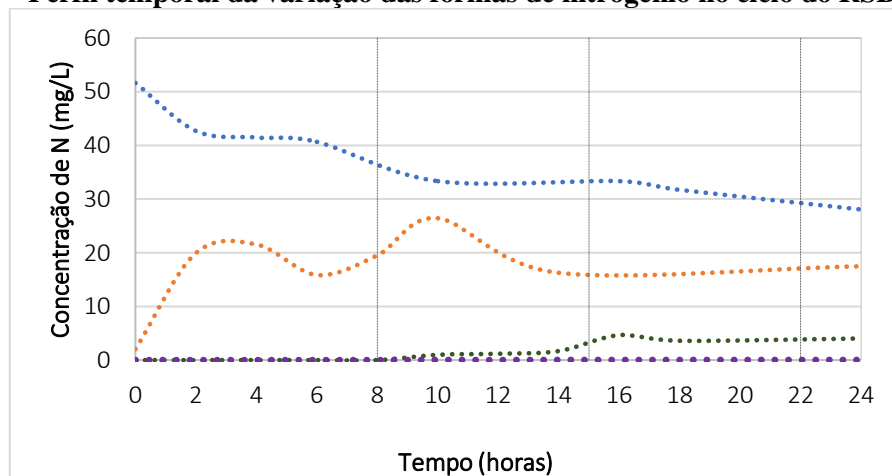
Esses resultados podem indicar que a partir do 24º ciclo, os processos de amonificação e de desnitrificação estavam começando a se consolidar, mas que o processo de nitrificação estava com alguma limitação, visto que o N-amoniacal disponível começou a se acumular.

Aparentemente, esse balanço de massa de nitrogênio, embora simplista, mostra que não houve acúmulo de nitritos por qualquer processo de inibição do processo de nitratação, mas que a limitação poderia estar na etapa de nitratação, que é a que demanda maior disponibilidade de oxigênio disponível. E de fato foi verificado que a concentração de OD (1,13 mg.O/L) na fase aeróbia não estava na faixa desejada de 2,0 a 4,0 mg.O/L (FERREIRA, 2000; METCALF e EDDY, 2016), para a nitrificação.

Para melhor compreensão do comportamento dos principais parâmetros envolvidos nos processos de remoção de nitrogênio foi realizado, no final da etapa 1 (ciclo 72), o perfil temporal apresentado na Figura 13.

Pelo gráfico da Figura 13 observa-se que o processo de amonificação é predominante na fase I (anaeróbia), ocorrendo nas 2 primeiras horas, permanecendo basicamente constante até o final da fase I, mas voltando a ser estimulado nas fases aeróbias e anóxicas. Também não se verifica na fase aeróbia qualquer ponto indicativo do final do processo de nitrificação, como era esperado. A expectativa era de que a nitrificação ocorresse na fase aeróbia e a desnitrificação na fase anóxica, mas os resultados não mostraram isso. O comportamento observado no perfil temporal mostra o decréscimo progressivo do NTK nas fases aeróbia e anóxica, a manutenção do N-amoniaco na faixa de 18 mg.N/L, e um equilíbrio no nitrato na faixa de 6 mg.N/L, sugerindo que nas fases aeróbias e anóxica estava ocorrendo o processo de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS), visto que a concentração de OD estava na faixa ótima de OD para remoção de nitrogênio por NDS de 0,1 a 1,5mgO/L (HOCAOGLU *et al.*, 2011; ZOPPAS *et al.*, 2016).

Figura 11 – Perfil temporal da variação das formas de nitrogênio no ciclo do RSB na Etapa 1



Legenda: — NTK — N-NH₄⁺ — N-NO₂⁻ — N-NO₃⁻
 I – Fase anaeróbia, II – Fase aeróbia, III – Fase anóxica, IV – Sedimentação/descarte
 Fonte: Próprio autor, 2018.

A capacidade de desnitrificação está relacionada com a quantidade de substrato facilmente biodegradável (relação DQO/nitrogênio) na fase anóxica. Na etapa 1 do presente estudo o objetivo foi verificar a utilização, na fase anóxica, da matéria orgânica remanescente das fases anaeróbia e aeróbia. Assim, considerando o valor da DQO remanescente no efluente final do RSB, visto que no perfil temporal verificou-se que a DQO permanecia praticamente constante a partir do final do período anaeróbio, e o valor médio de N-amoniaco nitrificado, foi calculada a relação DQO/N obtida nesta etapa, apresentados na Tabela 16.

Tabela 16 – Relação DQO/N obtida na Etapa 1

DQO remanescente (mg/L)	N-amoniaco (mg/L)	Relação DQO/N
373,6	26,43	14,13

Fonte: Próprio autor, 2018.

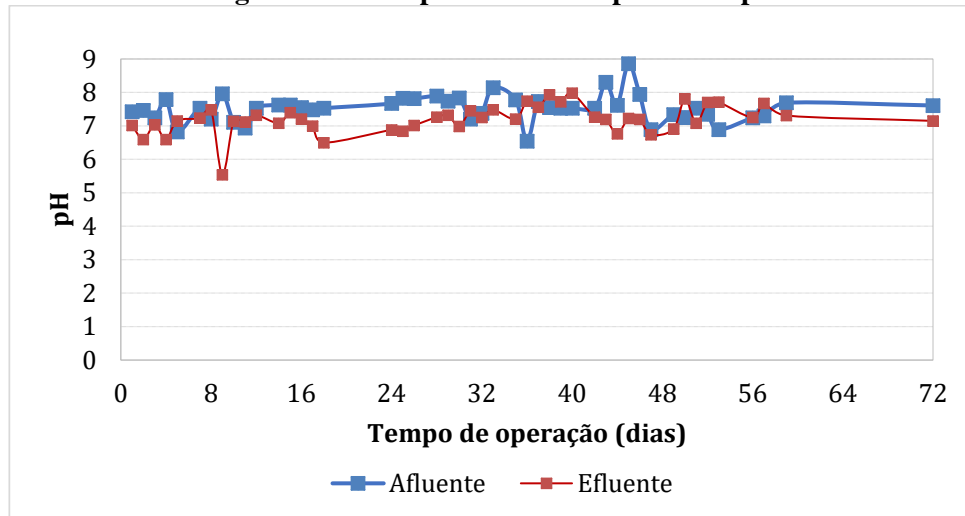
Na etapa 1, embora a eficiência de remoção de nitrogênio total tenha sido baixa, de 36,7%, a eficiência da desnitrificação foi de 75,6%, com relação DQO/N de 14,13. Mas vale ressaltar que essa matéria orgânica disponível para desnitrificação no RSB na etapa 1 é a remanescente e que sua fração prontamente degradável já havia sido consumida na condição anaeróbia do início da fase de reação, e, talvez, por isso tenha havido acúmulo de nitrato devido a fonte de carbono facilmente degradável ter insuficiente apesar da elevada razão DQO/N.

O valor da relação DQO/N obtido é maior que os valores encontrados na literatura, por exemplo, Chiu et al. (2007) obtiveram 98,7% de eficiência de remoção de nitrogênio total com relação DQO/N de 11,1; Fontenot et al. (2007) obtiveram eficiência de remoção nitrogênio total maior que 91% com relação DQO/N de variando de 5 a 10, e Meng et al. (2007) obtiveram 73% de eficiência de nitrogênio total com relação DQO/N de 9,59, mas a DQO referenciada por esses autores é a DQO prontamente biodegradável.

5.2.2.2. pH, alcalinidade e ácidos voláteis

Com relação ao parâmetro pH (Figura 14) foi observado que tanto o esgoto afluente quanto o esgoto efluente, apresentaram valores médios próximos a neutralidade, $7,53 \pm 0,40$ e $7,19 \pm 0,43$, respectivamente. Os valores médios observados permaneceram dentro da faixa recomendada por Metcalf e Eddy (2016) para a ocorrência de nitrificação (pH entre 7,2 a 9,0), desnitrificação (pH entre 6,5 a 7,5), bem como para remoção de material carbonáceo (pH entre 6,0 a 9,0).

Figura 12 – Comportamento do pH na Etapa 1



Fonte: Próprio autor, 2018.

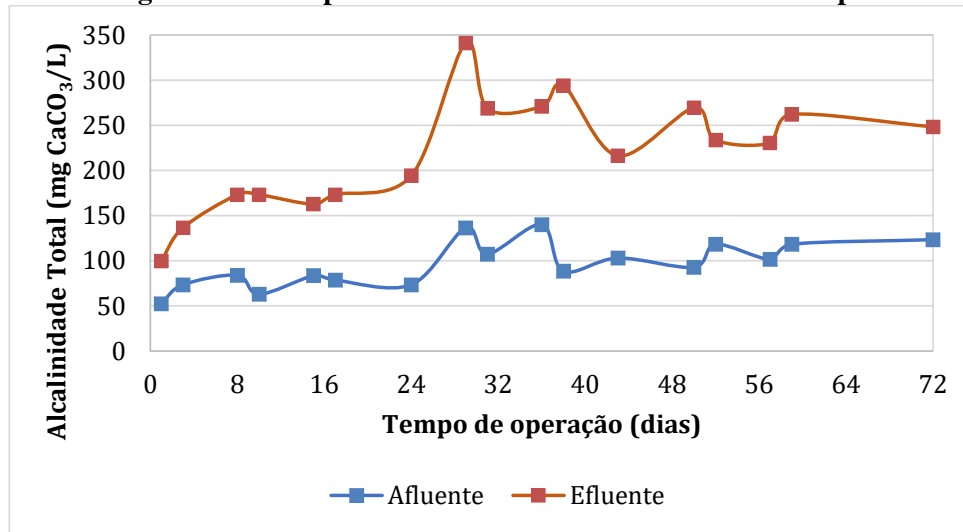
A nitrificação depende da temperatura e do pH, já que esses parâmetros determinam o equilíbrio entre as formas ionizadas e não ionizadas dos substratos. Segundo Metcalf e Eddy (2016), para valores de pH entre 10 e 12, o nitrogênio amoniacal encontra-se predominantemente na forma de amônia livre (NH_3) o que inibe as bactérias oxidantes de amônia. Como o pH do RSB foi mantido em torno de 7,0 e a temperatura do meio líquido na faixa de 20°C a 35°C, praticamente todo nitrogênio amoniacal (99%) apresentava-se na forma ionizada (N-NH_4^+), e a amônia livre (N-NH_3) presente não causava inibição das bactérias oxidadoras de amônia.

Esses valores próximos da neutralidade, podem ter contribuído para garantir condições de pH favoráveis ao crescimento e adaptação de microrganismos responsáveis pela nitrificação, o que foi um fator importante nesse um período de adaptação do reator.

A estabilidade do pH está relacionada com a alcalinidade presente no efluente, cujo valor médio no esgoto afluente foi de $89,86 \pm 24,47 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$, enquanto que o esgoto efluente apresentou valor médio de $199,31 \pm 62,95 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$.

Pelos valores de alcalinidade apresentados, verifica-se que houve um aumento de alcalinidade no RSB. A expectativa é de que esse aumento de alcalinidade no RSB, deva-se a maior geração de alcalinidade da remoção carbonácea, pelos processos de amonificação e metanogênese na condição anaeróbia, e da desnitrificação nas condições subsequentes, em relação ao consumo de alcalinidade do processo de nitrificação. O comportamento da Alcalinidade Total pode ser verificado na Figura 15.

Figura 13 – Comportamento da Alcalinidade Total na Etapa 1



Fonte: Próprio autor, 2018.

Estequiometricamente o processo de amonificação gera de 3,57 mg, em função de CaCO_3 , por mg de nitrogênio amonificado, enquanto que o processo de nitrificação consome 7,14 mg de alcalinidade por mg de nitrogênio oxidado, e o de desnitrificação repõe 3,57 mg de alcalinidade por mg de nitrato reduzido. Levando-se em consideração os valores médios de nitrogênio amonificado, oxidado (na nitrificação) e reduzido (na desnitrificação), foi feito o balanço teórico de alcalinidade no RSB apresentado na Tabela 17.

Tabela 17 – Balanço teórico de alcalinidade na remoção de nitrogênio na Etapa 1

Processo	Nitrogênio (mg.N/L)	Alcalinidade (mg.CaCO ₃ /L)
Amonificação	36,69	+ 130,98
Nitrificação	26,43	- 188,71
Desnitrificação	19,97	+ 71,29
TOTAL		+ 13,57

Fonte: Próprio autor, 2018.

