

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



RUTE MÁRCIA CALHEIROS DE MELO BEZERRA

Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em Reatores Sequenciais em Batelada com  
Biomassa Suspensa

Maceió  
2018

RUTE MÁRCIA CALHEIROS DE MELO BEZERRA

Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em Reatores Sequenciais em Batelada com  
Biomassa Suspensa

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.

Orientador(a): Prof(a). Dr.(a) Nélia Henriques  
Callado

Maceió

2018

**Catálogo na fonte**  
**Universidade Federal de Alagoas**  
**Biblioteca Central**  
**Divisão de Tratamento Técnico**

Bibliotecário Responsável: Janis Christine Angelina Cavalcante

- B574r Bezerra, Rute Márcia Calheiros de Melo.  
Remoção de matéria orgânica e Nitrogênio em reatores seqüenciais em batelada com biomassa suspensa / Rute Márcia Calheiros de Melo. – 2018.  
78 f. : il. color., graf., tabs.
- Orientadora: Nélia Henriques Callado.  
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. 81-85.
1. Reator seqüencial em batelada (RSB). 2. Tratamento biológico.  
3. Desnitrificação. 4. Tratamento de efluentes. I. Título.
- CDU: 628.31



## Folha de Aprovação

RUTE MÁRCIA CALHEIROS DE MELO BEZERRA

TRATAMENTO BIOLÓGICO ANAERÓBIO, AERÓBIO E ANÓXICO DE ESGOTO  
SANITÁRIO EM REATORES SEQUENCIAIS EM BATELADA COM BIOMASSA  
SUSPensa

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: \_\_\_ / \_\_\_ / \_\_\_

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Nélia Henriques Callado  
(Orientadora - PPGRHS/CTEC/UFAL)

### Banca examinadora:

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Karina Ribeiro Salomon  
(Examinadora interna – PPGRHS/CTEC/UFAL)

Prof. Dr. Mario Takayuki Kato  
(Examinador externo – UFPE)

## AGRADECIMENTO

À Deus e à minha família, principalmente à minha mãe, Sandra Calheiros, que sempre me ouviu, aconselhou e deu forças.

À Prof<sup>a</sup> Dra. Nélia Henriques Callado, pelos ensinamentos e críticas construtivas ao longo do trabalho.

Ao pessoal do laboratório LSA e à técnica Nadjane, em especial ao grupo de pesquisa no qual participei, que me ajudou na operação dos reatores e análises, como também no compartilhamento de ideias: Alexandre, Ana, Flávia, Heitor, Lucas e Mariana.

Também aos pesquisadores da “Casinha”, Taciana e Thiago, que cooperaram no armazenamento de amostras, análises de cromatografia e troca de conhecimentos.

Aos amigos, Aldo, Antônio, Bárbara, Leandro e outros, pelas experiências compartilhadas.

E a todos do programa de mestrado PPGRHS que me incentivaram nessa jornada.

## RESUMO

A escolha de tecnologias simples de tratamento de efluentes com remoção de nutrientes é necessária para se evitar problemas como a eutrofização e contaminação de corpos hídricos. Assim, a proposta deste trabalho foi avaliar o desempenho de dois reatores sequenciais em batelada, sendo um anaeróbio (RSBan) e outro aeróbio (RSBae). Em ambos reatores, a biomassa era suspensa e o substrato esgoto sintético, com características de águas residuárias domésticas. Os RSB eram operados de forma manual e a operação foi dividida em três etapas, nas quais foram avaliadas as séries nitrogenada e de sólidos, além da Demanda Química de Oxigênio (DQO) e outras. Os reatores possuíam volume útil de 8 L e foram operados em ciclos de 24 h (Etapa 1), e 12 h (Etapas 2 e 3). Durante a Etapa 1, os reatores operaram independentes, e resultados apontaram remoções de DQO de  $75,22 \pm 16,75\%$ , e  $55,10 \pm 17,44\%$ , para o RSBae e RSBan, respectivamente. Na etapa 2, o efluente do reator aeróbio operou como pós-tratamento do efluente anaeróbio, apresentando resultados de remoção de DQO de  $92,63 \pm 4,01\%$  para o efluente final. Na última etapa, o reator anaeróbio atuou também numa terceira fase anóxica para promover a desnitrificação, alcançando eficiência global de remoção de DQO de 84,2 % e de nitrogênio total de 60,5%, quando se utilizou a DQO remanescente da fase anaeróbia como fonte de carbono para a desnitrificação; e remoção de DQO de 82,2 %, e 79% de remoção de nitrogênio total quando se utilizou etanol.

Palavras-chave: reator sequencial em batelada (RSB); tratamento biológico; desnitrificação.

## ABSTRACT

The choice of simple effluent treatment technologies with nutrient removal is necessary to avoid problems such as eutrophication and contamination of water bodies. Thus, the proposal of this work is to evaluate the performance of two sequential reactors in batches, being one anaerobic (RSBan) and one aerobic (RSBae). In both reactors, the biomass was suspended and the synthetic sewage substrate, with characteristics of domestic wastewater waters. The RSB were operated manually and the operation was divided into three stages, in which the nitrogen and solid series were evaluated, in addition to the chemical demand for oxygen (COD) and others. The reactors had a usable volume of 8 L and were operated in cycles of 24 h (step 1), and 12 h (steps 2 and 3). During step 1, the reactors operated independently, and results pointed to cod removals of  $75.22 \pm 16.75\%$ , and  $55.10 \pm 17.44\%$ , for the RSBae and RSBan, respectively. In step 2, the effluent from the aerobic reactor operated as post-treatment of the anaerobic effluent, presenting cod removal results of  $92.63 \pm 4.01\%$  for the final effluent. In the last stage, the anaerobic reactor also acted in a third anoxic phase to promote denitrification, achieving overall efficiency of cod removal of 84.2% and total nitrogen of 60.5%, when the remaining cod of the anaerobic phase was used as a source of Carbon for denitrification; and removal of cod of 82.2%, and 79% of total nitrogen removal when using ethanol.

Keywords: sequential batch reactors (RSB); Biological treatment; denitrification.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fases do ciclo do Reator Sequencial em Batelada (RSB). .....	19
Figura 2 - Fases da digestão anaeróbia. ....	21
Figura 3 - Esquema geral da metodologia. ....	31
Figura 4 - Esquema da instalação experimental – reator anaeróbio (RSBan). ....	32
Figura 5 - Esquema de instalação experimental – reator aeróbio (RSBae). ....	32
Figura 6 - Instalação experimental. ....	33
Figura 7 – Resumo das etapas operacionais dos reatores. ....	36
Figura 8 – Esquema das etapas operacionais dos reatores. ....	37
Figura 9 - Variação do pH ao longo do período operacional. ....	42
Figura 10 - Variação da alcalinidade no RSBan ao longo do tempo de operação. ....	43
Figura 11 - Variação do N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> no RSBan ao longo do tempo de operação. ....	43
Figura 12 - Variação da DQO no RSBan ao longo do tempo de operação. ....	44
Figura 13 - Perfil temporal de decaimento de DQO no RSBan. ....	45
Figura 14 - Perfil temporal com variação do N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> no RSBan. ....	46
Figura 15 - Temperaturas máximas e mínimas do ambiente. ....	47
Figura 16 - DQO do afluente e efluente. ....	47
Figura 17 - pH do afluente e efluente. ....	48
Figura 18 - Concentração de nitrito e nitrato do efluente no RSBae durante a operação. ....	50
Figura 19 - Variação da DQO no RSBae ao longo do ciclo. ....	51
Figura 20 - Variação das formas de nitrogênio no RSBae ao longo do ciclo. ....	52
Figura 21 - Variação do pH nos reatores RSBan e RSBae ao longo do período operacional. ...	54
Figura 22 - Variação da alcalinidade total nos reatores RSBan e RSBae. ....	55
Figura 23 - Variação do N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> nos reatores RSBan e RSBae. ....	55
Figura 24 - Concentração de nitrito e nitrato no efluente do RSBae durante a operação. ....	57
Figura 25 - Variação da DQO nos reatores RSBan e RSBae. ....	57
Figura 26 – Lodo anaeróbio flotado. ....	59
Figura 27 - Variação da DQO ao longo do ciclo do sistema RSBan+RSBae. ....	60
Figura 28 - Formas de nitrogênio no RSBae ao longo do ciclo. ....	61
Figura 29 - Variação do pH no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do período operacional. ....	64
Figura 30 - Alcalinidade total no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do tempo. ....	65
Figura 31 – Série nitrogenada no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do tempo. ....	67



Figura 32 - Variação da DQO no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do período operacional. ....	71
Figura 33 - Variação da DQO no RSBax ao longo do ciclo da Etapa 3 (Fase 1 e 2). ....	72
Figura 34 - Variação do $\text{N-NO}_2^-$ e $\text{N-NO}_3^-$ no RSBax ao longo do ciclo da Etapa 3 (Fase 1). ..	73
Figura 35 - Variação do $\text{N-NO}_2^-$ e $\text{N-NO}_3^-$ no RSBax ao longo do ciclo da Etapa 3 (Fase 2). ..	74

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Resultados obtidos para desnitrificação e remoção de nitrogênio na literatura .	25
Tabela 2. Modalidade para o reúso de água no Brasil.	28
Tabela 3. Padrões de lançamento de efluentes da CONAMA 430/2011.	28
Tabela 4. Limites máximos permitidos para reúso urbano não potável.	30
Tabela 5. Composição do Substrato Sintético.	34
Tabela 6. Caracterização dos lodos aeróbio e anaeróbio (1°).	35
Tabela 7. Caracterização dos lodos aeróbio e anaeróbio (2°).	35
Tabela 8. Parâmetros analisados, métodos e frequências de análises.	38
Tabela 9. Condições operacionais dos reatores.	40
Tabela 10. Resultados físico-químicos do afluente e efluente do RSBan.	41
Tabela 11. Resultados físico-químicos do afluente e efluente do RSBae.	46
Tabela 12. Balanço teórico de alcalinidade no RSBae.	49
Tabela 13. Remoção Média de Sólidos (%).	50
Tabela 14. Balanço de nitrogênio do RSBae.	52
Tabela 15. Parâmetros cinéticos para a nitrificação.	53
Tabela 16. Resultados físico-químicos do afluente e efluentes do RSBan e RSBae.	53
Tabela 17. Balanço de nitrogênio no RSBae.	55
Tabela 18. Balanço teórico de alcalinidade no RSBae.	56
Tabela 19. Remoção Média de Sólidos.	58
Tabela 20. Relação entre as velocidades de reação ( $r_{obs}$ ) e o decaimento da DQO no RSBae (Etapas 1 e 2).	60
Tabela 21. Resultados físico-químicos do afluente e efluentes do RSBan, RSBae e RSBax na Fase 1.	63
Tabela 22. Resultados físico-químicos do afluente e efluentes do RSBan, RSBae e RSBax na Fase 2.	64
Tabela 23. Especificação dos ácidos voláteis e metabólitos no RSBan e RSBax (%).	65
Tabela 24. Variação da Alcalinidade Total Média no sistema anaeróbio-aeróbio-anóxico.	65
Tabela 25. Balanço de nitrogênio do sistema RSBan+RSBae+RSBax na Fase 1.	68
Tabela 26. Balanço de nitrogênio do sistema RSBan+RSBae+RSBax na Fase 2.	68
Tabela 27. Balanço teórico de alcalinidade no sistema de tratamento.	68
Tabela 28. Balanço teórico de alcalinidade no sistema de tratamento.	68
Tabela 29. Variação da Alcalinidade Total Média no sistema anaeróbio-aeróbio-anóxico.	69

Tabela 30. Variação da eficiência de remoção de sólidos nos reatores, durante a Fase 1. ....	71
Tabela 31. Variação da eficiência de remoção de sólidos nos reatores, durante a Fase 2. ....	71
Tabela 32. Parâmetros cinéticos para o RSBax na Etapa 3 (Fases 1 e 2). ....	74
Tabela 33. Atendimento do efluente do RSBae às recomendações da NBR, 1997; USEPA, 2004; FIESP, 2005; SINDUSCON-SP, 2005. ....	75
Tabela 34. Atendimento do efluente do RSBax (Fase 2) às recomendações da NBR, 1997; USEPA, 2004; FIESP, 2005; SINDUSCON-SP, 2005. ....	76

**LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

AV	Ácidos Voláteis
Alca.	Alcalinidade
BOA	Bactérias Oxidadoras de Amônia
BON	Bactérias Oxidadoras de Nitrito
DQO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
EF.	Efluente
$N - NH_4^+$	Nitrogênio Amoniacal
$NO_2^-$	Nitrito
$NO_3^-$	Nitrato
NTK	Nitrogênio Total
OD	Oxigênio Dissolvido
pH	Potencial hidrogeniônico
$r_{obs}$	Velocidade de reação/utilização do substrato
RSB	Reator Sequencial em Batelada
RSBae	Reator Sequencial em Batelada Aeróbio
RSBan	Reator Sequencial em Batelada Anaeróbio
RSBax	Reator Sequencial em Batelada Anóxico
ST	Sólidos Totais
SF	Sólidos Fixos
SV	Sólidos Voláteis

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO .....</b>	<b>15</b>
<b>2. OBJETIVOS E METAS .....</b>	<b>17</b>
2.1. Objetivo geral.....	17
2.2. Objetivos específicos.....	17
<b>3. REVISÃO DE LITERATURA.....</b>	<b>18</b>
3.1. Reatores Sequenciais em Batelada (RSB) .....	18
3.2. Fundamentos do processo anaeróbio.....	20
3.3. Fundamentos do processo aeróbio .....	22
3.4. Remoção biológica de nitrogênio.....	22
3.4.1. Amonificação.....	22
3.4.2. Nitrificação .....	23
3.4.3. Desnitrificação.....	24
3.4.4. Processos não convencionais de remoção de nitrogênio .....	25
3.5. Reúso.....	28
<b>4. METODOLOGIA.....</b>	<b>31</b>
4.1. Instalação experimental .....	31
4.2. Resíduo Utilizado.....	33
4.3. Inoculação e partida do sistema .....	34
4.4. Operação dos Reatores.....	35
4.5. Monitoramento .....	37
4.5.1. Amostragem .....	37
4.5.2. Parâmetros, métodos e frequência das análises .....	37
4.5.3. Perfis temporais .....	38
4.6. Avaliação da biomassa dos reatores.....	40
4.7. Avaliação do potencial de reúso do efluente tratado.....	40
4.8. Condições Operacionais.....	40
<b>5. RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>41</b>
<b>5.1. Etapa 1: Tratamentos independentes: anaeróbio e aeróbio .....</b>	<b>41</b>
5.1.1. Tratamento anaeróbio em Reator Sequencial em Batelada (RSBan) .....	41
a) Comportamento ao longo do tempo de operação (RSBan) .....	41
b) Perfil Temporal (RSBan) e estudo cinético .....	45
5.1.2. Reator Sequencial em Batelada Aeróbio (RSBae) .....	46
a) Comportamento ao longo do tempo de operação (RSBae) .....	46

b) Perfil Temporal (RSBae) e estudo cinético .....	51
<b>5.2. Etapa 2: Tratamento Anaeróbio com Pós-tratamento Aeróbio.....</b>	<b>53</b>
a) Operação ao longo do tempo do sistema.....	53
b) Perfil Temporal (RSBae) e estudo cinético .....	59
<b>5.3. Etapa 3. Tratamento Anaeróbio com pós-tratamento Aeróbio e Anóxico.....</b>	<b>62</b>
a) Operação dos RSB ao longo do tempo .....	63
b) Perfil Temporal (RSBax) e estudo cinético .....	72
<b>5.4. Avaliação do potencial de reúso urbano não potável .....</b>	<b>75</b>
<b>6. CONCLUSÕES.....</b>	<b>78</b>
<b>7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....</b>	<b>80</b>
<b>REFERÊNCIAS DE LITERATURA .....</b>	<b>81</b>

## 1. INTRODUÇÃO

O acesso da população ao esgotamento sanitário ainda apresenta deficiência no Brasil e tanto a destinação como o tratamento de efluentes domésticos carece de soluções mais simples. Tendo isso em vista, a escolha do tipo de Estações de Tratamento de Esgotos (ETE) deve levar em consideração os custos de implantação e operação atrelados à eficiência do sistema. Em outras palavras, fatores como a demanda por área, energia, necessidade de pós-tratamento e possibilidade de tratamento descentralizado, por exemplo, devem ser analisadas.

O excesso de matéria orgânica nos corpos hídricos causa depleção de oxigênio deteriorando a qualidade dos mananciais, afetando o ecossistema aquático e a vida de quem depende do uso dessas águas. A partir dessa problemática, a autodepuração ocorrida no meio ambiente é antecipada pelo tratamento de efluentes domésticos, ou seja, com base na remoção de compostos orgânicos, por metabolismo aeróbio ou anaeróbio.

A diminuição da carga orgânica lançada por efluentes líquidos já é obtida por várias tecnologias, porém os sistemas convencionais ainda necessitam de unidade de decantação separada - como é o caso dos lodos ativados (EKAMA, 2015) - ou de grandes áreas - a exemplo das lagoas de estabilização.

Processos biológicos por via aeróbia apresentam alta remoção de matéria orgânica (CYBIS et al., 2004), sendo representados por lodos ativados, lagoas aeradas, biodiscos, entre outros. Por outro lado, essas técnicas demandam gastos energéticos por conta da aeração, o que não ocorre no tratamento anaeróbio. Assim a combinação entre esses processos pode favorecer a eficiência e os custos operacionais do sistema, onde o processo anaeróbio pode remover parte da matéria orgânica e promover a amonificação, enquanto o aeróbio oxida a matéria orgânica remanescente e realizar a nitrificação, com menores custos operacionais de energia elétrica.

Os reatores sequenciais em batelada (RSB) se caracterizam pela ocupação de pequenas áreas, com as fases de reação e sedimentação num único tanque (IRVINE e BUSCH, 1979; RODRÍGUEZ, RAMÍREZ e MESA 2011). Além disso, eles possibilitam mudanças na etapa de reação, já que o tempo de ciclo e o emprego da aeração podem ser alterados conforme o objetivo do tratamento. Assim, a alternativa de se projetar ETEs mais compactas e flexíveis é alcançada através dos RSB (ZHU et al., 2008).

O nitrogênio causa eutrofização e se converte em compostos tóxicos, como as nitrosaminas - produzidas a partir de nitrito e amina (RODRÍGUEZ, RAMÍREZ e MESA 2011; ZOPPAS e BERNARDES, 2016). Diante disso, uma solução é a combinação das fases anaeróbia e aeróbia, capaz de promover a remoção de nutrientes em efluentes domésticos

através da aplicação de uma fase anóxica. Nesse sentido, os RSB em escala de laboratório podem servir para analisar essas etapas do tratamento de esgotos.

Atualmente se encontra em discussão a mudança para um novo paradigma, onde os efluentes dos sistemas de tratamento não deveriam existir, e sim serem gerenciados e considerados como recursos. Além disso, busca-se, fechar o ciclo dos efluentes com a irrigação. Os nutrientes presentes no efluente de tratamentos secundários como nitrogênio e fósforo que são os principais responsáveis pela eutrofização dos cursos d'água, são essenciais para o desenvolvimento de plantas. Assim, ao invés de descartar esses efluentes em corpos de água, a sua utilização para irrigação é indicada, principalmente quando não há um contato direto das águas residuárias com as plantas, mas sim um contato pelas raízes, que absorvem os nutrientes (COHIM, 2006).

Dentro deste contexto, este trabalho aborda o tratamento de esgotos domésticos por processos anaeróbio, aeróbio e uma combinação destes processos, para aplicação de sistemas descentralizados no meio urbano, avaliando o seu desempenho e o potencial de reúso do efluente tratado para fins urbanos não potável.



## 2. OBJETIVOS E METAS

### 2.1. Objetivo geral

O objetivo geral desta pesquisa é avaliar o desempenho de reatores sequenciais em batelada, tratando esgoto sintético com biomassa suspensa via metabolismo anaeróbio e aeróbio visando a remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

### 2.2. Objetivos específicos

- Avaliar as eficiências do tratamento de esgoto sanitário em reatores anaeróbio e aeróbio em separado, no que diz respeito a remoção de matéria orgânica, amonificação e nitrificação;
- Avaliar o tratamento de esgoto sanitário combinado anaeróbio com pós-tratamento-aeróbio para remoção de matéria orgânica e remoção de nitrogênio na forma amoniacal;
- Avaliar a remoção de matéria orgânica e nitrogênio, por meio de processo anaeróbio-aeróbio-anóxico, utilizando diferentes fontes de carbono na desnitrificação;
- Realizar perfis temporais para avaliar a remoção de matéria orgânica, amonificação, nitrificação e desnitrificação através do estudo cinético desses processos;
- Avaliar o potencial de reúso do efluente dos reatores RSBae e RSBax, para reúso urbano não potável, visando a implantação de sistemas de tratamento descentralizados no meio urbano, sem descarte dos efluentes tratados nos recursos hídricos.

### 3. REVISÃO DE LITERATURA

O lançamento de esgotos domésticos degrada corpos hídricos por conta do aumento de carga orgânica e concentração de compostos com potencial toxicidade, como o nitrogênio. Logo quando esses efluentes são dispostos sem tratamento, a matéria orgânica nitrogenada não está oxidada e os processos de amonificação e nitrificação ocorrerão no meio ambiente, provocando o acúmulo de nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) nas águas, gerando compostos nocivos: as nitrosaminas.

Ao longo do tempo vem se estudando formas de remover o nitrogênio através do tratamento biológico, sendo a combinação das fases anaeróbia e aeróbia uma delas (ZHU et al, 2008; GUO et al, 2016; TORO e CERVANTES, 2016; EKAMA, 2015). Assim, após as etapas de amonificação e nitrificação no tratamento dos esgotos é possível implantar a desnitrificação, que se trata da conversão de nitritos e nitratos em nitrogênio gasoso ( $\text{N}_2$ ) em meio anóxico.

Devido a sua flexibilidade, os Reatores Sequenciais em Batelada (RSB) possibilitam o descarte do efluente tratado com características aceitáveis e a implantação desses sistemas em locais descentralizados, como pequenas comunidades (IRVINE e BUSCH, 1979), sendo uma opção no meio rural. Nesse sentido, as águas residuárias provenientes das ETE podem ser avaliadas conforme sua adequação aos padrões de lançamento nos mananciais ou seu aproveitamento no reúso não potável, como a irrigação na agricultura.

#### 3.1. Reatores Sequenciais em Batelada (RSB)

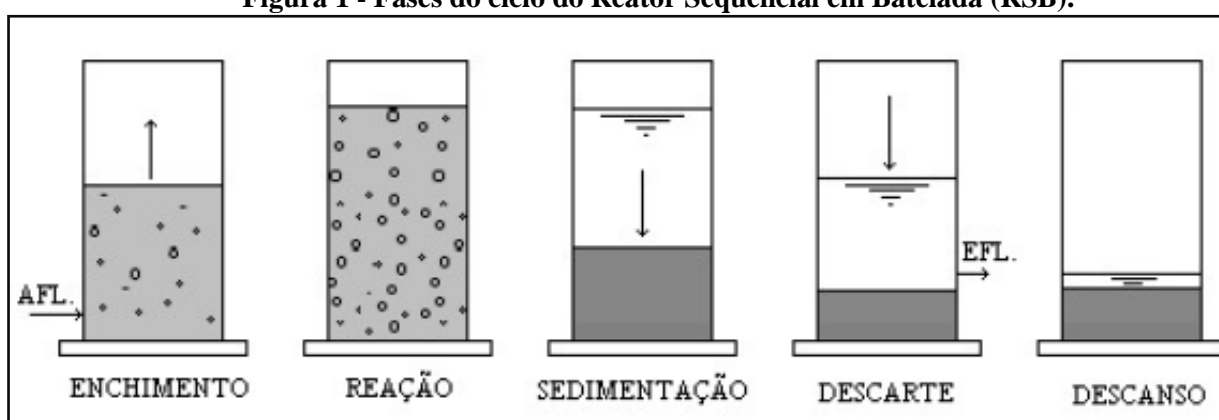
Como observado por Ekama (2015), nos últimos 40 anos a remoção de nitrogênio foi realizada pelos lodos ativados na maior parte das ETEs. Esse tipo de tratamento consiste em tratar o efluente através da atividade microbiológica estimulada por aeradores e desenvolvida num material suporte, o que permite a formação da biomassa aeróbia (EKAMA, 2015; VILASECA, 2001). Porém, essa tecnologia exige uma unidade de sedimentação após o tanque.

Sendo relatados pela primeira vez por Irvine e Davis em 1971 (MAHVI, 2008), os RSB são classificados como um tipo de tratamento simplificado, variante dos lodos ativados (SINGH, 2010; MAHVI, 2008). Porém, diferente desse sistema original, eles possuem a sedimentação na mesma unidade onde ocorre a reação, funcionando com as seguintes etapas (Figura 1): alimentação, reação, sedimentação e descarte (MAHVI, 2008; IRVINE e BUSCH, 1979). Por conta desses períodos definidos, os reatores possibilitam o descarte do efluente

conforme o nível de tratamento seja aceitável, como também se adequam a variabilidade dos efluentes a serem tratados (IRVINE e BUSCH, 1979).

Considerando a forma como a biomassa microbiana se desenvolve na estrutura dos reatores, eles se dividem naqueles com biomassa suspensa, quando os microrganismos atuam dispersos no esgoto, ou aderida, onde o desenvolvimento microbiano acontece num meio suporte (METCALF & EDDY, 2016). No caso da biomassa suspensa, a distribuição do inóculo pode ser obtida através da recirculação ou da própria aeração do sistema (IRVINE e BUSCH, 1979; CALLADO e FORESTI, 2002).

**Figura 1 - Fases do ciclo do Reator Sequencial em Batelada (RSB).**



Fonte: Callado, 2001.

Em termos de configuração, os RSB têm a característica de serem flexíveis. Isso os torna vantajosos quando considerados os custos elevados da área ocupada nas implantações em grande escala, por conta de ampliação ou unidades de remoção de sólidos e pós-tratamento (MAHVI, 2008). Porém, entre as dificuldades encontradas na otimização de RSB, visando remoção de compostos nitrogenados, está a adequação das condições ideais para os microrganismos (ZHU et al, 2008).

O tipo de afluente, aeração, configuração do reator, tempo de retenção de sólidos, carga orgânica, pH, temperatura, proporção de carbono:nitrogênio (C/N), entre outros fatores, influenciam na eficiência do tratamento de esgotos em RSB. Essas condições são determinantes na construção de um ambiente propício para os microrganismos responsáveis pelos processos biológicos, que atuam na remoção de matéria orgânica e nutrientes das águas residuárias (RODRÍGUEZ, RAMÍREZ e MESA 2011; MEES et al, 2013).

A busca por soluções mais simplificadas e de baixo custo é um desafio para o tratamento de águas residuárias e o RSB apresenta várias possibilidades para esse fim, com a aplicação de diversos processos físico-químicos e biológicos em uma mesma unidade (IRVINE e BUSCH,

1979; SINGH, 2010). De fato, os microrganismos atuantes nos reatores biológicos possuem comportamentos diferentes dependendo das condições operacionais, ambientais e configurações do sistema, mas ainda há questionamentos sobre como isso afeta na diversidade microbiana (AWOLUSI et al, 2014; DEMIREL e SCHERER, 2008), aspecto relevante no funcionamento desses reatores.

Os RSB se caracterizam pela ocupação de pequenas áreas, com as fases de reação e sedimentação num único tanque (IRVINE e BUSCH, 1979; RODRÍGUEZ, RAMÍREZ e MESA 2011). Além disso, eles possibilitam mudanças na etapa de reação, já que o tempo de ciclo e o emprego da aeração podem ser alterados conforme o objetivo do tratamento. Assim, a alternativa de se projetar ETE mais compactas e flexíveis, com baixos custos operacionais, é alcançada através dos RSB (IRVINE e BUSCH, 1979; ZHU et al, 2008).

### **3.2. Fundamentos do processo anaeróbio**

O tratamento anaeróbio surgiu da necessidade de se tratar esgoto de forma mais econômica, ou seja, sem os gastos energéticos da aeração (FORESTI, 2006; McCARTTY, 1964). Apesar de ser menos eficiente na remoção de DQO, esse tratamento possibilita a degradação de matéria orgânica para qualquer tipo de esgoto, em especial naqueles com alta biodegradabilidade (LETTINGA, 1995).

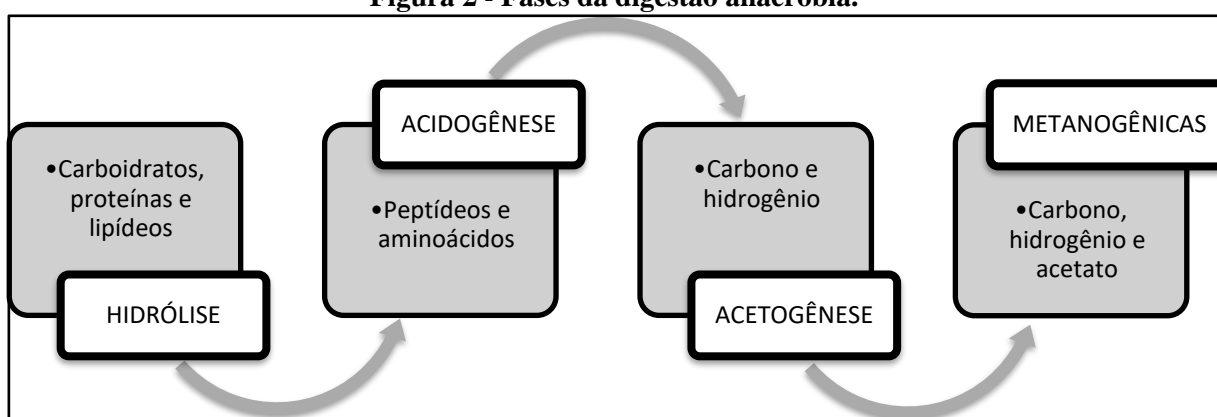
Através dos sistemas anaeróbios a matéria orgânica é estabilizada e os sólidos são removidos sem o custo adicional da aeração. Sabe-se que em torno de 40 a 60% da matéria orgânica é constituída de sólidos suspensos, que são removidos pelo tratamento anaeróbio (FORESTI, 2006). Nos RSB isso é possível com uma efetiva sedimentação do lodo, obtida quando se tem formação granular da biomassa (ZAIAT et al, 2001). Como exemplo, Sarti et al (2007) obtiveram rendimento de 61,81% operando um RSB anaeróbio que tratava esgoto doméstico real.

