



UNIVERSIDADE DO VALE DO TAQUARI - UNIVATES  
CURSO DE ENGENHARIA AMBIENTAL

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE DQO, DBO<sub>5</sub>, FÓSFORO E NITROGÊNIO  
UTILIZANDO UM SISTEMA DE LODOS ATIVADOS**

Telmo Boeri

Lajeado, junho de 2019

Telmo Boeri

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE DQO, DBO<sub>5</sub>, FÓSFORO E NITROGÊNIO  
UTILIZANDO UM SISTEMA DE LODOS ATIVADOS**

Trabalho de Conclusão de Curso – Etapa II  
submetido ao Curso de Engenharia  
Ambiental, da Universidade do Vale do  
Taquari - UNIVATES, como requisito parcial  
para obtenção do grau de Bacharel em  
Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. Me. Gustavo Reisdorfer

Lajeado, junho de 2019

Telmo Boeri

**REMOÇÃO BIOLÓGICA DE DQO, DBO<sub>5</sub>, FÓSFORO E NITROGÊNIO  
UTILIZANDO UM SISTEMA DE LODOS ATIVADOS**

A Banca examinadora abaixo aprova a Monografia apresentada na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso – Etapa II, submetido ao Curso de Engenharia Ambiental, da Universidade do Vale do Taquari - UNIVATES, como requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Ambiental.

Prof. Me. Gustavo Reisdorfer  
Universidade do Vale do Taquari - UNIVATES

Profa. Ma. Camila Hasan  
Universidade do Vale do Taquari - UNIVATES

Profa. Dra. Lucélia Hoehne  
Universidade do Vale do Taquari - UNIVATES

Lajeado, junho de 2019

## RESUMO

O abate de bovinos gera efluentes contendo elevada carga orgânica e nutrientes, que se não forem adequadamente tratados, resultarão em poluição ambiental. Considerando o potencial de contaminação ambiental destes efluentes, foi instalado um sistema de lodos ativados em escala de bancada (Processo A2/O), composto de etapas sequenciais anaeróbia, e anóxica-aeróbia, com posterior decantação, objetivando a remoção conjunta de matéria orgânica ( $DBO_5$  e DQO), nitrogênio amoniacal, nitrogênio total kjeldhal – NTK, e fósforo. Os efluentes são oriundos de um abatedouro situado no Vale do Taquari, e foram estocados em tanque pulmão de 30 L, com alimentação via bomba peristáltica acionada por temporizador (Vazão,  $Q= 9,45$  L/dia, 1,05 L/h, 9 horas/dia), ingressando no reator anaeróbio ( $V= 4,8$  L; TRH de 4,57 h), que possui bomba submersa de mistura ( $Q= 540$  L/h), sem aeração. Deste ponto os efluentes escoam para o reator anóxico-aeróbio com volume 30 L (TRH de 76 horas), F/M de 0,076 a 0,597, com valor médio de 0,23  $kgDBO_5/kgSSV.dia$ , dotado de sistema de aeração com dois compressores de aquário ( $Q_{ar}= 7$  L/min) com pedras porosas de bolhas finas, dotado ainda de bomba submersa (1200 L/h) para recirculação interna de efluentes nitrificados, visando sua pré-desnitrificação na entrada do próprio reator. A saída do reator anóxico-aeróbio foi conectada com o decantador secundário ( $V_u= 3,2$  L e TRH= 1,55 h), do qual sai o chamado efluente tratado. O lodo sedimentado retorna ao reator anaeróbio via bomba submersa ( $Q= 540$  L/h), acionada a cada 2 h por temporizador, visando manter a concentração de biomassa (SSV de 2.000 a 4.000 mg/L), e favorecer a remoção de fósforo, via descarte do excesso de lodo gerado, mantendo-se, após a aclimatação do reator, uma idade de lodo de 25 dias. Analiticamente observaram-se eficiências médias de remoção da ordem de 95,35% ( $\pm 2,69$ ) para  $DBO_5$ , 91,84 % ( $\pm 1,85$ ) para DQO, 94,53% ( $\pm 1,67$ ) para nitrogênio NTK, 92,92% ( $\pm 4,30$ ) para nitrogênio  $NH_3$  e 4,13 % ( $\pm 22,81$ ) para fósforo. Monitorou-se a condição de oxido-redução do efluente via equipamento Instrutherm modelo ORP896, obtendo-se um valor médio de -143,63mV ( $\pm 35,72$ ) no reator anaeróbio, +128,89 ( $\pm 38,69$ ) no reator anóxico-aeróbio, e 149,00 ( $\pm 40,17$ ) no decantador secundário. O teor médio de SSV foi de 1375,71 mg/L ( $\pm 854,66$ ).

**Palavras-chave:** Tratamento de efluentes. Lodos ativados. Remoção de nitrogênio. Remoção de fósforo. Nitrificação e desnitrificação. Resolução CONSEMA 355/2017.

## LISTAS DE FIGURAS

Figura 01 - Impurezas contidas na água .....	12
Figura 02 - Sistema de lodos ativados com recirculação de sólidos .....	20
Figura 03 - Lodo ativado convencional.....	22
Figura 04 - Lodos ativados com aeração prolongada .....	23
Figura 05 - Variações de ORP, oxigênio dissolvido, amônia e nitrato.....	27
Figura 06 - Conversão da DBO – 1º e 2º estágio .....	30
Figura 07 - Processos de desnitrificação pré-anóxica.....	30
Figura 08 - Processos de desnitrificação pós-anóxica (Endógeno).....	30
Figura 09 - Remoção biológica de fósforo.....	32
Figura 10 - Comportamento da DQOrb e do fósforo em um reator de remoção biológica de fósforo.....	32
Figura 11 - Progressão temporal da oxidação da matéria orgânica .....	37
Figura 12 - Processo anaeróbio/anóxico/aeróbio (A <sup>2</sup> O) .....	40
Figura 13 - Processo bardenpho modificado.....	41
Figura 14 - Processo da universidade de Capetown (UCT - Padrão) .....	42
Figura 15 - Processo da universidade de Capetown (UCT - Modificado).....	42
Figura 16 - Desenho do sistema de tratamento instalado (A <sup>2</sup> O) .....	51
Figura 17 - Vista geral do sistema de lodos ativados instalado.....	57