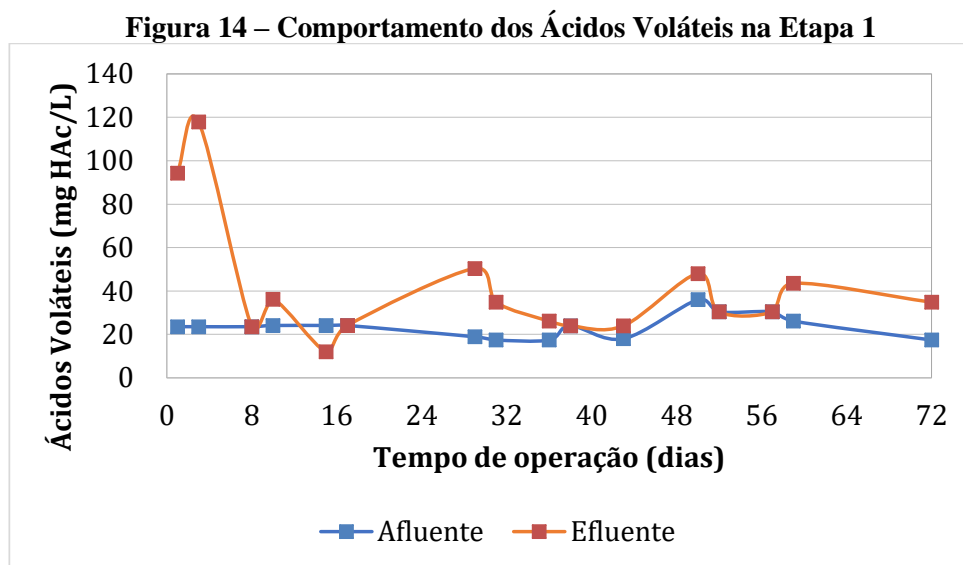
Pelo balanço estequiométrico dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação ocorrido no RSB, verifica-se que a tendência era a de aumento médio de 13,57 mg.CaCO₃/L de alcalinidade. No entanto o aumento médio de alcalinidade observado foi de 124,04 mg.CaCO₃/L. Essa diferença deve-se, certamente, a outros processos que ocorreram no reator como a metanogênese ou até mesmo a volatilização de CO₂.

A alcalinidade média do substrato sintético era de 96,42 mg.CaCO₃/L, e na condição anaeróbia, do início do ciclo de reação, eram teoricamente gerados 130,98 mg.CaCO₃/L, assim

a alcalinidade média disponível para nitrificação era de 227,39 mg mg.CaCO₃/L. Embora para nitrificar todo nitrogênio amonificado (36,69 mg.CaCO₃/L) fossem necessários 261,96 mg.CaCO₃/L (superior a alcalinidade teórica disponível), os dados de alcalinidade remanescente no RSB, superiores a do afluente, indicam haviam outros processos que também, contribuíam para geração de alcalinidade, e que a alcalinidade não deve ter sido fator limitante para a nitrificação incompleta verificada no RSB.

A relação entre a alcalinidade intermediária (devida a ácidos fracos) e alcalinidade parcial (devido a bicarbonatos) – AI/AP no efluente do RSB foi de 0,11. Os ácidos gerados na condição anaeróbia inicial, certamente foram utilizados nas condições (aeróbia e anóxica) subsequentes. De acordo com Costa (2009) os ácidos graxos voláteis (AGV's) gerados no processo anaeróbio podem ser utilizados na desnitrificação.

Na etapa 1 do RSB verificou-se que as concentrações de ácidos voláteis (AV) se mantiveram baixas, embora tenha sido observada um aumento da concentração média de AV no efluente tratado (42,76 mg/L) em relação ao afluente (substrato sintético de 23,72 mg/L). O comportamento do parâmetro AV na Etapa 1 pode ser observado na Figura 16.

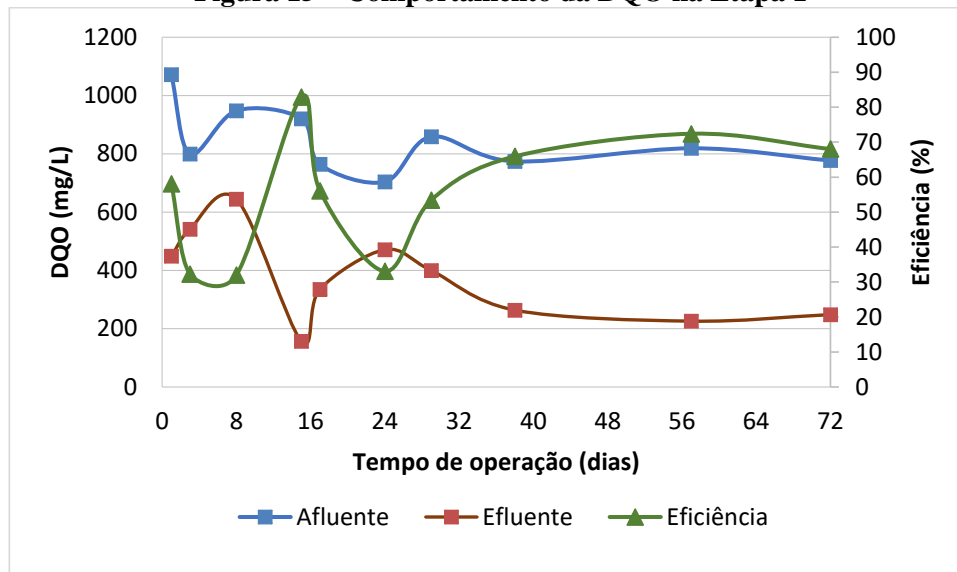


Fonte: Próprio autor, 2018.

5.2.2.3. Remoção de matéria orgânica

A eficiência de remoção de DQO foi abaixo do esperado, tendo estabilizado na faixa de 68,8%. A Figura 17 apresenta o comportamento da DQO (afluente e efluente), bem como a eficiência de remoção deste parâmetro ao longo do período operacional referente à etapa 1.

Figura 15 – Comportamento da DQO na Etapa 1



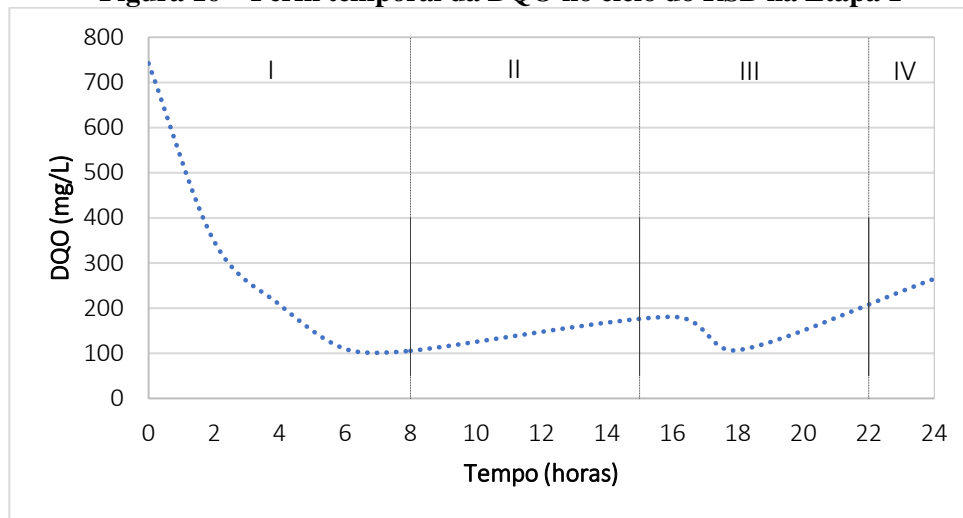
Fonte: Próprio autor, 2018.

A DQO afluente apresentou como valor médio $843,65 \pm 103,20$ mg/L, enquanto o valor médio de DQO efluente foi de $373,64 \pm 146,75$ mg/L, para todo o período de observação da Etapa 1. É possível observar certa instabilidade na eficiência de remoção de DQO, sobretudo nas primeiras semanas, o que já era esperado devido a necessidade de adaptação, dos microrganismos responsáveis pela degradação da matéria orgânica, ao substrato sintético, ocorrida nesse período. Os valores máximo e mínimo para $DQO_{(ef)}$ para o período foram 644,91 e 157,29 mg/L, respectivamente, o que reflete essa flutuação na eficiência de remoção. A partir do 38º dia de operação, nota-se uma tendência de estabilização nos valores de remoção de DQO, resultando numa eficiência média para o período da Etapa 1 de 55,43%. Considerando apenas o período a partir da estabilização do reator, esse valor é ainda maior, atingindo uma eficiência de 68,8%.

Pickbrenner (2002) em estudo de remoção de carbono e nutrientes, obteve eficiência de remoção de DQO que variaram de 75% a 90% em reatores sequenciais em batelada tratando efluente de UASB que tratava esgoto sintético. No entanto esta mesma autora, em instalação em escala piloto, operou dois RSB tratando efluente anaeróbico (50%) e esgoto bruto (50%) após tanque de fermentação, e a eficiência de remoção de DQO maior ou igual a 47% e 50% de remoção de DQO, ocorreu somente em 50% do tempo da operação experimental.

Ao fim do período de monitoramento dos parâmetros propostos e a partir da observação de certa estabilidade do reator na etapa 1, foi realizado o perfil temporal (Figura 18) a fim de compreender a fase de reação do ciclo operacional do RSB quanto o comportamento do parâmetro DQO, operando em ciclos de 24h.

Figura 16 – Perfil temporal da DQO no ciclo do RSB na Etapa 1



Legenda: I - Fase anaeróbia, II - Fase aeróbia, III - Fase anóxica, IV – Sedimentação/Descarte

Fonte: Próprio autor, 2018.

Observando o gráfico da Figura 18 verifica-se que a maior fração da matéria orgânica era degradada na condição anaeróbia, nas seis primeiras horas de reação. Verificou-se também um acréscimo nos valores da DQO entre o final da condição anaeróbia e o final do ciclo de reação, provavelmente devido a degradação dos sólidos acumulados no reator.

5.2.2.4. Sólidos e descarte de lodo

Os dados de sólidos apresentados na Tabela 15, mostram que os sólidos totais, fixos e voláteis no efluente eram, sempre, inferiores ao do afluente, indicando uma retenção de sólidos no reator. A eficiência média de remoção de sólidos foi de 58,9%, 73,2% e 9,2%, respectivamente, para sólidos totais, voláteis e fixos.

Ne entanto, apesar da retenção de sólidos, não foi necessário fazer descarte programado de lodo, na etapa, pois a altura da manta de lodo sedimentado permanecia na marca inicial de 2,0 L de quando foi feita a inoculação do reator. A concentração de sólidos verificada no lodo sedimentado, após a mistura do lodo anaeróbio com o lodo aeróbio era de 12.945 mg/L, 5.066 mg/L e 7.879 mg/L, respectivamente, para os sólidos totais, fixos e voláteis, cuja relação STV/ST era de 0,6, indicando que 60% dos sólidos presente eram orgânicos, os quais foram considerados como biomassa. Certamente o crescimento da biomassa foi compensado por perdas eventuais durante amostragem (perfis temporais de DQO e Série Nitrogenada) na fase de reação cujo lodo estava em suspensão e eram carregados junto com as amostras.

5.1.2 Etapa 2 – Ciclos de 12h

Na segunda etapa de operação do reator foi proposta uma nova estratégia na qual o sistema passou a funcionar em ciclos de 12h. Além dos objetivos já propostos na Etapa 1 (remoção de matéria carbonácea e nitrogênio) foi incrementado a essa etapa a remoção de fósforo. Para isso, o sistema foi reajustado para operar em condições alternadas (anaeróbio/aeróbio/anóxico/aeróbio), de acordo com os tempos de fases pré-definidos apresentados na Tabela 18. Nesta etapa, o sistema foi operado durante 90 dias.

Tabela 18 – Descrição das fases dos ciclos operacionais da Etapa 2

Período do ciclo	Tempo	Recirculação	Aeração
Enchimento	0,25 h	Desligada	Desligada
Anaeróbia	4 h	Ligada	Desligada
Aeróbia	3 h	Desligada	Ligada
Anóxica	2 h	Ligada	Desligada
Aeróbia	1 h	Desligada	Ligada
Sedimentação	1,5 h	Desligada	Desligada
Descarte	0,25 h	Desligada	Desligada

Fonte: Próprio autor, 2018.

Embora Costa (2009) cite que a ocorrência de uma fase inteiramente anaeróbia no primeiro estágio, livre de nitrato e com disponibilidade de substrato orgânico facilmente degradável, são essenciais para um processo eficiente quanto à remoção biológica de fósforo, a adição da fonte externa de carbono foi feita na fase anóxica, com o intuito de promover a desnitrificação e remover fósforo.