A digestão anaeróbia se inicia com a hidrólise (Figura 2), fase em que ocorre a quebra de compostos mais complexos: carboidratos, proteínas e lipídeos. A quantidade relativa de cada gênero de microrganismos atuantes na hidrólise varia de acordo com o substrato utilizado. Após essa etapa, os açúcares, peptídeos e aminoácidos gerados na hidrólise são utilizados pelas bactérias fermentativas acidogênicas, responsáveis pela geração de ácidos orgânicos, dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e hidrogênio (H<sub>2</sub>).

As bactérias acetogênicas também produzem  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$ , além do acetato, que são necessários para o desenvolvimento das metanogênicas. Esses microrganismos são sintróficos, pois dependem da atividade dos consumidores de hidrogênio.

Na metanogênese os compostos orgânicos são convertidos em metano ( $\text{CH}_4$ ) e dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) por microrganismos do domínio *Archaea*, que possuem estrutura complexa e diferenças na síntese proteica, quando comparados com as bactérias. Entre as arqueas metanogênicas, são conhecidos os grupos das acetoclásticas e das hidrogenotrófica. Enquanto as primeiras utilizam acetato e/ou hidrogênio, além de compostos metilados, e produzem 60 a 70% do metano, as outras empregam o hidrogênio na produção de metano (FORESTI, 2006).

**Figura 2 - Fases da digestão anaeróbia.**



Fonte: Autora (2018).

A relação ácidos/alcalinidade também é outro fator que influencia na composição microbiana de reatores anaeróbios (GONZALEZ et al, 2016; CALLADO et al, 2015). Gonzalez et al concluiu que, apesar de algumas arqueas pertencerem ao mesmo gênero (*Methanosaeta*), elas podem apresentar comportamentos distintos com a diminuição dessa relação, já que a afinidade com os ácidos presentes no reator é fator determinante para as arqueas metanogênicas (GONZALEZ et al, 2016).

Comparando os principais gêneros entre as acetotróficas *Methanosaeta* e *Methanosarcina*, Gonzalez et al (2016) notou que a presença do segundo não foi representativa, devido à estratégia de crescimento de cada um. Isso se deve ao fato de microrganismos estrategistas k terem alta afinidade com o substrato e baixa taxa de crescimento, o que significa, no caso das acetotróficas, que esse grupo consegue se adaptar a baixas concentrações de acetato (ZHU et al, 2008; GONZALEZ et al, 2016).

Quando se observa que os efluentes anaeróbios não atendem as condições de lançamento exigidas pela legislação, é necessário o pós-tratamento dos efluentes desse sistema,

já que ele apenas funciona como tratamento secundário. Assim, como já comentado, o tratamento aeróbio como pós-tratamento do anaeróbio propicia maior equilíbrio da alcalinidade e pode remover a matéria orgânica remanescente (FORESTI et al, 2006). Além disso, para o sistema avançar a um nível terciário, numa etapa posterior o efluente nitrificado pode sofrer desnitrificação em ambiente anaeróbio/anóxico, como será abordado nos tópicos seguintes (CALLADO e FORESTI, 2002; ZHU et al, 2008, RODRÍGUEZ, RAMÍREZ e MESA 2011).

### 3.3. Fundamentos do processo aeróbio

O metabolismo por via aeróbia tem como vantagem a eficiência na remoção de matéria orgânica, sendo já difundido no tratamento de efluentes domésticos, como é o caso dos lodos ativados. Porém, o aumento da carga orgânica pode ser um fator limitante, provocando a depleção de oxigênio dissolvido no sistema de tratamento aeróbio, como discutido por Lamego e Costa (2011). De fato, o oxigênio dissolvido quando em baixas concentrações inibe os microrganismos aeróbios, comprometendo a oxidação da matéria orgânica (LAMEGO e COSTA, 2011).

Alguns autores mencionam ainda a distinção entre os grupos de Bactérias Oxidadoras de Amônia (BOA) estrategistas r e estrategistas k, que diferem quanto à afinidade com o substrato. Enquanto as primeiras apresentam baixa afinidade com o substrato e alta taxa de crescimento, as outras têm mais afinidade e, em contrapartida, crescimento menos acelerado (ZHU *et al*, 2008; AWOLUSI *et al*, 2014).

### 3.4. Remoção biológica de nitrogênio

#### 3.4.1. Amonificação

Tanto o metabolismo anaeróbio quanto aeróbio, promovem a amonificação (Equação 1), ou seja, a decomposição das proteínas (que contém nitrogênio) em aminoácidos (Equação 1) (METCALF e EDDY, 2016; MADIGAN et al, 2010), produzindo alcalinidade, o que proporciona o aumento do pH. Assim, a produção de nitrogênio amoniacal compensa a diminuição do pH, ocasionada pela formação de ácidos na digestão anaeróbia, produzindo alcalinidade durante a degradação de nitrogênio orgânico (FRICKE et al, 2007).



O equilíbrio da alcalinidade do sistema pode ser obtido a partir da combinação do tratamento anaeróbio com o aeróbio (ZOPPAS e BERNARDES, 2016). Além disso, a combinação de fases anaeróbia e aeróbia possibilita maior degradação de matéria orgânica e remoção de nutrientes, através de processos como a oxidação anaeróbia da amônia (ANAMOX), desnitrificação e outros (ZHU et al, 2008; GUO et al, 2016; TORO e CERVANTES, 2016; EKAMA, 2015).

### 3.4.2. Nitrificação

Após a degradação da matéria orgânica, os compostos nitrogenados transformados em nitrogênio amoniacal ( $\text{NH}_4^+$ ), via processo aeróbio, passam pelo processo da nitrificação (Equação 2).



Os microrganismos nitrificantes, que oxidam nitrogênio amoniacal ( $\text{N} - \text{NH}_4^+$ ) e nitrito ( $\text{N} - \text{NO}_2^-$ ), são quimioautotróficos, ou seja, utilizam energia obtida pela oxidação desses compostos inorgânicos (METCALF & EDDY, 2016). Dentre eles, fazem parte os domínios Bacteria e Archaea (MADIGAN et al, 2010), sendo o primeiro dividido em Bactérias Oxidadoras de Amônia (BOA) e Bactérias Oxidadoras de Nitrito (BON) (ZHU et al, 2008).

Sabe-se que a amônia é mais tóxica e ocorre com maior frequência em meio básico (ZOPPAS e BERNARDES, 2016). Sendo assim, para que ocorra a nitrificação, o pH é um fator determinante num sistema aeróbio, onde a faixa favorável se encontra acima de 7,0 para a atividade das bactérias BOA (ZOPPAS e BERNARDES, 2016; METCALF & EDDY, 2016). Além disso, o processo de nitrificação reduz o pH e consome alcalinidade, havendo a necessidade de recuperar as condições propícias a cada nova alimentação do reator (ZOPPAS e BERNARDES, 2016; LAMEGO e COSTA, 2011).

As bactérias BOA possuem taxa de crescimento inferior e se encontram em menor quantidade em relação às BON (ZOPPAS e BERNARDES, 2016; ZHU et al, 2008). Porém, temperaturas entre 28 e 30 °C e pH alcalino favorecem o desenvolvimento das primeiras (ZOPPAS e BERNARDES, 2016). Tal situação pode ser observada no trabalho de Lamego e Costa (2011), cujo RSB apresentou pH em torno de 7,3 na fase aeróbia. Como resultado, a biomassa suspensa foi formada por 40% de bactérias oxidadoras de amônia, e 15% oxidadoras de nitrito.

O comportamento das nitrificantes está relacionado à sua capacidade de se adaptar em diferentes ambientes. Estudando essas bactérias em dois RSB com diferentes substratos, YU et

al (2012) notou que a queda do desempenho da nitrificação não está relacionada com o descarte das nitrificantes no reator. Apesar da maior parte das BOA sair com o efluente, esses microrganismos mantiveram sua estrutura em diferentes reatores, enquanto as BON não conseguiram exibir alta taxa de crescimento quando submetida a baixa concentração de nitrito. Isso aconteceu porque apesar das bactérias BON serem dominantes, com maior taxa de crescimento, elas não se sobressaíram na competição por nitrito.

Além dos organismos atuantes na remoção de nitrogênio há aqueles que interferem de maneira prejudicial no tratamento, provocando o bulking do sistema. Esse fenômeno ocorre por conta da formação de filamentos de células, que impedem a estabilidade de sistemas aeróbios, como lodos ativados (EKAMA, 2015; VILASECA, 2001). Tal problema, também chamado de intumescimento do lodo, se trata do desenvolvimento de bactérias filamentosas e pode ocorrer quando a sedimentação é ineficiente, prejudicando a eficiência do tratamento, com o aumento de sólidos em suspensão (METCALF e EDDY, 2016). Nesse caso, para se alcançar resultados positivos o RSB deve apresentar poucos organismos filamentosos, como foi o caso de Fernandes et al (2013), que operou o reator sem problemas na decantação.

### 3.4.3. Desnitrificação

O tratamento convencional de efluentes, a nível secundário, tem como principal objetivo a remoção de matéria orgânica e sólidos, porém não resolve os problemas causados pela eutrofização e contaminação provocados pelos nutrientes no esgoto sanitário, como o nitrogênio, que, além de ser tóxico para animais aquáticos, é responsável pela formação de nitrosaminas, conhecidos como compostos carcinogênicos (RODRÍGUEZ, RAMÍREZ e MESA, 2011).

A toxicidade do nitrogênio é preocupante quando ele não é reduzido a nitrogênio gasoso ( $N_2$ ). Portanto, para que isso seja controlado, é necessário promover a desnitrificação: etapa do tratamento biológico de efluentes na qual o nitrato é convertido a  $N_2$  (Equação 3).



A desnitrificação é o processo em que ocorre a remoção de nitrogênio via nitrito ( $NO_2^-$ ) ou nitrato ( $NO_3^-$ ) no meio anóxico, com geração de alcalinidade, através de bactérias heterotróficas ou autotróficas (METCALF e EDDY, 2016). Para que esse processo seja efetivo, é necessária uma relação carbono/nitrogênio (C/N) cuja quantidade de doadores de elétrons seja suficiente (CALLADO e FORESTI, 2002; ZHU et al, 2008). Nesse sentido, Callado e Foresti (2002) verificaram que o desempenho da desnitrificação foi completo quando incrementadas



fontes externas de carbono, como o etanol, que garantiu 0,83 de C/N. Abaixo seguem na Tabela 1 alguns resultados obtidos para desnitrificação e remoção de nitrogênio (Tabela 1).

**Tabela 1. Resultados obtidos para desnitrificação e remoção de nitrogênio na literatura .**

	<b>Lamego e Costa (2011)</b>	<b>Liu (2013)</b>	<b>Bandpi e Elliot (1998)</b>	<b>Callado (2001)</b>
Tipo de Substrato	Esgoto Doméstico (real)	Esgoto Doméstico (sintético)	Água subterrânea com nitrato (sintética)	Esgoto Doméstico (sintético)
Reator	RSB	Contínuo	Rotation Biological Reactor	RSB
Tratamento	Anaeróbio-Aeróbio-Anóxico	Anaeróbio-Aeróbio-Anóxico	Anóxico	Anaeróbio-Aeróbio-Anóxico
Fonte externa de carbono	Não	Não	Sim	Sim
Remoção de DQO (%)	80	x	88,33	>85
Desnitrificação (%)	80 ± 13	x	>91	100
Remoção de Nitrogênio Total (%)	69 ± 6,5	>90	x	>85

Fonte: LAMEGO E COSTA (2011); LIU (2013); BANDPI E ELLIOT (1998); CALLADO (2001) (modificado).

Para que ocorra a nitrificação, e posterior desnitrificação via nitrato, em geral é necessário consumo de oxigênio dissolvido (OD) de 2,5 mg.L<sup>-1</sup>. Por outro lado, caso esse processo ocorra quando o NO<sub>2</sub><sup>-</sup> é reduzido a N<sub>2</sub> antes mesmo de ser oxidado a NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, precisa-se apenas de uma concentração de OD abaixo de 1,5 mg.L<sup>-1</sup>. Lamego e Costa (2011) e Zhu et al (2008) comentam as vantagens da desnitrificação por via curta: as demandas de OD e carbono são reduzidas nesse mecanismo.

O desenvolvimento de microrganismos no tratamento biológico visando a remoção de nitrogênio está relacionado com a proporção C/N: enquanto o aumento de carbono promove a desnitrificação, o oposto acontece com a nitrificação. De fato, na primeira situação haverá o estímulo apenas para o crescimento das heterotróficas, em detrimento das bactérias autotróficas, que realizam a oxidação do NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (ZOPPAS e BERNARDES, 2016).

A concentração de matéria orgânica fornecida para a desnitrificação deve ser escolhida considerando dois fatos: a quantidade de carbono necessária para não acumular nitrito e nitrato e o excesso de resíduos proveniente dessa fonte externa (ZOPPAS e BERNARDES, 2016).

#### 3.4.4. Processos não convencionais de remoção de nitrogênio

Quando se tem o controle do oxigênio dissolvido (OD) para fases aeróbia e anóxica, é possível proporcionar ambientes adequados para diversos processos bioquímicos na remoção de nitrogênio.

Diferente da desnitrificação, métodos não convencionais para remoção de nitrogênio em geral ocorrem na presença de concentrações mínimas de OD, que variam em torno de 0,1 a 1,5 mg.L<sup>-1</sup>. Essa característica associada às condições de pH, temperatura, quantidade de substrato e presença de inibidores, por exemplo, tem sido testada a fim de se encontrar um meio de manipular o desempenho de reatores.

Um exemplo de remoção de nitrogênio além da desnitrificação é a oxidação da amônia por via anóxica através da ANAMMOX. A ANAMMOX é a abreviação do termo *Anoxic Ammonia Oxidation* e se trata da oxidação da amônia sem utilização do oxigênio, um processo já muito estudado na remoção de compostos nitrogenados (EKAMA, 2015; GUO et al, 2016; TORO e CERVANTES, 2016).

Strous et al. (1998) já apresentava estudos acerca da ANAMMOX em RSB e constatou que esse tipo de reator viabiliza a retenção da biomassa, que é fundamental para o crescimento de microrganismos com crescimento lento, como é o caso dos microrganismos responsáveis pela ANAMMOX.

A oxidação anaeróbia da amônia continuou a ser estudada ao longo do tempo (ZHU et al, 2008; LEAL et al, 2016) e passou a ser observada em conjunto com outros processos. Leal et al (2016) avaliou essa via considerando a competição entre bactérias ANAMMOX e desnitrificantes heterotróficas e constatou que altas concentrações de DQO (acima de 487 mg.L<sup>-1</sup>) afetaram as primeiras.

Os processos de remoção de nitrogênio podem ocorrer em paralelo, como foi o caso observado por Sabumon (2007), que observou a desnitrificação num mesmo ambiente onde se deu a ANAMMOX. Nesse estudo a via preferencial na remoção de nitrogênio foi a desnitrificação e a fonte de carbono não impediu a coexistência de culturas de microrganismos anaeróbios removedores de amônia e heterotrófos.

Pesquisas vêm avançando na combinação da ANAMMOX com outros processos biológicos na remoção de nitrogênio, como a desnitrificação e dessulfurização-desnitrificação, a fim de aprimorar esse processo (GUO et al, 2016; TORO e CERVANTES, 2016). Esse é o caso de Toro e Cervantes (2016), que obtiveram 38% mais oxidação de amônia do que a esperada pela estequiometria, sendo a interação entre compostos nitrogenados e sulfurosos uma possível causa.

TORO e CERVANTES (2016) analisaram a remoção de amônia e sulfeto com a presença de sedimentos marinhos em incubações, partindo do conceito de que há significativa atividade ANAMMOX em ambientes marinhos. Enquanto isso, Guo et al (2016) observou o

comportamento da ANAMMOX e dessulfurização-desnitrificação autotrófica em reator UASB sem esses sedimentos, com uma taxa de remoção de  $4,00 \text{ KgN.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ .

Cao et al. (2017) analisou a produção de nitrito através da desnitrificação parcial visando posterior ANAMMOX. Esse autor alimentou o reator com a concentração de  $1000 \text{ mg NO}_3.\text{L}^{-1}$  a fim de manter a redução de nitrato a nitrito sem completar a desnitrificação. Pode-se dizer que isso foi possível por conta da quantidade de nitrato que inibiu a redução de nitrito a nitrogênio gasoso. E, como consequência, nesse estudo Cao et al (2017) conseguiu reduzir a relação C:NO<sub>3</sub>, já que não ocorreu a desnitrificação completa, ou seja, diminuiu os custos com fonte de carbono.

A nitrificação parcial é um meio de se obter nitrito para posterior desnitrificação (por via curta) ou ANAMMOX, a fim de se reduzir custos com oxigênio e fontes externas de carbono (JUBANY et al, 2009; GE et al, 2015; WEI et al, 2014; ZHU et al, 2008). Alguns fatores devem ser levados em consideração na nitrificação parcial, como a concentração de amônia livre, pH, temperatura, proporção C/N e oxigênio dissolvido (OD).

Uma maior quantidade de OD é necessária para a nitrificação completa e, para que esse processo seja parcial, ocorre o inverso. De modo geral, as BON são mais afetadas pelas altas concentrações de amônia livre, além de não se sobressaírem em temperaturas entre 28 e 30 °C e meios alcalinos, como já comentado no tópico sobre nitrificação (JUBANY et al, 2009; GE et al, 2015; WEI et al, 2014; ZHU et al, 2008).

Wei et al (2014) e Jubany et al (2009) verificaram que ambientes com maiores concentrações de nitrogênio amoniacal são mais propícios às BOA do que às BON, obtendo o descarte do segundo tipo de bactéria. Em particular, Wei et al (2014) observou que  $400 \text{ mg NH}_4^+.\text{L}^{-1}$  proporcionava a nitrificação por via curta, enquanto que  $720 \text{ mg NH}_4^+.\text{L}^{-1}$  promovia a ANAMMOX.

Com o objetivo de realizar a nitrificação parcial, Jubany et al (2009) encontrou a concentração de nitrogênio amoniacal variando entre 2870 e 3600  $\text{mg.L}^{-1}$  para que as BON fossem inibidas e descartadas do reator sem que as BOA tivessem seu comportamento comprometido. Além disso, o pH de 8,3 e OD de  $1,4 \text{ mg.L}^{-1}$  foram fatores controlados a fim de manter o ambiente favorável às BOA em detrimento das BON.

Outro processo que ocorre em ambientes com OD controlado é a desnitrificação aeróbia, que é realizada por bactérias adaptadas a respiração por nitrato e oxigênio. Esses microrganismos apresentam rápidos crescimento e taxa de desnitrificação, porém necessitam de ambientes com aeração intermitente. Com essas condições, Du et al (2014) obtiveram 90% de remoção de nitrato com OD igual a  $2,5 \text{ mg.L}^{-1}$ .

### 3.5. Reúso

A Resolução de N° 54 de 28 de novembro de 2005 do Conselho Nacional De Recursos Hídricos (CNRH), considerando a Lei 9.433 de 8 de janeiro de 1997 e a Lei 9.984 de 17 de julho de 2000, estabeleceu os padrões, diretrizes e critérios para o reúso direto não potável de água no Brasil, abrangendo as seguintes modalidades apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 2. Modalidade para o reúso de água no Brasil**

<b>TIPO</b>	<b>MODALIDADE</b>
Reuso para fins urbanos	Irrigação Paisagística
	Lavagem de logradouros públicos e veículos
	Desobstrução de tubulações
	Construção Civil
	Edificações
	Combate a incêndio
Reúso para fins industriais	Processo
	Atividades e operações industriais
Reúso para fins agrícolas e florestais	Produção Agrícola
	Cultivo de florestas plantadas
Reúso na agricultura	Criação de animais
	Cultivo de vegetais aquáticos
Reúso para fins ambientais	Implantação de projetos de recuperação do meio ambiente

Fonte: Resolução N°54 de 28 de novembro de 2005

**Tabela 3. Padrões de lançamento de efluentes da CONAMA 430/2011.**

<b>Parâmetro</b>	<b>Referência</b>
pH	Entre 5 e 9
Temperatura	Inferior a 40°C <sup>1</sup>
Materiais sedimentáveis	Até 1 mL/L em teste de 1 hora em cone <i>Inmhoff</i>
Demanda Bioquímica de Oxigênio-DBO de 5 dias a 20°C	Máximo de 120 mg/L <sup>2</sup>
Substâncias solúveis em hexano (óleos e graxas)	Até 100 mg/L
Materiais flutuantes	Ausente

Legenda: 1. A variação de temperatura do corpo receptor não deverá exceder a 3°C no limite da zona de mistura; 2. Este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento com eficiência de remoção mínima de 60% de DBO, ou mediante estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor. Fonte: CONAMA (2011).

Além do reúso direto, representado pelas modalidades da Resolução n° 54 do CNRH, o Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) trata do lançamento de efluente nos corpos hídricos, que poderia ser interpretado como reúso indireto. Ou seja, o retorno das águas residuárias tratadas para a jusante dos pontos de captação fecha o ciclo de geração e descarte de efluentes líquidos, transformando-os em recursos hídricos. A Tabela 3 acima apresenta os padrões de lançamento expostos na Resolução CONAMA 430/2011.

De acordo com informações contidas no Cirra (2017) o setor urbano é responsável por 26% consumo de água bruta no Brasil. O consumo da água em residências é dividido em potável

e não-potável, como também em externo e interno. O consumo externo corresponde a lavagem de pátios, carros e jardinagem, enquanto que os demais são classificados como internos. Embora nem todos os usos demandem água potável, o Ministério da Saúde determina grau de potabilidade nos sistemas de distribuição de água para consumo humano, que da captação passa por uma estação de tratamento, o que a torna mais cara. Cirra (2007) faz as seguintes considerações a respeito do reuso da água:

- a) Reúso urbano: na área urbana o reúso pode ser considerado em irrigações de campos e quadras esportivas, descarga de toaletes, jardinagem, torres de resfriamento, parques, lavagem de veículos, reserva de incêndio, recreação, construção civil, limpeza de tubulações, etc;
- b) Reúso industrial: na indústria a água pode ser utilizada para processos, refrigeração, alimentação de caldeiras ou em lavagem de gases. Muitas indústrias captam água diretamente dos cursos d'água e devolvem sem tratamento ou com qualidade inadequada. Com a proposta da ANA (Lei 9433 de Janeiro de 1997) de cobrança pelo uso da água e penalização no lançamento indiscriminado de efluentes, o reúso aparece como alternativa para garantir a sustentabilidade industrial;
- c) Reúso agrícola: irrigação, piscicultura e dessedentação de animais. O uso consuntivo na agricultura brasileira corresponde a 70% do total, o que a torna setor prioritário nesta prática. O reúso é uma forma de devolver o nitrogênio e fósforo, de forma assimilável, ao solo e às plantas, de forma mais simples e economicamente viável;
- d) No meio ambiente: devolução de água em estado adequado para garantir a paisagem, o lazer, e habitats de seres aquáticos;
- e) Recarga de aquíferos: a recarga natural pode ser prejudicada por diversos fatores, como a impermeabilização do solo; a introdução de água tratada pode atuar compensando essa falta.

Alguns parâmetros para água de reúso urbano podem ser encontrados em manuais ou guias de instituições conhecidas, como é o caso da NBR (1997), SINDUSCON-SP (2005), USEPA (2004) e FIESP (2005). Além disso, cada referência dessas elabora a própria classificação, de acordo com as exigências mínimas para algumas aplicações. A seguir se encontra um resumo dos limites máximos encontrados nessas diversas instituições, para os parâmetros também avaliados por este trabalho (Tabela 4).

Outros parâmetros são exigidos pelas diversas legislações ou instituições, como a USEPA, que apresenta os valores máximos para indicadores biológicos, por exemplo, necessários para uma segura aplicação de reúso urbano não potável. É preciso conhecer tais características da qualidade das águas de reúso por conta da possível contaminação pelos usuários, na presença de patógenos ou compostos químicos nocivos.

**Tabela 4. Limites máximos permitidos para reúso urbano não potável.**

	pH	DQO ou DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mg.L <sup>-1</sup> )	Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )	Nitrato (mg.L <sup>-1</sup> )	Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )	NTK (mg.L <sup>-1</sup> )
Reúso Urbano	6-9	30	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Construção	6-9	30	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Lavagem de carros	6-8/6-9	10	20	NE	505	10	1	NE
Chafarizes *	6-8/6-9	10	20	NE	505	10	1	NE
Lavagens de pisos/ fins paisagísticos *	6-9	10	20	NE	505	10	1	NE
Descargas dos vasos sanitários	6-9	10	20	NE	505	10	1	NE
Resfriamento s/ recirculação	5-8	75	1	500	6000	NE	NE	NE
Reúso Ambiental (Wetlands, habitats de vida selvagem, etc.)	NE	20	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Irrigação superficial de áreas verdes e rega de jardim	6-9	20	NE	NE	NE	NE	NE	5-30
Recarga de aquífero	NE	5	NE	NE	NE	NE	NE	12

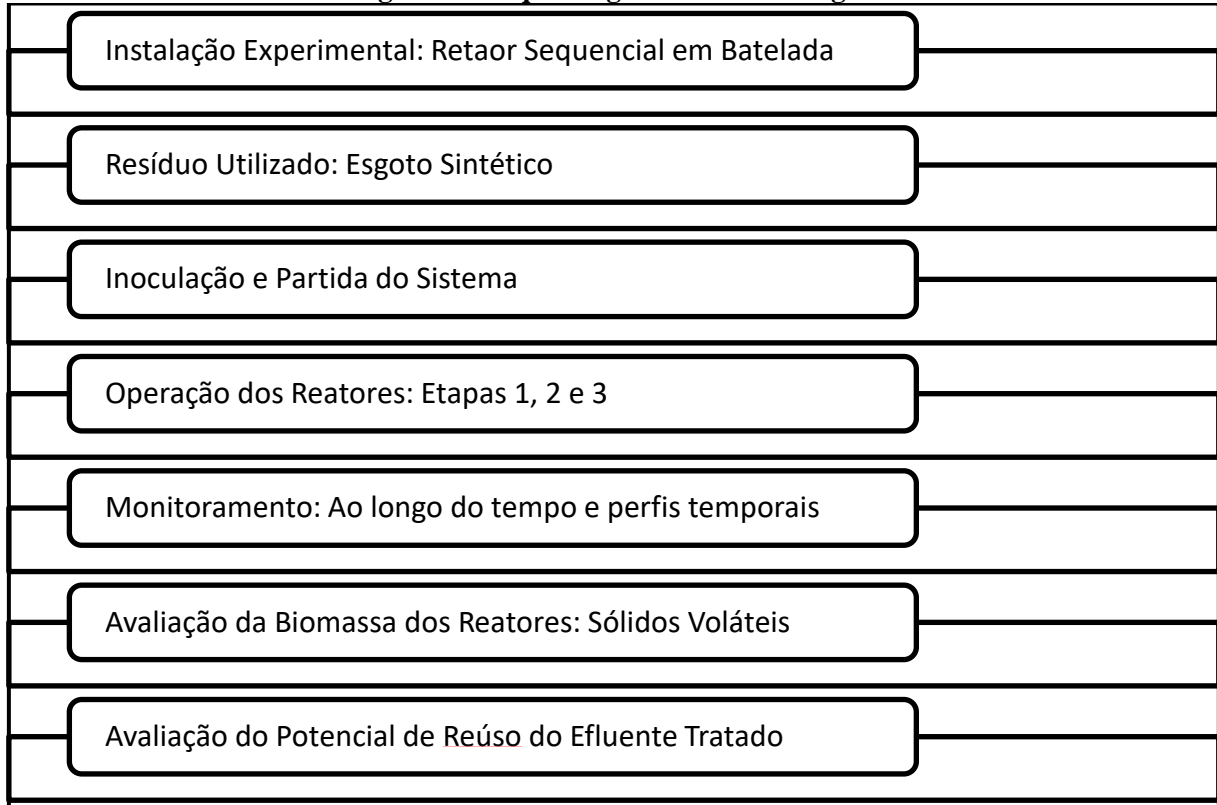
NE-NÃO ESTABELECIDO. Obs.: podem ser encontrados valores menores, a depender do estado ou da restrição de uso. Fonte: NBR, 1997; USEPA, 2004; FIESP, 2005; SINDUSCON, 2005 (adaptado).

De modo geral, a qualidade da água de reúso deve ser adequada a cada finalidade a que se destina, como é o caso dos usos associados a construção civil, que pode reutilizá-la na preparação de concreto. Para esse último caso, segundo a SINDUSCON-SP, a água reutilizada não deve alterar as características de resistência dos materiais.

## 4. METODOLOGIA

A seguir encontra-se o esquema geral da metodologia (Figura 3).

**Figura 3 - Esquema geral da metodologia.**



Fonte: Autora (2018).