Figura 18 - Detalhe do tanque pulmão, bomba peristáltica e reator anaeróbio .....	58
Figura 19 - Detalhe do reator anóxico-aeróbio, decantador secundário e bombona de estocagem do efluente tratado .....	58
Figura 20 - Detalhe do defletor de entrada do licor misto e da calha de saída do efluente clarificado no decantador secundário.....	59
Figura 21 - Vista de amostra do licor misto decantado no tempo de 30 minutos .....	59
Figura 22 - Aparato de monitoramento analítico <i>in situ</i> .....	60
Figura 23 - Resultados de DQO .....	67
Figura 24 - Eficiência de remoção de DQO.....	68
Figura 25 - Relação da remoção de DQO x teor de SSV .....	68
Figura 26 - Resultados de DBO <sub>5</sub> .....	69
Figura 27 - Eficiência de remoção de DBO <sub>5</sub> .....	70
Figura 28 - Relação DQO/DBO <sub>5</sub> no efluente bruto e tratado.....	71
Figura 29 - Resultados de NTK.....	72
Figura 30 - Resultados de NH <sub>3</sub> .....	73
Figura 31 - Relação da remoção de NH <sub>3</sub> x teor de SSV.....	74
Figura 32 - Resultados de NO <sub>3</sub> .....	75
Figura 33 - Resultados de fósforo total .....	76
Figura 34 - Remoção de fósforo total .....	77
Figura 35 - Remoção de fósforo total em relação ao teor de SSV .....	79
Figura 36 - Relação DBO:PT.....	80
Figura 37 - Resultados relação alimento/microrganismo .....	81
Figura 38 - Resultados de SST .....	82
Figura 39 - Eficiência de remoção de SST .....	83
Figura 40 - Resultados de SSV e SSF no licor misto .....	84
Figura 41 - Resultados de SSed no licor misto .....	85
Figura 42 - Resultados do monitoramento <i>in situ</i> de ORP – reator anaeróbio .....	86
Figura 43 - Resultados monitoramento <i>in situ</i> de ORP- reator anóxico-aeróbio .....	88

Figura 44 - Resultados monitoramento *in situ* de ORP- decantador secundário.....89

Figura 45 - Resultados do monitoramento *in situ* de pH .....91

## LISTA DE QUADROS

Quadro 01 - Padrões de emissão de efluentes pelo artigo nº 10 da Resolução CONSEMA nº 355/17.....	45
Quadro 02 - Parâmetros de monitoramento adotados e valores de referência.....	61

## LISTA DE TABELAS

Tabela 01 - Cargas poluentes geradas em instalações de industrialização da carne .....	18
Tabela 02 - Parâmetros de projeto de clarificadores secundários utilizados em lodos ativados.....	26
Tabela 03 - Concentrações de amônia e nitrogênio total, e sensibilidade a baixos valores de DBO:P no afluente.....	33
Tabela 04 - Critérios de projeto para a remoção de nitrogênio e fósforo .....	34
Tabela 05 - Valores típicos de taxas e coeficientes para a remoção biológica de fósforo .....	34
Tabela 06 - Parâmetros de projeto para remoção biológica de fósforo.....	35
Tabela 07 - Critérios de projeto para remoção biológica de nitrogênio .....	38
Tabela 08 - Valores típicos das taxas e dos coeficientes cinéticos e estequiométricos da nitrificação e desnitrificação .....	39
Tabela 09 - Padrões de emissão de efluentes pelo artigo nº 17 da Resolução CONSEMA nº 355/17.....	46
Tabela 10 - Padrões de lançamento de amônia e nitrogênio total em lodos ativados .....	49
Tabela 11 - Capacidade do processo de satisfazer os padrões de fósforo total .....	49
Tabela 12 - Resultados analíticos do experimento de 18/03 a 21/04/19.....	64
Tabela 13 - Resultados analíticos <i>in situ</i> do experimento de 18/03 a 21/04/19 .....	65
Tabela 14 - Resultados analíticos e dados comparativos de outros autores .....	66

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

$\theta_c$	Idade do lodo biológico em reatores com recirculação de lodo (lodos ativados)
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
DQOr	Demanda química de oxigênio rapidamente biodegradável
NTK	Nitrogênio total kjeldhal
OAFs	Organismos acumuladores de fósforo
ORP	Potencial de óxido-redução de uma amostra líquida
PEAD	Polietileno de alta densidade
PHA	Poli- $\beta$ -Hidroalcanoato
TAH	Taxa de aplicação hidráulica
TAS	Taxa de aplicação de sólidos
TRH	Tempo de retenção hidráulico

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>12</b>
1.1 Considerações iniciais.....	12
1.2 Tema.....	14
1.3 Problema de pesquisa e hipótese.....	14
1.4 Objetivos .....	15
1.4.1 Objetivo geral .....	15
1.4.2 Objetivos específicos.....	15
1.5 Justificativa e relevância do trabalho.....	15
1.6 Delimitação do trabalho.....	16
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>17</b>
2.1 Refrigeradores e impactos ambientais .....	17
2.2 Tratamento de efluentes .....	18
2.3 Tratamento de efluentes via lodos ativados .....	21
2.3.1 Lodo ativado convencional .....	21
2.3.2 Lodo ativado com aeração prolongada.....	22
2.4 Regime hidráulico de reatores biológicos .....	23
2.5 Tempo de retenção hidráulico .....	24
2.6 Tempo de retenção celular ou idade do lodo ( $\theta_c$ ).....	24
2.7 Taxa de aplicação hidráulica.....	25
2.8 Potencial de oxidação-redução (ORP – Potencial redox).....	26
2.9 Biodegradabilidade em efluentes - relação DQO/DBO <sub>5</sub> .....	27
2.10 Conversões bioquímicas em lodos ativados .....	28
2.11 Processo de remoção biológica de fósforo .....	31
2.12 Processo de remoção biológica de nitrogênio.....	35
2.13 Principais configurações de lodos ativados para remoção de fósforo e nitrogênio.....	39
2.13.1 Processo anaeróbico / anóxico / aeróbico (A <sup>2</sup> O).....	40
2.13.2 Processo bardenpho modificado.....	40
2.13.3 Processo da universidade de Capetown (UCT – Padrão).....	41
2.13.4 Processo da universidade de Capetown (UCT – Modificado) .....	42
2.14 Resultados analíticos relacionados.....	43
2.15 Legislação ambiental de referência.....	44
<b>3 METODOLOGIA</b> .....	<b>47</b>