Os parâmetros operacionais aplicados à etapa 2 estão apresentados na Tabela 19.

Tabela 19 – Parâmetros operacionais da Etapa 2

Parâmetro operacional	Valor
Qr	0,11 L/min
OD	1,13 mg/L
Tmín	25,37 °C ± 1,24
Tmáx	33,10 °C ± 1,39

Legenda: Qr – Vazão de recirculação; OD – Oxigênio dissolvido; Tmín – Temperatura mínima; Tmáx – Temperatura máxima

¹ Parâmetro aplicado nas fases anaeróbia e anóxica

² Parâmetro aplicado na fase aeróbia

Fonte: Próprio autor, 2018.

Para que os dados de remoção de nitrogênio pudessem ser comparados com os da primeira etapa, a concentração de OD foi mantida similar.

Nesta etapa foi realizada a substituição da bomba de recirculação, que apresentou problemas técnicos, por outra similar. A nova bomba foi ajustada sob as mesmas condições, de modo que a vazão de recirculação (Q_r) se manteve constante e praticamente idêntica àquela fornecida pela bomba antiga.

Ocorreram frequentes quedas de energia, o que levou o sistema a parar de funcionar diversas vezes, o que pode ter comprometido o desempenho do reator.

Como já mencionado no Capítulo 4, essa etapa foi dividida em três condições operacionais que variaram somente a fonte de carbono utilizada na fase anóxica, utilizada para desnitrificação e remoção de fósforo. A Tabela 20 apresenta as fontes de carbono utilizadas nesta etapa e os respectivos tipos, isto é, endógena ou exógena.

Tabela 20 – Fontes de carbono utilizadas na Etapa 2

Condição	Fonte de carbono	Tipo	Tempo
1	Matéria orgânica remanescente	Endógena	31 dias
2	Esgoto sintético	Exógena	31 dias
3	Álcool etílico	Exógena	28 dias

Fonte: Próprio autor, 2018.

Os valores médios dos parâmetros físico-químicos e seus respectivos desvios-padrão observados durante a etapa 2, estão apresentados na Tabela 21.

Tabela 21 – Parâmetros físico-químicos avaliados na Etapa 2

PARÂMETROS	Condição 1- Sem fonte externa				Condição 2 – Substrato sintético				Condição 3 - Etanol			
	Afluente		Efluente		Afluente		Efluente		Afluente		Efluente	
	Média	DP	Média	DP	Média	DP	Média	DP	Média	DP	Média	DP
pH	7,54	± 0,58	7,98	± 0,15	7,5	± 0,45	7,9	± 0,28	7,6	± 0,50	7,9	± 0,31
AT, mg/L	107,77	± 7,13	258,38	± 23,53	124,31	± 7,04	363,47	± 40,04	129,14	± 6,40	453,97	± 32,70
AI, mg/L	5,89	± 1,60	45,09	± 14,72	7,38	± 2,23	27,80	± 10,06	13,09	± 2,51	132,77	± 5,78
AP, mg/L	101,88	± 7,32	213,28	± 26,03	134,93	± 6,55	335,67	± 38,61	116,05	± 6,34	321,20	± 31,54
AV, mg/L	25,51	±14,22	76,43	± 23,31	21,88	± 4,66	35,19	± 7,84	25,16	± 2,60	82,96	± 15,93
DQO, mg/L	795,13	± 190,0	371,51	± 49,13	741,87	± 49,02	48,82	± 24,0	719,61	± 78,40	90,15	± 35,23
NTK, mg/L	51,00	± 7,82	19,97	± 2,23	54,73	± 4,77	17,98	± 6,44	54,12	± 4,26	19,53	± 4,35
N-NH4+, mg/L	1,29	± 0,35	11,45	± 2,42	-	-	15,90	± 5,90	1,54	± 0,79	17,79	3,70
N-NO2-, mg/L	-	-	0,006	± 0,006	-	-	0,005	± 0,006	-	-	0,004	±0,0007
N-NO3-, mg/L	-	-	2,82	± 1,24	-	-	1,76	± 1,74	-	-	1,39	± 0,15
P- PO4-, mg/L	2,46	± 0,26	0,92	± 0,29	2,31	± 0,25	0,40	± 0,05	2,01	± 0,30	0,58	± 0,08
ST, mg/L	816,50	± 213,08	402,00	± 51,30	679,67	±145,65	293,75	± 75,85	710,00	±109,89	427,33	±126,21
SV, mg/L	588,67	± 218,32	179,50	± 68,09	482,00	±137,41	136,25	± 46,68	528,67	±116,64	252,67	±104,03
SF, mg/L	227,83	± 34,90	222,50	± 57,58	197,67	± 38,31	157,50	± 38,42	181,33	± 13,32	174,67	± 36,02

Fonte: Próprio autor, 2018.

5.1.2.1 Remoção de matéria orgânica

Na condição 1, apesar da ocorrência de flutuações nos valores afluentes de DQO, variando de 520,61 mg/L a 1046,21 mg/L, o sistema apresentou pouca variação nos valores de DQO efluente, variando entre 307,18 e 443,53 mg/L. Os valores médios de DQO monitorados foram $795,13 \pm 190$ mg/L e $371,51 \pm 49,13$ mg/L para o afluente e efluente, respectivamente. Vale ressaltar que o valor da DQO efluente permaneceu no mesmo patamar da etapa 1. No entanto, a eficiência de remoção de DQO caiu em relação a Etapa 1, passando 68,8% de eficiência (verificada no final da etapa 1) para o valor médio de 50,73%. Este decréscimo da eficiência pode ser atribuído a variação da DQO afluente e a redução do ciclo de reação, principalmente da fase anaeróbia que passou de 8 h para 4 h.

Nos últimos ciclos da condição 1 observou-se o desprendimento de parcela significativa do lodo, que passou a flotar na parte superior do reator durante o ciclo operacional (*bulking* da manta de lodo sedimentada nas fases anaeróbia e anóxica do ciclo, quando era feita a recirculação do efluente), como pode ser observado na Figura 19.

Figura 17 – Lodo biológico flotante



Fonte: Próprio autor, 2018.

Esse lodo apresentava baixa sedimentabilidade e gerava entupimento no ponto de descarte do efluente. Para corrigir esse problema, retirou-se essa parcela do lodo flotante e mediu-se o seu volume (750 mL). Então, o reator foi complementado com 750 ml de outro lodo

anaeróbio de ETE compacta que tratava esgoto sanitário, de forma que completasse o volume removido, e foi dada continuidade a operação do reator, na condição 2, que foi de adição de substrato sintético na fase anóxica do período de reação como fonte externa de carbono para desnitrificação e remoção biológica de fósforo. Após a mistura do novo lodo anaeróbio e o lodo já existente no reator, obteve-se a concentração de sólidos totais, fixos e voláteis de 30.017 mg/L, 8.929 mg/L e 21.088 mg/L, respectivamente, e relação STV/ST igual a 0,7, valores esses superiores aos do lodo inoculado que eram de 12.945 mg/L, 5.066 mg/L e 7.879 mg/L e STV/ST=0,6

Metcalf e Eddy (2016) relatam que a causa mais comum para formação desse lodo flotante é o processo de desnitrificação. Como há formação de nitrogênio gasoso a partir da desnitrificação, parcela desse gás fica retido no lodo e quando se atinge uma quantidade suficiente de gás N_2 , o lodo começa a flotar para superfície.

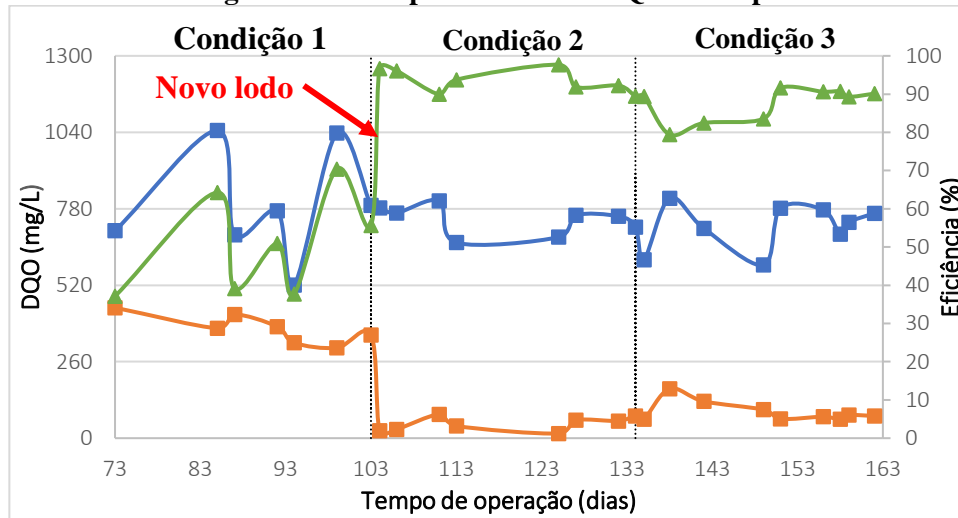
Na condição 2 a DQO afluente apresentou menor variação e houve um incremento significativo na eficiência de remoção de DQO em relação à Condição 1. Neste período o sistema apresentou concentrações afluentes de DQO de $741,87 \pm 49,02$ mg/L para o afluente e $48,82 \pm 24$ mg/L para o efluente, resultando numa eficiência média para o período de $93,46 \pm 3,1\%$.

Na condição 3 foram registrados os valores de $719,61 \pm 78,40$ mg/L e $90,15 \pm 35,23$ mg/L para o afluente e efluente, respectivamente. Nessa condição o sistema apresentou satisfatória percentagem de remoção de DQO, alcançando eficiência média de $87,46 \pm 4,44\%$.

Esse aumento na eficiência de remoção de DQO observado a partir da condição 2 certamente foi influenciado pelo novo aporte de lodo anaeróbio no RSB, que como verificado no perfil de DQO da etapa 1, a fase anaeróbia era responsável pela maior fração de DQO removida. Além disso, a maior presença de biomassa para degradar a matéria orgânica (visto que o lodo do reator passou de uma relação (STV/ST igual 0,6 para 0,7), provavelmente também contribuiu para esse aumento.

A Figura 20 apresenta o desempenho do sistema quanto a eficiência remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, bem como o comportamento deste parâmetro durante as três condições operacionais da etapa 2.

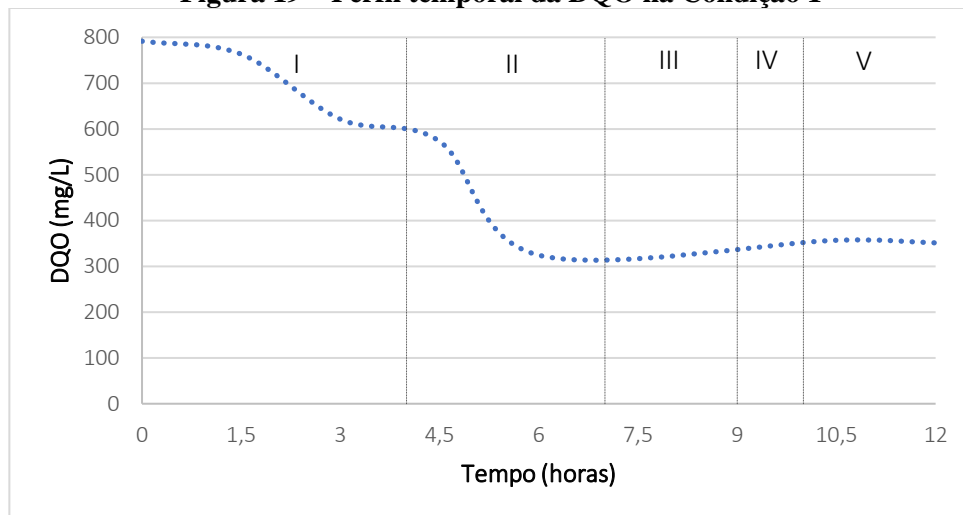
Figura 18 – Comportamento da DQO na etapa 2



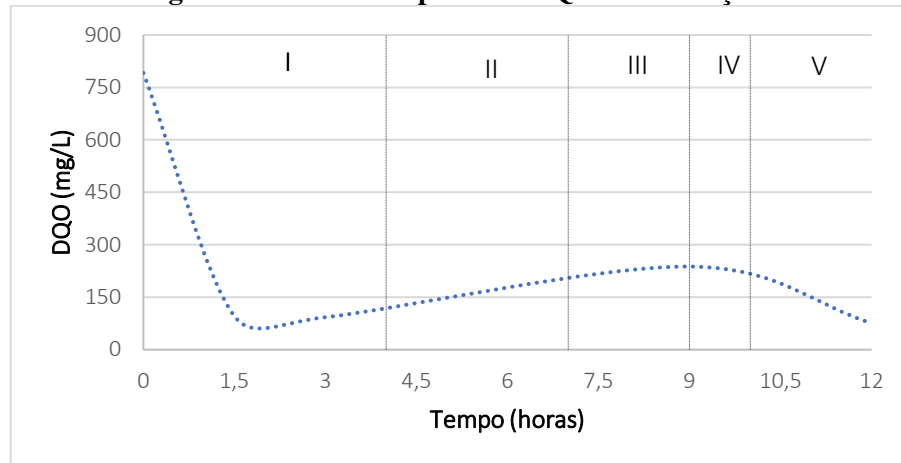
— Afluente — Efluente — Eficiência
 Fonte: Próprio autor, 2018.