### 4.1. Instalação experimental

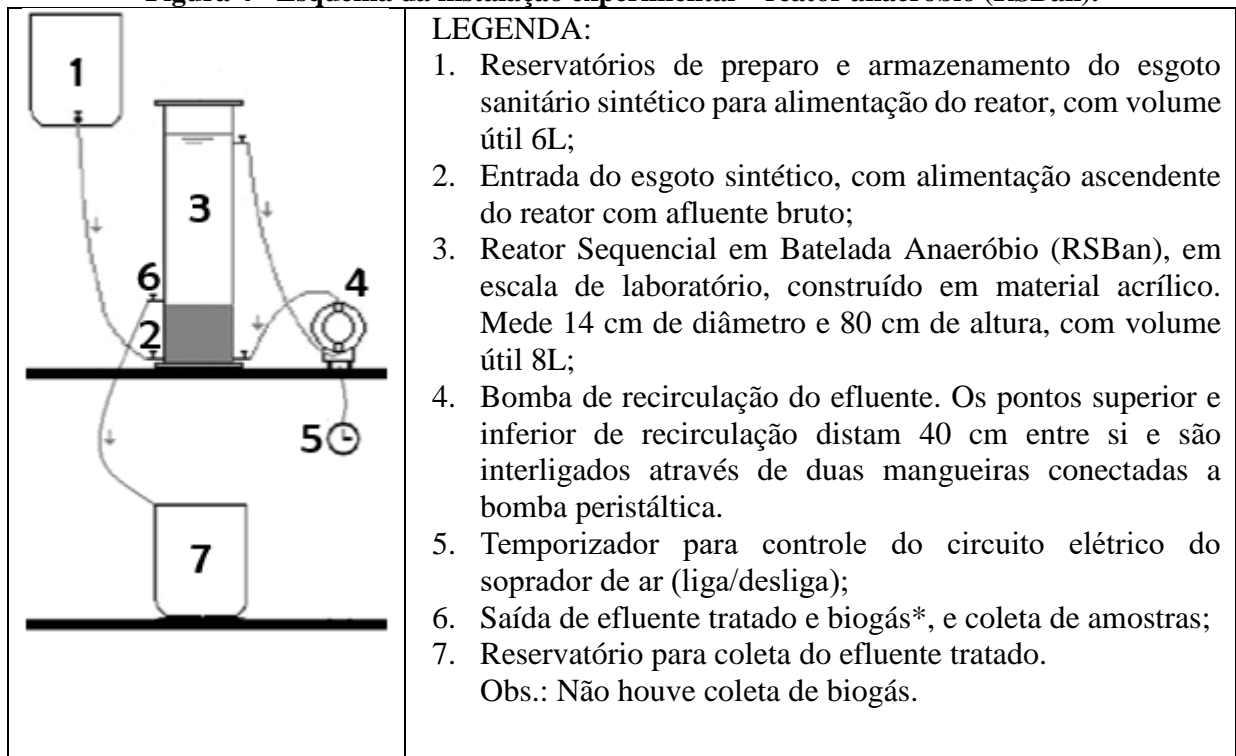
A presente pesquisa utilizou um sistema biológico composto de dois reatores para o tratamento de esgoto sanitário sintético, sendo um anaeróbio e outro aeróbio, construídos em acrílico com 14 cm de diâmetro e 80 cm de altura, e volume útil de 8 L (Figura 4 e Figura 5).

Os RBSan e RBSae foram instalados no Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA), do Centro de Tecnologia (CTEC) da Universidade Federal de Alagoas (UFAL).

Os reatores eram dotados de um ponto de alimentação (item 1) e outro de descarte (item 7) (Figura 4 e Figura 5). O primeiro ponto (item 2) estava situado a 3 cm do fundo dos reatores, ou seja, para a entrada do resíduo bruto a ser tratado. O segundo ponto (item 6) era localizado a 12 cm acima deste. O reator anaeróbio possui ainda um ponto superior, localizado a 40 cm do segundo ponto e tinha como função a saída do efluente a ser recirculado (Figura 4). Por sua

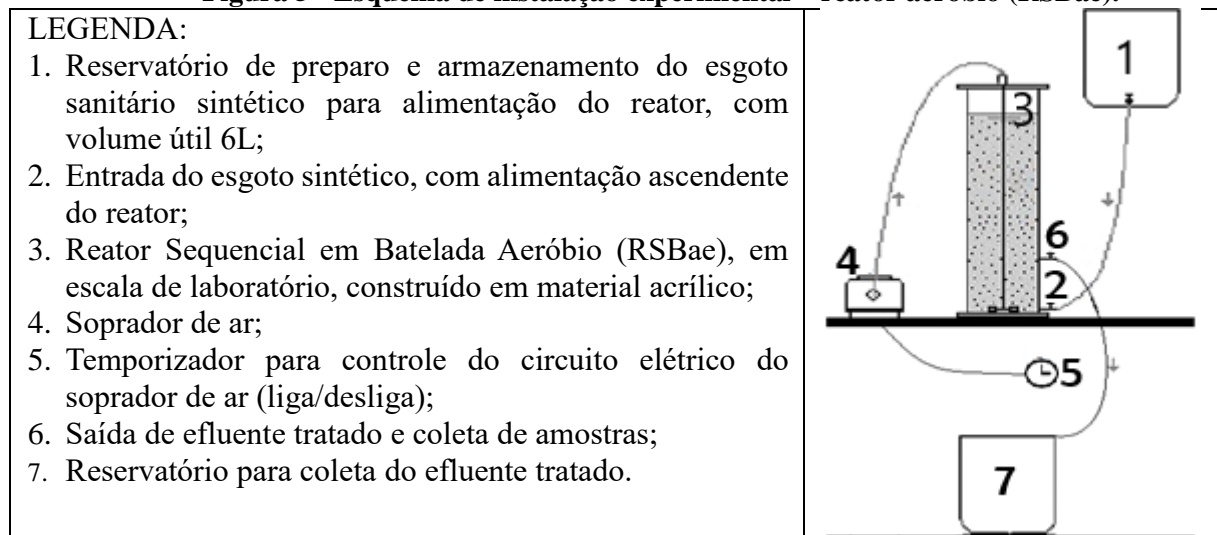
vez, esse era conectado a uma mangueira interligada a uma bomba de recalque (item 4), que era conectada a um ponto inferior e utilizado como saída da recirculação.

**Figura 4 - Esquema da instalação experimental – reator anaeróbio (RSBan).**



Fonte: Adaptado de Callado (2001).

**Figura 5 - Esquema de instalação experimental – reator aeróbio (RSBae).**



Fonte: Adaptado de Callado (2001).

O sistema de tratamento tinha ainda quatro reservatórios plásticos de 15 litros, sendo dois destinados à alimentação dos sistemas (item 1), localizados em posição superior ao mesmo,



e os outros para o armazenamento do resíduo tratado (item 7), que se encontravam abaixo dos reatores. A seguir encontra-se a figura da instalação experimental (Figura 6).

**Figura 6 - Instalação experimental.**



Fonte: Autora (2018).

#### **4.2. Resíduo Utilizado**

O resíduo da presente pesquisa era substrato sintético simulando uma água residuária com DQO de  $800 \text{ mg.L}^{-1}$ . A composição do mesmo tinha características semelhantes a um esgoto sanitário doméstico, preparado a partir de uma adaptação do que foi descrito por Torres (1992), sendo composto por proteínas (extrato de carne), carboidratos (sacarose, amido e celulose) e lipídeos (óleo de soja). A Tabela 5 descreve a composição do composto sintético a ser produzido, apresentando as contribuições, em percentual de DQO, dos compostos orgânicos a serem utilizados.

**Tabela 5. Composição do Substrato Sintético.**

COMPOSTO	DQO	FONTE
Proteínas	50%	Fígado bovino e ureia, 50%.
Carboidratos	40%	Sacarose, 20% Amido Comercial, 60% Celulose, 20%
Lipídios	10%	Óleo de soja, 10%. (emulsionado com 3 gotas de detergente/L)
Sais minerais	-	Solução de NaCl com 50,0 g.L <sup>-1</sup> Solução de MgCl <sub>2</sub> · 6H <sub>2</sub> O Solução de CaCl <sub>2</sub>

Fonte: Adaptado de TORRES, 1992.

A proteína era obtida a partir de uma solução líquida de fígado bovino cozido previamente em água e triturado posteriormente em um liquidificador. Os carboidratos, por sua vez, eram provenientes da adição de sacarose (açúcar refinado) e amido comercial (maizena). O óleo de cozinha fornecia os lipídeos. Além disso, era utilizado ainda 12 mg.L<sup>-1</sup> de ureia como fonte complementar de nitrogênio.

Para a manutenção do pH ideal à comunidade microbiana desejada no sistema de tratamento, foram adicionados 200 mg.L<sup>-1</sup> de bicarbonato de sódio, como substância tampão. O composto sintético era preparado diariamente, antes do início de cada ciclo reacional, sendo feitos 6 L para cada reator, em recipientes plásticos, à temperatura ambiente e diluído em água do sistema público de abastecimento.

#### 4.3. Inoculação e partida do sistema

Para inocular os reatores foram utilizados 2,0 L de lodo, sendo que o do RSBae era proveniente de um sistema de Lodos Ativados de um condomínio residencial, responsável pelo tratamento de efluentes domésticos. Para o RSBan o primeiro lodo anaeróbico (1°) foi coletado de um reator UASB de uma Estação de Tratamento de Esgoto localizada em um loteamento fechado em Maceió. Os lodos foram caracterizados por meio de pH e série de sólidos (Tabela 6).

No 160° dia de operação o RSBan necessitou que seu lodo fosse reinoculado, pois o primeiro lodo anaeróbico não estava sedimentando por completo, sendo um indício de que parte da biomassa se encontrava em decomposição. Assim, caracterizou-se esse segundo lodo anaeróbico (2°), também proveniente de reator UASB, com as análises de pH e sólidos totais, fixos e voláteis (Tabela 7).

**Tabela 6. Caracterização dos lodos aeróbio e anaeróbio (1°).**

Parâmetro	Lodo Aeróbio	Licor Misto <sup>1</sup> (RSBae <sup>2</sup> )	Lodo Anaeróbio (1°)	Licor Misto (RSBan <sup>3</sup> )
pH	7,0	-	6,7	-
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	10.440	2.610	15.450	3.862,5
STF (mg.L <sup>-1</sup> )	2.200	550	7.932	1.983
STV (mg.L <sup>-1</sup> )	8.240	2.060	7.518	1.879,5

Legenda: 1. Licor misto igual a 2L de lodo nos 8L do reator; 2. Reator Sequencial em Batelada Aeróbio; 3. Reator Sequencial em Batelada Anaeróbio. Fonte: Autora (2018).

**Tabela 7. Caracterização dos lodos aeróbio e anaeróbio (2°).**

Parâmetro	Lodo Anaeróbio (2°)	Licor Misto <sup>1</sup> (RSBan)
pH	6,53	-
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	58.472	14.618
STF (mg.L <sup>-1</sup> )	13.368	3.342
STV (mg.L <sup>-1</sup> )	45.104	11.276

Legenda: 1. Licor misto igual a 2L de lodo nos 8L do reator. Fonte: Autora (2018).

#### 4.4. Operação dos Reatores

O sistema era mantido à temperatura ambiente e monitorado através de um termômetro. Os reatores foram operados em bateladas sequenciais em 4 etapas: enchimento, reação, sedimentação e descarte. A fase de reação era iniciada logo após o enchimento, auxiliada pela recirculação do resíduo no RSBan e pela aeração no RBSae. Ao seu término, os sólidos em suspensão foram separados por sedimentação, sendo o sobrenadante posteriormente descartado, dando início a um novo ciclo operacional, que era modificado em cada uma das três etapas detalhadas a seguir.

No reator anaeróbio, onde o efluente era recirculado, o regime de operação se assemelhava a de fluxo pistão, e na aeróbia, onde o aerador mantinha a biomassa em suspensão, ao regime de mistura completa.

O sistema operacional funcionou durante 240 dias, em três etapas, uma com ciclos de 24 horas (etapa 1) e duas com ciclos de 12 horas (etapas 2 e 3). O que mudou em cada etapa foi a duração do período de reação e a forma de operação dos reatores:

- a) Etapa 1: Enchimento (15 min), reação (22 h), sedimentação (1,5 h) descarte (15 min)

Nesta etapa foi realizado o tratamento anaeróbio em paralelo com o aeróbio, ambos reatores recebiam esgoto sanitário sintético, com o objetivo de avaliar a remoção de matéria

orgânica, amonificação (no anaeróbio e aeróbio) e nitrificação (no aeróbio). Esta etapa teve duração de 72 dias.

**b)** Etapa 2: Enchimento (15 min), reação (10 h), sedimentação (1,5 h) descarte (15 min)

Nesta etapa o reator aeróbio funcionou como pós-tratamento do reator anaeróbio, ou seja, o RSBan tratava o esgoto sanitário sintético bruto, enquanto o aeróbio era alimentado com o efluente tratado no anaeróbio. O objetivo foi avaliar a remoção de matéria orgânica e a amonificação no anaeróbio, já no aeróbio a remoção da matéria orgânica remanescente e a nitrificação. Esta etapa teve duração de 80 dias.

**c)** Etapa 3: Enchimento (15 min), reação (10 h), sedimentação (1,5 h) descarte (15 min)

Nesta etapa o reator aeróbio funcionou como pós-tratamento do reator anaeróbio para nitrificação, e o reator anaeróbio operou alternadamente, ou seja, em um ciclo o RSBan trabalhou como reator anaeróbio para remoção de matéria orgânica e amonificação, e no outro como reator anóxico recebendo o efluente nitrificado do aeróbio, visando a desnitrificação. Esta etapa teve duração de 88 dias, e foi dividida em duas fases em função da fonte de carbono utilizada na desnitrificação:

- a.** Fase 1: endógena (usar a matéria orgânica remanescente sem adição de fonte externa).
- b.** Fase 2: adição, no período anóxico, de etanol como fonte externa de carbono.

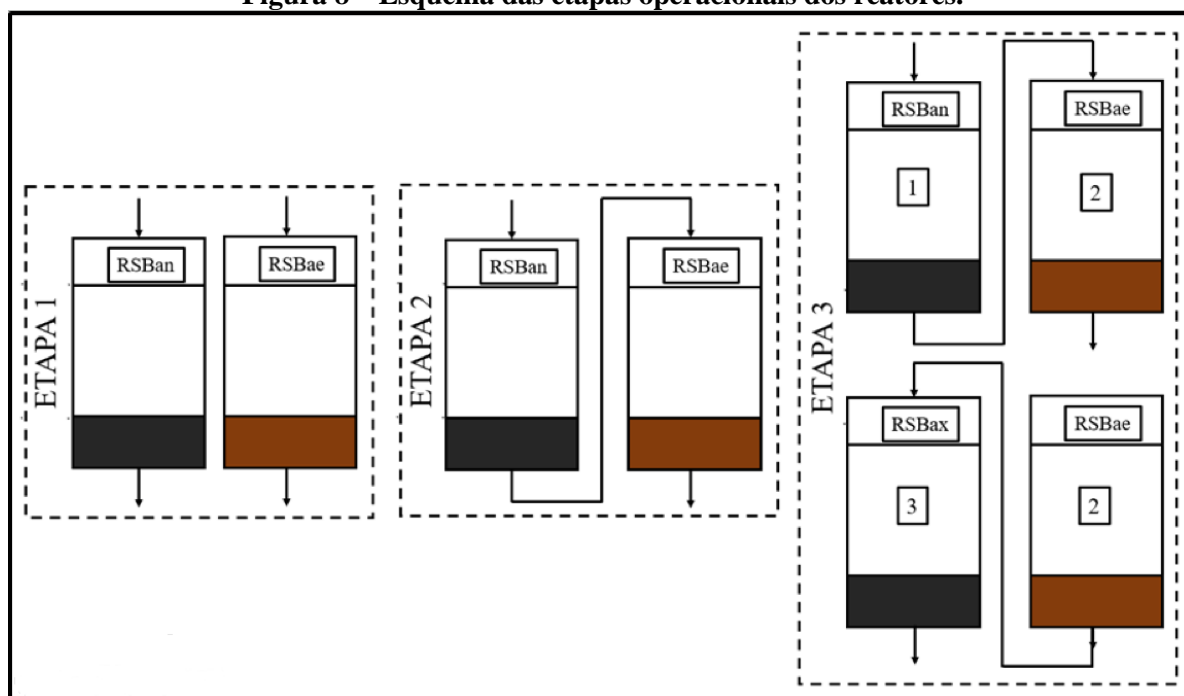
A seguir encontra-se o resumo e esquema da operação dos RSB (Figura 7 e Figura 8, respectivamente).

**Figura 7 – Resumo das etapas operacionais dos reatores.**

ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	
RSBae e RSBan (independentes) Remoção de MO	RSBae + RSBan (tratamento+ pós-tratamento) Remoção de MO	RSBae + RSBan + RSBax (tratamento+ pós-tratamento) Remoção de MO e N	
72 dias	80 dias	88 dias	
0	72	152	240

Fonte: Autora (2018).

Figura 8 – Esquema das etapas operacionais dos reatores.



Fonte: Autora (2018).

## 4.5. Monitoramento

### 4.5.1. Amostragem

A amostragem de rotina da massa líquida envolveu a coleta de amostras do afluente e efluente nos pontos 1 e 7, respectivamente. A coleta de amostra de lodo era efetuada adjacente ao item 6 e, sempre que era necessário realizar descarte de lodo em excesso, o mesmo é realizado no item 6 (Figura 4 e Figura 5).

### 4.5.2. Parâmetros, métodos e frequência das análises

Para o monitoramento do sistema foram analisados os parâmetros apresentados na Tabela 8, com os respectivos métodos de determinação e frequência de análise.

As concentrações de nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal ( $N-NH_4^+$ ), sólidos fixos totais (SF), sólidos voláteis totais (SV), sólidos totais (ST) foram determinadas de acordo com técnicas do STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (2005).

As análises de nitrato e nitrito foram realizadas 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).

Os ácidos voláteis (AV) eram analisados por cromatografia, e 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 serviram apenas para estimar e acompanhar as variações deste parâmetro durante o trabalho experimental. As análises de AV por cromatografia foram realizadas apenas por cada etapa. Porém, não houve coleta do biogás no RSBan, já que o trabalho não tinha o propósito de avaliá-lo.

Para verificação da quantidade de oxigênio dissolvido no RSBae foi utilizada a sonda multiparâmetro modelo SX751-OD. As demais análises foram realizadas com as vidrarias e reagentes do Laboratório de Saneamento Ambiental do Centro de Tecnologia da UFAL (LSA/CTEC/UFAL).

**Tabela 8. Parâmetros analisados, métodos e frequências de análises.**

PARÂMETRO	MÉTODO	FREQUÊNCIA
pH	Potenciométrico	3 x Semana
Alcalinidade (mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	1 x Semana
Ácidos Voláteis (mgHAc.L <sup>-1</sup> )	Titulométrico Cromatografia	1 x Semana 1 x Etapa
Demanda Química de Oxigênio: DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	1 x Semana
ST, SF e SV (mg.L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico	1 x Semana
Nitrogênio total: NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	1 x Semana
Amônio: N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg N.L <sup>-1</sup> )	Titulométrico	1 x Semana
Nitrito: N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg N.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	1 x Semana
Nitrato: N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg N.L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico	1 x Semana
Oxigênio Dissolvido: OD (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )	Sensor	1 x Etapa

Legenda: DQO – Demanda Química de Oxigênio; N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - Nitrogênio Amoniacal; N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> - Nitrito; N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> - Nitrato; ST – Sólidos Totais; STF – Sólidos Totais Fixos; STV – Sólidos Totais Voláteis. Fonte: Autora (2018).

#### 4.5.3. Perfis temporais

Para entender melhor os processos que estavam ocorrendo nos reatores, quando os mesmos apresentavam valores dos parâmetros que remetiam a estabilização do processo foram realizados, em cada fase, os perfis temporais (a cada 2 horas para os ciclos de 24 h e cada 1,5 h para os ciclos de 12 horas) de DQO e série de nitrogênio, utilizando as metodologias apresentadas anteriormente.

A partir do perfil temporal, foi feito um estudo cinético, cujos dados foram tratados e ajustados às equações do tipo logarítmicas, exponenciais e potenciais, utilizando o “Software Excel”, versão 2010, tendo sido determinado o coeficiente de correlação para as curvas ajustadas:

- a) Os ajustes logarítmicos foram feitos de acordo com a Equação 4.

$$S = -k \cdot \ln(T) - a \quad (\text{Equação 4})$$

Onde:

S = Concentração de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, no tempo t, mg.L<sup>-1</sup>

a = Concentração inicial (DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>)

T = tempo, horas

k = constante de primeira ordem, h<sup>-1</sup>

As velocidades observadas ( $r_{\text{obs}}$ ) de utilização do substrato, ou de geração de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, ao longo do tempo foram determinadas como apresentado na Equação 5.

$$r_{\text{obs}} = ds/dt = k/T, (\text{mg.h}^{-1}) \quad (\text{Equação 5})$$

- b) Os ajustes potências foram feitos de acordo com a Equação 6.

$$S = a \cdot T^k \quad (\text{Equação 6})$$

Onde:

S = Concentração de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> no tempo t (mg.L<sup>-1</sup>)

a = Concentração inicial de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> (mg.L<sup>-1</sup>)

T = tempo, horas

k = constante de primeira ordem (h<sup>-1</sup>)

As velocidades de reação observadas ( $r_{\text{obs}}$ ) ao longo do tempo foram determinadas como apresentado na Equação 7.

$$r_{\text{obs}} = ds/dt = a \cdot k \cdot T^{(k-1)}, (\text{mg.h}^{-1}) \quad (\text{Equação 7})$$

- c) Os ajustes exponenciais foram feitos de acordo com a Equação 8.

$$S = a \cdot e^{-kT} \quad (\text{Equação 8})$$

Onde:

S = Concentração de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> no tempo t (mg.L<sup>-1</sup>)

a = Concentração inicial de DQO, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ou N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> (mg.L<sup>-1</sup>)

t = tempo, horas

k = constante de primeira ordem (h<sup>-1</sup>)

As velocidades de reação observadas ( $r_{obs}$ ) ao longo do tempo foram determinadas pela Equação 9.

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

#### 4.6. Avaliação da biomassa dos reatores

Considerando-se que valores de Sólidos Voláteis (SV) correspondem às concentrações mais elevadas de microrganismos ativos, a avaliação do lodo biológico acumulado nos reatores foi baseada na concentração de sólidos totais, fixos e voláteis, realizados durante a pesquisa, conforme o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 2005*.

#### 4.7. Avaliação do potencial de reúso do efluente tratado

Foi feito um levantamento literário a respeito dos padrões de qualidade para diferentes modalidades de reúso. Sendo assim, estes padrões de qualidade foram comparados com a qualidade dos efluentes tratados na etapa 3, e foi avaliado se esses atendiam aos padrões estabelecidos pela NBR (1997), SINDUSCON-SP (2005), USEPA (2004) e FIESP (2005).

#### 4.8. Condições Operacionais

A seguir encontra-se na Tabela 9 o resumo das condições operacionais utilizadas durante a operação dos reatores.

**Tabela 9. Condições operacionais dos reatores.**

Volume de Lodo	2 L
Volume de Esgoto Doméstico	6 L
Temperatura	Ambiente
Tempo de recirculação (RSBan) e aeração (RSBae)	20 h (Etapa 1) e 12 h (Etapas 2 e 3)
Vazão de Recirculação (RSBan)	6,9 L/h
Oxigênio Dissolvido (RSBae)	~ 6 mg/L

Fonte: Autora (2018).



## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os dados analisados neste trabalho correspondem as etapas operacionais 1, 2 e 3, sendo esta última composta por duas fases: sem fonte externa de carbono e com a adição da fonte exógena (etanol). Em seguida foi feita uma avaliação da qualidade dos efluentes tratados nos RSBae e RSBax durante as 3 etapas operacionais, em relação ao potencial de reúso urbano não potável.

### 5.1. Etapa 1: Tratamentos independentes: anaeróbio e aeróbio

A etapa 1 visou avaliar as eficiências do tratamento de esgoto sanitário em reatores anaeróbio e aeróbio, no que diz respeito a remoção de matéria orgânica, amonificação e nitrificação, cujos resultados estão apresentados a seguir.

#### 5.1.1. Tratamento anaeróbio em Reator Sequencial em Batelada (RSBan)

##### a) Comportamento ao longo do tempo de operação (RSBan)

Nesta primeira etapa o RSBan funcionou durante 72 dias, e o contato do efluente bruto com a biomassa presente no reator foi obtida por meio da recirculação, visando tanto a oxidação da matéria orgânica, com destaque para a parcela nitrogenada. A taxa de recirculação na bomba foi de 6,9 L/h, o que significa uma recirculação de 1,15 vezes o volume de alimentação a cada hora, e que durante o período de reação o volume de esgoto sintético recirculava 25 vezes dentro do RSBan. Os valores médios e desvio padrão dos parâmetros operacionais avaliados, estão apresentados na Tabela 10.

**Tabela 10. Resultados físico-químicos do afluente e efluente do RSBan.**

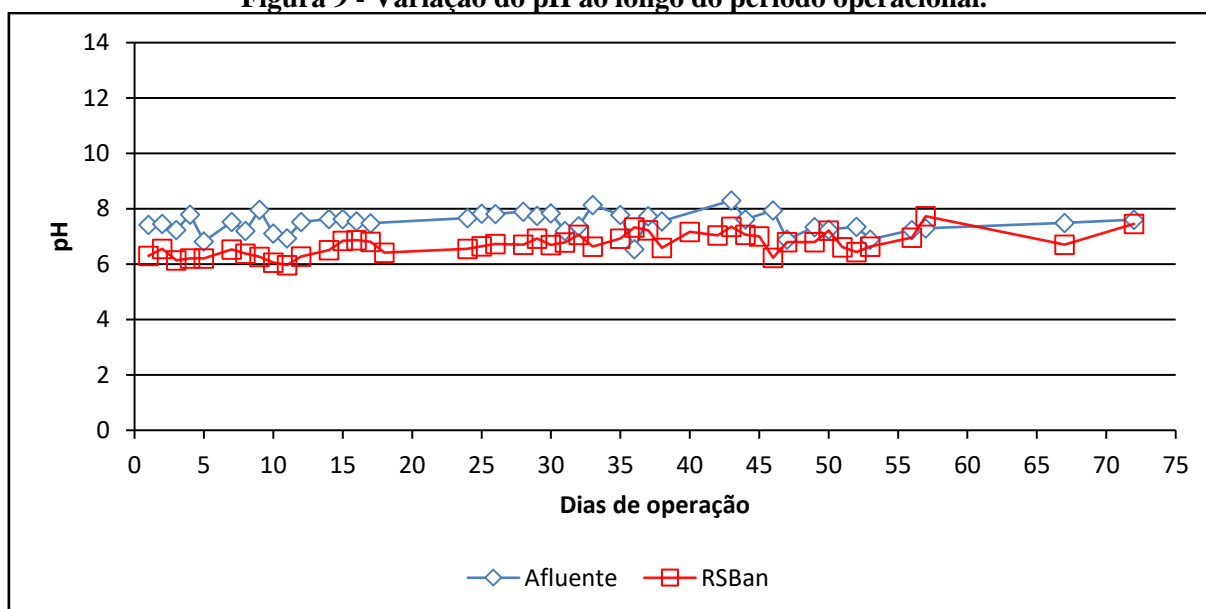
PARÂMETRO	AFLUENTE		EFLUENTE	
	Média	Desvio padrão	Média	Desvio Padrão
pH	7,49	0,38	6,72	0,40
Alcalinidade (mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	98,16	24,74	201,93	74,27
Ácidos Voláteis (mg.L <sup>-1</sup> )	25,29	4,87	118,79	29,10
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	892,83	103,61	465,41	152,91
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	54,48	0,52	54,48	0,63
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	0,49	0,36	17,17	14,15
Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )	1163,50	242,87	549,00	140,35
Sólidos Fixos (mg.L <sup>-1</sup> )	225,20	75,16	209,57	62,00
Sólidos Voláteis (mg.L <sup>-1</sup> )	960,67	227,31	309,57	79,84

Fonte: Autora, 2018.

O reator funcionou a temperatura ambiente, na faixa mesofílica, variando de  $27,07 \pm 1,70$  e  $33,17 \pm 1,75$  °C. Essa condição favoreceu a operação do reator, já que em locais mais frios às vezes é necessário o controle térmico do sistema, demandando gastos energéticos (LETTINGA, 1995).

O pH interfere no desempenho do reator e tal relação ocorre porque as bactérias têm o seu desempenho ótimo na faixa de 6,5 a 8,2, (METCALF e EDDY, 2016). Analisando a Tabela 10 verifica-se que os valores do pH estiveram nesse intervalo, com média e desvio padrão de  $7,52 \pm 0,44$ , para o afluente, e  $6,69 \pm 0,39$  para o efluente, o que era esperado para o reator anaeróbico, com adição de bicarbonato de sódio. Contudo, a queda de pH no final dos ciclos, certamente ocorreu por conta da produção de ácidos durante a acidogênese (Figura 9).