<b>3.1 Identificação da indústria .....</b>	<b>47</b>
<b>3.2 Materiais e métodos .....</b>	<b>48</b>
<b>3.2.1 Definição do processo de tratamento a ser usado no experimento .....</b>	<b>48</b>
<b>3.2.2 Sistema de tratamento proposto .....</b>	<b>50</b>
<b>3.2.3 Coleta e conservação do efluente .....</b>	<b>52</b>
<b>3.2.4 Início de operação, inóculo de lodo e aclimatação do reator.....</b>	<b>53</b>
<b>3.2.5 Configuração operacional .....</b>	<b>53</b>
<b>3.2.6 Monitoramento analítico do experimento .....</b>	<b>60</b>
<b>4 RESULTADOS OBTIDOS E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS .....</b>	<b>63</b>
<b>4.1 Resultados de DQO.....</b>	<b>67</b>
<b>4.2 Resultados de DBO<sub>5</sub>.....</b>	<b>69</b>
<b>4.3 Comportamento da relação DQO/DBO<sub>5</sub>.....</b>	<b>70</b>
<b>4.4 Resultados de nitrogênio - NTK.....</b>	<b>72</b>
<b>4.5 Resultados de nitrogênio – NH<sub>3</sub>.....</b>	<b>73</b>
<b>4.6 Resultados de nitrogênio – NO<sub>3</sub>.....</b>	<b>75</b>
<b>4.7 Resultados de fósforo total .....</b>	<b>76</b>
<b>4.8 Relação alimento/microrganismo – A/M.....</b>	<b>81</b>
<b>4.9 Resultados de SST no efluente.....</b>	<b>82</b>
<b>4.10 Resultados de SSV, SSF, SSed no licor misto .....</b>	<b>83</b>
<b>4.11 Comportamento de ORP .....</b>	<b>86</b>
<b>4.12 Resultados de pH e alcalinidade.....</b>	<b>90</b>
<b>5 CONCLUSÕES E PASSOS FUTUROS.....</b>	<b>92</b>
<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>95</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>98</b>
<b>ANEXO A - Formulário de dimensionamento do sistema de lodos ativados –</b>	
<b>TCCII Eng Ambiental Univates .....</b>	<b>99</b>

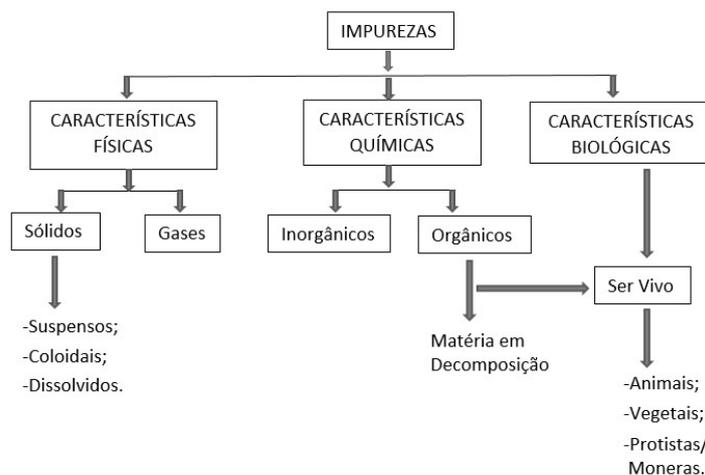
# 1 INTRODUÇÃO

## 1.1 Considerações iniciais

A água é o constituinte inorgânico mais abundante na matéria viva, compondo mais de 60% do peso de um ser humano, podendo chegar a 98% em alguns organismos aquáticos (VON SPERLING, 2014).

A qualidade de uma água está relacionada com suas propriedades solventes, bem como a sua capacidade de incorporar e transportar impurezas. Neste sentido, a localização e movimentação da água no ciclo hidrológico interferem nas suas condições físico-químicas e biológicas, conforme relacionado na Figura 01.

Figura 01 - Impurezas contidas na água



Fonte: Von Sperling (2014).

Assim, a qualidade da água é resultado de fenômenos naturais e decorrente da atuação antrópica. Quanto às condições naturais, mesmo em uma bacia hidrográfica preservada, a qualidade da água precipitada da atmosfera é afetada pelo escoamento superficial e pela infiltração no solo, por meio do contato com partículas e impurezas no solo. A ação do homem pelos usos e ocupações do solo, altera diretamente a qualidade das águas, seja gerando efluentes sanitários e industriais, aplicação de defensivos agrícolas, dentre outros (VON SPERLING, 2014).

Nesta contextualização, a questão dos efluentes é o resultado dos usos da água para diversas finalidades, contendo constituintes, inclusive organismos patogênicos, que a tornam imprópria para diversos fins. Assim a adequada coleta de efluentes, com o devido tratamento e disposição final apropriada são imprescindíveis visando à proteção da saúde pública e do meio ambiente (METCALF; EDDY, 2016).

Desta forma a poluição hídrica decorre do desenvolvimento econômico sem o adequado gerenciamento ambiental, podendo muitas vezes gerar impactos sobre as espécies e habitats e provocar a escassez de água de consumo, recurso finito. Neste sentido, um efeito perceptível é a eutrofização dos recursos hídricos, devido à presença de matéria orgânica e nutrientes, com proliferação desequilibrada de algas e bactérias, que com menor incidência de luz sobre a lâmina de água, reduz a fotossíntese e a oxigenação do meio, podendo causar mortandade de peixes (PENA, 2018).