No final de cada condição operacional (ciclo 103, ciclo 134 e ciclo 162, para as condições 1, 2 e 3, respectivamente), a partir da observação de uma aparente estabilidade do reator, foi realizado o perfil temporal a fim de compreender a fase de reação do ciclo operacional do RSB quanto o comportamento do parâmetro DQO, operando em ciclos de 12 h, cujos resultados estão apresentados nas Figuras 21, 22 e 23.

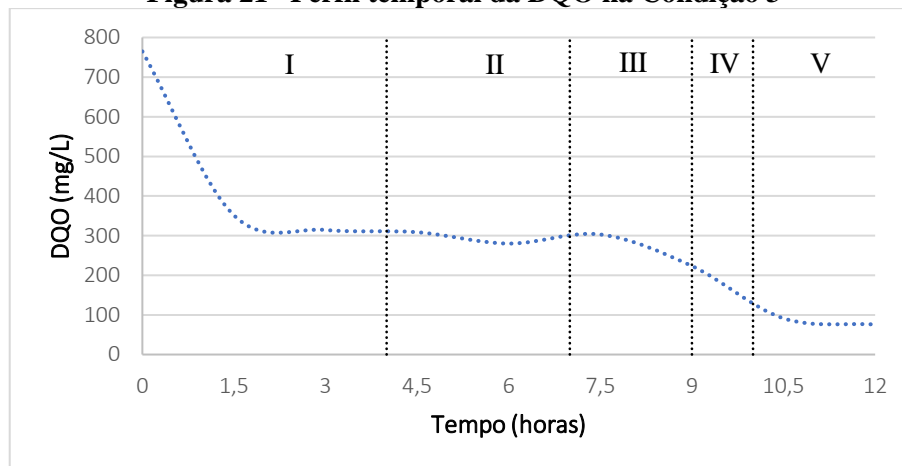
Figura 19 – Perfil temporal da DQO na Condição 1



Fonte: Próprio autor, 2018.

Figura 20 – Perfil temporal da DQO na Condição 2

Fonte: Próprio autor, 2018.

Figura 21– Perfil temporal da DQO na Condição 3

Legenda: I – Fase anaeróbia, II – Fase aeróbia, III – Fase anóxica, IV – Fase aeróbia, V –Sedimentação/Descarte
 Fonte: Próprio autor, 2018.

Observando-se os perfis temporais de DQO para as condições 1, 2 e 3, é possível observar diferentes comportamentos para cada caso. Na Condição 1, foi verificado uma elevada taxa de consumo de matéria orgânica, medida como DQO nas primeiras horas da fase anaeróbia, provavelmente esteja relacionado à decomposição da fração mais facilmente biodegradável da matéria orgânica. Até o fim da fase aeróbia praticamente toda matéria orgânica já foi decomposta, a partir daí a curva de DQO se mantém estável. Neste ciclo foi observado uma eficiência de remoção de DQO de 56%.

O perfil temporal de DQO da Condição 2, por sua vez, mostra o rápido consumo de toda fração prontamente biodegradável da matéria orgânica nas duas primeiras horas do período anaeróbio. No segundo período (aeróbio) provavelmente ocorreu a liberação de metabólitos que

contribuíram para o aumento da DQO até o final da fase anóxica. Neste ciclo foi observada a eficiência de remoção de DQO de 90,4%.

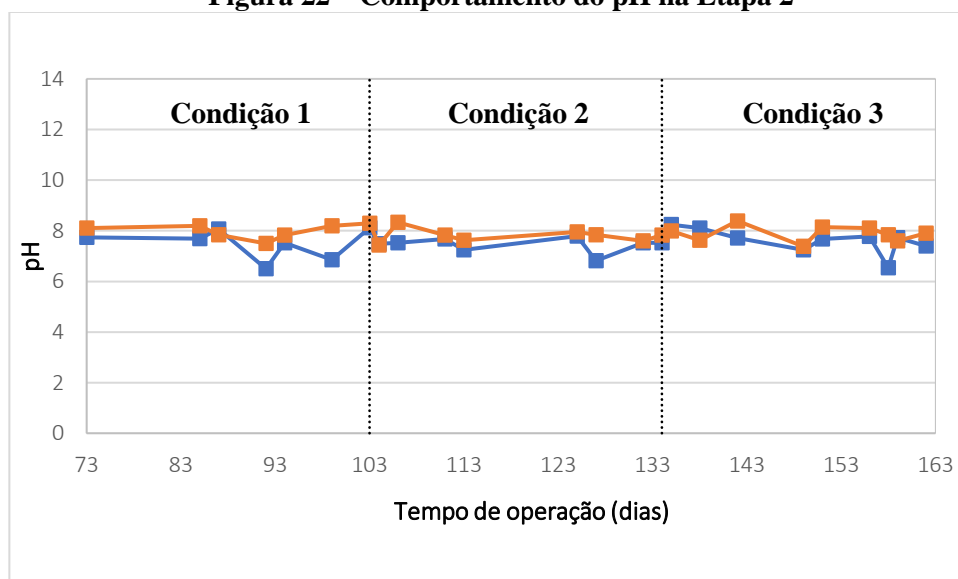
O comportamento observado na Condição 3 demonstra o consumo de parcela significativa da matéria na fase anaeróbia, enquanto que a fase aeróbia subsequente praticamente não contribui para a remoção da matéria orgânica remanescente da fase anaeróbia. Na terceira fase, anóxica, volta a haver o consumo de matéria orgânica que se entende até o fim da segunda fase aeróbia. Este ciclo apresentou eficiência de 90%, estando em acordo com o valor médio apresentado para a Condição 1 (87,46%).

5.1.2.1 pH, alcalinidade e ácidos voláteis

De forma similar a Etapa 1, o pH apresentou pouca variação e manteve-se na faixa ideal para remoção de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo (OEHMAN *et al.*, 2007; METCALF; EDDY, 2016; EPA, 1993).

Durante a etapa 2 foram registrados $7,53 \pm 0,46$ e $7,89 \pm 0,29$ para os valores do afluente e efluente do pH, respectivamente. Assim como verificado na etapa 1, esses valores mantiveram-se dentro da faixa recomenda para ocorrência das reações de nitrificação, desnitrificação, oxidação da matéria orgânica. A Figura 24 apresenta o comportamento do pH durante as três condições operacionais da etapa 2.

Figura 22 – Comportamento do pH na Etapa 2

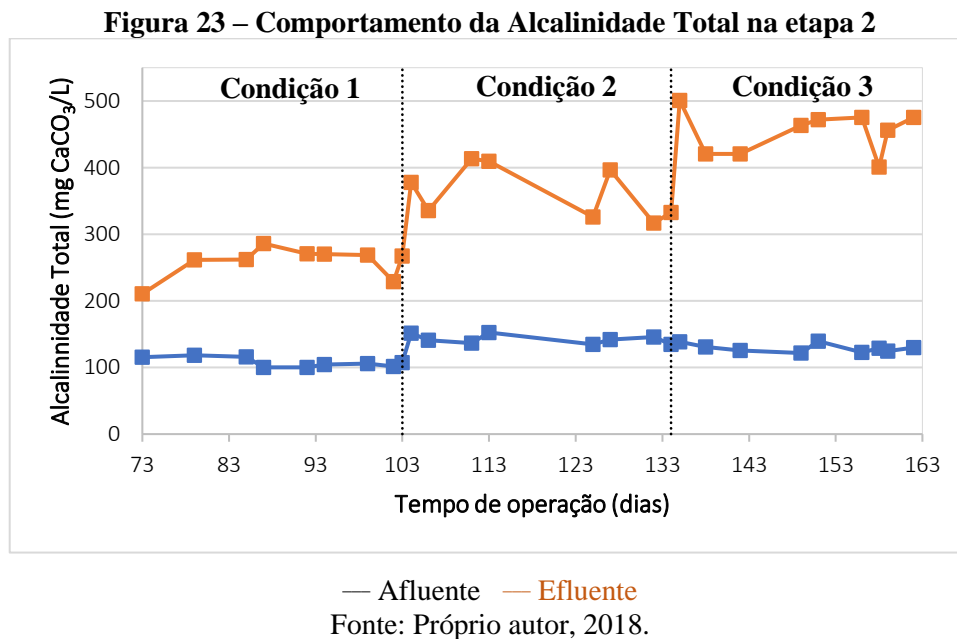


— Afluente — Efluente

Fonte: Próprio autor, 2018.

Com relação à Alcalinidade Total, é possível observar que durante todo o período operacional da etapa 2, os valores afluentes mantiveram-se menores em relação aos valores efluentes, e estes por sua vez, apresentaram uma tendência de crescimento a cada condição operacional a qual o reator era submetido. Os valores afluentes observados foram $107,77 \pm 7,13$, $124,31 \pm 7,04$ e $129,14 \pm 6,40$ mgCaCO₃/L, para as condições 1, 2 e 3, respectivamente.

A Figura 25 apresenta o comportamento da Alcalinidade Total nas três condições operacionais da etapa 2.



Levando-se em consideração os valores médios de nitrogênio amonificado, oxidado (na nitrificação) e reduzido (na desnitrificação) e tendo em vista a estequiometria dos processos de amonificação (geração de 3,57 mg de alcalinidade por mg nitrogênio amonificado), nitrificação (consumo de 7,14 mg de alcalinidade por mg de nitrogênio oxidado) e desnitrificação (3,57 mg de alcalinidade por mg de nitrato reduzido) foi feito o balanço teórico de alcalinidade no RSB na etapa 2, apresentado na Tabela 22.

Tabela 182 – Balanço teórico de alcalinidade na remoção de nitrogênio na Etapa 2

	Processo	Nitrogênio (mg.N/L)	Alcalinidade (mg.CaCO₃/L)
Condição 1	Amonificação	42,48	+151,65
	Nitrificação	31,03	- 221,55
	Desnitrificação	28,04	+100,10
	TOTAL		+ 30,2
Condição 2	Processo	Nitrogênio (mg.N/L)	Alcalinidade (mg.CaCO ₃ /L)
	Amonificação	52,65	+ 187,96
	Nitrificação	36,75	- 262,40
	Desnitrificação	34,99	+124,91
	TOTAL		+ 50,47
Condição 3	Processo	Nitrogênio (mg.N/L)	Alcalinidade (mg.CaCO ₃ /L)
	Amonificação	52,38	+186,99
	Nitrificação	34,59	- 246,97
	Desnitrificação	33,21	+118,56
	TOTAL		+ 40,58

Fonte: Próprio autor, 2017.

A partir do balanço estequiométrico dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação ocorrido no RSB, verifica-se que a tendência era a de aumento médio de 30,2 mg.CaCO₃/L, 50,47 mg.CaCO₃/L e 40,58 mg.CaCO₃/L de alcalinidade para as condições 1, 2 e 3, respectivamente. No entanto o aumento médio de alcalinidade observado foi de 150,61 mg.CaCO₃/L, 239,14 mg.CaCO₃/L e 324,83 mg.CaCO₃/L para as condições 1, 2 e 3, respectivamente, certamente devido a alcalinidade gerada pela metanogênese e uma possível a volatilização de CO₂.