**Figura 9 - Variação do pH ao longo do período operacional.**

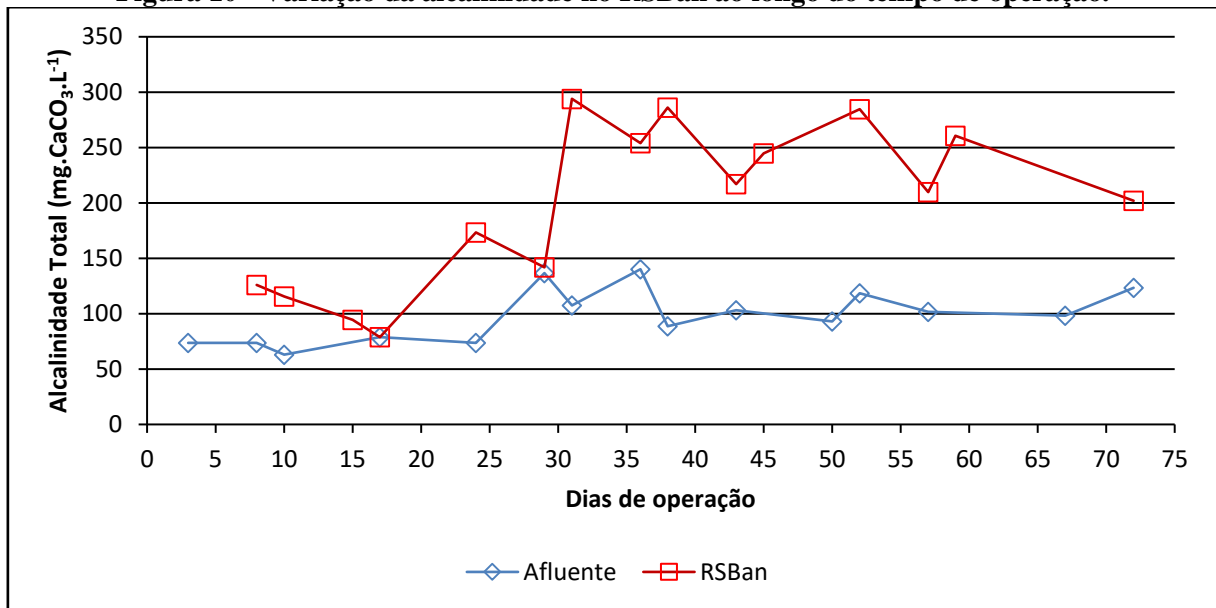


Fonte: Autora, 2018.

O acúmulo de ácidos voláteis gerados no processo anaeróbico acarretou um aumento de cerca de  $100 \text{ mg.L}^{-1}$ , entre o afluente e efluente (Tabela 10 e Tabela 9). Apesar desse fato, a manutenção do pH deve-se em parte pelo efeito tampão causado pelo bicarbonato de sódio adicionado ao esgoto sintético. Esse método também foi empregado por Lamego e Costa (2011), que utilizaram carbonato de cálcio para o mesmo fim. Além disso, a geração de alcalinidade (Figura 10) durante o processo de amonificação, verificado nos resultados de  $\text{N-NH}_4^+$  (Tabela 10), atrelado à fase de metanogênese também contribuíram no balanço positivo de alcalinidade.

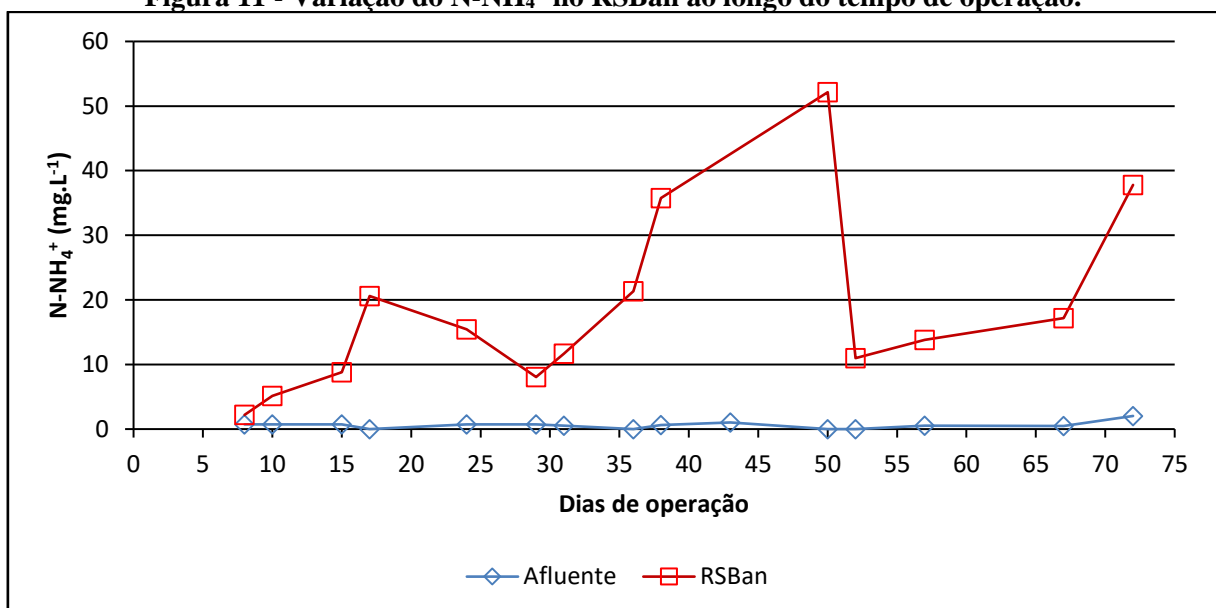
Em relação a amonificação verifica-se que esta foi apenas parcial, com eficiência de 31,7%. A quantidade de N-amoniaco apresentou valor médio de  $17,17 \pm 14,15 \text{ mgN-NH}_4^+\text{L}^{-1}$  (Tabela 10). No entanto se verificou que a concentração de  $\text{N-NH}_4^+$  no efluente ao longo do tempo estava aumentando ao longo do tempo, atingindo no final da Etapa 1 valores em torno de  $37 \text{ mgN-NH}_4^+\text{L}^{-1}$ , indicando o amadurecimento do processo biológico. Analisando as Figura 10 e Figura 11, conclui-se que os resultados monitorados começaram a apresentar maior desempenho na amonificação.

**Figura 10 - Variação da alcalinidade no RSBan ao longo do tempo de operação.**



Fonte: Autora, 2018.

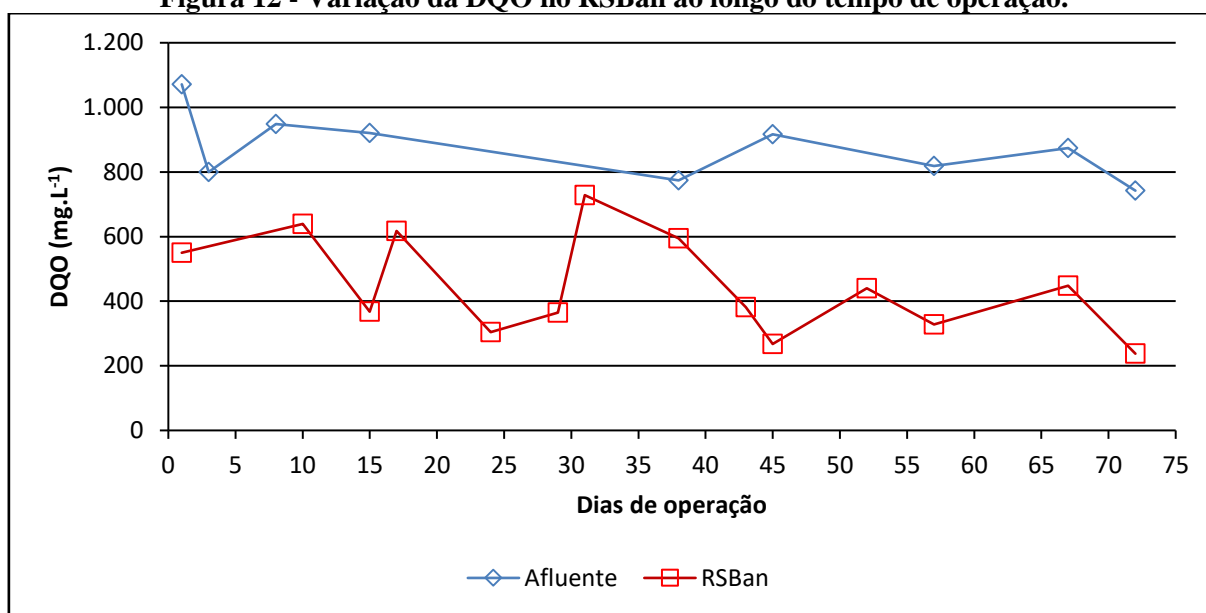
**Figura 11 - Variação do  $\text{N-NH}_4^+$  no RSBan ao longo do tempo de operação.**



Fonte: Autora, 2018.

A remoção da matéria orgânica foi avaliada através da DQO com valores de  $892,83 \pm 103,61 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $465,41 \pm 152,91 \text{ mg.L}^{-1}$ , para esgoto sintético e efluente tratado, respectivamente, o que resulta numa eficiência média de 52,52 % para o período estudado. Porém, a tendência dessa eficiência se mostrou crescente, havendo remoção de DQO superior a 65% (Figura 12), ou seja, um valor próximo aos 61,81% encontrado por Sarti et al (2007), que avaliaram o tratamento de esgotos domésticos reais em RSB anaeróbio.

**Figura 12 - Variação da DQO no RSBan ao longo do tempo de operação.**



Fonte: Autora, 2018.

Já na Etapa 1 notou-se que a remoção de sólidos totais no RSBan apresentou a média de  $52,81 \pm 12\%$ . Também pôde-se constatar que essa quantidade de sólidos removidos na fase anaeróbia era constituída em grande parte pela fração orgânica, já que o esgoto sanitário sintético possuía características de doméstico. Assim, a eficiência média de remoção dos sólidos voláteis chegou a  $69,92 \pm 8\%$  e, em contrapartida, a de sólidos fixos alcançou apenas  $15,53 \pm 13\%$ .

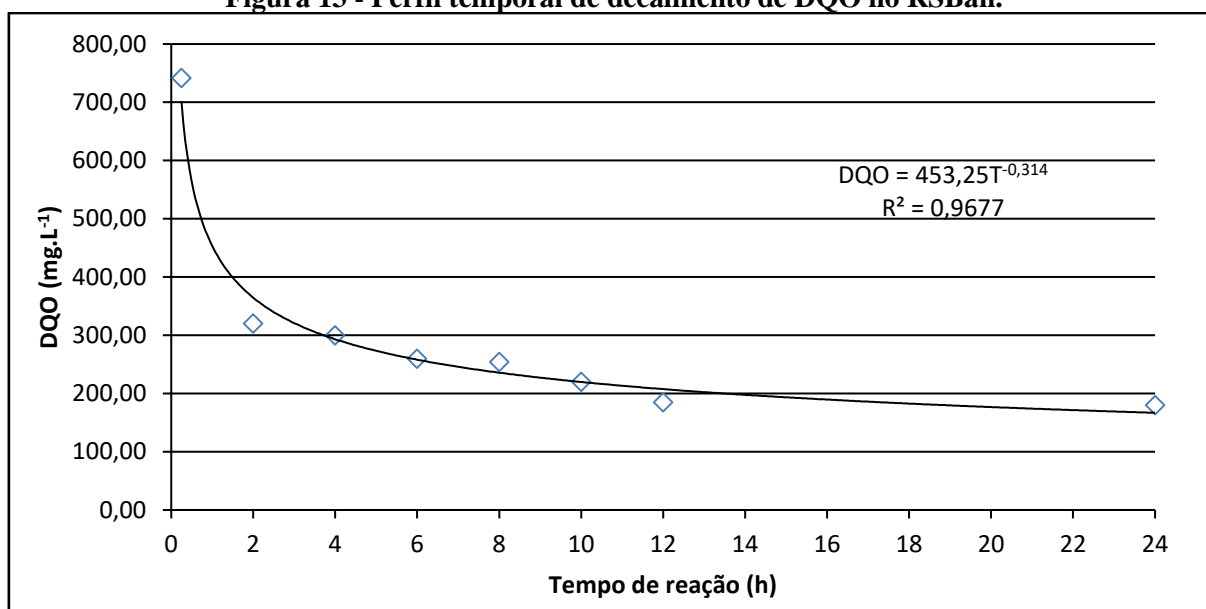
Apesar da retenção de sólidos não foi feito descarte de lodo, certamente o crescimento da biomassa foi compensada por perdas eventuais durante amostragem na fase de reação. A concentração de sólidos voláteis no manto de lodo sedimentado era de  $7,9 \text{ g.L}^{-1}$  com relação SV/ST de 0,513, considerada como biomassa ativa.

b) Perfil Temporal (RSBan) e estudo cinético

No 72º dia de operação do RSBan realizou-se um perfil temporal. A partir desse se observou o comportamento do reator ao longo do ciclo de 24h, com intervalos de 2h para cada coleta de amostra, como mostrado nos gráficos (Figura 13 e Figura 14).

O resultado das análises de remoção de DQO do perfil temporal mostrou que cerca de 70% da DQO inicial ( $742 \times 0,7 = 520 \text{ mg.L}^{-1}$ ) era removida nas primeiras 4 horas de reação (Figura 13), e que a matéria orgânica remanescente ( $222 \text{ mg.L}^{-1}$ ) permanecia quase constante ao longo do tempo. Esse resultado indicava que o tempo de reação do ciclo operacional podia ser reduzido para 12 horas, sem prejuízo da qualidade final do efluente tratado.

**Figura 13 - Perfil temporal de decaimento de DQO no RSBan.**



Fonte: Autora (2018).

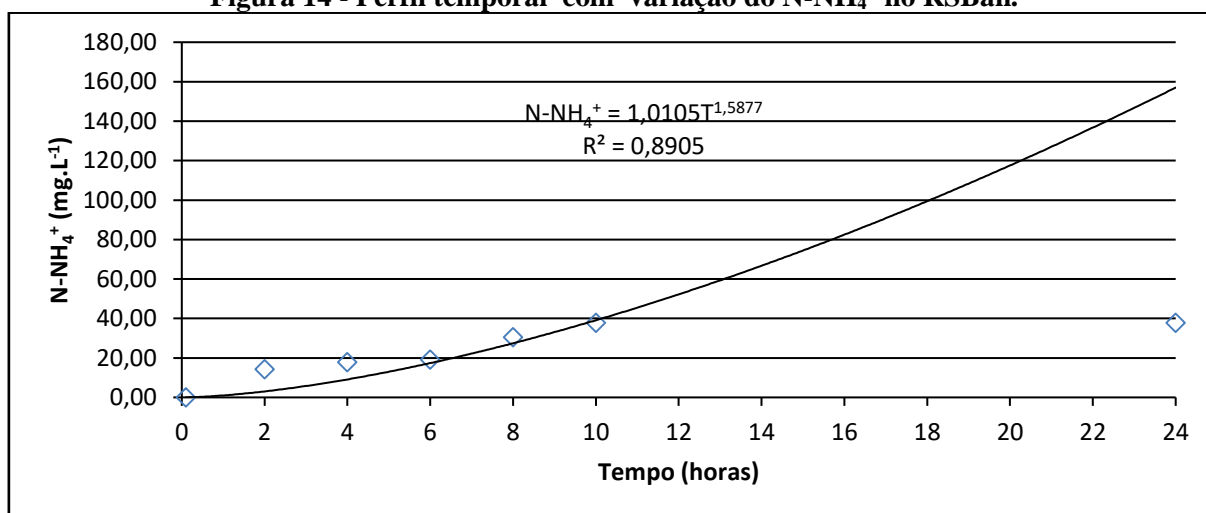
O estudo cinético para degradação de DQO ao longo do ciclo se ajustou melhor a função potência, com velocidade de reação ( $r_{\text{obs}}$ ) de  $-5,43 \text{ mg.DQO.h}^{-1}$  considerando 12 h de reação, ou seja, quando a concentração de DQO se estabilizou. Já o parâmetro cinético aparente estimado ( $k$ ), denominado constante de velocidade para reação de primeira ordem, foi de  $0,31 \text{ h}^{-1}$ . Segundo Moraes e Paula (2004) o  $K$  mede 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, e quanto maior o valor da constante, mais biodegradável o substrato.

O processo de amonificação ocorrido no RSBan ao longo do ciclo de 24 h (Figura 14) alcançou seu valor máximo a partir das 10 h de reação, acompanhando tendência semelhante a

DQO (Figura 13). Assim, observa-se que tanto a matéria orgânica como a sua parcela nitrogenada foram convertidas antes da metade do tempo de reação.

O estudo cinético para amonificação se ajustou a função potencial com o coeficiente de determinação  $R^2=0,9677$  e velocidade de reação ( $r_{obs}$ ) do processo de amonificação equivalente a  $6,21 \text{ mg.NH}_4^+ \cdot \text{h}^{-1}$ , enquanto que o parâmetro cinético aparente estimado ( $k$ ), denominado constante de velocidade para reação de primeira ordem, foi de  $1,588 \text{ h}^{-1}$ .

**Figura 14 - Perfil temporal com variação do  $\text{N-NH}_4^+$  no RSBan.**



Fonte: Autora (2018).

### 5.1.2. Reator Sequencial em Batelada Aeróbio (RSBae)

#### a) Comportamento ao longo do tempo de operação (RSBae)

Nesta primeira etapa, o RSBae funcionou durante 72 dias, com concentração média de oxigênio dissolvido de  $(5,86 \text{ mg.O}_2 \cdot \text{L}^{-1})$ , apresentando os valores médios e desvio padrão dos parâmetros operacionais avaliados, constantes na Tabela 11.

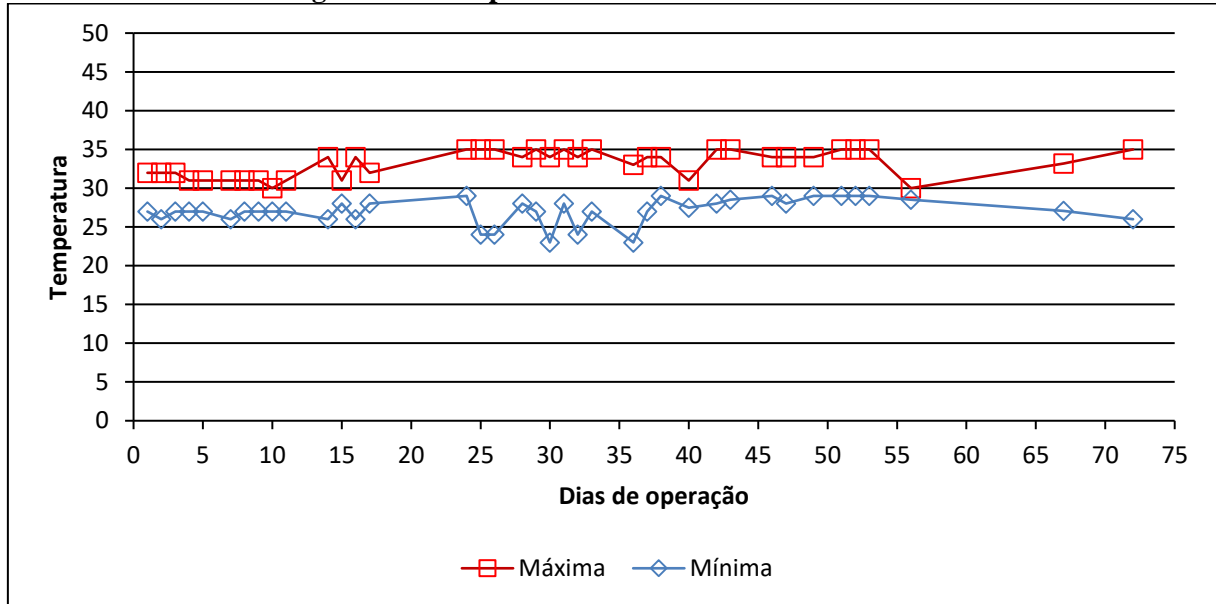
**Tabela 11. Resultados físico-químicos do afluente e efluente do RSBae.**

PARÂMETRO	AFLUENTE		EFLUENTE	
	Média	Desvio Padrão	Média	Desvio Padrão
pH	7,49	0,38	7,22	0,51
Alcalinidade ( $\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ )	98,16	24,74	70,20	50,82
Ácidos Voláteis ( $\text{mg HAc} \cdot \text{L}^{-1}$ )	25,29	4,87	21,18	17,05
DQO ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	892,83	103,61	204,00	137,25
NTK ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	54,48	0,52	2,8	1,59
$\text{N-NH}_4^+$ ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	0,49	0,36	2,10	4,67
$\text{N-NO}_2^-$ ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	-	-	7,30	6,63
$\text{N-NO}_3^-$ ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	-	-	42,74	13,24
Sólidos Totais ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	1163,50	242,87	403,29	160,02
Sólidos Fixos ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	225,20	75,16	219,71	83,51
Sólidos Voláteis ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	960,67	227,31	203,57	97,17

Fonte: Autora, 2018.

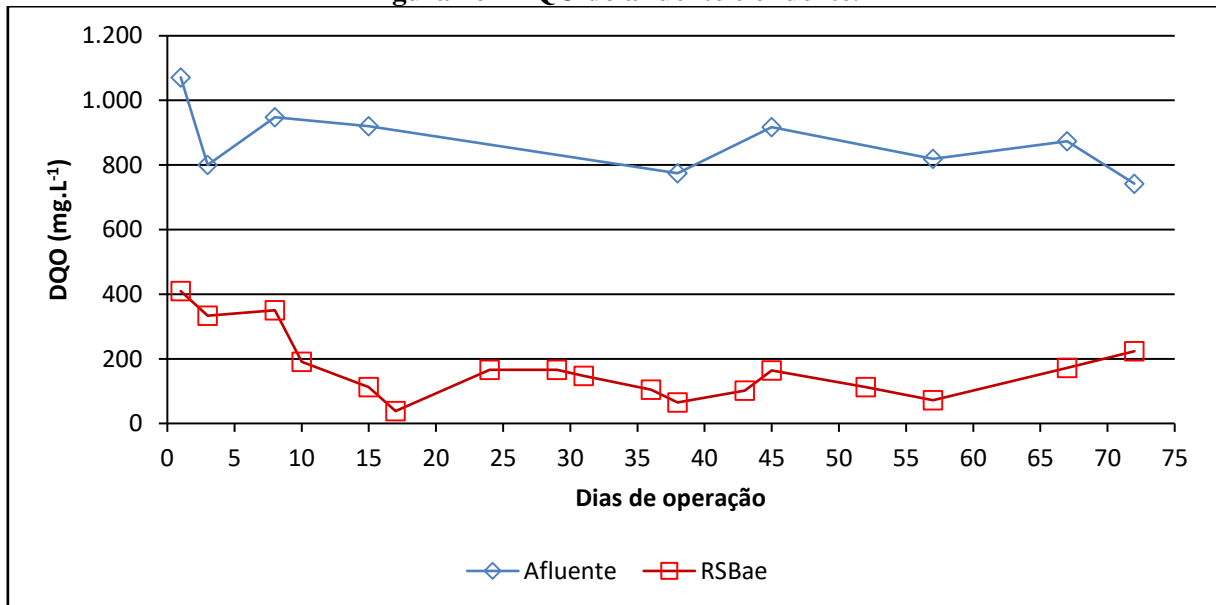
De modo geral, a faixa de temperatura permaneceu na faixa mesofílica, entre  $27,07 \pm 1,70$  e  $33,17 \pm 1,75$  °C, como destacado na Figura 15, e proporcionou um ambiente favorável para os microrganismos aeróbios nitrificantes.

**Figura 15 - Temperaturas máximas e mínimas do ambiente.**



Fonte: Autora, 2018.

**Figura 16 - DQO do afluente e efluente.**

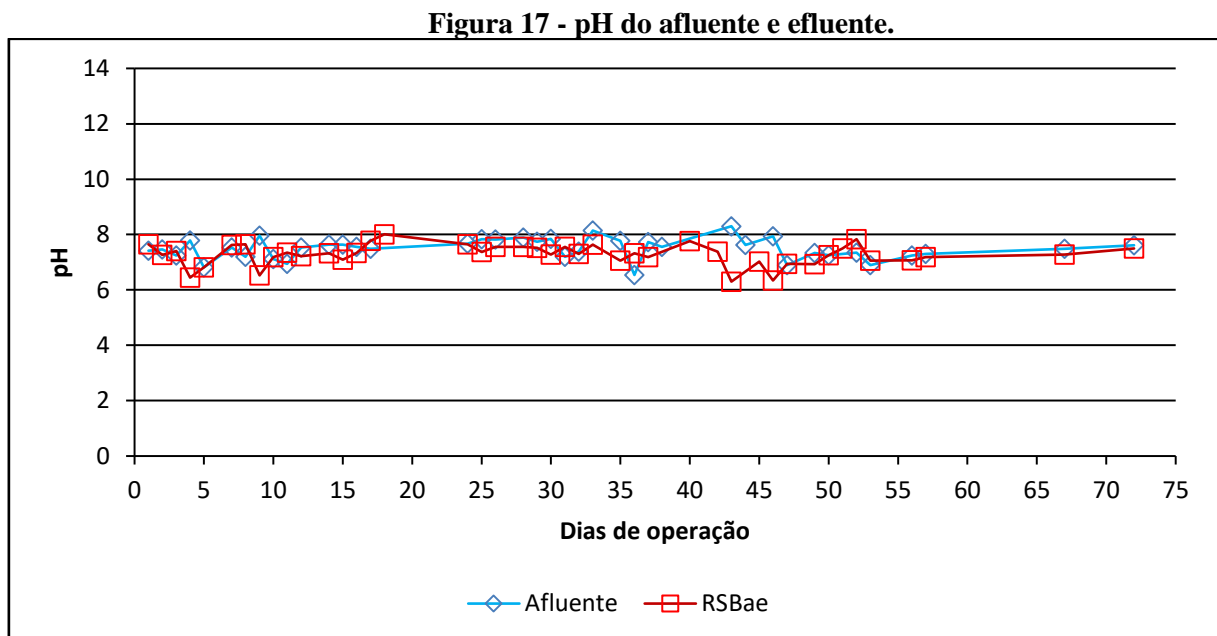


Fonte: Autora, 2018.

O desempenho na oxidação de matéria orgânica do RSBae pôde ser verificado com a eficiência média de  $77,2 \pm 13,7\%$  para remoção de DQO e o valor médio efluente de  $204,0 \pm 137,25$  mg.L<sup>-1</sup> (Tabela 11), mas, como observado na Figura 16, a eficiência de remoção de DQO foi crescendo ao longo do tempo, atingindo valor de 90% aos 57 dias de operação.

No tratamento de esgotos baseado no metabolismo por via aeróbia a eficiência de remoção de matéria orgânica é elevada, e acontece através de microrganismos capazes de oxidar um terço da matéria orgânica do esgoto sintético e incorporar dois terços ao lodo, conforme discutido por Cybis *et al.* (2004), no entanto no período estudado não foi necessário fazer descarte de lodo do reator.

De maneira geral verificou-se que o pH do efluente era ligeiramente inferior ao afluente, certamente devido ao processo de nitrificação que consome alcalinidade, como pode ser observado na Figura 17, mas que a faixa predominante foi de 6,5 a 8,0 para o pH de entrada e saída do sistema ao longo do tempo de operação.



Fonte: Autora, 2018.

Essa redução no pH foi acompanhada pela redução da alcalinidade, cujo valor médio afluente foi de  $98,16 \pm 24,74 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  e de  $70,20 \pm 50,82 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  para afluente e efluente, respectivamente. Este comportamento é típico do tratamento aeróbio, como discutido por Zoppas e Bernardes (2016) e Lamego e Costa (2011), pois o processo de nitrificação consome alcalinidade, havendo a necessidade de recuperar as condições propícias a cada nova alimentação do reator. Segundo essa ideia, o equilíbrio da alcalinidade poderia ser obtido a partir da combinação do tratamento aeróbio com o anaeróbio, que proporcionaria um meio mais alcalino ao sistema híbrido (ZOPPAS e BERNARDES, 2016).

Estequiometricamente o processo de amonificação gera de  $3,57 \text{ mg} \cdot \text{CaCO}_3 / \text{mg} \cdot \text{NH}_4^+$ , enquanto que o processo de nitrificação consome  $7,14 \text{ mg}$  de alcalinidade por  $\text{mg}$  de nitrogênio



oxidado, e o de desnitrificação repõe  $3,57 \text{ mg.CaCO}_3/\text{mg.N-NO}_3^-$  reduzido. Levando-se em consideração os valores médios de nitrogênio amonificado ( $53,29 \text{ mg.L}^{-1}$ ) e oxidado (na nitrificação,  $42,74 \text{ mg.L}^{-1}$ ), foi feito o balanço teórico de alcalinidade apresentado na Tabela 12.

**Tabela 12. Balanço teórico de alcalinidade no RSBae.**

Processo	Nitrogênio ( $\text{mg.N.L}^{-1}$ )	Alcalinidade ( $\text{mg.CaCO}_3.\text{L}^{-1}$ )
Amonificação	53,29	+ 190,24
Nitrificação	42,74	- 305,16
TOTAL		- 114,9

Fonte: Autora, 2018.

O resultado da Tabela 12 mostra um balanço negativo ( $-114,9 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ ) para os valores médios de nitrogênio amonificado e nitrificado. Como mencionado na metodologia, essa alcalinidade foi suprida pela adição de bicarbonato de sódio no substrato sintético, proporcionando  $98,16 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$  na entrada. Esses dados apontam que a não ocorrência da completa nitrificação foi devida a limitação da disponibilidade de alcalinidade, embora tenha sido verificada uma alcalinidade remanescente de  $70 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ , mas que certamente era uma alcalinidade intermediária (AI), devida a presença de ácidos fracos.