Os efluentes gerados em atividades industriais constituem-se em “correntes líquidas ou suspensões originárias de processos, operações e/ou utilidades” (CAVALCANTI, 2016, p. 22), com características que dificultam seu aproveitamento técnico-econômico na atividade, sendo destinados a um corpo receptor. A composição dos mesmos é variável, seja em termos de qualidade e quantidade, e depende do tipo de atividade, seu porte e condições operacionais, dos produtos fabricados, do grau de modernidade e automação do processo produtivo, da presença de correntes de reuso, e dos tipos de matéria-prima e insumos utilizados no processo produtivo. Estes efluentes deverão ser convenientemente tratados antes de seu lançamento no referido corpo receptor, visando preservar o meio ambiente, em especial os recursos hídricos (CAVALCANTI, 2016; FRICK, 2011).

## 1.2 Tema

Operação de um sistema de lodo ativado em escala de bancada para a remoção conjunta de matéria orgânica (DBO e DQO), nitrogênio (amoniaco e nitrogênio total Kjeldhal - NTK) e fósforo.

## 1.3 Problema de pesquisa e hipótese

Os efluentes de abatedouro tratados em lagoas de estabilização convencional removem adequadamente a demanda bioquímica de oxigênio e a demanda química de oxigênio, mas não conseguem atender aos parâmetros limites de nitrogênio amoniacal, nitrogênio total Kjeldhal e fósforo total, definidos na Resolução CONSEMA nº 355/2017.

A remoção de nitrogênio e fósforo tem sido operacionalizada em operações unitárias independentes. No caso do nitrogênio a via natural de tratamento é pela nitrificação e desnitrificação em reatores aeróbios-anóxicos (lodos ativados). Entretanto, a remoção de fósforo ocorre normalmente via tratamento químico com coagulantes, especialmente o sulfato de alumínio, ou mais recentemente, coagulantes orgânicos derivados do tanino (NUNES, 2008; VON SPERLING, 2002b).

A literatura técnica indica a possibilidade de remoção biológica conjunta de nitrogênio e fósforo para determinadas condições operacionais (VON SPERLING, 2002b; METCALF; EDDY, 2016). Pretende-se testar a eficácia deste tipo de processo de tratamento, que consorcia a fase anaeróbia, com posterior fase aeróbia (óxica-anóxica), mediante recirculação e descarte controlado de lodo biológico, utilizando como amostra um efluente real de um abatedouro de bovinos localizado no vale do Taquari.

Uma adequada remoção biológica de nitrogênio e fósforo, acarretaria em redução dos custos com produtos químicos coagulantes, podendo permitir inclusive a aplicação agrônômica do lodo biológico excedente gerado no sistema de tratamento.

## **1.4 Objetivos**

### **1.4.1 Objetivo geral**

Propor um sistema de tratamento biológico por lodos ativados de efluentes gerados em abatedouro de bovinos, em escala de bancada, com vistas à remoção conjunta de DQO,  $DBO_5$ , nitrogênio e fósforo.

### **1.4.2 Objetivos específicos**

- a) Construir e dimensionar um sistema de tratamento de lodos ativados, de bancada, para tratamento de efluentes oriundos de um abatedouro de bovinos;
- b) Avaliar a eficiência de remoção da demanda bioquímica de oxigênio ( $DBO_5$ ), da demanda química de oxigênio (DQO), nitrogênio e fósforo, através de análises dos efluentes bruto e tratado;
- c) Monitorar as condições operacionais do sistema de lodos ativados: aeração, decantação e retorno de lodo biológico, potencial de oxido-redução, relação Alimento/Microrganismo ( $DBO_5$ /teor de sólidos suspensos voláteis), sólidos suspensos totais (SST), pH e alcalinidade no efluente, e sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos sedimentáveis (SSed) no licor misto;
- d) Comparar os resultados analíticos obtidos no experimento com os padrões estabelecidos pela Resolução CONSEMA nº 355/2017.

## **1.5 Justificativa e relevância do trabalho**

A presença de matéria orgânica biodegradável nos efluentes de abatedouro torna imprescindível o uso de sistemas biológicos para sua depuração.

Diversos são os sistemas passíveis de serem usados no tratamento de efluentes de abatedouros, como lagoas de estabilização, que são limitadas em eficiência depurativa, requerem elevados tempo de retenção hidráulico, e grandes demandas de áreas. Estes sistemas não possuem adequada eficiência na remoção de nutrientes, sendo este mais um fator limitante para seu uso.

Um sistema eficiente para a remoção conjunta de carga orgânica e de nutrientes é o chamado lodo ativado, que será testado em efluente de abatedouro.

Assim, a remoção apropriada de nutrientes contidos em efluentes de abatedouros, minimizará o potencial de eutrofização de corpos hídricos superficiais, atendendo a Resolução CONSEMA nº 355/2017.

Desta forma, o presente estudo refere-se a uma questão de saneamento ambiental e de engenharia ambiental, profundamente vinculada com a realidade profissional e desafios de um engenheiro ambiental com formação multidisciplinar.

Por fim, o cuidado com o meio ambiente e a minimização de poluentes lançados em corpos receptores mostram-se extremamente importantes para a conservação ambiental, visando deixar um legado positivo para as próximas gerações.

## **1.6 Delimitação do trabalho**

Propõe-se um estudo de tratabilidade biológica de um efluente real obtido de um abatedouro de bovinos situado no Vale do Taquari, utilizando para tanto um biorreator anaeróbio, seguido de um biorreator anóxico-aeróbio, e decantador secundário com recirculação de lodo biológico ativo, para a remoção conjunta de DQO, DBO<sub>5</sub>, nitrogênio e fósforo.

Desta forma oportuniza-se a obtenção de conhecimento prático de engenharia ambiental aplicada ao tratamento de efluentes, visando minimizar a eutrofização de recursos hídricos superficiais.

## **2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1 Frigoríficos e impactos ambientais**

O abate de bovinos e suínos, assim como de outras espécies animais, é realizado para obtenção de carne e de seus derivados, destinados ao consumo humano, operação esta regulada por normas sanitárias destinadas a dar segurança alimentar aos seus consumidores. O abate gera vários subprodutos e/ou resíduos como o sangue, ossos, gorduras, aparas de carne, que devem sofrer processamentos específicos na própria indústria, ou destinados para graxarias para produção de farinhas, utilizadas na preparação de rações animais, minimizando o impacto ambiental dos abatedouros (PACHECO, 2006).