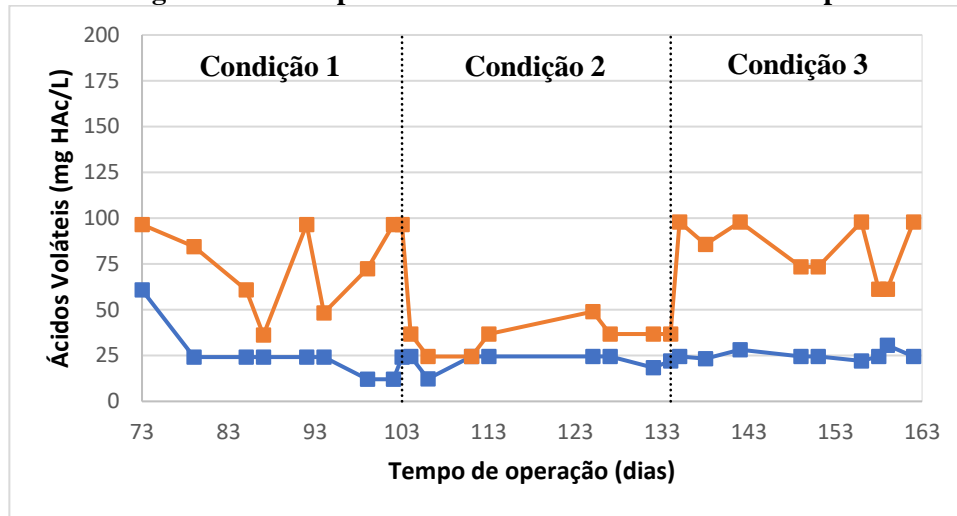
Na Condição 1 os valores efluentes de AV se mantiveram superiores aos valores afluentes, o que resulta no acúmulo desses ácidos no sistema, levando ao aumento na AT. Houve grande variação nos valores dos AV, isso pode ter relação com o fato das populações microbianas estarem em um período readequação às novas condições estabelecidas, principalmente pela redução do tempo do ciclo operacional e a reorganização das fases que constituem os ciclos.

Na Condição 2, embora a concentração média de AV tenha se mantido próxima ao valor médio da Condição 1, verificou-se uma redução nos valores de AV efluentes, como pode ser observado na Figura 24. Considerando que nessa condição trabalhou-se com um novo lodo o qual apresentava maior concentração de biomassa (relação SVT/ST igual a 0,7), comparada a condição anterior (relação SVT/ST igual a 0,6), esperava-se que de fato, houvesse um maior consumo de AGV. Além disso, a introdução do esgoto sintético provavelmente estimulou o estabelecimento de maiores taxas de consumo de AGV's no processo EBPR, o que favoreceu também o processo de remoção de Fósforo Total.

O comportamento dos AV na Condição 3 sugerem que os ácidos gerados não foram satisfatoriamente consumidos, o que resultou em valores efluentes médios de 82,96±15,93 mg HAc/L enquanto que para o afluente o valor médio observado foi de 25,16±2,90 mg HAc/L.

A Figura 26 apresenta o comportamento dos AV nas três condições operacionais da etapa 2.

Figura 24 – Comportamento dos Ácidos Voláteis na Etapa 2



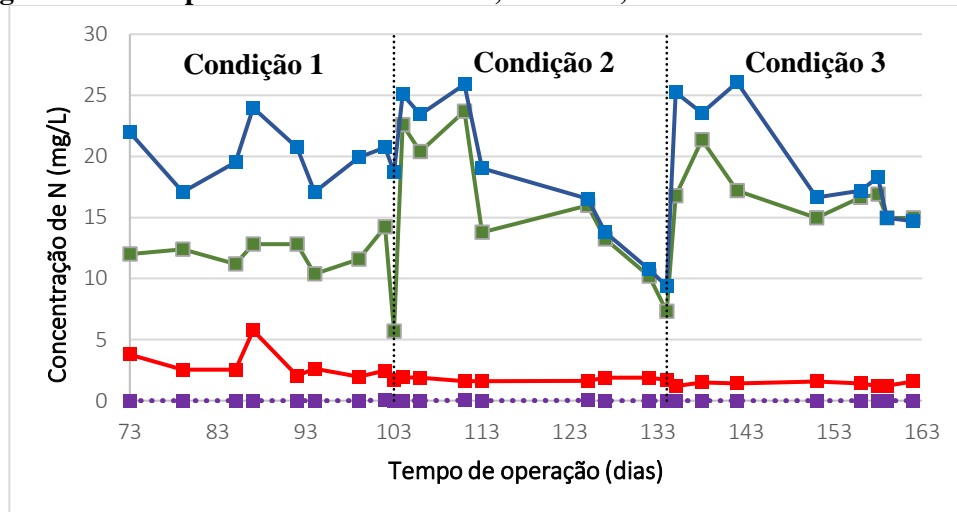
— Afluente — Efluente
 Fonte: Próprio autor, 2018.

5.1.2.2 Remoção de nitrogênio

Em linhas gerais, durante a Etapa 2, os compostos nitrogenados intermediários (N-NO_2^- e N-NO_3^-) apresentaram-se baixas concentrações no efluente, enquanto que a maior parcela da concentração de N-total efluente estava na forma de N-amoniacal.

A Figura 27 **Erro! Fonte de referência não encontrada.** apresenta o comportamento das diferentes formas de nitrogênio nas três condições operacionais da etapa 2.

Figura 25 – Comportamento do N-nitrato, N-nitrito, N-amoniacal e NTK na Etapa 2



Legenda: — NTK — N-NH₄⁺ — N-NO₂⁻ — N-NO₃⁻

Fonte: Próprio autor, 2018.

Na condição 1 foi possível verificar que houve pouca flutuação nos valores dos parâmetros componentes dessa série (NTK, N-NH₄⁺, N-NO₂⁻, N-NO₃⁻). A eficiência média de remoção de N-total para esse período operacional foi de 54,12±11,28%. Observando a baixa eficiência de remoção de N-total bem como de DQO levantou-se duas hipóteses para este fato: a primeira relacionada a readaptação do sistema às novas condições operacionais (duração dos ciclos e fases) e a segunda relacionada as frequentes paradas do sistema devido à falta de energia elétrica. Dessa forma, os microrganismos podem ter tido sua atividade comprometida, sobretudo os microrganismos nitrificantes que são mais sensíveis a baixa disponibilidade de OD (situação que se estabelecia no sistema sempre que o soprador de ar não funcionava).

A Tabela 23 mostra os valores médios das concentrações afluente e efluente do NTK, N-amoniaco, N-nitrito e N-nitrato para essa condição, bem como a eficiência média de remoção de N-total na Condição 1.

Tabela 193 – Concentração dos compostos nitrogenados e eficiência remoção de N-total na Condição 1

	Afluente		Efluente	
	Média (mg/L)	Desvio-padrão	Média (mg/L)	Desvio-padrão
NTK	51,00	7,82	19,97	2,23
N-NH ₄ ⁺	1,29	0,35	11,45	2,42
N-NO ₂ ⁻	0,0	0,0	0,006	0,006
N-NO ₃ ⁻	0,0	0,0	2,82	1,24
N-total	51,0	10,3	22,79	3,24
Eficiência média de remoção de N-total			54,12 ±11,28%	

Fonte: Próprio autor, 2018.

Na condição 2, a estratégia adotada foi utilizar o esgoto sintético como fonte externa de carbono. A quantidade de esgoto sintético foi definida a partir de uma relação DQO/N = 5,3, sendo o nitrogênio em termos de nitrato, de acordo com Callado (2002). Para isso, verificou-se o valor médio de nitrato na fase anóxica do sistema.

A partir da Figura 27 observa-se um padrão de decaimento nas formas NTK, N-amoniaco e N-nitrato ao longo da Condição 2. A eficiência média de remoção de N-total para a Condição 2 foi de 63,06 ±14,64%. Essa melhora significativa na eficiência de remoção deste

parâmetro, foi atribuída a inserção do esgoto sintético na fase anóxica (fonte de carbono para desnitrificação e remoção de fósforo), como também ao aporte do novo lodo.

A Tabela 24 apresenta as concentrações médias afluentes e efluentes dos compostos nitrogenados em estudo, bem como a eficiência de remoção de N-total na Condição 2.

Tabela 20 – Concentração dos compostos nitrogenados e eficiência de remoção de N-total na Condição 2

	Afluente		Efluente	
	Média (mg/L)	Desvio-padrão	Média (mg/L)	Desvio-padrão
NTK	54,73	4,77	17,98	6,44
N-NH ₄ ⁺	0,0	0,0	15,90	5,90
N-NO ₂ ⁻	0,0	0,0	0,005	0,006
N-NO ₃ ⁻	0,0	0,0	1,76	1,74
N-total	54,73	10,3	22,79	3,24
Eficiência média de remoção de N-total			63,06 ±14,64%	

Fonte: Próprio autor, 2018.

Na condição 3, utilizou-se na fase anóxica o etanol como fonte externa de carbono. A sua quantidade foi definida partir de uma relação DQO/N = 1,25 de acordo com Callado (2002), sendo o nitrogênio em termos de nitrato verificado na fase anóxica. A eficiência média de remoção de N-total para essa condição operacional foi de 61,19 ± 7,91%. A Tabela 25 apresenta as concentrações médias afluentes e efluentes dos compostos nitrogenados em estudo, bem como a eficiência de remoção de N-total na Condição 3.

Tabela 215 – Concentração dos compostos nitrogenados e eficiência de remoção de N-total na Condição 3

	Afluente		Efluente	
	Média (mg/L)	Desvio-padrão	Média (mg/L)	Desvio-padrão
NTK	54,12	4,26	19,53	4,35
N-NH ₄ ⁺	1,54	0,59	17,79	3,76
N-NO ₂ ⁻	0,0	0,0	0,005	0,006
N-NO ₃ ⁻	0,0	0,0	1,39	0,15
N-total	54,12		20,93	4,31
Eficiência média de remoção de N-total			61,19 ± 7,91%	

Fonte: Próprio autor, 2018.

Com base nos balanços de nitrogênio apresentados nas Tabelas 28, 29 e 30 foram calculadas as eficiências de forma global dos processos de conversão do nitrogênio (amonificação, nitrificação e desnitrificação) para cada condição operacional. Os resultados estão apresentados na Tabela 26.

Tabela 26 – Eficiência de Amonificação, Nitrificação e Desnitrificação

Condição	Amonificação (%)	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)
1	83,8	73,05	90,45
2	96,2	69,80	95,2
3	96,8	66,03	96

Fonte: Próprio autor, 2018.

A partir da Tabela 26 é possível observar que os processos de amonificação de desnitrificação ocorreram de forma mais eficiente, comparados à nitrificação nas 3 condições propostas. Nota-se um aumento progressivo na eficiência de desnitrificação, o que sugere o efeito das diferentes fontes de carbono utilizadas.

Na condição 1 foi verificada uma eficiência de amonificação da ordem de 83,8%, enquanto que nas condições 2 e 3, essa eficiência aumentou consideravelmente para 96,2% e 96,8%. Esse significativo aumento ocorrido, pode ser atribuído principalmente ao aporte do lodo novo anaeróbico utilizado a partir da condição 2. Considerando que a caracterização do novo lodo (mistura do lodo anaeróbico com o lodo preexistente no reator) apresentou relação SVT/ST igual a 0,7 (estima-se que 70% dos sólidos era biomassa), havia maior disponibilidade de bactérias para realização do processo de amonificação do nitrogênio orgânico. Em contrapartida, observou-se um decréscimo progressivo na eficiência de nitrificação a cada condição operacional. A isso também se atribui relação com essa maior disponibilidade de bactérias, já que o valor oxigênio dissolvido mantido para condição de SST/ST igual a 0,6 (Condição 1) não foi tão eficiente como para relação SSV/ST igual a 0,7 (Condição 1), o que resultou numa queda da eficiência de.

Tendo em vista a importância da disponibilidade de substrato facilmente biodegradável (relação DQO/nitrogênio) na fase anóxica para uma eficiente desnitrificação, procedeu-se à determinação das relações DQO/N e C/N para cada condição operacional desta etapa, apresentadas na Tabela 27, a seguir.