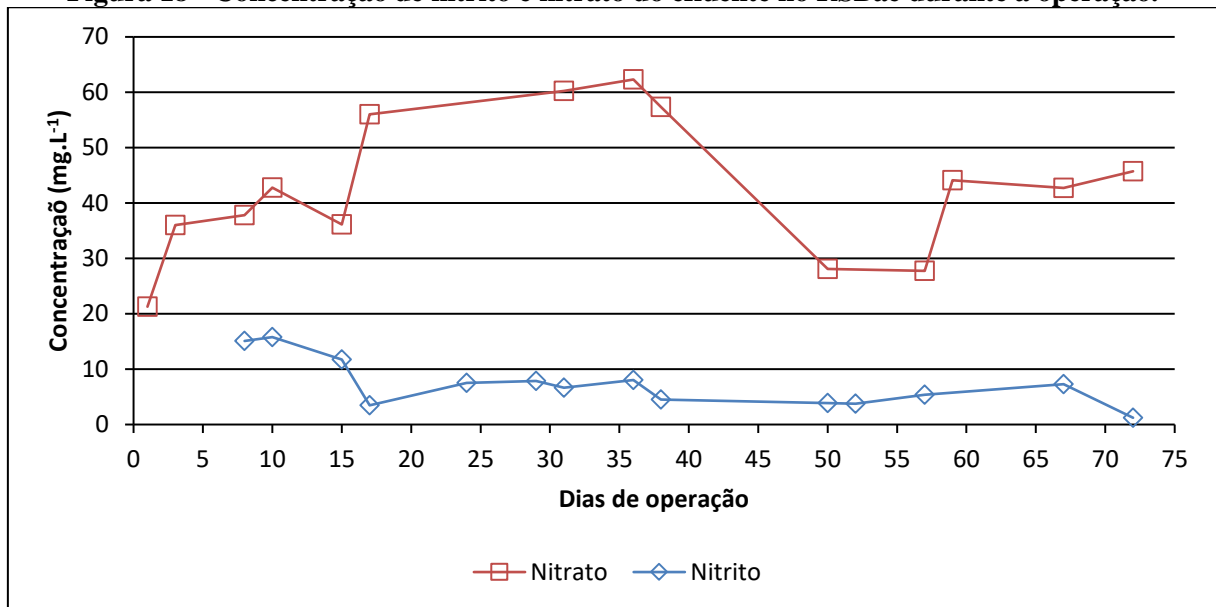
O pH do afluente ( $7,49 \pm 0,38$ ) e do efluente do RSBae ( $7,22 \pm 0,51$ ) favoreceram a atividade das bactérias nitrificantes. De fato, o amônio ocorre com maior frequência em meio básico (ZOPPAS e BERNARDES, 2016), portanto o pH é um fator determinante para a nitrificação, sendo a faixa favorável acima de 7,0 para as Bactérias Oxidadoras de Amônia (BOA) (ZOPPAS e BERNARDES, 2016; METCALF & EDDY, 2016). Tais microrganismos promovem a formação de nitrito, que, por sua vez, é utilizado pelas Bactérias Oxidadoras de Nitrito (BON). Logo, com estas condições, a nitrificação é realizada. No reator em estudo verificou-se no início da operação acúmulo de nitrito, mas com o passar do tempo nota-se, na Figura 18, que, à medida que a nitrificação se consolida, a concentração de nitrito diminui e a de nitrato aumenta.

A presença de  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NO}_3^-$  em concentrações de  $7,30 \pm 6,63$  e  $42,74 \pm 13,24 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente, confirmaram o processo de nitrificação ocorrido no RSBae. Os resultados obtidos indicaram que após o consumo da matéria orgânica carbonácea (preferencialmente energética), a oxidação do nitrogênio foi quase que completa, com eficiência de 82,7%.

A formação de  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NO}_3^-$  no efluente RSBae é um problema se o efluente for descartado em corpos de água, uma vez que eles são considerados tóxicos (RODRIGUEZ,

2011; ZOPPAS e BERNARDES, 2016). No entanto, o nitrato é um composto nitrogenado largamente utilizado como fonte de nitrogênio na agricultura.

**Figura 18 - Concentração de nitrato e nitrito do efluente no RSBae durante a operação.**



Fonte: Autora, 2018.

No caso do RSBae ficou evidente a sua maior eficiência também na remoção de sólidos totais, voláteis e fixos, correspondendo a  $65,67 \pm 13$ ,  $78,01 \pm 10$  e  $19,38 \pm 18\%$ , respectivamente (Tabela 13). Assim como ocorreu com a remoção de DQO nesse reator, esse desempenho pode ser explicado pelo metabolismo das bactérias aeróbias (CYBIS et al., 2004). Porém, o que se assemelhou entre o RSBae e o RSBan foi a maior remoção de sólidos voláteis ( $78,01 \pm 10\%$ ) em comparação com a de sólidos fixos ( $19,38 \pm 18\%$ ). A Tabela 13 mostra os valores de remoção de sólidos nos dois reatores.

**Tabela 13. Remoção Média de Sólidos (%).**

Reator	Sólidos Totais	Voláteis	Fixos
RSBan	$52,81 \pm 12$	$69,92 \pm 8$	$15,53 \pm 13$
RSBae	$65,67 \pm 13$	$78,01 \pm 10$	$19,38 \pm 18$

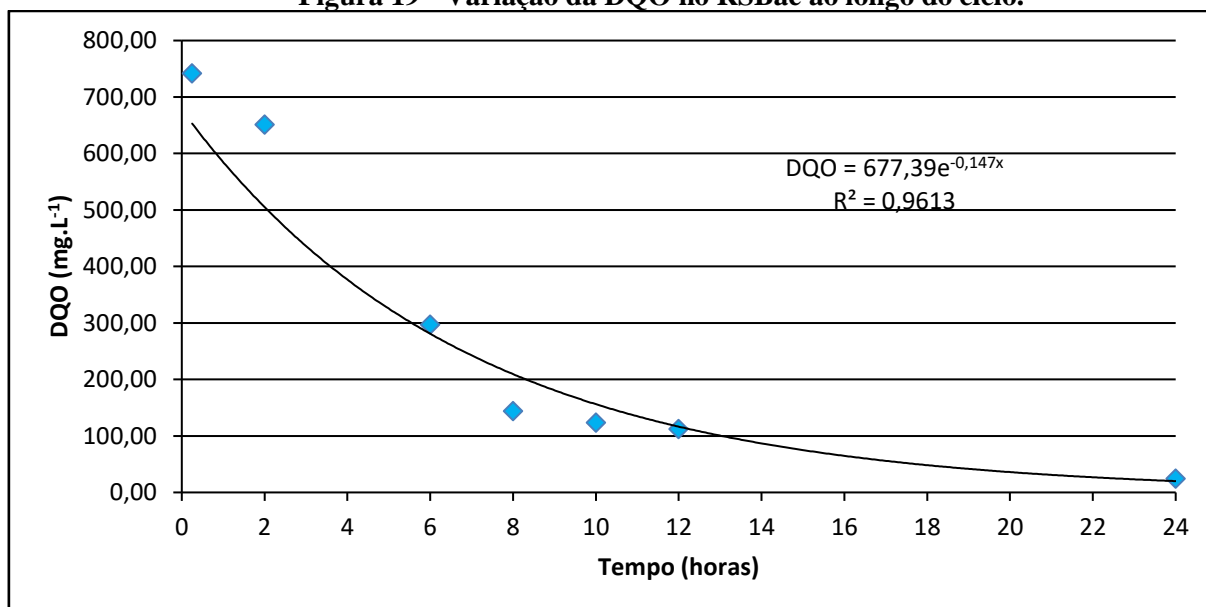
Fonte: Autora, 2018.

Apesar da maior retenção de sólidos, no RSBae também não foi feito descarte de lodo. Logo, estima-se que o crescimento da biomassa foi compensado por perdas eventuais durante amostragem na fase de reação. A concentração de sólidos voláteis no licor misto era de  $2,06 \text{ g.L}^{-1}$  com relação SV/ST de 0,789, considerada como biomassa ativa.

b) Perfil Temporal (RSBae) e estudo cinético

No 72º dia de operação do RSBae realizou-se um perfil temporal, semelhante ao do RSBan. Nesse perfil se observou o comportamento do reator com ciclo de 24h, como mostrado nos gráficos das Figura 19 e Figura 20.

**Figura 19 - Variação da DQO no RSBae ao longo do ciclo.**



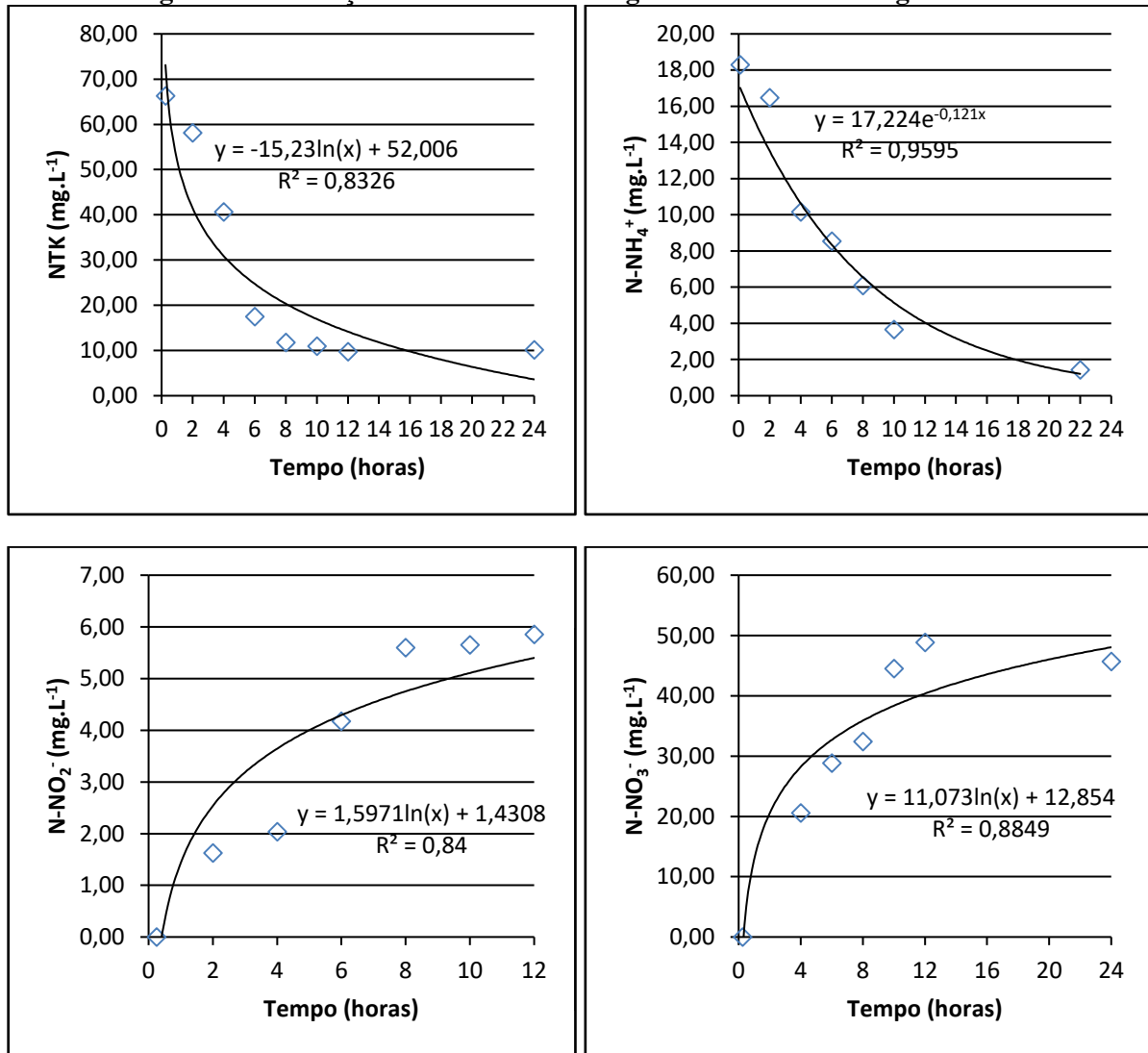
Fonte: Autora, 2018.

O resultado das análises de remoção de DQO do perfil temporal mostrou que mais de 80 % de 742,21 mg.L<sup>-1</sup> (concentração do afluente) era removida nas primeiras 8 horas de reação (Figura 19). Assim, o tempo de reação na Fase 1 de operação do RSBae também pôde ser reduzido sem prejuízo a qualidade final do efluente tratado.

Com relação a Demanda Química de Oxigênio (DQO), o estudo cinético se ajustou melhor a função exponencial, com velocidade ( $r_{obs}$ ) de reação (utilização do substrato) de 17,06 mgDQO.h<sup>-1</sup>, e o parâmetro cinético aparente estimado ( $k$ ), denominado constante de velocidade para reação de primeira ordem, de 0,14 h<sup>-1</sup>. A Figura 20 ilustra o perfil temporal das formas de nitrogênio durante a fase de reação de 22 h do reator.

A partir do perfil temporal da série nitrogenada no RSBae (Figura 20) percebeu-se que a medida que a concentração de 42,69 mg NTK.L<sup>-1</sup> era reduzida, as concentrações de nitrito e nitrato alcançaram valores de 1,4 e 45,7 mg.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Isso demonstrou que o processo de nitrificação estava acontecendo e a matéria orgânica nitrogenada sendo oxidada, já que na entrada encontrou-se 42,66 mg.L<sup>-1</sup> de N-orgânico e na saída apenas 8,13 mg.L<sup>-1</sup>.

**Figura 20 - Variação das formas de nitrogênio no RSBae ao longo do ciclo.**



Fonte: Autora, 2018.

A Tabela 14 apresenta o balanço de nitrogênio durante o ciclo com 22 horas de tempo de reação, realizado com os dados de entrada (T=0h) e de saída (T=22h).

**Tabela 14. Balanço de nitrogênio do RSBae.**

	Entrada	Saída
N-orgânico	42,66	8,13
N-amoniacal	2,03	2,03
N-nitrito	0,0	1,4
N-nitrato	0,0	45,7
N-total	42,69	10,16

Fonte: Autora, 2018.

O estudo cinético de remoção de NTK e nitrogênio amoniacal melhor se ajustaram às funções logarítmica e exponencial, respectivamente (Figura 20). Verificou-se que o parâmetro cinético (k) de velocidade para reação de primeira ordem, foi de 0,11 h<sup>-1</sup> para a remoção de N-

amoniaco e de  $15,23 \text{ h}^{-1}$  para a nitrificação. Já a velocidade de reação ( $r_{\text{obs}}$ ) do processo de nitrificação resultou na remoção de NTK com  $1,90 \text{ mgNTK.h}^{-1}$ , se estabilizando em apenas 8 h. Por outro lado, a desamonificação começou após 2h do ciclo RSBae e apresentou  $0,488 \text{ mgN-NH}_4^+.\text{h}^{-1}$ , alcançando equilíbrio em 12h de reação. Dessa forma, a resposta do RSBae possibilitou a mudança para o ciclo de 12h.

Assim como comentado sobre a nitrificação, representada pelo decaimento da concentração de NTK, percebe-se que a formação de nitrito e nitrato também acompanharam a função logarítmica (Figura 20). A velocidade e a constante de reação da nitritação e nitratação apresentaram os valores da Tabela 15, para o tempo de reação igual a 12 h, quando os valores de nitrito e nitrato atingiram suas concentrações máximas. Ou seja, isso indicou que em 12 h as reações estavam completas e o tempo de ciclo pôde ser reduzido na Etapa 2.

**Tabela 15. Parâmetros cinéticos para a nitrificação.**

Forma do N	K	$r_{\text{obs}}$
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	$1,58 \text{ h}^{-1}$	$0,133 \text{ mgN-NO}_2^-. \text{h}^{-1}$
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	$11,07 \text{ h}^{-1}$	$0,923 \text{ mgN-NO}_3^-. \text{h}^{-1}$

Legenda: k=constante de velocidade;  $r_{\text{obs}}$  = velocidade de reação/utilização do substrato. Fonte: Autora, 2018.

## 5.2. Etapa 2: Tratamento Anaeróbio com Pós-tratamento Aeróbio

### a) Operação ao longo do tempo do sistema

Na Etapa 2 foi avaliado o tratamento de esgoto sanitário combinado anaeróbio com pós-tratamento-aeróbio, visando a remoção de matéria orgânica remanescente e a nitrificação. A Tabela 16 apresenta as médias e desvios padrões dos resultados físico-químicos do afluente e efluentes do RSBan e RSBae.

**Tabela 16. Resultados físico-químicos do afluente e efluentes do RSBan e RSBae.**

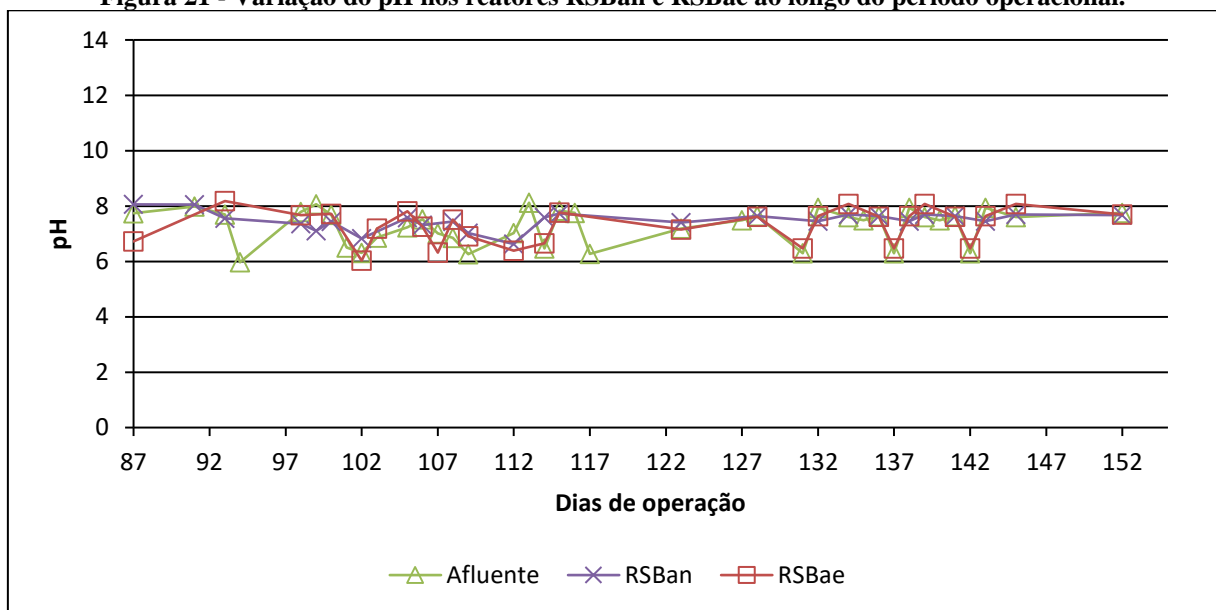
PARÂMETRO	AFLUENTE		EFLUENTE RSBan		EFLUENTE RSBae	
	Média	DP	Média	DP	Média	DP
pH	7,49	0,38	6,72	0,40	7,27	0,39
Alcalinidade Total (mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	107,04	8,33	260,09	18,39	136,94	61,44
Ácidos Voláteis (mg HAc.L <sup>-1</sup> )	24,48	0,00	111,69	28,84	21,42	5,67
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	699,60	48,55	516,36	89,66	44,03	40,12
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	64,70	15,30	59,76	14,60	9,91	10,55
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	0,09	0,10	20,04	9,76	3,33	2,40
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	-	-	10,78	5,89
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	-	-	38,18	13,80
Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )	949,60	154,19	409,29	45,33	363,71	38,44
Sólidos Fixos (mg.L <sup>-1</sup> )	178,00	97,85	256,57	81,11	213,29	74,69
Sólidos Voláteis (mg.L <sup>-1</sup> )	771,60	195,98	152,71	75,36	150,43	46,41

Fonte: Autora, 2018.

Nesta segunda etapa, o sistema RSBan+RSBae funcionou durante 80 dias com a temperatura na faixa mesofílica, variando entre  $26,0 \pm 0,76$  e  $33,4 \pm 1,85$  e concentração de oxigênio dissolvido no RSBae de  $5,44 \text{ mg.O}_2\text{L}^{-1}$ . Os valores médios e desvio padrão dos parâmetros operacionais avaliados estão apresentados na Tabela 16.

Analisando a Tabela 16 verifica-se que os valores de pH, tanto no efluente do RSBan como no RSBae, continuaram próximo a neutralidade, dentro dos intervalos que proporcionam condições ótimas para as bactérias anaeróbias e aeróbias, respectivamente: a média de  $7,49 \pm 0,38$  (afluente),  $6,72 \pm 0,40$  (RSBan) e  $7,27 \pm 0,39$  (RSBae) (Figura 21).

**Figura 21 - Variação do pH nos reatores RSBan e RSBae ao longo do período operacional.**



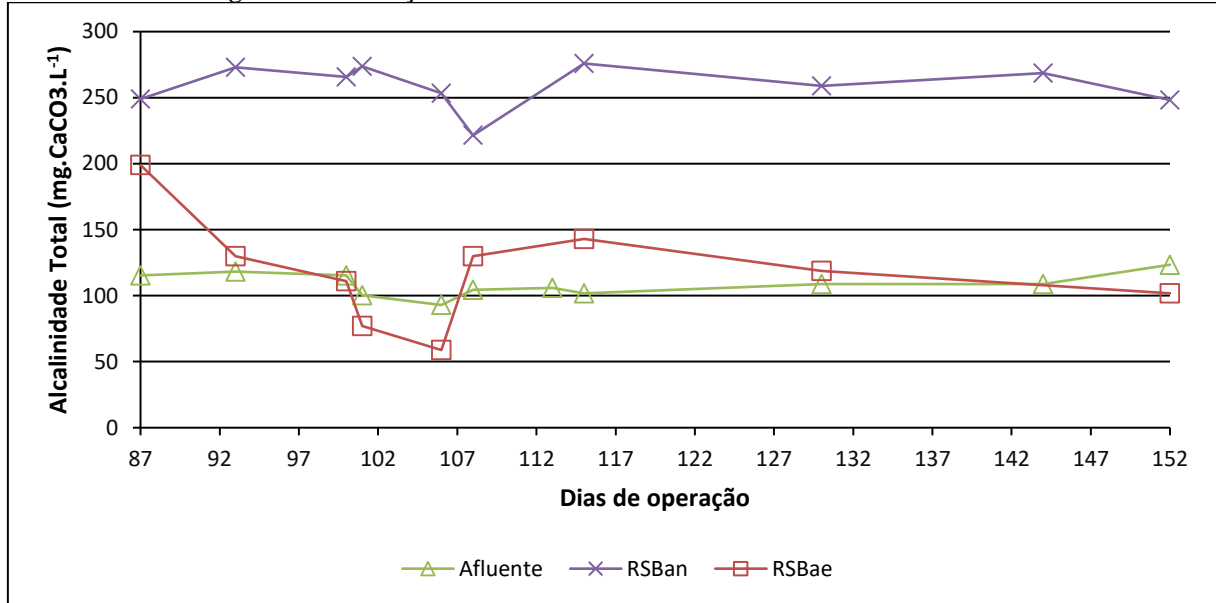
Fonte: Autora (2018).

Na Etapa 2, a conversão de nitrogênio orgânico a amoniacal no RSBan indicou tendência crescente (Figura 23), resultando na geração de alcalinidade (Figura 22). A alcalinidade média do efluente do RSBan foi de  $260,09 \pm 18,39 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$ , enquanto a do substrato sintético era de  $107,04 \pm 8,33 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$ , equivalendo a média de alcalinidade de  $153,05 \text{ mgCaCO}_3\text{.L}^{-1}$ , durante o processo de amonificação. Isto representa uma relação Alcalinidade/ $\text{N-NH}_4^+$  de 7,63, muito maior que a relação estequiométrica de  $3,57 \text{ mgCaCO}_3/\text{mgN-NH}_4^+$ . Mas vale salientar que no processo anaeróbio, a metanogênese também gerou alcalinidade

. Verificou-se também que a quantidade média de nitrogênio amonificado no RSBan na Etapa 2 ( $20,4 \text{ mgN-NH}_4^+\text{.L}^{-1}$ ) foi maior que na Etapa 1 ( $17,17 \text{ mgN-NH}_4^+\text{.L}^{-1}$ ), mas que a amonificação ainda era apenas parcial, com eficiência no mesmo patamar da etapa anterior (31%), visto que a concentração de NTK afluente nesta etapa foi maior ( $64 \text{ mg.NTK.L}^{-1}$ ). O

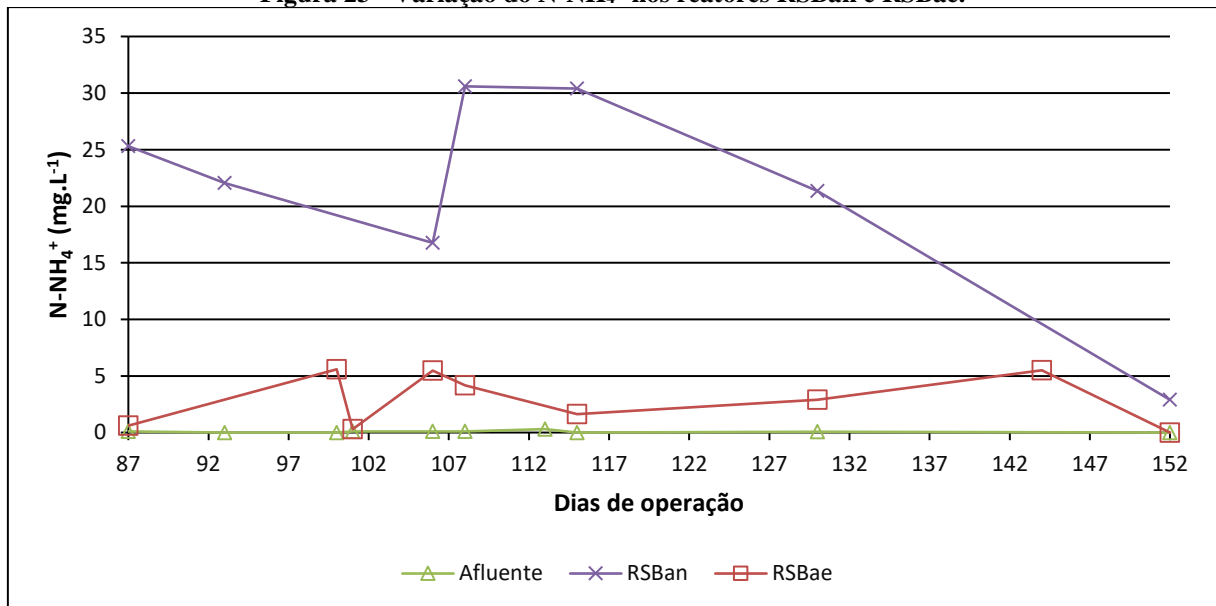
balanço de massa de nitrogênio apresentado na Tabela 17 apresenta as frações médias de nitrogênio amonificado e nitrificado na Etapa 2.

**Figura 22 - Variação da alcalinidade total nos reatores RSBan e RSBae.**



Fonte: Autora, 2018.

**Figura 23 - Variação do N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> nos reatores RSBan e RSBae.**



Fonte: Autora, 2018.

**Tabela 17. Balanço de nitrogênio no RSBae.**

Forma de Nitrogênio	Afluente	Efluente
N-orgânico (mg.L <sup>-1</sup> )	39,72	6,58
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	20,04	3,33
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	10,78
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	38,18
N-total	59,76	58,87

Fonte: Autora (2018).

A especificação das formas de nitrogênio da Tabela 18 mostram que 33,14 mgN.L<sup>-1</sup> (39,72-6,58=33,14) foram amonificados no RSBae, e 48,96 mgN.L<sup>-1</sup> (10,78+38,18=48,96) foram nitrificados. Utilizando a relação estequiométrica de geração de alcalinidade na amonificação e consumo de alcalinidade na nitrificação, tem-se o balanço teórico médio de alcalinidade no reator.

**Tabela 18. Balanço teórico de alcalinidade no RSBae.**

Processo	Nitrogênio (mgN.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )
Alcalinidade afluente	-	+ 260,09
Amonificação	33,14	+ 118,3
Nitrificação	48,96	- 350,7
TOTAL		+ 28,82

Fonte: Autora (2018).

Pelo balanço teórico da Tabela 18 verifica-se que a alcalinidade gerada na amonificação mais a alcalinidade do afluente era quase toda consumida na nitrificação. Mesmo assim, o reator RSBae apresentou valores médios de alcalinidade efluente de 136,94 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (Tabela 16), indicando que a alcalinidade não foi fator limitante a incompleta nitrificação.

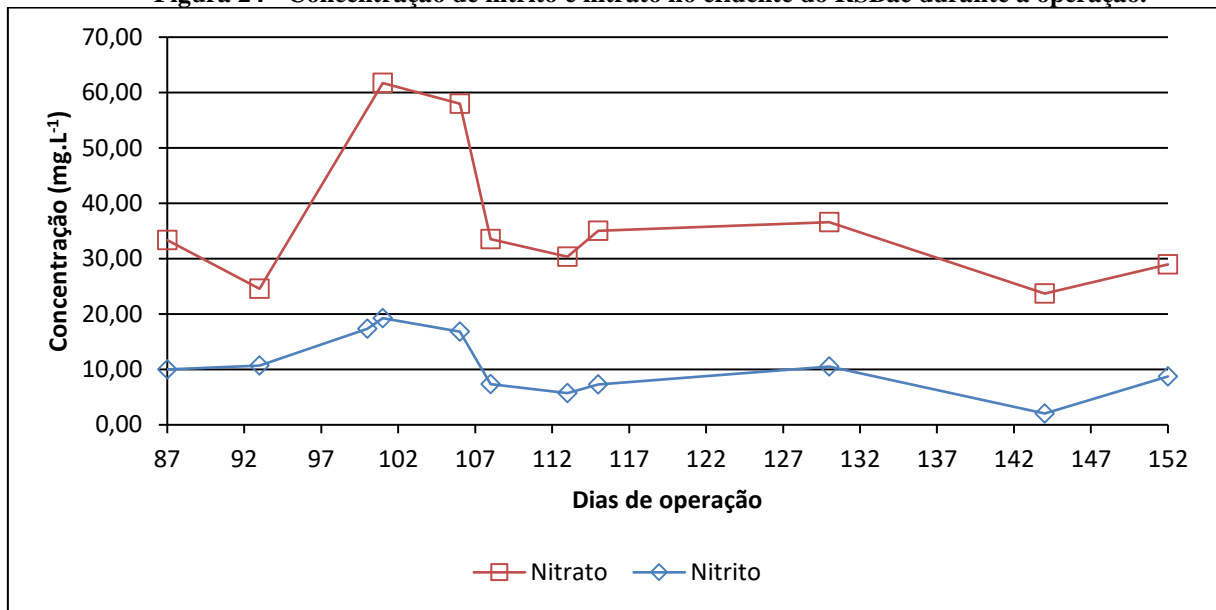
A alcalinidade remanescente associada ao fato de que produção de ácidos voláteis é cessada em reatores aeróbios, confere o equilíbrio do pH no RSBae. Além disso, esse valor está na faixa recomendada para estabilidade da biomassa no reator, como também verificado por Lamego e Costa (2011), que encontraram 140 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> no reator híbrido após a fase de nitrificação.