Em frigoríficos, nota-se um alto consumo de água, da qual 80 a 95 % resultam em efluentes líquidos, que se caracterizam por uma elevada carga orgânica, gordura, nitrogênio, fósforo e sal; com pH variável de acordo com a sistemática de limpeza das instalações. Os despejos de frigoríficos possuem altos valores de carga orgânica (DBO<sub>5</sub> e DQO), sólidos em suspensão, graxas e material flotável, contendo fragmentos de carne, de gorduras, sangues e de vísceras, materiais estes que entram em decomposição poucas horas depois de sua geração. Além disto, as operações de limpeza e sanitização agregam substâncias derivadas dos detergentes e sanitizantes aos efluentes líquidos. A Tabela 01 mostra alguns dados de cargas poluentes geradas em instalações de industrialização da carne (PACHECO, 2006).

Tabela 01 - Cargas poluentes geradas em instalações de industrialização da carne

Vazão dos efluentes (m <sup>3</sup> /t peso vivo)	DBO <sub>5</sub> (kg/t peso vivo)	Sólidos Suspensos (kg/t peso vivo)	Óleos e Graxas (kg/t peso vivo)	Nitrogênio Total Kjeldahl (kg/t peso vivo)	Fósforo total (kg/t peso vivo)	pH (-)
4,8 a 6,7	5,2 a 6,7	2,1 a 6,3	1,6 a 6,1	0,3	0,07	6,0 a 8,0

Fonte: Pacheco, 2006.

Pacheco (2006) orienta, para minimizar o impacto ambiental da atividade da indústria da carne, a limpeza a seco de instalações, o uso racional da água a alta pressão e baixo volume, bem como evitar na medida do possível o contato da matéria orgânica com os fluídos gerados na atividade, mediante uso de grades e telas em ralos e drenos, visando minimizar o aporte orgânico para os efluentes gerados. É recomendado ainda racionalizar nas limpezas o uso de detergentes e de sanitizantes a base de cloro.

Do abate de bovinos resultam grandes quantidades de resíduos líquidos, semissólidos e sólidos, como couros, sangue, ossos, gorduras, aparas de carne, vísceras, animais ou suas partes condenadas pela inspeção sanitária, entre outros, que são poluentes e, por isso, necessitam de uma adequada separação e tratamento, antes de serem lançados no meio ambiente. Os efluentes líquidos em especial representam uma alta concentração de DBO<sub>5</sub> e de nutrientes, que podem ocasionar graves problemas ambientais, como a depleção do oxigênio na água de recursos hídricos, e sua eutrofização, com a conseqüente morte da biota aquática. Nota-se nas empresas do setor de abates uma falta de consciência ambiental em termos da gestão assertiva dos resíduos gerados, carecendo de investimentos no sentido de minimizar os impactos ambientais pertinentes (SANTOS, 2014).

## 2.2 Tratamento de efluentes

O tratamento de efluentes permite a remoção de poluentes, visando alcançar uma qualidade desejada, ou padrão de referência, este dependente do nível de tratamento e da respectiva eficiência operacional. O tratamento de efluentes é classificado em nível preliminar, primário, secundário e terciário. A instalação de

determinado tipo de tratamento depende diretamente das características de um efluente, analisando-se, por exemplo, o teor de sólidos, gorduras, demanda bioquímica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO), nutrientes, dentre outros (VON SPERLING, 2014; JORDÃO; PESSOA, 2014).

O tratamento preliminar objetiva a remoção de sólidos grosseiros e areia, com a finalidade de proteger dispositivos subsequentes de transporte e tratamento de efluentes. A remoção de sólidos é realizada mediante instalação de gradeamento ou peneiras rotativas, estáticas, ou ainda trituradores. A remoção de areia ocorre em desarenadores. O tratamento preliminar inclui unidades de medição de vazão de efluentes, como calhas Parshall, e vertedor triangular de Thompson, ou hidrômetros (VON SPERLING, 2014).

O tratamento primário visa a remoção de sólidos sedimentáveis, gorduras e parte da matéria orgânica, por meio de processos físicos de remoção de poluentes, mediante instalação de caixas de gordura, decantadores primários e flotadores. Um caso em particular é a remoção de nutrientes do efluente, com a dosagem de coagulantes químicos na fase de decantação primária, observando-se elevada remoção de fósforo, embora para o nitrogênio este tipo de tratamento possui eficiência limitada. O uso de produtos químicos aumenta a quantidade de lodo, e dificulta sua utilização por exemplo para adubação em solo agrícola. Desta forma em algumas situações é possível recorrer a sistemas biológicos de remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo), como é o caso de sistemas de lodos ativados. Além disso, dependendo dos tipos de efluente, em especial os industriais, pode ser oportuna a inclusão de um sistema de equalização dos efluentes, com o objetivo de minimizar oscilações nas vazões e cargas de poluentes para as etapas subsequentes de tratamento (VON SPERLING, 2014; NUNES, 2008; JORDÃO; PESSOA, 2014).

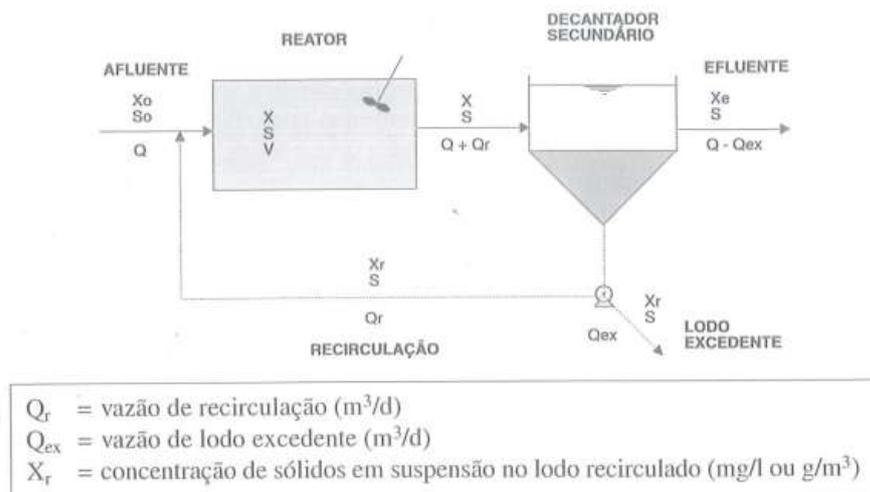
No tratamento secundário predominam mecanismos biológicos que removem a matéria orgânica e nutrientes (nitrogênio e fósforo), sendo abaixo listadas variantes de tratamentos em nível secundário, tendo em vista a importância dos mesmos para este trabalho.