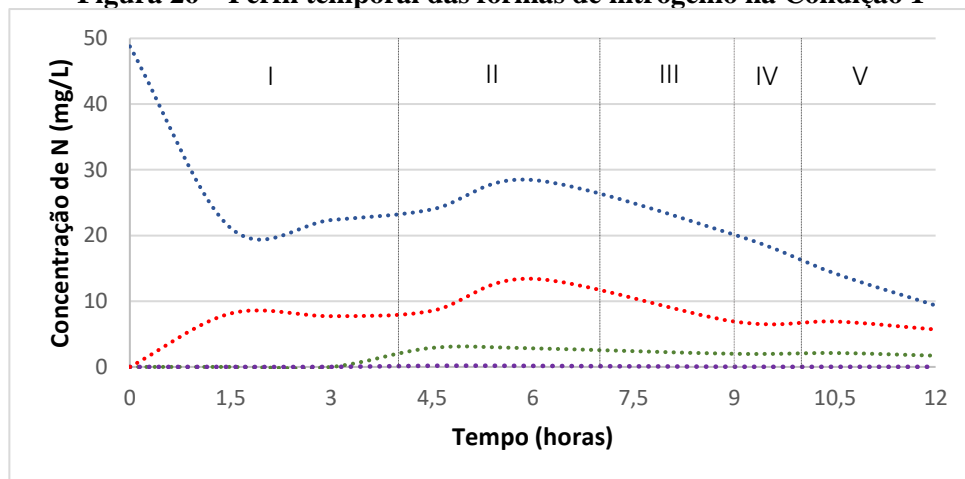
Tabela 27 – Relação DQO/N obtida na Etapa 2

Condição	Fonte de carbono	Relação FC/N
1	DQOr ¹	11,97
2	Substrato sintético	5,3
3	Etanol	1,25

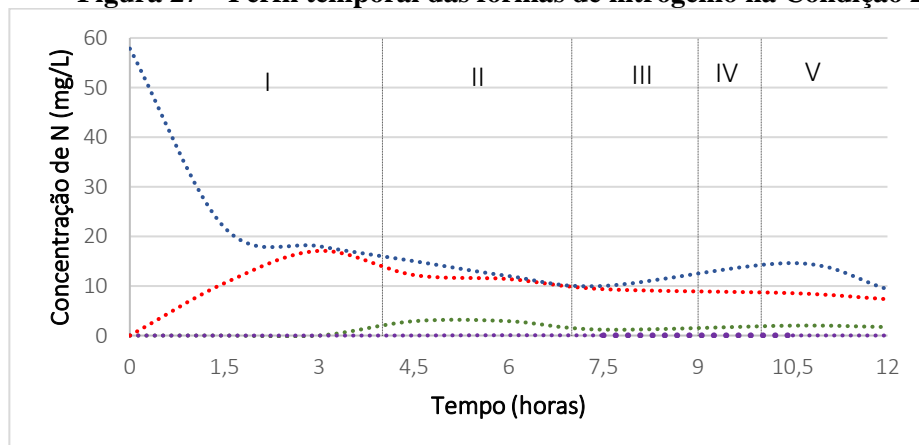
¹ DQO remanescente

Fonte: Próprio autor, 2018.

Para melhor compreensão do comportamento dos principais parâmetros envolvidos nos processos de remoção de nitrogênio foi realizado, no final de cada condição operacional da etapa 2, os perfis temporais apresentados nas Figuras 28, 29 e 30.

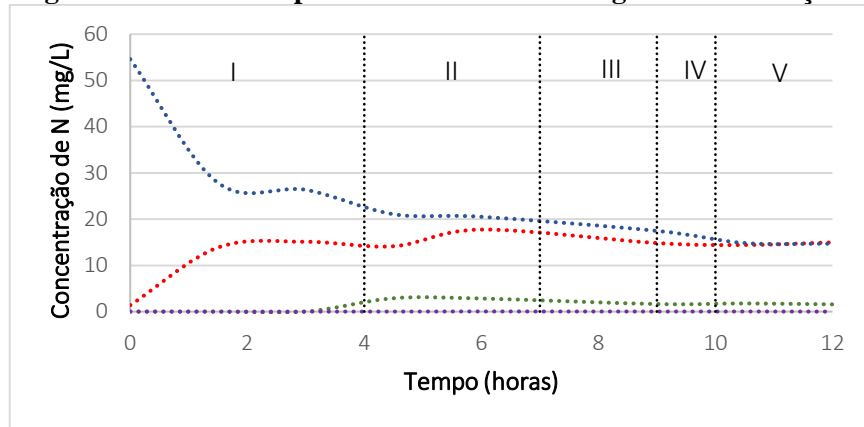
Figura 26 – Perfil temporal das formas de nitrogênio na Condição 1

Fonte: Próprio autor, 2018.

Figura 27 – Perfil temporal das formas de nitrogênio na Condição 2

Fonte: Próprio autor, 2018.

Figura 28 – Perfil temporal das formas de nitrogênio na Condição 3



Legenda: I - Fase anaeróbia, II - Fase aeróbia, III - Fase anóxica, IV - Fase aeróbia

— NTK — N-NH₄⁺ — N-NO₂⁻ — N-NO₃⁻

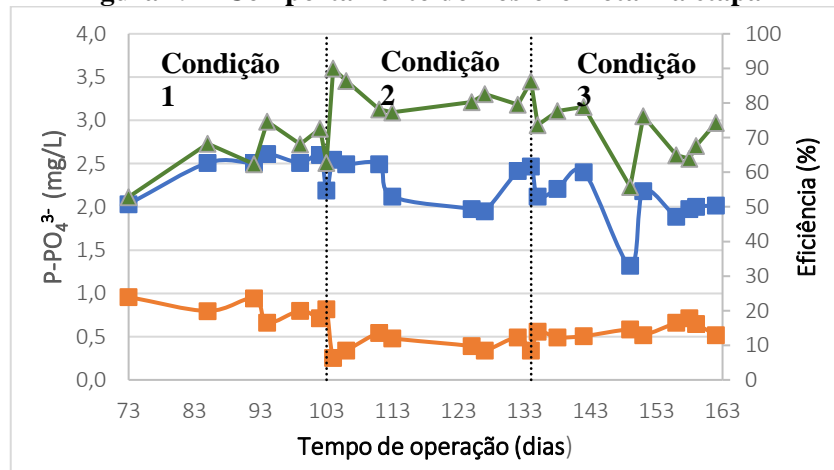
Fonte: Próprio autor, 2018.

A nitrificação começa a ocorrer logo no início da fase aeróbia, já a desnitrificação acontece de forma discreta na fase anóxica. Provavelmente a baixa presença de oxigênio no meio prejudicou a atividade das bactérias nitrificantes, resultando em baixas taxas de conversão do nitrogênio amoniacal comparadas às taxas de amonificação e desnitrificação nas 3 condições observadas.

5.1.2.3 Remoção de fósforo

A Figura 31 apresenta as concentrações de fósforo afluente, efluente e a eficiência de remoção nas três condições operacionais da etapa 2.

Figura 29 – Comportamento do Fósforo Total na etapa 2



— Afluente — Efluente — Eficiência

Fonte: Próprio autor, 2018.

A remoção biológica de fósforo foi alcançada nas três condições experimentais. No entanto, a condição 2, foi a que apresentou os melhores resultados de remoção de fósforo total ($82,57 \pm 4,55\%$) enquanto que as condições 1 e 3, apresentaram eficiências de remoção de $65,94 \pm 7,36\%$ e $70,33 \pm 7,73\%$ respectivamente. Essa maior eficiência verificada na Condição 2 possivelmente está relacionada à maior geração de AGV pela introdução de esgoto sintético na fase anóxica. Um aumento dos AGV no sistema de tratamento implica no aumento da disponibilidade alimento (relação de A/M), esses ácidos por sua vez são uma fonte de alimento para os organismos responsáveis pela remoção do fósforo.

Para melhor compreensão do processo de remoção de fósforo foi realizado, no final de cada condição operacional da etapa 2 (ciclo 103, para condição 1, ciclo 134 para condição 2 e ciclo 162 para condição 3), os perfis temporais apresentados nas Figuras 32, 33 e 34.

Figura 30 – Perfil temporal da concentração de Fósforo na Condição 1

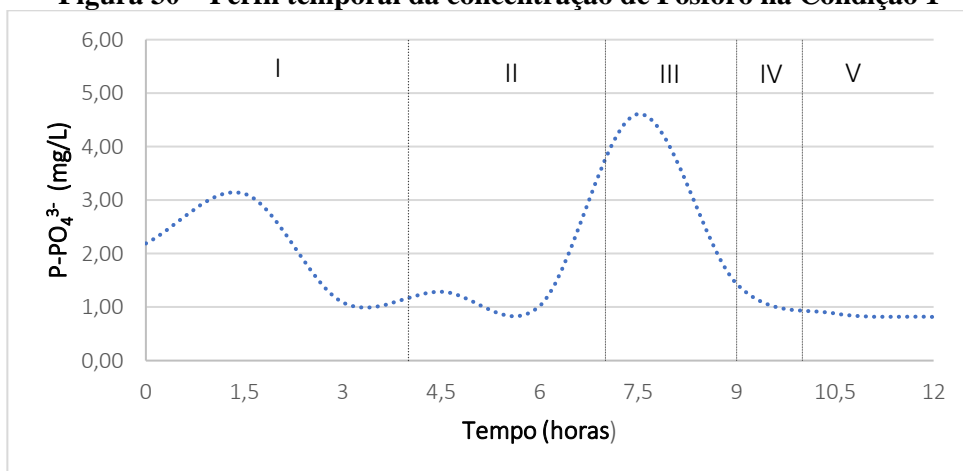


Figura 31 – Perfil temporal da concentração de Fósforo na Condição 2

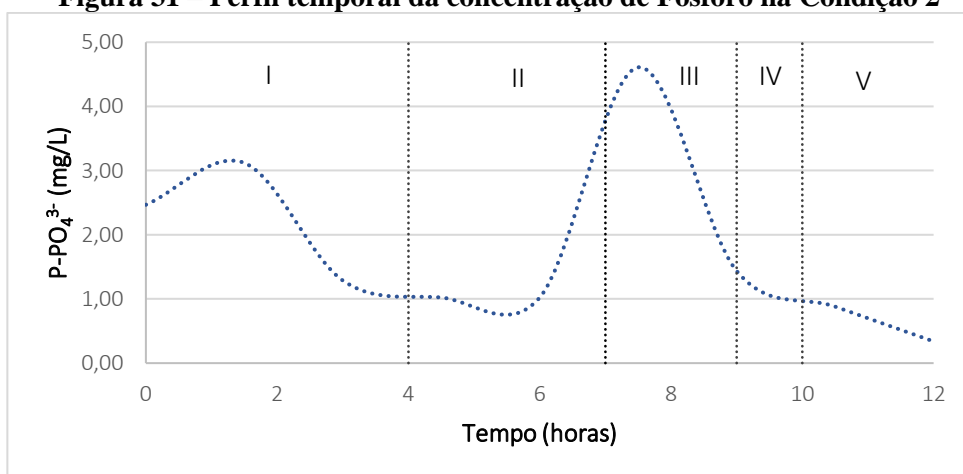
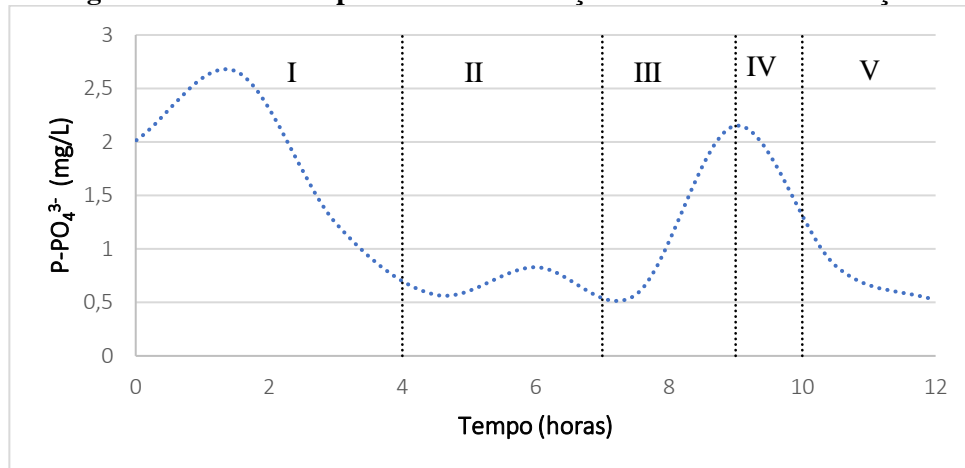


Figura 32 – Perfil temporal da concentração de Fósforo na Condição 3

Legenda: I - Fase anaeróbia, II - Fase aeróbia, III - Fase anóxica, IV - Fase aeróbia, V- Descarte/sedimentação
 Fonte: Próprio autor, 2018.

Observando os perfis temporais da concentração de Fósforo Total é possível verificar um comportamento muito semelhante nas 3 condições operacionais. No início da fase anaeróbia do ciclo, há um aumento na concentração de fósforo que era de 2,19 mgP/L, 2,47 mgP/L e 2,01 mgP/L passando para 3,12 mgP/L, 3,12 mgP/L e 2,66 mgP/L, para as condições 1, 2 e 3, respectivamente. Ainda que essa liberação de fósforo para o meio seja relativamente pequena, acredita-se que os microrganismos acumuladores de fósforos estavam presentes no reator.

Na fase aeróbia observou-se, embora em pequena quantidade, a captura de $P-PO_4^-$, havendo uma diminuição dos valores de $P-PO_4^-$ do meio líquido.