Além do RSBae não ter alcançado uma completa nitrificação, ainda se observa acúmulo de nitrito por esse reator, com concentrações médias de 10,72 ± 5,89 mg NO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> (Tabela 16). Isso pode ter sido devido a concentração de oxigênio dissolvido (OD) na Etapa 2 (5,44 mg.O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>), que foi inferior ao da Etapa 1 (5,86 mg.O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>), um indicativo da necessidade mais frequente de manutenção do sistema, já que o soprador de ar por vezes era obstruído pelo crescimento do lodo, o que reduzia a concentração de OD.

Na Etapa 2, o RSBae recebia efluente parcialmente amonificado, e com menor carga orgânica em relação a Etapa 1. A concentração média de NTK afluente foi de 59,76 mg.N.L<sup>-1</sup>, o qual amonificava e nitrificava. A concentração média de nitrato no efluente foi 38,18 ± 13,80 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> (Tabela 16), variando em torno deste valor durante toda essa etapa (Figura 24) indicando uma nitrificação incompleta, e inferior a Etapa 1 que foi de 42,74 mg.L<sup>-1</sup>. Logo, isso indica que a menor carga orgânica, em particular a nitrogenada, interferiu na quantidade de nitrogênio nitrificado.



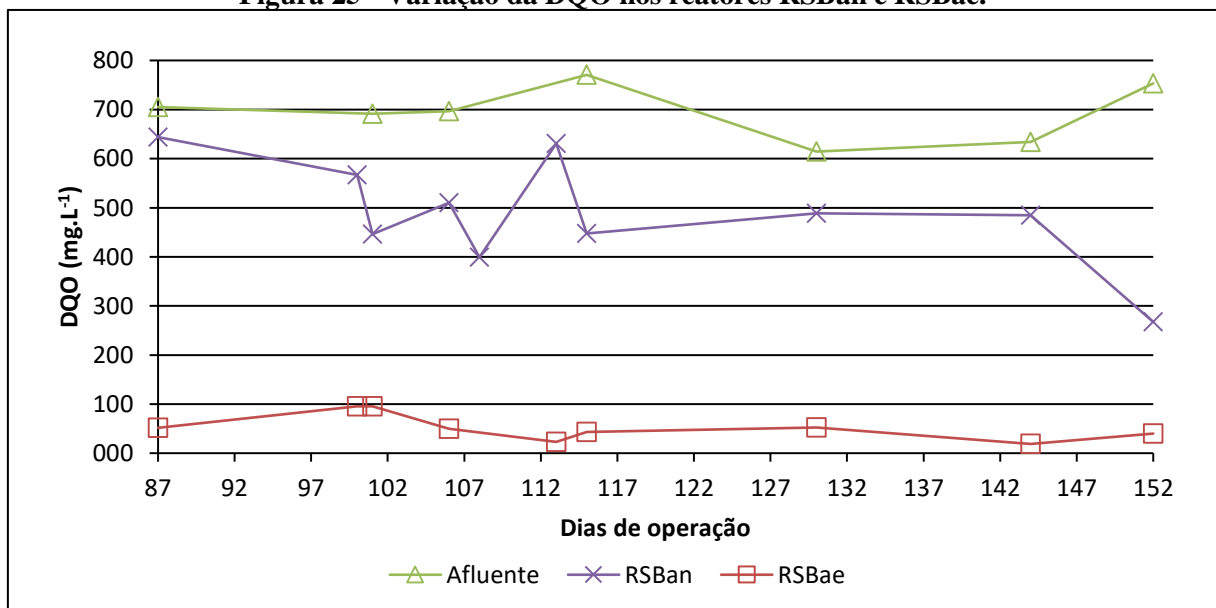
**Figura 24 - Concentração de nitrito e nitrato no efluente do RSBae durante a operação.**



Fonte: Autora (2018).

O desempenho na remoção da matéria orgânica alcançou eficiência média de  $92,63 \% \pm 4,01$ , com a complementação do tratamento anaeróbio pelo aeróbio. Essa eficiência se mostrou estável a partir dos 106 dias de operação, havendo remoção de DQO superior a 90% (Figura 25). Esse desempenho se encontra em conformidade com a literatura, como observado por Lamego e Costa (2011), que operaram RSB em fases anaeróbia, aeróbia e anóxica, obtendo 80% de remoção de DQO.

**Figura 25 - Variação da DQO nos reatores RSBan e RSBae.**



Fonte: Autora, 2018.

No entanto a eficiência de remoção de DQO no RSBan foi de apenas 26,3%, e a do RSBae 91,5%. O desempenho de remoção de matéria orgânica RSBan operando com 12 horas foi muito baixo e inferior ao da Etapa 1, onde ele funcionou com ciclos de 24 horas, sendo a eficiência de remoção de DQO igual a 52,52%. Foi verificado também um acúmulo de ácidos voláteis, em relação a etapa anterior, com concentração no efluente de 111,00 mg HAc.L<sup>-1</sup>.

Assim, percebe-se que o RSBae foi responsável pela remoção da maior fração de matéria orgânica do sistema, o qual demonstrou a melhora no desempenho do RSBae como tratamento secundário, já que a carga orgânica afluyente era menor que a da Etapa 1, quando esses reatores realizavam o tratamento de forma isolada.

O metabolismo aeróbio do RSBae possui maior desempenho na remoção de DQO, porém suporta cargas orgânicas menores em relação ao RSBan. Em contrapartida, o RSBan não remove mais material orgânico e se estabiliza com entradas maiores de concentração de DQO. Logo, quando operados em sequência, esses reatores conseguiram apresentar mais vantagens no tratamento biológico do que trabalhando segregados.

Mesmo com a redução do ciclo de 24h para 12h em cada reator, a eficiência de retenção de sólidos totais pelo sistema RSBan+RSBae foi 61,66 ± 5%. Avaliando os reatores isoladamente, o RSBan apresentou eficiência de 56,9% enquanto o RSBae apresentou 11,1%. A Tabela 19 apresenta os valores de eficiência média de retenção de sólidos nos reatores.

**Tabela 19. Remoção Média de Sólidos.**

Reator	Totais (%)	Voláteis (%)	Fixos (%)
RSBan	56,0	71,2	4,0
RSBae (pós-tratamento)	11,1	16,9	1,5
RSBan+RSBae	61,7	84,0	15,3

Fonte: Autora, 2018.

Percebe-se que a retenção de sólidos no RSBan (56%) diminuiu com a redução do tempo do ciclo, em relação a Etapa 1, que foi 65,7%. Apesar de se verificar uma retenção de sólidos no RSBan, verificou-se no final da Etapa 2 que o lodo desse reator começava a flotar (*bulking* do manto de lodo anaeróbio), indicando que parte da biomassa estava com baixa sedimentabilidade. Isto pode justificar o baixo desempenho no reator, tanto em relação ao processo de amonificação quanto em relação a remoção de DQO. Assim, após encerrar a Etapa 2, o lodo flotado (1,0 L) (Figura 27) foi retirado e substituído por um novo lodo (1,0 L), também proveniente de reator anaeróbio de ETE compacta que tratava esgoto sanitário em um condomínio residencial, sendo dada continuidade ao trabalho (Etapa 3).

**Figura 26 – Lodo anaeróbio flotado.**



Fonte: Autora (2018)

Já a menor retenção de sólidos totais no RSBae foi apenas aparente, visto que este já recebia o efluente pré-tratado no RSBan. E, mesmo com a retenção de sólidos, não foi necessário fazer descarte de lodo do RSBae, visto que o lodo, quando sedimentado aparentemente permanecia na mesma marcação de 2,0 L, que foi o volume de lodo inoculado.

b) Perfil Temporal (RSBae) e estudo cinético

Com o intuito de verificar o desempenho do RSBae, no 152º dia de operação do reator RSBae realizou-se o primeiro perfil temporal com tempo de ciclo de 12h para esse reator e coletas de amostras a cada 1,5 h. Assim, pode-se observar o comportamento do sistema ao longo desse tempo, como apresentado nos gráficos da Figura 27 e Figura 28.

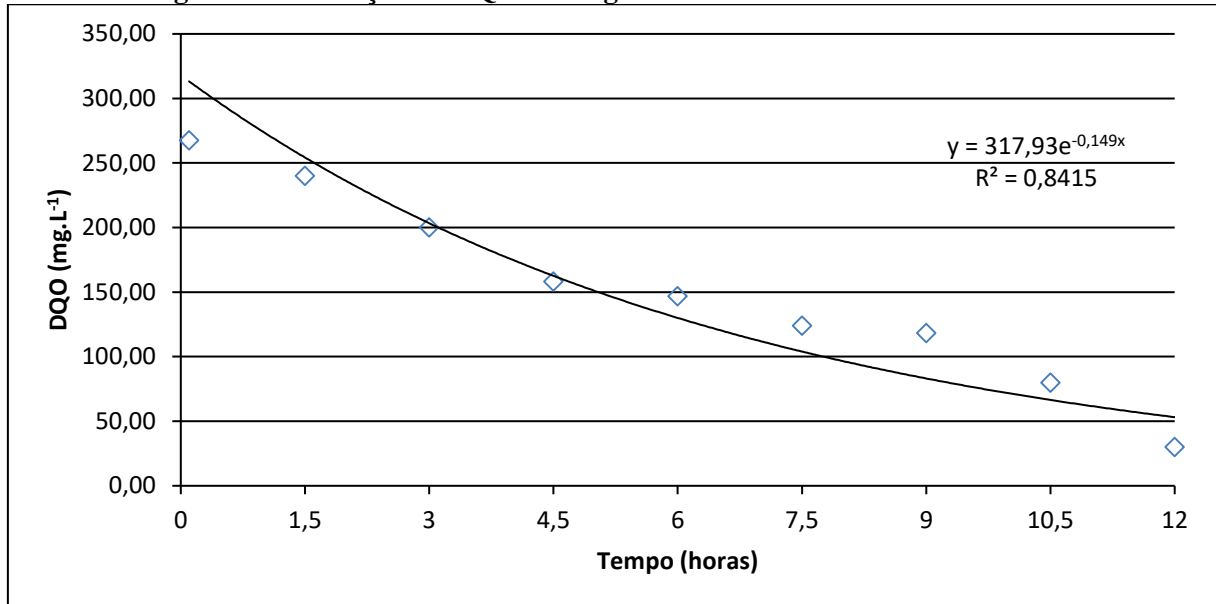
O perfil temporal do RSBae (Figura 27), trabalhando como pós-tratamento do efluente do RSBan, mostrou que o decaimento da DQO estava acontecendo ao longo de todo período de reação, mas com 8 h de reação cerca de 60% da matéria orgânica já havia sido degradada.

O decaimento da DQO ao longo da operação do reator RSBae se ajustou a função exponencial. Essa foi a mesma tendência encontrada no ciclo de 24h para o mesmo reator, porém a velocidade de reação ( $r_{obs}$ ) se apresentou menor nesta etapa, equivalendo a  $7,92 \text{ mg DQO}\cdot\text{h}^{-1}$ . Já a constante de velocidade para reação de primeira ordem se igualou a  $0,149 \text{ h}^{-1}$ , permanecendo na mesma faixa da primeira etapa, que apresentou  $0,147 \text{ h}^{-1}$ .

Assim como discutido por Siqueira (2013), sabe-se que a velocidade de reação está relacionada a quantidade de DQO na entrada do reator. Logo, devido a afinidade dos

microrganismos com o substrato, a velocidade de reação decaiu quando a disponibilidade de DQO reduziu na segunda etapa, por conta do pré-tratamento do esgoto sintético no RSBan.

**Figura 27 - Variação da DQO ao longo do ciclo do sistema RSBan+RSBae.**



Fonte: Autora (2018).

A Tabela 20 apresenta a variação da velocidade de reação ( $r_{obs}$ ) para cada tempo analisado das Etapas 1 e 2, com as diferentes cargas orgânicas no RSBae. De fato, pode-se observar que para cargas orgânicas semelhantes as velocidades de reação do RSBae se aproximam.

Comparando o início da degradação da DQO ( $267,41 \text{ mg.L}^{-1}$ ) na Etapa 2 com o tempo  $T=6\text{h}$  na Etapa 1 ( $DQO=297,2 \text{ mg.L}^{-1}$ ), nota-se que na segunda o parâmetro  $r_{obs}$  ( $46,7 \text{ mg.h}^{-1}$ ) é superior ao da primeira ( $41,2 \text{ mg.h}^{-1}$ ). Ou seja, a carga orgânica interfere no comportamento cinético, como já discutido.

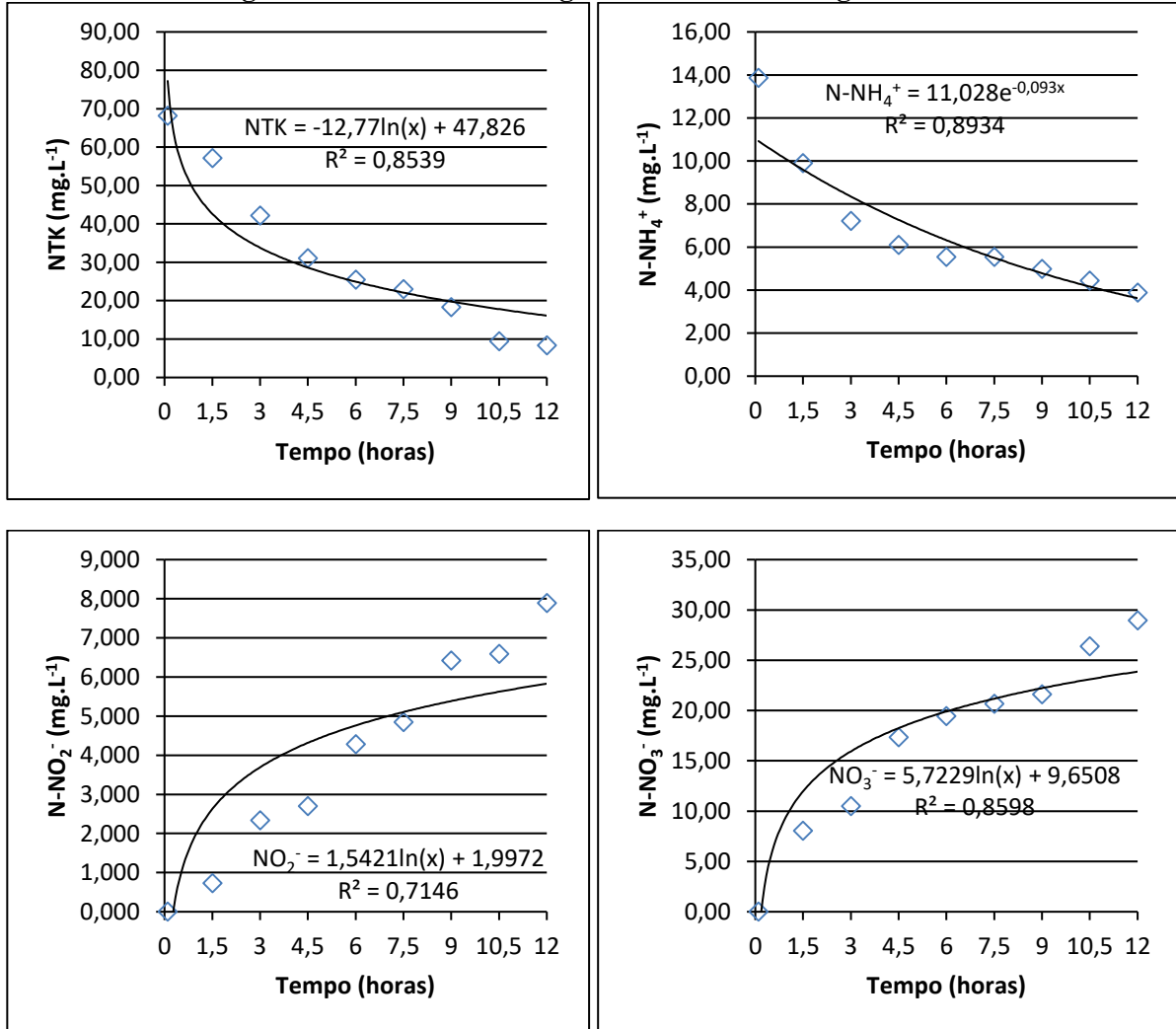
**Tabela 20. Relação entre as velocidades de reação ( $r_{obs}$ ) e o decaimento da DQO no RSBae (Etapas 1 e 2).**

ETAPA 1			ETAPA 2		
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	T (h)	$r_{obs}$ (mg.h <sup>-1</sup> )	DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	T (h)	$r_{obs}$ (mg.h <sup>-1</sup> )
742,21	0,1	95,98	267,41	0,1	46,67
651,30	2	74,21	240,00	1,5	37,88
297,24	6	41,22	200,00	3	30,30
143,82	8	30,72	158,02	4,5	24,23
123,93	10	22,89	146,66	6	19,37
112,57	12	17,06	123,93	7,5	15,49
24,49	24	2,92	118,25	9	12,39
			79,89	10,5	9,91
			30,00	12	7,92

Legenda:  $r_{obs}$  = velocidade de reação/utilização do substrato. Fonte: Autora (2018).

Com relação ao processo de amonificação e nitrificação, o perfil temporal do RSBae está apresentado na Figura 28 e a discussão segue nos próximos parágrafos.

**Figura 28 - Formas de nitrogênio no RSBae ao longo do ciclo.**



Fonte: Autora (2018).

A remoção NTK se apresentou como logarítmica e resultou no parâmetro 1,60 mg NTK.h<sup>-1</sup>, valor abaixo daquele observado na primeira etapa (1,90 mg NTK.h<sup>-1</sup>). Já a constante de velocidade foi de 12,77 h<sup>-1</sup>. Esse comportamento se assemelhou ao que aconteceu com a DQO, indicando que a menor carga orgânica proveniente do efluente tratado no RSBan proporcionou cinética mais lenta.

Continuando a observar a série nitrogenada, notou-se que a desamonificação seguiu a função exponencial, com 0,336 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.h<sup>-1</sup> de velocidade de reação ( $r_{obs}$ ) e constante de velocidade para reação 0,09 h<sup>-1</sup>. Assim, a tendência observada para DQO e NTK também se aplicou a esse processo, que funcionou mais lento do que na primeira etapa, que havia obtido 0,488 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.h<sup>-1</sup>, quando o RSBae recebia esgoto sintético na entrada.

No caso da nitrificação, os ajustes foram logarítmicos e encontrou-se os valores de  $-1,54$  e  $-5,72 \text{ h}^{-1}$  para as constantes de reação da nitrificação e nitratação, respectivamente. Além disso, nota-se que as velocidades de reação ( $r_{\text{obs}}$ ) para produção de nitrito ( $-0,128 \text{ mg NO}_2^- \cdot \text{h}^{-1}$ ) e nitrato ( $-0,477 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot \text{h}^{-1}$ ) não foram superiores àquela observada na nitrificação da Etapa 1, que apresentou  $-0,133 \text{ mg NO}_2^- \cdot \text{h}^{-1}$  e  $-0,923 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot \text{h}^{-1}$ . Ou seja, a nitrificação seguiu o mesmo comportamento da remoção de DQO, assim como do restante da série nitrogenada, visto que a nitrificação tem relação com a amonificação.

### 5.3. Etapa 3. Tratamento Anaeróbio com pós-tratamento Aeróbio e Anóxico

Na Etapa 3, a operação do tratamento biológico funcionou sob condições anaeróbia, aeróbia e anóxica, com o objetivo de remover o nitrogênio por meio de desnitrificação.

O RSBan teve seu lodo parcialmente substituído, e o manto de lodo sedimentado apresentava concentração de sólidos voláteis de  $8,1 \text{ g.L}^{-1}$  e relação SV/ST de  $0,625$ , superior ao do lodo inicial. Ele funcionou alternadamente, com um ciclo operando como reator anaeróbio recendo esgoto bruto, e no outro como reator anóxico recebendo o efluente nitrificado do reator aeróbio, que por sua vez era alimentado com o efluente tratado do reator anaeróbio. O ciclo anóxico foi dividido em duas fases: sem adição de fonte externa de carbono e com a fonte exógena de carbono.

Na primeira fase da Etapa 3 (sem adição de fonte externa de carbono), o conjunto de reatores (RSBan, RSBae e RSBax) foi operado durante 88 dias, utilizando como fonte de carbono a DQO remanescente do ciclo aeróbio.

Foi considerada como fonte endógena de carbono a DQO média remanescente do RSBan ( $199,42 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ ) depois de diluída com a DQO média remanescente do RSBae ( $58,94 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ ) que resultou numa DQO final dentro do reator no período anóxico de  $94,96 \text{ mg.DQO.L}^{-1}$ . Como valor de nitrogênio foi adotada a concentração média de N-nitrificado no RSBae ( $34,63$ ), o que resultou numa razão DQO/N de relação  $2,71 \text{ mg.DQO/mg.N-NO}_3^-$ . Esse valor está na faixa citada na literatura, que em geral se encontra entre  $2,2$  e  $9,0 \text{ mg.DQO/mg.N-NO}_3^-$  (BAE et al., 1997; PASTORELLI et al., 1997; apud CALLADO e FORESTI, 2002).

A Fase 2 da Etapa 3 visou avaliar as eficiências do tratamento de esgoto sanitário dos reatores RSBan, RSBae e RSBax, trabalhando em conjunto a remoção de matéria orgânica, amonificação, nitrificação e desnitrificação, utilizando etanol como fonte externa de carbono.

A escolha do etanol se deu por conta da sua disponibilidade na região. Assim, a partir da literatura (BANDPI E ELLIOT, 1998) adotou-se a relação teórica de 1,34 para C/N, com o intuito de não haver aumento significativo na DQO do efluente tratado, com adição de etanol.

a) Operação dos RSB ao longo do tempo

Na Fase 1 a temperatura ambiente continuou na faixa mesofílica, variando entre  $24,78 \pm 2,01$  e  $33,25 \pm 0,61$  °C e  $33,24 \pm 1,36$  °C e a concentração de oxigênio dissolvido entre 6,32 e 6,37 mg.L<sup>-1</sup>. Os valores médios com os respectivos desvios padrões dos demais parâmetros operacionais avaliados se encontram nas Tabela 21 e Tabela 22.

**Tabela 21. Resultados físico-químicos do afluente e efluentes do RSBan, RSBae e RSBax na Fase 1.**

PARÂMETRO	AFLUENTE	EF. RSBan	EF. RSBae	EF. RSBax
	Média	Média	Média	Média
pH	7,54±0,80	7,66±0,50	7,30±0,34	7,43±0,68
Alcalinidade Total (mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	140,04±20,97	324,70±52,20	95,79±51,32	192,64±42,12
Ácidos Voláteis (mg HAc.L <sup>-1</sup> )	16,01±4,70	60,33±21,72	17,49±5,29	19,23±8,61
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	654,71±91,76	199,42±68,76	58,94±73,71	103,64±31,85
NTK (mg.L <sup>-1</sup> )	68,30±11,67	67,35±7,82	10,94±9,81	22,24±4,87
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	0,23±0,44	27,68±4,74	3,43±2,39	4,28±0,00
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	8,56±5,58	0,90±1,02
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	34,63±8,89	4,62±3,20
Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )	644±116	292±167	321±115	359±80
Sólidos Fixos (mg.L <sup>-1</sup> )	180±57	148±69	137±95	214±110
Sólidos Voláteis (mg.L <sup>-1</sup> )	409±158	161±146	159±47	146±92

Fonte: Autora, 2018.

A partir dos valores médios de pH, apresentados nas Tabela 21 e Tabela 22, pode-se verificar que o ambiente continuou propício para o desenvolvimento de microrganismos anaeróbios e aeróbios durante a Fase 1, assim como para a desnitrificação. Os valores na Fase 1 foram de  $7,54 \pm 0,80$  (afluente),  $7,66 \pm 0,50$  (RSBan),  $7,30 \pm 0,34$  (RSBae) e  $7,43 \pm 0,68$  (RSBax). Na Fase 2 os resultados foram de  $8,51 \pm 0,41$  (afluente),  $8,35 \pm 0,04$  (RSBan),  $6,94 \pm 0,73$  (RSBae) e  $8,40 \pm 0,13$  (RSBax). A Figura 29 mostra a variação temporal do pH afluente e efluente dos reatores.

Na fase 1, o RSBan no ciclo anaeróbio apresentou produção de ácidos voláteis, com o valor médio de  $60,33 \pm 21,72$  mgHAc.L<sup>-1</sup>. Porém, no ciclo anóxico (RSBax) esses valores foram menores:  $19,23 \pm 8,61$  mgHAc.L<sup>-1</sup>. Ou seja, esse último se encontrou próximo ao

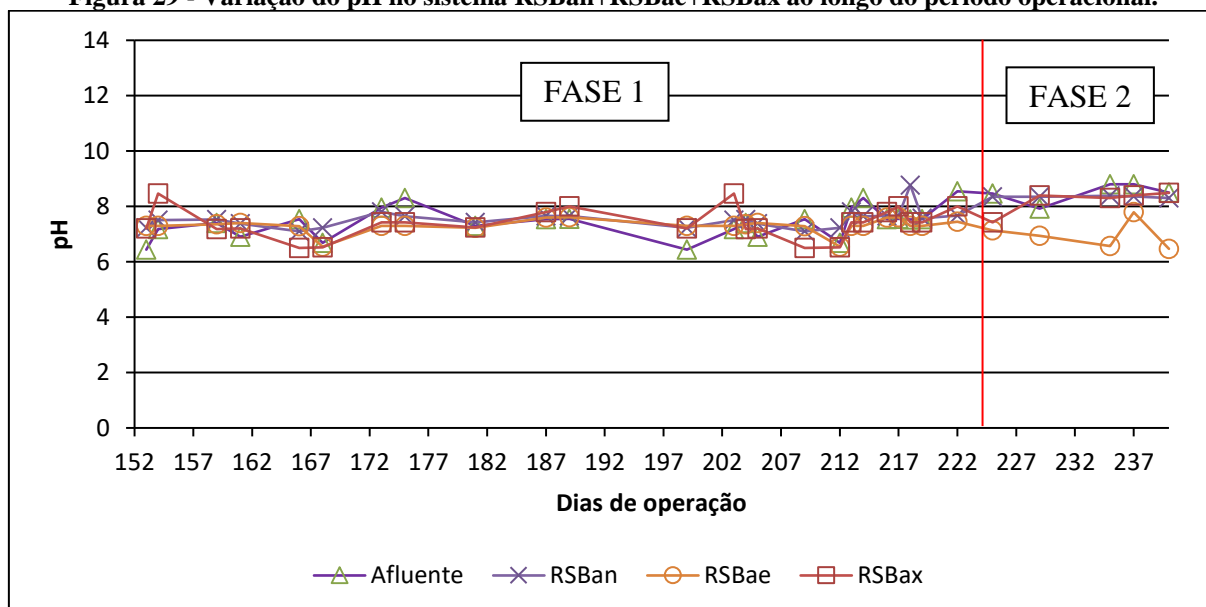
observado no afluente, que foi de  $16,01 \pm 4,70 \text{ mgHAc.L}^{-1}$  (Tabela 21). Logo, é possível que os AV gerados no ciclo anaeróbio estavam sendo consumidos como fonte de carbono para desnitrificação.

**Tabela 22. Resultados físico-químicos do afluente e efluentes do RSBan, RSBae e RSBax na Fase 2.**

PARÂMETRO	AFLUENTE	EF. RSBan	EF. RSBae	EF. RSBax
pH	$8,51 \pm 0,41$	$8,35 \pm 0,04$	$6,94 \pm 0,73$	$8,40 \pm 0,13$
Alcalinidade Total ( $\text{mg.CaCO}_3.\text{L}^{-1}$ )	$193,93 \pm 12,87$	$353,10 \pm 33,78$	$98,51 \pm 34,20$	$129,38 \pm 10,49$
Ácidos Voláteis ( $\text{mg HAc.L}^{-1}$ )	$14,28 \pm 3,53$	$28,56 \pm 7,07$	$12,24 \pm 0,00$	$14,28 \pm 3,53$
DQO ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	$612,47 \pm 81,08$	$210,59 \pm 42,19$	$49,35 \pm 45,20$	$108,31 \pm 6,03$
NTK ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	$70,22 \pm 2,62$	$70,11 \pm 5,03$	$6,10 \pm 4,54$	$13,31 \pm 12,54$
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	$0,37 \pm 0,32$	$35,11 \pm 0,42$	$4,07 \pm 2,31$	$3,88 \pm 1,47$
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	-	-	$0,01 \pm 0,00$	$0,01 \pm 0,00$
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	-	-	$46,74 \pm 11,54$	$1,45 \pm 0,12$
Sólidos Totais ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	$696 \pm 91$	$427 \pm 116$	$253 \pm 147$	$293 \pm 180$
Sólidos Fixos ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	$125 \pm 60$	$149 \pm 107$	$99 \pm 17$	$107 \pm 115$
Sólidos Voláteis ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	$465 \pm 138$	$277 \pm 141$	$154 \pm 131$	$186 \pm 65$

Fonte: Autora, 2018.

**Figura 29 - Variação do pH no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do período operacional.**



Fonte: Autora, 2018.

Na Fase 2, a concentração de ácidos voláteis manteve-se no RSBan, sendo um pouco superior à da Fase 1, cuja concentração média no efluente do ciclo anaeróbio foi de  $28,56 \pm 7,07 \text{ mg HAc.L}^{-1}$  e no ciclo anóxico de  $14,28 \pm 3,53 \text{ mg HAc.L}^{-1}$ .