Os sistemas de lagoas de estabilização constituem-se na forma mais simples de remoção da matéria carbonácea em efluentes, sendo que se verificam diversas

variantes, com diferentes níveis de simplicidade operacional, demanda de equipamentos e energia, bem como requisitos de área, citando-se as lagoas anaeróbias, facultativas, lagoas aeradas e lagoas de polimento (VON SPERLING, 2002a). Estes dispositivos são comumente encontrados em estações tratamento de esgotos sanitários e de efluentes industriais, embora este tema não será aprofundado por não ser objeto do presente estudo.

O sistema de lodos ativados é utilizado quando se requer uma elevada qualidade do efluente tratado e reduzidos requisitos de área, necessitando a instalação de equipamentos eletromecânicos (sistema de aeração e bombeamento para retorno de lodo), implicando em uma operação mais sofisticada e onerosa. Este sistema de tratamento é composto por reator aeróbio, seguido de um decantador secundário, com elevatória para recirculação de lodo, sendo desta forma mantida uma alta concentração de biomassa ativa (sólidos suspensos), que garante elevada capacidade depurativa, havendo por fim um descarte do lodo excedente. Os lodos ativados constituem-se em sistemas dinâmicos, possuindo inúmeras variáveis operacionais para atender a determinadas finalidades, uma delas é a remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo), assunto este que será abordado com mais detalhes no item 2.11 (VON SPERLING, 2002b, 2014; NUNES, 2011) (FIGURA 02).

Figura 02 - Sistema de lodos ativados com recirculação de sólidos



Fonte: Von Sperling (2014).

O tratamento terciário proporciona a remoção de poluentes específicos, potencialmente tóxicos ou recalcitrantes (não biodegradáveis), constituindo-se num

verdadeiro polimento do efluente, ajustando sua qualidade em relação a parâmetros específicos. Os métodos mais comuns de tratamento terciário são lagoas de desinfecção, dosagem de cloro, processos de remoção de nutrientes e filtração final do efluente tratado (VON SPERLING, 2014; NUNES, 2011; JORDÃO; PESSOA, 2009).

### **2.3 Tratamento de efluentes via lodos ativados**

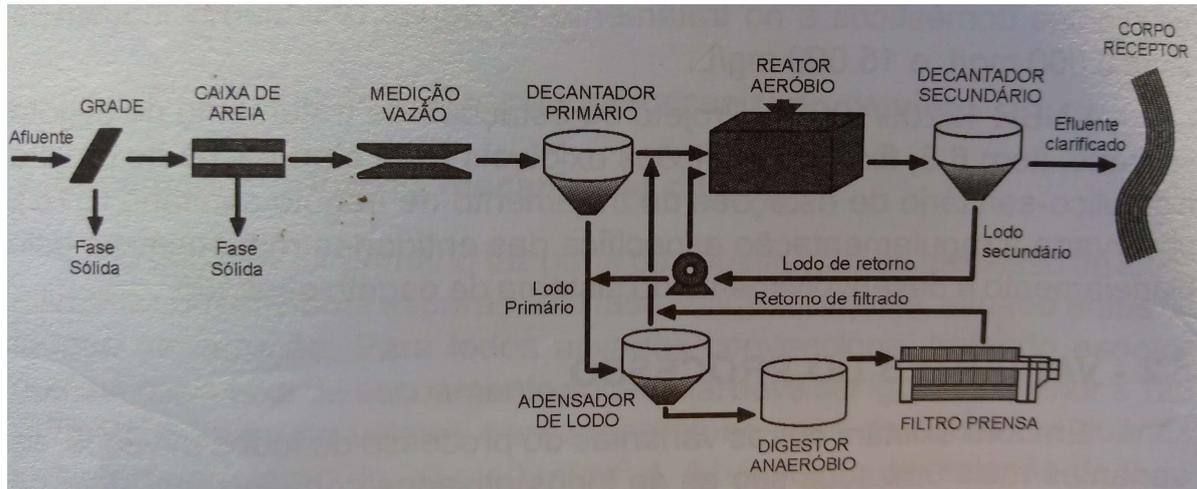
Considerando que o presente trabalho acadêmico tem por objetivo propor um sistema de tratamento de efluentes com a finalidade de remoção conjunta de fósforo e nitrogênio, a ser realizado em um sistema de lodos ativados, apresenta-se a partir de agora fundamentos e especificações mais detalhadas sobre este sistema de tratamento biológico de efluentes.

Existem muitas variantes do processo de lodos ativados, sendo que as mais utilizadas são os lodos ativados convencionais e lodos ativados com aeração prolongada.

#### **2.3.1 Lodo ativado convencional**

O lodo ativado convencional é constituído de decantador primário, reator aeróbio (tanque de aeração), e decantador secundário, com retorno do lodo biológico para o sistema. Nesta configuração a separação de sólidos no decantador primário permite que o sistema tenha um menor requisito de energia, embora por conta da reduzida idade de lodo, será preciso propiciar a estabilização deste lodo primário, normalmente realizada em adensadores de lodo e digestores anaeróbios de lodo. Um sistema completo de lodos ativados convencional, iniciando pela fase líquida (efluente), contempla as seguintes partes: grade, caixa de areia, medição de vazão, decantador primário, tanque de aeração, decantador secundário. Além disso, o sistema comporta o tratamento da fase sólida (estabilização do lodo primário/lodo biológico do decantador secundário): adensador de lodo (diminuir o volume de lodo), digestor anaeróbio (estabilização biológica) e filtro prensa (secagem com vistas à destinação final apropriada) (FIGURA 03) (NUNES, 2011).