Na fase anóxica, terceira fase do ciclo operacional, possivelmente as condições anaeróbicas criadas favoreceram a produção de AGV devido a presença de matéria orgânica carbonácea remanescente das fases anteriores, bem como pela introdução de fonte exógena de carbono, que foram o esgoto sintético e etanol, para as condições 2 e 3, respectivamente. A presença de AGV certamente contribuíram para uma nova liberação, de fósforo para o meio líquido.

Por fim, na última fase (aeróbia), verifica-se uma nova captura do fósforo que foi liberado para o meio líquido na fase anterior, ratificando a hipótese da presença das bactérias acumuladoras de fósforo no lodo.

5.1.2.2 Sólidos e descarte de lodo

Os dados de sólidos apresentados na Tabela 32, mostram que na Etapa 2 o sistema seguiu a mesma tendência observada na Etapa 1, isto é, houve retenção de sólidos no reator

confirmada pelos valores dos sólidos totais, fixos e voláteis no efluente que eram sempre, inferiores ao do afluente. A eficiência média de remoção de sólidos é apresentada na Tabela 29.

Tabela 29 – Eficiência média de remoção de sólidos na Etapa 2

Condição	ST (%)	STV (%)	STF (%)
1	50,77	69,51	2,34
2	56,78	71,73	19,91
3	39,81	52,20	3,67

Fonte: Próprio autor, 2018.

Apesar da retenção de sólidos ocorrida no reator em todas as condições operacionais, não foi necessário fazer descarte programado de lodo, pois a altura da manta de lodo sedimentado permanecia na marca inicial de 2,0 L de quando foi feita a inoculação do reator.

Após a mistura do novo lodo anaeróbico e o lodo já existente no reator, obteve-se a concentração de sólidos totais, fixos e voláteis de 30.017 mg/L, 8.929 mg/L e 21.088 mg/L, respectivamente, e relação STV/ST igual a 0,7, valores superiores àqueles verificados no lodo utilizado como inóculo no início da que eram de 12.945 mg/L, 5.066 mg/L e 7.879 mg/L, respectivamente, para os sólidos totais, fixos e voláteis, cuja relação STV/ST era de 0,6. Como já mencionado, essa maior disponibilidade de biomassa verificada pela relação STV/ST a partir da condição 2, pode ter contribuído para o aumento da eficiência nos processos de remoção de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo.

Possivelmente o crescimento da biomassa foi compensada por perdas eventuais durante amostragem na fase de reação (perfis temporais), cujo lodo estava em suspensão e eram carregados junto com as amostras. Isso contrabalanceava o volume de lodo no reator, de modo que sempre se mantinha no nível de 2,0 L.

5.2.3 Estudo cinético

De acordo com Moraes e Paula Júnior (2004) o parâmetro cinético (k), denominado “constante de velocidade para reação de primeira ordem”, indica a velocidade de uma reação em condições específicas e pode ser definido como a variação da concentração de um reagente ou produto na unidade de tempo, em uma reação na qual todos os reagentes se encontram em concentrações unitárias. Assim sendo, a estimativa do parâmetro “ k ” pode validar as conclusões a respeito da avaliação da biodegradabilidade para cada etapa/condição operacional proposta

na pesquisa, já que de acordo com os mesmos autores, quanto maior o valor da constante k , mais biodegradável o substrato, desde que as mesmas condições experimentais sejam mantidas.

Com os dados da evolução temporal do consumo de matéria orgânica, em termos de DQO, foram calculados os parâmetros cinéticos aparentes (K) e velocidade de reação (r_{obs}), apresentados na Tabela 30. Na etapa 1, realizou-se o estudo cinético referente a todo o ciclo operacional de 12h. Na etapa 1 (ciclo de 24h), considerou-se as 12 primeiras horas de reação, pelo fato de toda matéria orgânica já ter sido praticamente degradada e também para fins de comparação com a etapa 2. Os dados deste estudo foram ajustados para o modelo de primeira ordem, do tipo logarítmico.

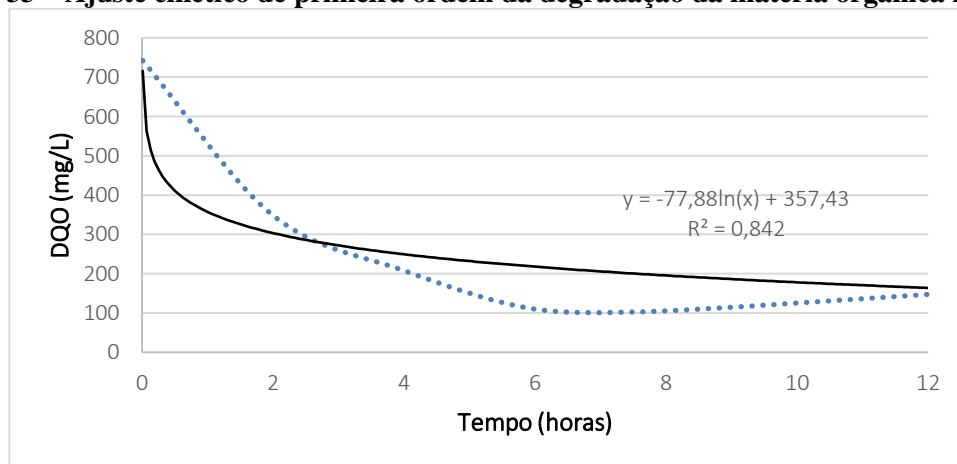
Tabela 30 – Parâmetros aplicados ao estudo cinético

Etapa/condição operacional	Tipo	k (h^{-1})	r_{obs} (mg.DQO/h)	
Etapa 1	Logarítmica	78,88	6,49	
C1	Logarítmica	61,34	5,11	
Etapa 2	C2	Logarítmica	98,84	8,24
	C3	Logarítmica	85,59	7,13

Fonte: Próprio autor, 2018.

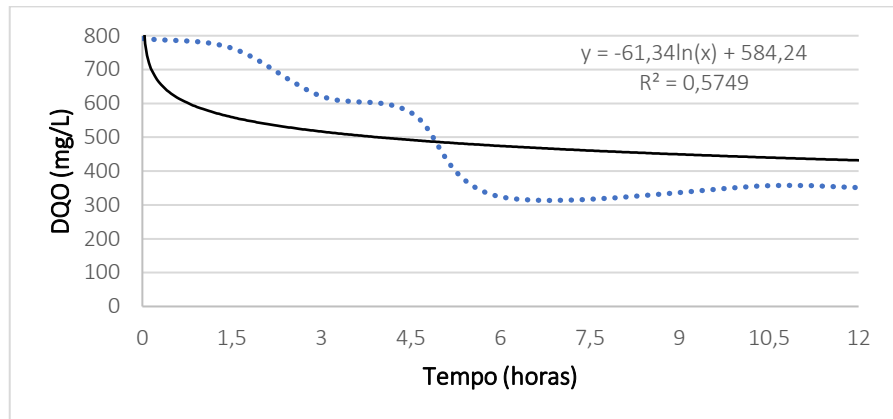
As Figuras 35, 36, 37 e 38 a seguir ilustram as curvas obtidas a partir do estudo cinético para remoção de matéria orgânica nas diferentes etapas e condições operacionais.

Figura 33 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Etapa 1



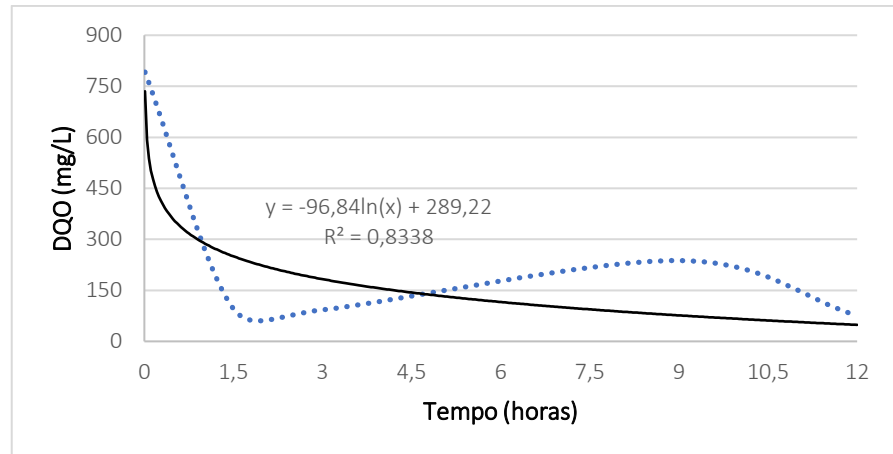
Fonte: Próprio autor, 2018.

Figura 34 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Condição 1



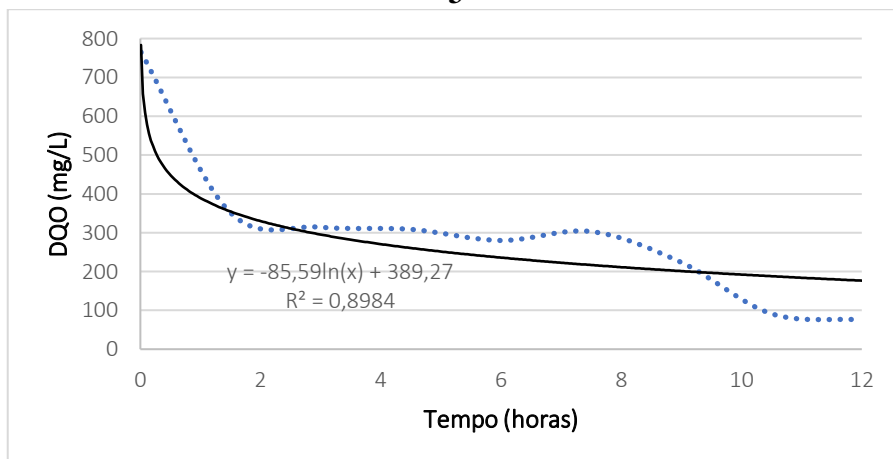
Fonte: Próprio autor, 2018.

Figura 35 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Condição 2



Fonte: Próprio autor, 2018.

Figura 36 – Ajuste cinético de primeira ordem da degradação da matéria orgânica na Condição 3



Fonte: Próprio autor, 2018.

A partir da observação da Tabela 31 e das curvas apresentadas nas figuras 35, 36, 37 e 38, verifica-se que os valores dos parâmetros cinéticos observados, ratificaram os valores de eficiência de remoção de DQO para cada condição operacional, ao passo que, a Condição 2, na qual verificou-se a maior eficiência de remoção de DQO (93,46%), apresentou os maiores valores dos coeficientes k ($98,84 \text{ h}^{-1}$) e r_{obs} ($8,24 \text{ mgDQO/h}$), sugerindo que a nova composição do lodo, após reinoculação, influenciou positivamente na eficiência de remoção de DQO. Em contrapartida a Condição 1 apresentou o menor valor médio de eficiência de remoção de DQO ($50,73 \pm 13,44\%$), bem como os menores valores de coeficientes k ($61,34 \text{ h}^{-1}$) e r_{obs} ($5,11 \text{ mgDQO/h}$). Esses baixos valores podem ser justificados pelo fato de haver uma parcela significativa de lodo flotante na superfície da massa líquida do reator que não participava efetivamente da degradação da matéria orgânica, o que possivelmente afetava a taxa de degradação da matéria orgânica, bem como sua eficiência de remoção. Por fim, a Etapa 1 apresentou k igual a $61,34 \text{ h}^{-1}$ e r_{obs} igual a $5,11 \text{ mgDQO/h}$, enquanto a Condição 3 apresentou k igual a $85,59 \text{ h}^{-1}$ e r_{obs} igual a $7,13 \text{ mgDQO/h}$. Estes valores intermediários verificados para os coeficientes cinéticos, ratificaram valores de eficiência média observados em torno de $56,69 \pm 15,82\%$ e $87,46 \pm 4,44\%$.

6. CONCLUSÕES

Na presente pesquisa foi possível alcançar os objetivos estabelecidos, na medida em que avaliou-se a aplicação do reator sequencial em batelada como uma alternativa de tratamento biológico para remoção simultânea de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo.

Na Etapa 1 na qual o reator operou em ciclos de 24h, buscou-se avaliar a remoção de matéria orgânica e nitrogênio, atingindo-se eficiências de remoção de 68,8% e 36,7%, respectivamente. Nesta etapa não foram utilizadas fontes externas de carbono, apenas fontes endógenas, isto é, matéria orgânica remanescente.

Na Etapa 2 buscou-se avaliar a remoção simultânea de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo. Para isso, foram testadas três condições operacionais, nas quais variou-se a fonte de carbono utilizada para promover a desnitrificação e remoção de fósforo. Nesta etapa o reator operou em ciclos de 12h.