A especiação desses ácidos, verificadas por cromatografia está apresentada na Tabela 23.



**Tabela 23. Especificação dos ácidos voláteis e metabólitos no RSBan e RSBax (%).**

METABÓLITO	RSBan	RSBax
Acetona	13,33	7,13
Metanol	35,82	18,87
Etanol	19,10	10,28
N-Butanol	13,86	7,41
Ácido acético	17,09	46,86
Ácido propiônico	0,81	9,15

Fonte: Autora, 2018.

Durante a Fase 1, no ciclo anaeróbico do RSBan a alcalinidade média do efluente tratado equivaleu a  $324,7 \pm 52,2 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ . Já no RSBae, devido ao processo de nitrificação, que consome alcalinidade, a concentração no efluente tratado foi de  $95,79 \pm 51,32 \text{ mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ .

No ciclo anóxico, por conta da desnitrificação que gera alcalinidade, notou-se o aumento da alcalinidade para  $192,64 \pm 42,12 \text{ mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ . Na Fase 2 a alcalinidade apresentou comportamento semelhante, com valor médio de  $353,10 \pm 33,78$  (RSBan),  $98,51 \pm 34,20$  (RSBae), e  $129,38 \pm 10,49 \text{ mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  (RSBax).

Lamego e Costa (2011) também observaram o aumento da alcalinidade devido a desnitrificação no tratamento de esgoto sanitário. Foram encontrados valores acima de  $300 \text{ mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  após as fases anóxicas, com mais de  $200 \text{ mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  na entrada do reator híbrido (LAMEGO e COSTA, 2011).

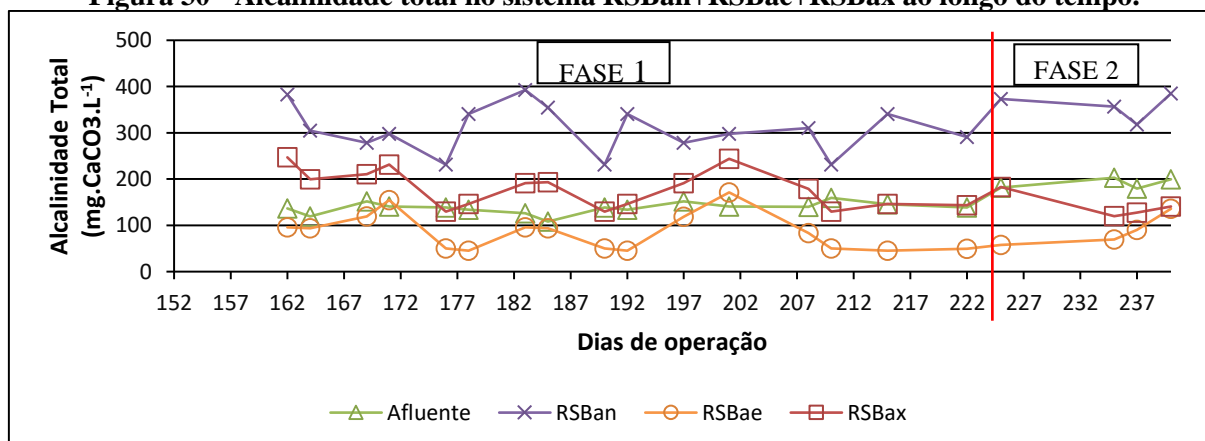
A Tabela 24 mostra a alcalinidade média no sistema operado, e a Figura 30, a variação da alcalinidade ao longo do tempo.

**Tabela 24. Variação da Alcalinidade Total Média no sistema anaeróbio-aeróbio-anóxico.**

FASE	Afluente	RSBan	RSBae	RSBax
1	$140,04 \pm 20,97$	$324,7 \pm 52,2$	$95,79 \pm 51,32$	$192,64 \pm 42,12$
2	$193,93 \pm 12,87$	$353,10 \pm 33,78$	$98,51 \pm 34,20$	$129,38 \pm 10,49$

Fonte: Autora, 2018.

**Figura 30 - Alcalinidade total no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do tempo.**



Fonte: Autora, 2018.

Na Fase 1, o NTK no afluente do RSBan era  $67,3 \pm 11,67 \text{ mgN.L}^{-1}$  e na Fase 2  $70,22 \pm 2,62 \text{ mgN.L}^{-1}$ , sendo que em ambas quase todo nitrogênio estava na forma orgânica. Além disso, o percentual de nitrogênio amonificado no RSBan foi 40,5%, na Fase 1, e na Fase 2 50%, demonstrando a recuperação desse reator após a complementação do lodo, no final da Etapa 2, onde o percentual de amonificação era apenas 26,3 %.

O percentual de nitrogênio amonificado estava abaixo do esperado para processos anaeróbios. Logo, é provável que isso tenha sido devido a uma deficiência na fase de hidrólise, onde ocorre a quebra de partículas maiores. No caso específico da proteína, que representa a parcela de nitrogênio orgânico, pressupõe-se que não houve a sua conversão completa durante a amonificação, como discutido na revisão de literatura (METCALF e EDDY, 2016; MADIGAN et al, 2010).

No RSBae, o N-orgânico remanescente do RSBan foi amonificado e posteriormente oxidado a nitrato, em ambas as fases. O processo de nitrificação atingiu eficiência média de 80,6% na Fase 1, resultando numa concentração média no efluente de  $9,75 \pm 8,90 \text{ mg.NTK.L}^{-1}$ , e de  $34,63 \pm 8,89 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$ . Já na Fase 2 esse valor atingiu eficiência média de 85,7 %, indicando o processo de nitrificação. De fato, a concentração média no efluente de  $9,75 \pm 8,90 \text{ mg.NTK.L}^{-1}$ , e de  $46,74 \pm 11,54 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$ ; demonstrou uma remoção quase completa de nitrogênio amoniacal e orgânico na terceira etapa.

No RSBax, em ambas as fases, a concentração de NTK foi superior ao do RSBae, com valor médio de  $22,24 \pm 4,87 \text{ mg.NTK.L}^{-1}$ , na Fase 1, e de  $13,31 \pm 12,54 \text{ mg.NTK.L}^{-1}$ , na Fase 2, certamente devido a mistura do efluente aeróbio com o efluente remanescente do ciclo anaeróbio anterior.

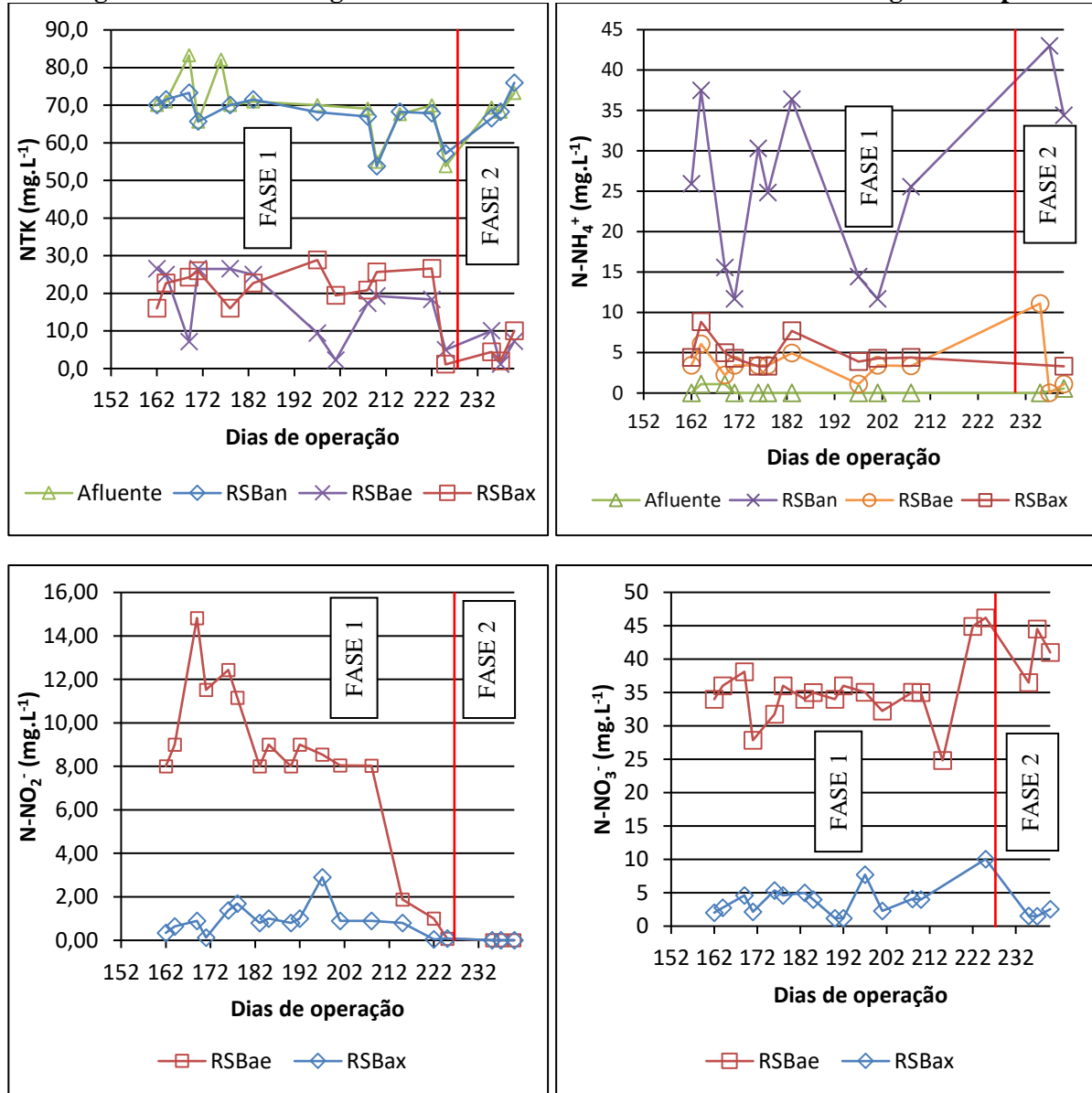
Quanto a desnitrificação, na Fase 1 verificou-se a remoção de nitrato, havendo a diminuição na concentração média de  $34,63 \pm 8,89 \text{ mg.N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$  para  $4,62 \pm 3,20 \text{ mg.N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$ , com eficiência média de desnitrificação de 86,7% e relação média DQOr/N de 2,71. Por outro lado, na Fase 2 a diminuição na concentração média de nitrato foi de  $46,74 \pm 1,45 \text{ mg.N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$  para  $1,45 \pm 3,20 \text{ mg.N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$ , com eficiência média de desnitrificação de 89,3% e relação média C/N de 1,34.

Nota-se que os desempenhos da desnitrificação na Etapa 3 se encontraram próximo aos encontrados pela literatura (LIU, 2013; LAMEGO e COSTA, 2011; CALLADO, 2001; BANDPI E ELLIOT, 1998). Utilizando RSB, Lamego e Costa (2011) avaliaram a desnitrificação sem incremento de carbono e alcançaram eficiências de 80% na desnitrificação. Por outro lado, Bandpi e Elliot (1998) e Callado (2001) realizaram a desnitrificação com etanol,

obtendo as eficiências de 91 e 100%, respectivamente. Logo, isso indica que a adição da fonte externa de carbono também favoreceu o desempenho de outros reatores.

A série nitrogenada das Fases 1 e 2 está apresentada na Figura 31.

**Figura 31 – Série nitrogenada no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do tempo.**



Fonte: Autora, 2018.

As Tabela 25 e Tabela 26 apresentam o balanço de nitrogênio no sistema para as duas fases operacionais, e revelam que a eficiência global de remoção de nitrogênio na Fase 1 foi de 40,6%, utilizando como fonte de carbono no ciclo anóxico a matéria orgânica remanescente do ciclo anaeróbico com relação DQOr/N de 2,71. Já na Fase 2 esse valor era 79,0%, utilizando etanol como fonte de carbono com razão C/N de 1,34.

**Tabela 25. Balanço de nitrogênio do sistema RSBan+RSBae+RSBax na Fase 1,**

	Subs. Sintético	Efl. RSBan	Efl. RSBae	Efl. RSBax
N-orgânico	68,3	39,67	7,51	17,96
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	0	27,68	3,43	4,28
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	8,56	0,9
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	34,63	4,62
N-total	68,3	67,35	54,13	27,76

Fonte: Autora, 2018

**Tabela 26. Balanço de nitrogênio do sistema RSBan+RSBae+RSBax na Fase 2.**

	Subs. Sintético	Efl. RSBan	Efl. RSBae	Efl. RSBax
N-orgânico	70,22	35,00	2,03	9,43
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	0	35,11	4,07	3,88
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	0,01	0,01
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	-	-	46,74	1,45
N-total	70,22	70,02	52,85	14,77

Fonte: Autora, 2018.

As Tabela 27 e Tabela 28, apresentam o balanço estequiométrico de alcalinidade em função dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação no sistema RSBan + RSBae + RSBax, nas duas fases operacionais da Etapa 3.

**Tabela 27. Balanço teórico de alcalinidade no sistema de tratamento.****Reator Sequencial em Batelada Anaeróbio (RSBan)**

Processo	Nitrogênio (mgN.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )
Amonificação	27,68	+98,82
<b>TOTAL</b>		<b>+98,82</b>

**Reator Sequencial em Batelada Aeróbio (RSBae)**

Processo	Nitrogênio (mgN.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )
Amonificação	18,94	67,62
Nitrificação	43,19	- 308,38
<b>TOTAL</b>		<b>- 240,76</b>

**Reator Sequencial em Batelada Anóxico (RSBax)**

Processo	Nitrogênio (mgN.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )
Desnitrificação	37,76	+134,48
<b>TOTAL</b>		<b>+134,48</b>

Fonte: Autora, 2018.

**Tabela 28. Balanço teórico de alcalinidade no sistema de tratamento.****Reator Sequencial em Batelada Anaeróbio (RSBan)**

Processo	Nitrogênio (mgN.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )
Amonificação	35,11	+125,34
<b>TOTAL</b>		<b>+125,34</b>

**Reator Sequencial em Batelada Aeróbio (RSBae)**

Processo	Nitrogênio (mgN.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )
Amonificação	15,71	+ 56,08
Nitrificação	46,75	- 333,80
<b>TOTAL</b>		<b>- 277,71</b>

**Reator Sequencial em Batelada Anóxico (RSBax)**

Processo	Nitrogênio (mgN.L <sup>-1</sup> )	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )
Desnitrificação	45,29	+ 161,68
<b>TOTAL</b>		<b>+ 161,68</b>

Fonte: Autora, 2018

Comparando os dados das Tabela 25 e Tabela 26 com os constantes nas Tabela 27 e Tabela 28, tem-se que a alcalinidade teórica média no RSBan, na Fase 1, seria de 265,34 mg.CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (140,04 + 98,82 = 265,34), mas a medida foi 324,7 mg.CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Da mesma forma, na Fase 2 a alcalinidade teórica do RSBan era de 319,27 mg.CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (193,93 + 125,34 = 319,27), mas a medida foi 353,1 mg.CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Ambas alcalinidades médias medidas foram ligeiramente superiores a teórica, porém essa diferença deve-se ao fato de que outros processos que ocorrem no reator e também geram alcalinidade, como a metanogênese ou até mesmo a volatilização de CO<sub>2</sub>.

Na Fase 1 a alcalinidade média esperada no RSBae seria de 83,94 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (324,7 – 240,76 = 83,94), e a medida foi de 95,79 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Analogamente, na Fase 2, alcalinidade média esperada no RSBae seria de 46,40 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (353,1 – 277,77 = 75,73), e a medida era de 98,51 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. De fato, ambas eram inferiores a teórica, indicando que outros processos contribuíram para a geração de alcalinidade. Por outro lado, verificou-se que havia alcalinidade disponível para nitrificar todo o amônio, e que a alcalinidade não foi fator limitante para esse processo.

No RSBax, durante a Fase 1, a alcalinidade gerada na desnitrificação aliada a disponível no efluente, teoricamente resultaria em 230,27 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> (95,79 + 134,48= 230,25), mas a alcalinidade medida foi 192,64 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Já na Fase 2 a alcalinidade teórica seria de 259,51 (98,51 + 161 = 259,51 CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>), e a medida 129,38 mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Logo, os valores teóricos foram maiores que os medidos, indicando um consumo de alcalinidade no reator. Talvez os ácidos voláteis remanescentes do ciclo anaeróbico anterior estivessem sendo parcialmente neutralizados pela alcalinidade gerada e o excedente utilizados como fonte endógena de carbono para a desnitrificação.

**Tabela 29. Variação da Alcalinidade Total Média no sistema anaeróbico-aeróbico-anóxico.**

FASE	Afluente	RSBan	RSBae	RSBax
1	140,04 ± 20,97	324,7 ± 52,2	95,79 ± 51,32	192,64 ± 42,12
2	193,93±12,87	353,10 ± 33,78	98,51 ± 34,20	129,38 ± 10,49

Fonte: Autora, 2018.

Em suma, o RSBax conseguiu atingir o objetivo de remover mais nitrato com a adição do etanol para desnitrificação com fonte exógena de carbono (Fase 2). De fato, os 46,74 ± 11,54 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> oriundos do RSBae foram reduzidos a 1,45 ± 0,12 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> (Figura 31 e Tabela 22). Porém, a relação C/N (correspondente ao etanol) equivaliu a 1,34, ou seja, superior ao relatado por Callado e Foresti (2002), que alcançaram a desnitrificação com um C/N de 0,83.

Como consequência da relação C/N igual a 1,34, houve o aumento do valor médio da DQO de  $49,35 \pm 45,20$  no efluente do RSBae para  $108,31 \pm 6,03 \text{ mg.L}^{-1}$  no RSBax (Tabela 22 e Figura 32), um pouco maior do que o ocorrido na Fase 1 (sem adição de carbono) de  $58,94 \pm 73,71$  para  $103,64 \pm 31,85 \text{ mg.L}^{-1}$  do RSBae para o RSBax. Ou seja, isso indica que devido ao acréscimo de carbono na entrada do RSBax, houve esse aumento na DQO do seu efluente, como também discutido por Zoppas e Bernardes (2016).

Percebeu-se ainda que a relação C/N referente ao nitrato desnitrificado ( $40,67-1,85=38,81 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$ ) foi maior do que a fornecida, sendo igual a 1,40. Logo, a quantidade de etanol poderia ser reduzida, visto que a desnitrificação não utilizou todo etanol. Dessa forma, a variação da DQO por conta do incremento da fonte externa seria menor.

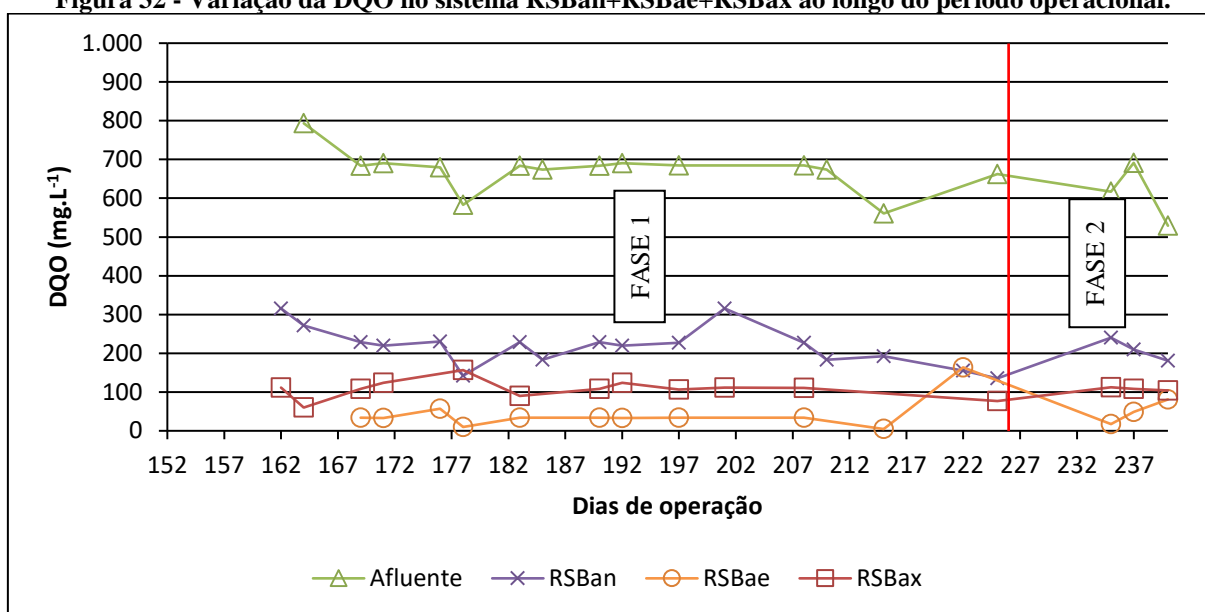
Durante a operação do RSB sob condições anaeróbias, a eficiência média de remoção da DQO foi de 71,88%. Ou seja, 71,88% da matéria orgânica carbonácea presente no afluente foi removida no ciclo anaeróbio. Essa eficiência é muito superior àquela observada na Etapa 2: 26%. Isso deve-se a substituição parcial do lodo, cuja massa flotada foi descartada e substituída por novo lodo anaeróbio.

A eficiência média de remoção de DQO do afluente apresentou, na saída do RSBae, maior resultado na Fase 1 da Etapa 3, com  $98,71 \pm 0,67\%$  de aproveitamento. Por outro lado, pela Tabela 21 verifica-se que a DQO efluente da fase anóxica (efluente final do sistema combinado) era maior que a do afluente deste ciclo (efluente aeróbio), mas inferior ao do ciclo anaeróbio, o que resultava numa eficiência média final de remoção de DQO de 84%.

A remoção de DQO na Fase 2 pode ser observada a partir da Figura 32, indicando redução de  $612,47 \pm 81,08 \text{ mg.L}^{-1}$ , no afluente, para  $210,59 \pm 42,19 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $49,35 \pm 45,20 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $108,31 \pm 6,03 \text{ mg.L}^{-1}$ , nos efluentes dos RSBan, RSBae e RSBax, respectivamente (Tabela 22). Esses dados representaram a eficiência média de  $81,05 \pm 1,01\%$ , ao final da operação do sistema de tratamento RSBan+RSBae+RSBax. Porém, vale salientar que o RSBae apresentou  $90,91 \pm 8,87\%$  de remoção da DQO, o que indica que o acréscimo do etanol e o arraste de sólidos interferiu nesse aspecto.

Na Fase 1, observou-se que a retenção de sólidos diminuía de um reator para o outro. O RSBan obteve melhores resultados quanto a remoção de sólidos ( $64,30 \pm 9\%$ ,  $73,63 \pm 18\%$  e  $28,76 \pm 27\%$  para sólidos totais, voláteis e fixos, respectivamente). Seguido pelo RSBae e por fim o RSBax que apresentou eficiência menor quando comparado ao RSBan de  $39,42 \pm 8\%$ ,  $56,25 \pm 7\%$  e  $7,18 \pm 9\%$ , para sólidos totais, voláteis e fixos, respectivamente.

**Figura 32 - Variação da DQO no sistema RSBan+RSBae+RSBax ao longo do período operacional.**



Fonte: Autora, 2018.

Quanto a retenção de sólidos no sistema, as Tabela 30 e Tabela 31 apresentam as eficiências de remoção observadas nos reatores.

**Tabela 30. Variação da eficiência de remoção de sólidos nos reatores, durante a Fase 1.**

Remoção Média de Sólidos (%)

	Totais	Voláteis	Fixos
RSBan	64,30 ± 9	73,63 ± 18	28,76 ± 27
RSBae	46,19 ± 20	45,35 ± 23	34,29 ± 24
RSBax	39,42 ± 8	56,25 ± 7	7,18 ± 9

Fonte: Autora, 2018.

**Tabela 31. Variação da eficiência de remoção de sólidos nos reatores, durante a Fase 2.**

Remoção Média de Sólidos (%)

REATOR	Remoção Média de Sólidos (%)		
	Totais	Voláteis	Fixos
RSBan	40,15 ± 30	37,74 ± 30	44,99 ± 11
RSBae	64,50 ± 25	67,07 ± 23	39,89 ± 11
RSBax	78,16 ± 0	52,05 ± 76	84,34 ± 0

Fonte: Autora, 2018.

Na Fase 2, a remoção de sólidos apresentou-se de forma inversa, e percebeu-se um aumento gradativo na eficiência de um reator para outro. A medida que o esgoto era tratado em cada RSB havia um maior percentual de sólidos totais removidos: 40,15 ± 30 (RSBan), 64,50 ± 25 (RSBae), 78,16 ± 0 (RSBax) mg.L<sup>-1</sup> de sólidos totais. Mas, de forma geral em ambas fases os dados apontam para uma retenção de sólidos no sistema.

Mesmo tendo sido verificada retenção de sólidos nos reatores, da mesma forma que nas etapas anteriores, não foi necessário fazer descarte de lodo em nenhum reator, pois a altura da manta de lodo sedimentado nos reatores apresentava-se apenas um pouco acima da marca inicial de 2,0 L de quando foi feita a inoculação do reator. A concentração de sólidos voláteis verificada no lodo sedimentado, no final da Etapa 2 foi de 8,2 g.L<sup>-1</sup> e relação SV/ST de 0,72 para o lodo do RSBan/ax. Por outro lado, para o lodo do RSBae, esse valor foi 7,6 g.L<sup>-1</sup>, com relação SV/ST de 0,77, indicando que em ambos reatores mais de 70% dos sólidos presentes eram orgânicos, os quais foram considerados como biomassa. Essa concentração de SV no RSBae representou uma concentração de 1,97 g.L<sup>-1</sup> no licor misto.

#### b) Perfil Temporal (RSBax) e estudo cinético

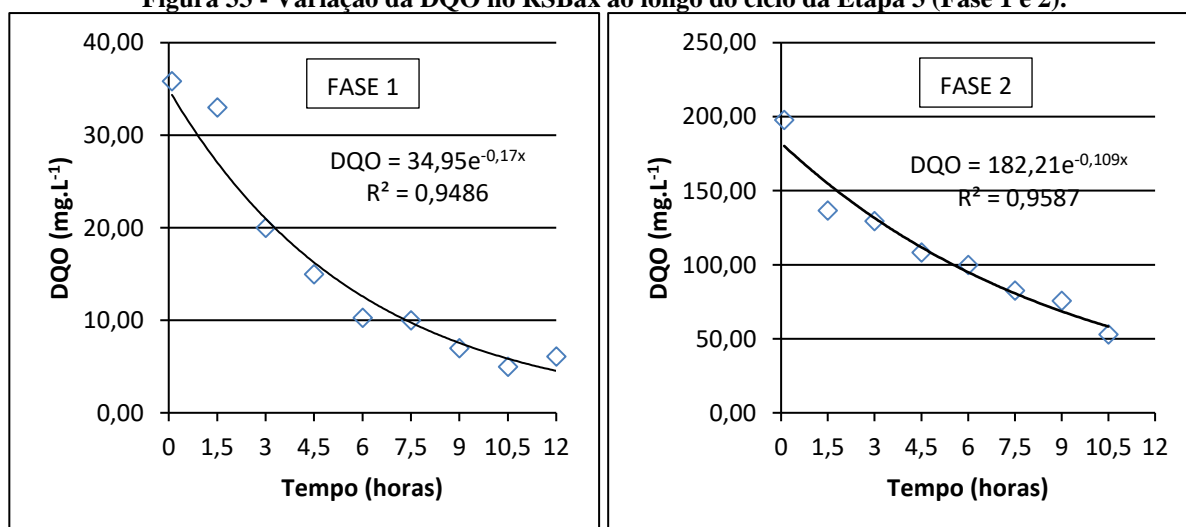
No 225º dia de operação dos reatores RSB realizou-se o perfil temporal da Fase 1 com coletas de amostras a cada 1,5h durante o ciclo operacional. Como o foco dessa etapa foi a desnitrificação no RSBax, apenas esse reator foi avaliado.

No 240º dia de operação dos reatores, também foi realizado o perfil temporal da Fase 2 do RSBax, com coleta de amostras a cada 1,5h durante o ciclo.

A capacidade de desnitrificar está relacionada com a quantidade de substrato biodegradável presente no reator. Dessa forma foi traçado o perfil temporal, apresentado na Figura 33, para a utilização da DQO remanescente (DQOr) do ciclo anaeróbico na desnitrificação (Fase 1) e DQO remanescente mais fonte de carbono (Fase 2).

Pelos gráficos da Figura 33 observa-se que a utilização do substrato ocorria praticamente durante toda a fase de reação, nas duas fases.

**Figura 33 - Variação da DQO no RSBax ao longo do ciclo da Etapa 3 (Fase 1 e 2).**



Fonte: Autora, 2018.