Figura 03 - Lodo ativado convencional

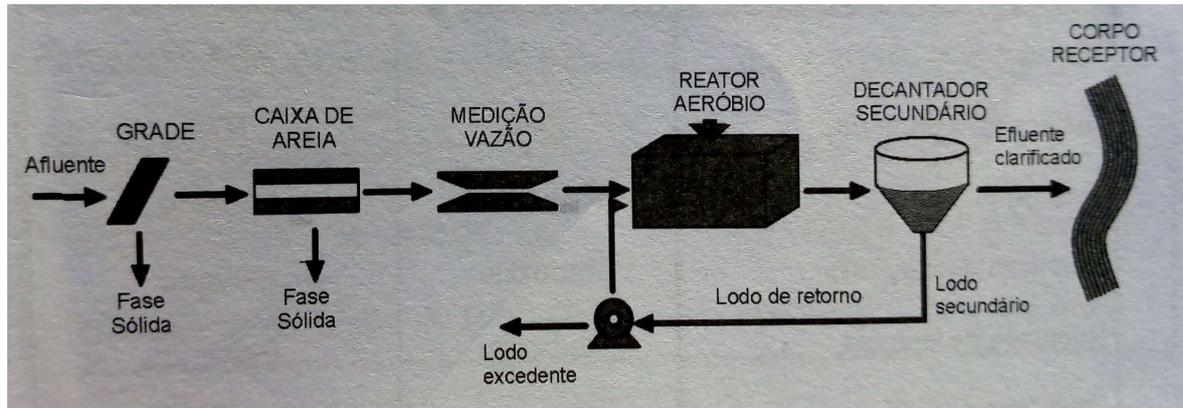


Fonte: Nunes (2011).

### 2.3.2 Lodo ativado com aeração prolongada

Além disso, existe o chamado lodo ativado com aeração prolongada, constituído de reator aeróbio, decantador secundário, com o retorno de lodo para o reator aeróbio. Como este processo não possui unidade de decantação primária, a estabilização da biomassa é realizada conjuntamente com a matéria orgânica que ingressa no dispositivo (lodo já estabilizado no próprio reator aeróbio), sendo desta forma necessário um maior tempo de retenção hidráulico e alta idade de lodo ( $\theta_c = 18$  a 30 dias), maior volume e potência de aeração (maior consumo de energia), porém com a vantagem deste sistema ser mais eficiente na remoção de carga orgânica. A Figura 04 apresenta uma configuração típica de um lodo ativado convencional, composto na fase líquida por grade, caixa de areia, medidor de vazão, tanque de aeração, decantador secundário com retorno de lodo. Adicionalmente, a fase sólida passa por adensador de lodo e filtro prensa (NUNES, 2011; VON SPERLING, 2014).

Figura 04 - Lodos ativados com aeração prolongada



Fonte: Nunes (2011).

Afora estes dois tipos de lodos ativados mencionados, tem sido adotadas inúmeras configurações específicas com vistas a remoção de componentes contidos nos efluentes a tratar.

Assim, em se tratando de abatedouros, uma das principais questões a gerir está relacionada aos despejos líquidos, que contêm compostos orgânicos biodegradáveis, provenientes do sangue, excrementos do trato digestivo dos animais, fragmentos de tecidos e insumos usados, carreados pela água usada no processo produtivo, que resultam numa elevada concentração de matéria orgânica e de nutrientes (FRICK, 2011).

## 2.4 Regime hidráulico de reatores biológicos

O modelo hidráulico de um reator é função do tipo de fluxo e do padrão de mistura da unidade. O fluxo do reator relaciona-se com o regime de operação, que pode ser fluxo em batelada, ou contínuo. O padrão de mistura depende da forma geométrica do reator, da quantidade de energia introduzida por unidade de volume, do tamanho ou escala da unidade. Existem dois modelos hidráulicos básicos, o fluxo em pistão e de mistura completa.

No fluxo em pistão, o reator possui uma elevada relação comprimento-largura, e opera como se fosse um êmbolo, no qual as partículas mantêm sua identidade e permanecem no tanque um período igual ao tempo de retenção hidráulico. No fluxo

de mistura completa as partículas que entram no tanque são imediatamente dispersas em todo o corpo do reator, sendo que o fluxo de entrada e saída do efluente é contínuo, e as partículas deixam o tanque em proporção a sua distribuição estatística, sendo esta obtida em tanques circulares ou quadrados, se o conteúdo do tanque for contínua e uniformemente distribuído (VON SPERLING, 2014).

## 2.5 Tempo de retenção hidráulico

O tempo de retenção hidráulico (TRH) está relacionado ao intervalo de tempo, em horas, no qual a vazão de um efluente demora em passar por um determinado reator com volume conhecido. Considerando que o volume que entra no reator é praticamente o mesmo que sai, pode-se generalizar que o TRH é a razão entre o volume do reator (V) e a vazão do efluente (Q) (EQUAÇÃO 1) (VON SPERLING, 2014).

$$TRH = \frac{\text{Volume do reator}}{\text{Vazão do efluente}} \quad (1)$$

Num sistema de lodos ativados, a biomassa ativa é retida via decantação e recirculação interna. O volume de lodo ou biomassa ativa é considerado pequeno, se comparado com o volume total de efluentes brutos que ingressam no dispositivo. A interação entre a concentração de biomassa que é mantida no reator, e o respectivo tempo de retenção hidráulico do efluente, permite a depuração da carga poluente biodegradável (DQO e DBO<sub>5</sub>), e a redução no teor de nutrientes (nitrogênio e fósforo) (VON SPERLING, 2014).

## 2.6 Tempo de retenção celular ou idade do lodo ( $\theta_c$ )

Há que se considerar que um sistema de lodos ativados possui decantação e retorno do lodo gerado, sendo que estes sólidos permanecem mais tempo no sistema que o efluente líquido tratado. Isto especialmente porque a quantidade de dias que o lodo permanecerá no reator será determinado mediante conceituação de projeto e respectiva operação, visando obter uma determinada eficiência depurativa. A idade

do lodo é determinada pela relação da massa de sólidos no sistema ( $m$ ) e a massa de sólidos produzida por unidade de tempo ( $mp$ ) (EQUAÇÃO 2).

$$\theta_c = \frac{m}{mp} \quad (2)$$

Sob esta ótica, e considerando que o sistema de lodos ativados é extremamente dinâmico em termos de condições de operação, o tempo de retenção celular pode variar de poucos dias, nos sistemas em que não se pretende nitrificar o efluente, podendo chegar a 40 dias, obtendo-se com isto a nitrificação plena do efluente. Além disso, considerando a possibilidade de remoção consorciada de nitrogênio e fósforo, objeto deste trabalho acadêmico, há que se condicionar a idade do lodo entre 20 e 30 dias, de maneira que seja possível um descarte apropriado de lodo biológico rico em fósforo, de sorte a favorecer sua remoção no efluente (VON SPERLING, 2002b; PEIRANO, 2017; METCALF; EDDY, 2016).