Na Condição 1, na qual utilizou-se fonte endógena (matéria orgânica remanescente), obteve-se eficiências de $54,1 \pm 11,3\%$, $50,73 \pm 13,1\%$, $65,94 \pm 7,36\%$ para remoção de nitrogênio, matéria orgânica e fósforo, respectivamente.

A Condição 2, na qual utilizou-se o substrato sintético como fonte exógena de carbono na fase anóxica (relação C/N igual a 5,3), apresentou valores de eficiência de remoção de DQO igual a $93,46 \pm 3,1\%$, N-total igual a $63,1 \pm 14,6\%$ e Fósforo Total igual a $82,6 \pm 4,6\%$.

Na Condição 3, na qual utilizou-se o etanol como fonte externa de carbono na fase anóxica (relação C/N igual a 1,25), obteve-se eficiências de remoção igual a $61,19 \pm 7,91\%$, $70,33 \pm 7,73\%$ e $87,46 \pm 4,44\%$, para o nitrogênio, matéria orgânica e fósforo, respectivamente.

Comparando-se a Etapa 1 com a Condição 1 da Etapa 2, nas quais foram utilizadas apenas fontes endógenas de carbono para desnitrificação, verificou-se uma melhora na eficiência de remoção de N-total de $35,1 \pm 5,9\%$ para $54,1 \pm 11,3\%$, por outro lado houve uma redução na eficiência média de remoção de DQO de $56,7 \pm 15,82\%$ para $50,73 \pm 13,1\%$, o que sugere que essa estratégia de mudança da duração do ciclo e fases operacionais, no primeiro momento não foi eficiente no que diz respeito à remoção dos referidos parâmetros. A nitrificação foi o processo limitante, provavelmente associado devido ao baixo OD disponível no reator.

A Condição 3 na qual utilizou-se o etanol como fonte externa de carbono na fase anóxica (relação C/N igual a 1,25) apresentou os maiores valores de eficiência de desnitrificação (96%) e amonificação (96,8%). Enquanto a Condição 1 apresentou a melhor eficiência de nitrificação (73,1%).

A partir do estudo cinético do consumo da matéria orgânica, observou-se que os maiores valores dos coeficientes k ($98,84 \text{ h}^{-1}$) e r_{obs} ($8,24\text{mgDQO/h}$) foram verificados na Condição 2. Esses parâmetros ratificaram o maior valor de eficiência de remoção de DQO verificada nesta etapa, sugerindo que a nova composição do lodo, após reinoculação, contribuiu para uma melhor remoção de DQO, bem como na remoção de nitrogênio e fósforo.

REFERÊNCIAS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 9648**: Estudo de concepção de sistemas de esgoto sanitário – Procedimento. Rio de Janeiro, 1986.

ADORNO, M.A, et al. Development and Validation of Two Methods to Quantify Volatile Acids (C2-C6) by GC/FID: Headspace (Automatic and Manual) and Liquid-Liquid Extraction (LLE). **American Journal of Analytical Chemistry**, v. 5, p. 406-414, 2014.

AKIN, B.S.; UGURLU, A. The effect of an anoxic zone on biological phosphorus release by a sequential batch reactor. **Bioresource Technology**. v. 94 (1). p.1-7. 2004.

APHA. Standard Methods for the examination of Water and Wastewater. Clesceri, L.S.; Greenberg; A.E.; Eaton, A.D. (Eds.), 20^a ed., **American Public Health Association/ American Water Works Association/ Water Environment Federation**, United Book Press, Inc., Baltimore, Maryland, 2005.

AGRA, T. A. **Tratamento Biológico de água de Produção de Petróleo, via sulfetogêneses, utilizando Reator em Bateladas Sequenciais**. Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2015.

ARAÚJO JR., M. M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de material orgânico e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. Tese de doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2001.

BARROS, T. T. **Degradação biológica de água de produção de petróleo utilizando reatores em bateladas sequenciais**. Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2009.

BROUGHTON, A.; PRATT, S.; SHILTON, A. Enhanced biological phosphorus removal for high-strength waste water with a low rbCOD:P ratio. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 5, p. 1236-1241, 2008.

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

CALLADO, N. H.; FORESTI, E. Ensaio de atividade desnitrificante utilizando diferentes fontes exógenas de carbono. In: VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. **Anais...** Espírito Santo: ABES, 2002.

CALLADO, N. H. **Reatores seqüenciais em batelada em sistema anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sintético e com remoção de nutrientes.** Tese de Doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

CHIU, Y.-C.; LEE, L-L.; CHANG, C-N.; CHAO, A. C. Control of carbon and ammonium ratio for simultaneous nitrification and denitrification in a sequencing batch bioreactor. **International Biodeterioration & Biodegradation**. v. 59, n. 1, p. 1–7, jan. 2007.

COSTA, T. B. **Desempenho de Reator em Batelada Sequencial (RBS) com Enchimento Escalonado no Tratamento de Esgoto Sanitário Doméstico.** Dissertação de Mestrado, Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina. Santa Catarina, 2005.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**. v. 3, p. 356-365, 1961.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. EPA. **Manual Nitrogen Control.** 1993.

FERREIRA, A. L. **Remoção biológica silmultânea de fósforo e nitrogênio de esgoto sanitário em reatores sequênciais em batelada.** Tese de doutorado. Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2014.

FERREIRA, E. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27., Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000. 1 CD-ROM.

FONTENOT, Q.; BONVILLAIN, C.; KILGEN, M.; BOOPATHY, R. Effects of temperature, salinity, and carbon: nitrogen ratio on sequencing batch reactor treating shrimp aquaculture wastewater. **Bioresource Technology**. n.98, p. 1700-1703, 2007.

FORESTI, E; ZAIAT, M.; VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**. v. 5, p. 3-19, 2006.

GÜVEN, D. Effects of different carbon sources on denitrification efficiency associated with culture adaptation and C/N ratio. **Clean**, v. 37(7). p. 565 – 573. 2009.

HU, J.; LI, D.; LIU, Q.; TAO, Y.; HE, X.; WANG, X.; LI, X. GAO, P. Effect of organic carbon on nitrification efficiency and community composition of nitrifying biofilms. **Journal of Environmental Sciences**. v. 21, p. 387-394.

IAMAMOTO, C. Y. **Remoção de Nitrogênio de Águas Residuárias com Elevada Concentração de Nitrogênio Amoniacal em Reator Contendo Biomassa em Suspensão Operado em Batelada Sequenciais e Sob Aeração Intermitente**. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

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

LI, B.; IRVIN, S. The comparison of alkalinity and ORP as indicators for nitrification as denitrification in a sequencing batch reactor (SBR). **Biochemical Engineering Journal**. n.34, p. 248-255, 2007.

LI, X. *et al.* Biological nutrient removal in a sequencing batch reactor operated as oxic/anoxic/extended-idle regime. **Chemosphere**, v.105, p. 75–81, 2014.

LI, Y.; LIU, Y.; SHEN, L.; CHEN, F. DO diffusion profile in aerobic granule and its microbiological implications. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 43, n. 4-5, p. 349–354, out. 2008.

LIU Y.; CHEN Y.; ZHOU Q. Effect of initial pH control on enhanced biological phosphorus removal from wastewater containing acetic and propionic acids. **Chemosphere**, v. 66, n. 1, p.123-129, jan., 2007.

LIU, Y.; SHI, H.; XIA, L.; SHI, H.; SHEN, T.; WANG, T.; WANG, G.; WANG, Y. Study of operational conditions of simultaneous nitrification and denitrification in a Carrousel oxidation ditch for domestic wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 3, p. 901–6, fev. 2010.

METCALF & EDDY. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. Editora McGraw Hill 5º Ed. Porto Alegre, 2016.

MENG, Q.; YANG, F.; LIU, L.; MENG, F., 2008. Effects of COD/N ratio and DO concentration on simultaneous nitrification and denitrification in an airlift internal circulation membrane bioreactor. **Journal of Environmental Sciences**. v. 20, p. 933-939.

MINO, T; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. **Water Resource**. v.32. p. 3193-3207. 1998.

MOURA, R. B.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E. Nitrogen and carbon removal from synthetic wastewater in a vertical structured-bed reactor under intermittent aeration. **Journal of Environmental Management**, v. 98, p. 163–7, 15 maio de 2012.

MOURA, R. B. **Desempenho de um reator vertical de fluxo contínuo e leito estruturado com recirculação do efluente, submetido à aeração intermitente, na remoção de carbono e nitrogênio de um efluente sintético**. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2011.

OEHMEN, A.; LEMOS, P. C.; CARVALHO, G.; YUAN, Z.; KELLER, J.; BLACKALL, L. L.; REIS, M. A. Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale. **Water research**, v. 41(11), p. 2271-2300, 2007.

OEHMEN, A.; VIVES, M.T.; LU, H.; YUAN, Z.; KELLER, J. The effect of pH on the competition between polyphosphateaccumulating organisms and glycogenaccumulating organisms. **Water Research**. v. 39 (15). p. 3727–3737. 2005

PICKBRENNER, K. **Uso de reator seqüencial em batelada (rsb) para Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio**. Dissertação de mestrado. Instituto De Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal Do Rio Grande Do Sul, Porto Alegre 2002.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digester of high-strength wastes. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v. 58, p. 406-411, 1986

SANTOS, C. E. D. **Influência da relação carbono/nitrogênio e da fonte de carbono no processo de nitrificação desnitrificação simultânea em reator de leito estruturado**. 144 f. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2014.

SANTOS, C. E. D; MOURA, R. B.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E. Influence of COD/N ratio and carbon source on nitrogen removal in a structured-bed reactor subjected to recirculation and intermitente aeration (SBRRIA). **Journal of Environmental Management**. v.166, p. 406-411, 2016.

SIQUEIRA, J. P. S. **Influência da adição de água de produção pré-ozonizada em reator anaeróbio com biomassa imobilizada tratando esgoto sanitário**. Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2013.

TORRES, P. **Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários**. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos, Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1992.

TSUNEDA, S.; OHNO, T.; SOEJIMA, K.; HIRATA, A. Simultaneous nitrogen and phosphorus removal using denitrifying phosphate-accumulating organisms in a sequencing batch reactor. **Biochemical Engineering Journal**. v. 27. P. 191-196. 2006.

VON MÜNCH, E.; LANT, P.; KELLER, J. simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. **Water Research**, v. 30, n. 2, p. 277–284, 1996.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidades das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed. Belo Horizonte: UFMG. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2005 v. 1.

WIESMANN, U., CHOI, I.S.; DOMBROWSKI. **Fundamentals of Biological Wastewater Treatment**. 1º edição, Wiley-VCH Verlag GmGH & Co. KGaA, Weinheim. 2007

XU, D.*et al.* Enhanced biological nutrient removal in sequencing batch reactors operated as static/oxic/anoxic (SOA) process. **Bioresource Technology**, v. 143, p. 204-211, 2013.

XU, X.; LIU, G.; ZHU, L.; Enhanced denitrifying phosphorous removal in a novel anaerobic/aerobic/anoxic (AOA) process with the diversion of internal carbon source. **Bioresource Technology**, v. 102, p. 10340–10345, 2011.

ZENG, R. J.; LEMAIRE, R.; YUAN, Z.; KELLER, J. Simultaneous nitrification, denitrification, and phosphorus removal in a lab-scale sequencing batch reactor. **Biotechnology and Bioengineering**. v. 84, n. 2, p. 170–8, 20 out. 2003.

ZHANG, P.; ZHOU, Q. Simultaneous nitrification and denitrification in activated sludge system under low oxygen concentration. **Environmental Science Engineering**. v. 1, n. 1, p. 49–52, fev. 2007.

ZHU, G. B.; PENG, Y. Z.; WU, S. Y.; WANG, S. Y.; XU, S. W. Simultaneous nitrification and denitrification in step feeding biological nitrogen removal process. **Journal of Environmental Sciences-China**. v. 19, p. 1043-1048, 2007.

ZHU, G., PENG, Y., LI, B., GUO, J., YANG, Q., & WANG, S. Biological removal of nitrogen from wastewater. **In Reviews of environmental contamination and toxicology**. Springer New York, 2008.

ZOPPAS, F. M., & BERNARDES, A. M. Parâmetros operacionais na remoção biológica de nitrogênio de águas por nitrificação e desnitrificação simultânea. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**. v. 21, n. 1, p. 29-42, 2016.

ZOPPAS, F. M. **Estudo da remoção de nitrogênio em efluente por nitrificação e desnitrificação simultânea**. Dissertação (Mestrado), Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2012.