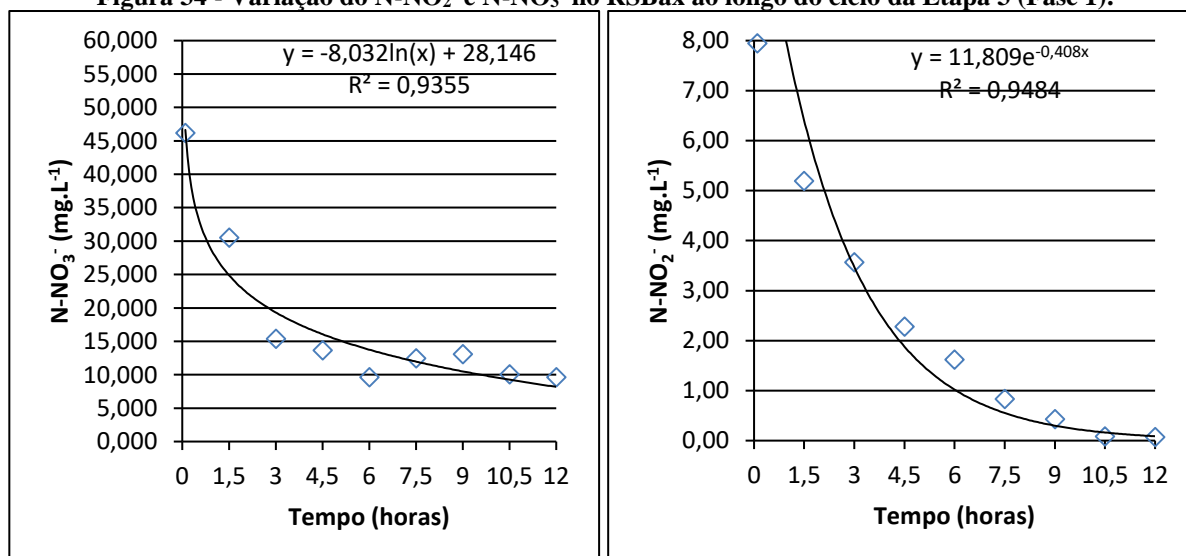
O estudo cinético do perfil da Fase 1 melhor se ajustou a função exponencial. Nesta etapa, o  $r_{obs}$  foi de  $0,77 \text{ mg DQO.h}^{-1}$  e constante de reação de  $0,17 \text{ h}^{-1}$ . Isso se deve ao fato de que havia menor carga orgânica no afluente do RSBax.

Na Fase 2, o melhor ajuste também foi a função exponencial, porém a utilização de DQO apresentou comportamento cinético diferente da Fase 1. Nas 12 horas de funcionamento do sistema, ele apresentou velocidade de reação ( $r_{obs}$ ) de  $5,37 \text{ mg DQO.h}^{-1}$  e constante de reação de  $0,109 \text{ h}^{-1}$ . Isso foi consequência da nova configuração, que possuía DQO inicial aproximada de  $200 \text{ mg.L}^{-1}$ , enquanto na primeira fase a mesma se encontrava abaixo de  $40 \text{ mg.L}^{-1}$ . Em outras palavras, a fonte de carbono externa provocou aumento na velocidade dessa reação, sugerindo a afinidade dos microrganismos com o etanol.

Na desnitrificação, o nitrato oxidado foi reduzido para nitrito e depois a nitrogênio molecular. Para melhor entender como se dava esse processo no RSBax, foram traçados os perfis temporais de redução de nitrato e nitrito, para as duas fases, como apresentados nas Figura 34 e Figura 35.

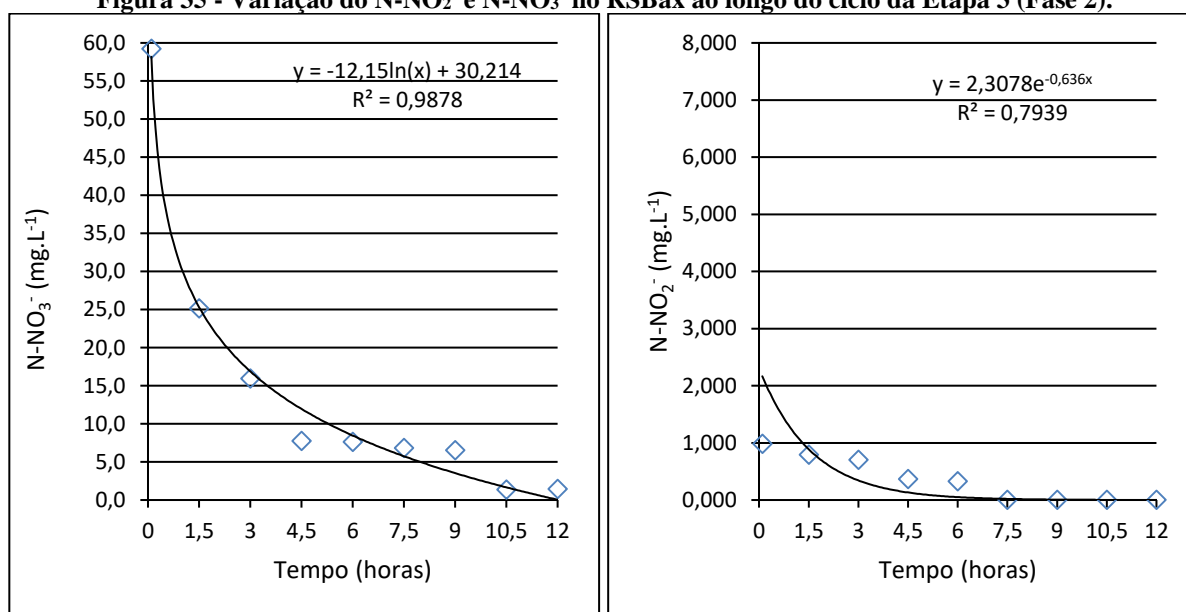
Os perfis temporais mostram que o processo de desnitrificação ocorria durante toda a fase de reação, mas que a maior parcela de desnitrificação se dava nas seis primeiras horas. Porém, utilizando apenas a DQO remanescente, o nitrato restante se estabilizava no patamar de  $12 \text{ mg.N.L}^{-1}$ , enquanto que, quando foi adicionado o etanol, o nitrato remanescente se estabilizou em torno de  $7 \text{ mg.N.L}^{-1}$ . Outra observação é que, na Fase 1, a redução de nitrito a nitrogênio molecular ocorria gradativamente durante toda a fase de reação, diferente da Fase 2, onde a redução de nitrito a nitrogênio molecular era mais rápida e acontecia nas 6 primeiras horas (Figura 34 e Figura 35).

**Figura 34 - Variação do  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NO}_3^-$  no RSBax ao longo do ciclo da Etapa 3 (Fase 1).**



Fonte: Autora, 2018.

**Figura 35 - Variação do N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> e N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> no RSBax ao longo do ciclo da Etapa 3 (Fase 2).**



Fonte: Autora, 2018.

O estudo cinético mostrou que, nas duas fases, a redução de nitrato a nitrito se ajustou melhor ao modelo logarítmico, enquanto que a redução de nitrito a nitrogênio molecular melhor se ajustou ao modelo exponencial. A Tabela 32 mostra os parâmetros cinéticos para os perfis temporais da Etapa 3.

**Tabela 32. Parâmetros cinéticos para o RSBax na Etapa 3 (Fases 1 e 2).**

Parâmetro	Fase 1		Fase 2		Ajuste
	k (h <sup>-1</sup> )	r <sub>obs</sub> (mg.h <sup>-1</sup> )	k (h <sup>-1</sup> )	r <sub>obs</sub> (mg.h <sup>-1</sup> )	
DQO	0,170	0,77	0,109	5,37	Exponencial
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	0,408	0,04	0,636	0,01	Exponencial
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	8,032	0,67	12,15	1,01	Logarítmico

Legenda: k=constante de velocidade; r<sub>obs</sub> = velocidade de reação/utilização do substrato. Fonte: Autora, 2018.

Avaliando a desnitrificação a partir da redução do nitrato, os parâmetros cinéticos foram de 8,032 h<sup>-1</sup> e 12,15 h<sup>-1</sup>, para a constante k, enquanto as velocidades de reação equivaleram a 0,67 N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.h<sup>-1</sup> e 1,01 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.h<sup>-1</sup>, para as Fases 1 e 2, respectivamente. De fato, o incremento com etanol favoreceu a desnitrificação por ser uma fonte de carbono de rápida assimilação e mais biodegradável. Ou seja, isso sustenta que o etanol impulsionou esse processo no RSBax, promovendo maior remoção de nitrato.

No caso da desnitrificação por via curta, encontrou-se os valores de 0,408 e 0,636 h<sup>-1</sup> para as constantes de remoção de nitrito nas Fases 1 e 2, respectivamente. Ou seja, o aumento de k sugeriu maior afinidade dos desnitrificantes com o etanol na segunda fase, visto que ele era a fonte de carbono preferencial. Por outro lado, a velocidade de reação (r<sub>obs</sub>) foi maior na

primeira fase (0,04 mg.h<sup>-1</sup>), indicando a predominância dos microrganismos responsáveis pela desnitrificação que apresentavam rápido crescimento e menor afinidade com o substrato, que se tratava da DQO remanescente.

#### 5.4. Avaliação do potencial de reúso urbano não potável

A partir dos resultados obtidos e de critérios adotados no Brasil, pretendeu-se avaliar o potencial de reúso do efluente dos reatores. As instituições NBR (1997), SINDUSCON-SP (2005), USEPA (2004) e FIESP (2005) fazem referência à alguns parâmetros que foram estudados na etapa de análises físico-químicas do presente trabalho. Porém, vale ressaltar que as considerações feitas a seguir necessitariam de mais estudos para serem aplicadas de fato, já que o esgoto tratado é sintético, o tratamento observado era em escala de bancada e não foram analisados todos os critérios exigidos nas normas. A Tabela 33 apresenta um quadro de atendimento dos efluentes do RSBae às recomendações das referidas instituições.

**Tabela 33. Atendimento do efluente do RSBae às recomendações da NBR, 1997; USEPA, 2004; FIESP, 2005; SINDUSCON-SP, 2005.**

	pH	DQO ou DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	Alcalin. (mg.L <sup>-1</sup> )	Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )	Nitrato (mg.L <sup>-1</sup> )	Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )	NTK (mg.L <sup>-1</sup> )
Reúso Urbano	OK	NA	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Construção	OK	NA	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Lavagem de carros	OK	NA	OK	NE	OK	NA	NA	NE
Chafarizes *	OK	NA	OK	NE	OK	NA	NA	NE
Lavagens de pisos/ fins paisagísticos *	OK	NA	OK	NE	OK	NA	NA	NE
Descargas dos vasos sanitários	OK	NA	OK	NE	OK	NA	NA	NE
Resfriamento s/ recirculação	OK	OK	NA	OK	OK	NE	NE	NE
Reúso Ambiental (Wetlands, habitats de vida selvagem, etc.)	NE	NA	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Irrigação superficial de áreas verdes e rega de jardim	OK	NA	NE	NE	NE	NE	NE	OK
Recarga de aquífero	NE	NA	NE	NE	NE	NE	NE	OK

OK-Atendido. NE-Não Estabelecido. NA-Não Atendido. Fonte: Autora (2018).

A princípio, notou-se que o efluente do RSBae poderia ser avaliado para o reúso na água de resfriamento sem recirculação, como verificado no manual da SINDUSCON-SP (2005). Isso se deve ao fato de que para esse resfriamento não são requeridos valores de nitrato e nitrito, que

ficaram em concentrações elevadas por conta da nitrificação. De fato, os resultados dos outros parâmetros (pH, DQO, alcalinidade e sólidos totais) se enquadraram nessa categoria. Porém, os valores de  $N-NH_4^+$  ultrapassaram os limites requeridos.

Deve ser observado ainda que a DQO do efluente do RSBae apresentou a média  $45 \pm 45,20 \text{ mg.L}^{-1}$ , com desvio padrão considerável, então deve-se atentar a eficiência do tratamento, para que a água de reúso não seja usada quando a DQO estiver acima de  $75 \text{ mg.L}^{-1}$ . Além disso, a FIESP (2005) recomenda uma concentração de  $N-NH_4^+$  menor do que  $1 \text{ mg.L}^{-1}$  para resfriamento. Logo, para essa instituição o reúso dessa água residuária não estaria adequada.

Vale ressaltar que as restrições de concentrações de nitrito e nitrato exigidas para lavagem de carros, chafarizes, lavagens de pisos/fins paisagísticos e descargas dos vasos sanitários, foram atendidas pelo efluente do RSBax. Logo, a desnitrificação ocorrida nesse reator resultaria na possibilidade de reúso em várias aplicações, desde que atendida a redução de DQO para menos de  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ .

A Tabela 34 apresenta um quadro de atendimento dos efluentes do RSBax (Fase 2) às recomendações das referidas instituições.

**Tabela 34. Atendimento do efluente do RSBax (Fase 2) às recomendações da NBR, 1997; USEPA, 2004; FIESP, 2005; SINDUSCON-SP, 2005.**

	pH	DQO ou DBO (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )	Alcalin, (mg.L <sup>-1</sup> )	Sólidos Totais (mg.L <sup>-1</sup> )	Nitrato (mg.L <sup>-1</sup> )	Nitrito (mg.L <sup>-1</sup> )	NTK (mg.L <sup>-1</sup> )
Reúso Urbano	OK	NA	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Construção	OK	NA	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Lavagem de carros	OK	NA	OK	NE	OK	OK	OK	NE
Chafarizes *	OK	NA	OK	NE	OK	OK	OK	NE
Lavagens de pisos/fins paisagísticos *	OK	NA	OK	NE	OK	OK	OK	NE
Descargas dos vasos sanitários	OK	NA	OK	NE	OK	OK	OK	NE
Resfriamento s/ recirculação	OK	NA	NA	OK	OK	NE	NE	NE
Reúso Ambiental (Wetlands, habitats de vida selvagem, etc.)	NE	NA	NE	NE	NE	NE	NE	NE
Irrigação superficial de áreas verdes e rega de jardim	OK	NA	NE	NE	NE	NE	NE	OK
Recarga de aquífero	NE	NA	NE	NE	NE	NE	NE	OK

OK-Atendido. NE-Não Estabelecido. NA-Não Atendido. Fonte: Autora (2018).

Como discutido nos tópicos anteriores, os reatores RSBae e RSBax apresentaram os melhores desempenhos, considerando a remoção de matéria orgânica e de sólidos. Porém,

quanto às outras classes de reúso direto analisadas, observou-se que os efluentes desses reatores apenas se enquadrariam caso houvesse um pós-tratamento adicional (NBR, 1997; USEPA, 2004; FIESP, 2005; SINDUSCON-SP, 2005). De acordo com o que foi apresentado na Tabela 4 (na Revisão literária utilizada neste trabalho), isso demandaria um tratamento mais eficiente em termos de remoção de matéria orgânica, para ambos reatores (RSBae e RSBax). Nesse sentido, o complemento com filtro de areia seria uma forma de aumentar a eficiência na remoção de DQO com o polimento do efluente tratado, como proposto por Cohim (2006).

Por outro lado, observando a Resolução CONAMA 430/2011, nota-se que as concentrações de DQO dos efluentes dos reatores RSBae e RSBax respeitam o valor máximo de 120 mg DQO.L-1. Ou seja, isso indica o possível reúso indireto através do lançamento dessas águas residuárias tratadas. Porém, visando evitar a eutrofização e contaminação por nitrato, apenas o efluente do segundo reator seria mais indicado para esse fim.

## 6. CONCLUSÕES

O desempenho dos dois reatores sequenciais em batelada se mostrou positivo e sustentou a ideia de se utilizar tratamentos simplificados e com metabolismo anaeróbio e aeróbio combinados, já que apresentou resultados positivos para remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Além disso, a possibilidade de reúso do efluente tratado na Etapa 3 foi verificada.

Os resultados mostraram que para o RBSan operando individualmente, com ciclos de 24 h, o RSBan apresentou processo de amonificação apenas parcial, com eficiência de 31,7%, mas alcançou eficiência de remoção de DQO de  $55,10 \pm 17,44\%$ , sendo um valor adequado para esse tipo de tratamento. Porém, a partir do 40º dia operacional a eficiência de remoção de DQO manteve-se superior a 65%.

Para a Etapa 1, o perfil temporal mostrou que os processos de remoção de DQO e amonificação no RSBan permaneciam estáveis a partir de 8 horas de reação, e que o tempo de reação poderia ser reduzido de 22 para 8 horas, sem prejuízos no desempenho.

Já o RSBae operando individualmente, com ciclos de 24 h, obteve a eficiência de remoção de DQO obteve valores de  $75,22 \pm 16,75\%$ , sendo mais eficiente do que o RSBan nesse aspecto. Além disso, a partir do 57º dia operacional a eficiência de remoção de DQO manteve-se superior a 85% e o processo de nitrificação passou a apresentar valores dentro de uma pequena faixa de variação com eficiência de 82,7%.

O perfil temporal do RSBae na Etapa 1 mostrou que os processos de remoção de DQO e amonificação permaneciam estáveis a partir de 8 horas de reação, e que o tempo de reação poderia ser reduzido de 22 para 10 horas, sem prejuízos no desempenho.

No tratamento anaeróbio com pós-tratamento aeróbio, o sistema apresentou eficiência de remoção de DQO para  $92,63 \pm 4,01\%$ . Além disso, com essa combinação foi possível remover, no RSBae, nitrogênio na forma amoniacal com eficiência de 93%, e gerar um efluente tratado com as seguintes concentrações média de nitrogênio: de  $9,91 \pm 10,55 \text{ mgNTK.L}^{-1}$ ,  $10,72 \pm 5,890 \text{ mgN-O}_2.\text{L}^{-1}$ , e  $38,18 \pm 18,80 \text{ mgN-O}_2.\text{L}^{-1}$ .

No sistema RSBan+RSBae+RSBax, quando se utilizou a DQO remanescente da fase anaeróbia como fonte de carbono para a desnitrificação, a eficiência global alcançou remoção de DQO de 84,2 % e de nitrogênio total de 60,5%. Além disso, ele apresentou eficiência global de remoção de DQO de 82,2 %, e 79% de remoção de nitrogênio total.

O incremento do etanol na Fase 2 impulsionou a desnitrificação, que apresentaram valores de  $0,01 \pm 0,00$  para nitrito e  $1,45 \pm 0,12 \text{ mg.L}^{-1}$  para nitrato. Além disso a eficiência média de desnitrificação foi 89,3%, com a relação média C/N de 1,34..

Quanto a avaliação do reúso para o efluente do RSBax da Etapa 3 (fase 2), houve a adequação em quase todos os parâmetros avaliados, com exceção da DQO, que não foi atendida para nenhuma classe de reúso analisada. Além disso, para o caso da aplicação no resfriamento sem recirculação, a concentração de nitrogênio amoniacal de  $3,88 \pm 1,47 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$  não permitiria a reutilização desse efluente. Assim, só poderia ser aplicado o reúso se houvesse o pós-tratamento dessa água residuária.

A análise da qualidade do efluente RSBae sugere que o mesmo poderia ser reutilizado caso houvesse o pós-tratamento, já que ele não se adequou a todos indicadores analisados. Porém, visto que a remoção de matéria orgânica nesse reator é próxima a 85%, e seu efluente é rico em nitrogênio na forma de nitrato, e ele está sempre presente na composição de adubos comerciais, o reúso na agricultura poderia ser analisada como destino desse resíduo.

De modo geral, a operação do conjunto de reatores RSBan, RSBae e RSBax mostrou que este poderia ser aplicado em pequenos sistemas descentralizados de tratamento de esgotos sanitários, sem descarte dos efluentes nos recursos hídricos, caso houvesse pós-tratamento para que os resíduos do RSBae e RSBax fossem recomendados a uma classe de reúso. Logo, a aplicação de um filtro de areia, por exemplo, poderia ser uma alternativa simples e que resolveria o problema da concentração de sólidos, que contribuem para o aumento da DQO, interferindo na qualidade do efluente final para o reúso.

O sistema de reatores RSB se mostrou sustentável no sentido de reduzir o tempo de tratamento aeróbio, que apresenta custos energéticos maiores. Além disso, o reúso indireto dos efluentes do RSBax poderia ser uma opção para a economia dos recursos hídricos, que a cada dia se encontram mais escassos.

## 7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A partir das conclusões obtidas neste trabalho poderiam ser sugeridas outras propostas de pesquisa:

- Avaliar a dinâmica dos microrganismos presentes nos reatores RSB;
- Operar com concentrações controladas de oxigênio dissolvido para analisar outros processos de remoção de nitrogênio;
- Avaliar se o acréscimo de etanol compensa o seu custo na desnitrificação;
- Acrescentar um pós-tratamento, como filtro de areia, para verificar a adequação aos padrões para reúso não potável



## REFERÊNCIAS DE LITERATURA

American Public Health Association (APHA): American Water Works Association (AWWA): Water Environment Federation (WEF). **Standard Methods for the examination of Water and Wastewater**. 20<sup>th</sup> ed. Maryland, 2005.

Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT). **NBR 13969: Tanques sépticos - Unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos - Projeto, construção e operação**. Rio de Janeiro, 1997.

AWOLUSI, O. O.; KUMARI, S. K. S.; BUX, F. Ecophysiology of nitrifying communities in membrane bioreactors. **International Journal of Environmental Science and Technology**. Springer. 2014.

BANDPI, A. M.; ELLIOT, D. J.. Groundwater denitrification with alternative carbon sources. **Water Science and Technology**. Vol. 38, nº 6, pp. 237-243, 1998.

CALLADO, N. H.. **Reatores Sequenciais em Batelada em Sistema Anaeróbio/Aeróbio Tratando Esgoto Sanitário Sintético e com Remoção de Nutrientes**. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Universidade de São Paulo. São Carlos, 2001.

CALLADO, N.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E. Resilience of methanogenesis in an anaerobic reactor subjected to increasing sulfate and sodium concentrations. **Journal of Water Process Engineering**, 7, pp.203-209, 2015.

CALLADO, N.; FORESTI, E. **Ensaio de atividade desnitrificante utilizando diferentes fontes exógenas de carbono**. VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES. Vitoria, 2001.

CAO, Shenbin; DUB, Rui; LI, Baikun; WANGB, Shuying; REN, Nanqi; PENG, Yongzhen. Nitrite production from partial-denitrification process fed with low carbon/nitrogen (C/N) domestic wastewater: performance, kinetics and microbial Community. **Chemical Engineering Journal**. 326, 1186–1196, 2017.

CIRRA - CENTRO DE REFERÊNCIA EM REÚSO DE ÁGUA. Disponível em: [www.usp.br/cirra](http://www.usp.br/cirra). Acesso em 25 de setembro de 2017.

COHIM, E. H. B. S.. **Polimento de efluente de UASB com filtros intermitentes de areia**. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal da Bahia. 2006.

CYBIS, Luiz Fernando de Abreu; SANTOS, Altamar Vilar dos; GEHLING, Gino Roberto. Eficiência do Reator Sequencial em Batelada (RSB) na Remoção de Nitrogênio no Tratamento de Esgoto Doméstico com DQO Baixa. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, Campo Grande, v. 9, n. 3, p.260-264, jul. 2004.

DEMIREL, B.; SCHERER, P. The roles of acetotrophic and hydrogenotrophic methanogens during anaerobic conversion of biomass to methane: A review. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**. 7, 173-190, 2008.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile Acids by Direct Titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**. Vol. 33, nº 4, April, 1961.

DU, Cong; CUI, Chongwei; SHI, Shengnan; MA, Fang. Identification of a Highly Efficient Aerobic Denitrifying Bacterium in SBR and Denitrification Optimization. **Advanced Materials Research**. Vols 955-959, pp 376-382, 2014.

EKAMA, G. A. Recent developments in biological nutrient removal. **Water S.A.**. Vol. 41, No. 4, July, 2015.

Federação e Centro das Indústrias do Estado de São Paulo (FIESP). **Conservação e Reúso de Água: Manual de Orientações para o Setor Industrial**. São Paulo, 2005.

FERNANDES, H.; JUNGLES, M. K.; HOFFMANN, H.; ANTONIO, R. V; COSTA, R. H. R. Bioresource Technology Full-scale sequencing batch reactor (SBR) for domestic wastewater : Performance and diversity of microbial communities. **Bioresource Technology**. 132, 262–268, 2013.

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 Biotechnology**. 5:3–19, 2006.

FRICKE, K.; SANTEN, H.; WALLMANN, R.; HÜTTNER, A.; DICHTL, N. Operating problems in anaerobic digestion plants resulting from nitrogen in MSW. **Waste Management**.. 27, 30-43, 2007.

GE, Shijian; WANG , Shanyun; YANG, Xiong; QIU, Shuang; LI, Baikun; PENG, Yongzhen. Detection of nitrifiers and evaluation of partial nitrification for wastewater treatment: A review. **Chemosphere**. 2015.

GONZALEZ-Martinez, A.; GARCIA-Ruiz, M. J.; RODRIGUEZ-Sanchez, A.; OSORIO, F.; GONZALEZ-Lopez, J. Archaeal and bacterial community dynamics and bioprocess performance of a bench-scale two-stage anaerobic digester. **Applied Microbiology and Biotechnology**. Springer. 2016.

GUO, Q.; HUA, H. Y.; SHI, Z. J.; YANG, C. C.; Li, P.; HUANG, M.; JIN, R. C. Towards simultaneously removing nitrogen and sulfur by a novel process: Anammox and autotrophic desulfurization-denitrification (AADD). **Chemical Engineering Journal**. 297, 207–216. 2016.

IRVINE, R. L.; BUSCH, A. W. Sequencing batch biological reactors - an overview. **Journal (Water Pollution Control Federation)**, Vol. 51, No. 2, pp. 235-243, Feb., 1979.

JUBANY, Irene. Total and stable washout of nitrite oxidizing bacteria from a nitrifying continuous activated sludge system using automatic control based on Oxygen Uptake Rate measurements. **Water Research**. 43, 2761 – 2772, 2009.

LAMEGO Neto, L. G.; COSTA, R. H. R. da. Tratamento de esgoto sanitário em reator híbrido em bateladas sequenciais: eficiência e estabilidade na remoção de matéria orgânica e nutrientes (N, P). **Engenharia Sanitaria e Ambiental**. V.16, n.4, 411-420, out/dez, 2011.

LEAL, C. D.; PEREIRA, A. D.; NUNES, F. T.; FERREIRA, L. O.; COELHO, A. C. C.; BICALHO, S. K.; CONELL, E. F. A. M.; RIBEIRO, T. B.; CHERNICHARO, C. A. de L.; ARAÚJO, J. C. de. Anammox for nitrogen removal from anaerobically pre-treated municipal wastewater: Effect of COD/N ratios on process performance and bacterial community structure. Department of Sanitary and Environmental Engineering of Federal University of Minas Gerais (UFMG), Belo Horizonte, **Bioresource Technology**. 211, 257–266, 2016.

LETTINGA, G. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. **Antonie van Leeuwenhoek**. 67: 3-28, Wageningen, 1995.

MACKERETH, F. J. H.; HERONS, J.; TALLING, J. F. Water analysis: some revised methods for limnologists. **Freshwater Biological Association**. Scientific publication n°36, 1978.

MADIGAN, M. T.; MARTINKO, J. M.; DUNLAP, Paul V.; CLARK, David P. **Microbiologia de Brock**. Artmed. 2010.

MAHVI, A. H. Sequencing Batch Reactor: A promising technology in wastewater treatment. **J. Environ. Health Sci. Eng.** Vol. 5, n° 2, pp. 79-90, Iran, 2008.

MCCARTY, P. L. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. **Chemistry and Microbiology**. Vol. 95, nº 9-12, 1964.

MEES, J. B. R.; GOMES, S. D.; HASAN, S. D. M.; GOMES, B. M.; BOAS, M. A. V.; VILAS Boas, M. A. Nitrogen removal in a SBR operated with and without pre-denitrification: effect of the carbon:nitrogen ratio and the cycle time. **Environmental Technology**. Vol. 35, No. 1, 115–123, 2014.

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

MORAES, L. M.; PAULA JÚNIOR, D. R.. Avaliação da Biodegradabilidade Anaeróbia de Resíduos da Bovinocultura e da Suinocultura. **Eng. Agrícola**. V.24, n.2, p.445-454, Jaboticabal, 2004.

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

RODRÍGUEZ, D. C.; RAMÍREZ, O.; MESA, G. P. Behavior of nitrifying and denitrifying bacteria in a sequencing batch reactor for the removal of ammoniacal nitrogen and organic matter. **Desalination**. 273, 447–452, 2011.

SABUMON, P.C.. Anaerobic ammonia removal in presence of organic matter: A novel route. **Journal of Hazardous Materials**. 149, 49–59, 2007.

Sindicato da Indústria da Construção do Estado de São Paulo (SINDUSCON-SP). **Conservação e Reúso da Água em Edificações**. São Paulo, 2005.

SIQUEIRA, J. P. da S.. **Influência da Adição de Água de Produção Pré-Ozonizada em Reator Anaeróbio com Biomassa Imobilizada Tratando Esgoto Sanitário**. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento). Universidade Federal de Alagoas. Maceió, 2013.

STROUS, M.; HEIJNEN, J. J.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M.. The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms. **Appl Microbiol Biotechnol**. 50: 589-596, 1998.

TORO, E. E. Rios-Del; CERVANTES, F. J. Coupling between anammox and autotrophic denitrification for simultaneous removal of ammonium and sulfide by enriched marine sediments. **Biodegradation**. 2016.

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

U.S. Environmental Protection Agency (USEPA). **Guidelines for Water Reuse**. Washington, 2004.

VILASECA, M. M. V.. **Observación Microscópica De Fangos Activados En Los Tratamientos De Depuración Biológica**. Boletín Intexter (U.P.C.). Nº 119, 2001.

WEI, D.; XUE, X.; YAN, L.; SUN, M.; ZHANG, G.; SHI, L.; DU, B.. Effect of influent ammonium concentration on the shift of full nitrification to partial nitrification in a sequencing batch reactor at ambiente temperature. **Chemical Engineering Journal**. 235, 19–26, 2014.

YU, L.; PENG, D.; PAN, R. Shifts in nitrification kinetics and microbial community during bioaugmentation of activated sludge with nitrifiers enriched on sludge reject water. **Journal of Biomedicine and Biotechnology**. 2012.

ZAIAT, M.; RODRIGUES, J. A. D.; RATUSZNEI, S. M.; DE CAMARGO, E. F. M.; BORZANI, W. Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: A developing technology. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 55: 29-35, 2001.

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. **Rev Environ Contam Toxicol**. 192:159–195, New York, 2008.

ZOPPAS, F. M.; BERNARDES, A. M. Parâmetros operacionais na remoção biológica de nitrogênio de águas por nitrificação e desnitrificação simultânea. **Eng Sanit Ambient**. v.21 n.1, 29-42, jan/mar, 2016.