## 2.7 Taxa de aplicação hidráulica

A taxa de aplicação hidráulica refere-se ao quociente entre a vazão afluyente ( $Q$ , em  $m^3/\text{dia}$ ) e a área superficial de um decantador secundário ( $A$  em  $m^2$ ) (METCALF; EDDY, 2016).

$$TAH = \frac{Q}{A} \quad (3)$$

Desta forma apresenta-se abaixo a Tabela 02 que contém informações acerca do projeto de dimensionamento de clarificadores (decantadores) secundários (VON SPERLING, 2002b).

Tabela 02 - Parâmetros de projeto de clarificadores secundários utilizados em lodos ativados

Sistema	Taxa de aplicação hidráulica (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h)		Taxa de aplicação de sólidos (Kg/m <sup>2</sup> .h)	
	Q média	Q máxima	Q média	Q máxima
Lodos ativados convencional	0,67 – 1,33	1,70 – 2,00	4,0 – 6,0	10,0
Aeração prolongada	0,33 – 0,67	1,00 – 1,33	1,0 – 5,0	7,0
SSTA < 3000 mg/L	≤ 1,50	-	≤ 6,00	-
3000 ≤ SSTA <4500 mg/L	≤ 1,00	-	≤ 6,00	-
SSTA ≥ 4500 mg/L	≤ 0,67	-	≤ 6,0	-

Fonte: Von Sperling (2002b).

Com relação à Tabela 02, obtida de Von Sperling (2002b), é oportuno ressaltar que o clarificador-sedimentador secundário de lodo foi dimensionado com uma taxa de aplicação hidráulica entre de 0,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h, e uma taxa de aplicação de sólidos de 3,0 kg/m<sup>2</sup>.h, por tratar-se de sistema de aeração prolongada. Determina-se com isto a área superficial do decantador, sendo que seu volume será definido pela altura do dispositivo, estipulada em 0,2 m.

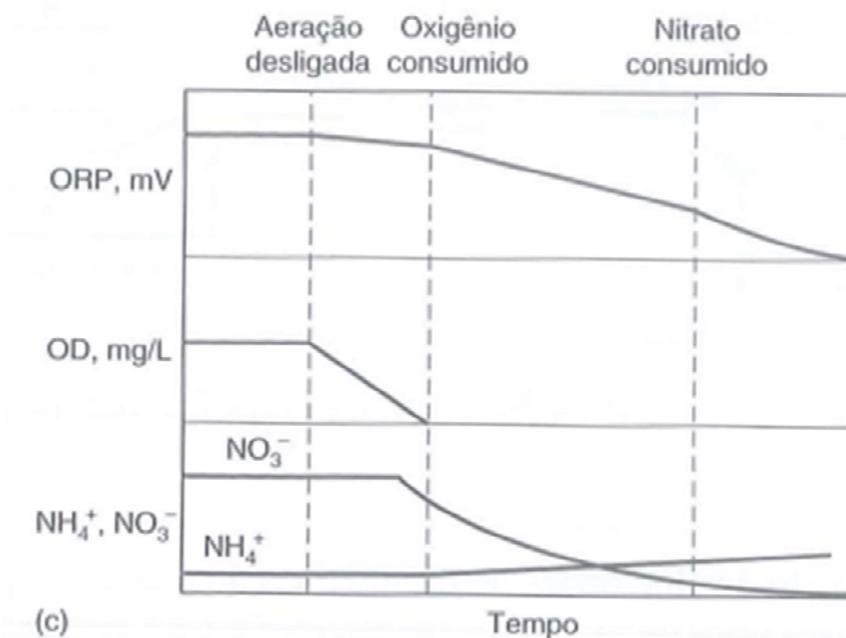
## 2.8 Potencial de óxido-redução (ORP – Potencial redox)

O potencial de óxido-redução (ORP) é um indicador da atividade microbiológica, ou condicionamento de um reator de tratamento biológico, no qual valores abaixo de -50 mV indicam condições redutoras (anaeróbias), valores entre -50 a + 50 mV indicam condições anóxicas (desnitrificação), valores entre + 50 a +225 mV imperam condições aeróbias (oxidação aeróbia da matéria orgânica), enquanto que valores entre +225 a + 400 mV referem-se a condições de nitrificação do efluente. A evolução do ORP no decorrer da operação do sistema de tratamento é de fundamental importância para avaliar e ajustar as condições operacionais, visando obter maior eficiência depurativa (METCALF; EDDY, 2016; PEIRANO, 2017).

Na Figura 05 observa-se inicialmente que o nitrogênio se apresenta principalmente sob a forma de nitrato, com elevado teor de oxigênio no meio líquido, e com valores máximos de ORP, característico do processo de nitrificação do efluente. Num segundo momento, com a aeração desligada, ocorre a depleção na

concentração de oxigênio dissolvido a um patamar muito próximo de zero, ocasião na qual se inicia a depleção do nitrato via desnitrificação, com volatilização do nitrogênio gasoso a valores gradualmente menores, e o resultado de ORP igualmente em declínio. A depleção no teor de nitrato pode chegar a valores praticamente nulos, e deve-se manter condições reacionais apropriadas, de maneira a evitar que a concentração de amônia venha a elevar-se, a fim de obter a menor concentração possível de nitrogênio no efluente tratado.

Figura 05 - Variações de ORP, oxigênio dissolvido, amônia e nitrato



Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

## 2.9 Biodegradabilidade em efluentes - relação DQO/DBO<sub>5</sub>

A utilização de sistemas biológicos de tratamento depende da biodegradabilidade dos despejos a tratar. No caso de esgotos domésticos a relação DQO/DBO varia entre 1,7 a 2,2, embora para esgotos industriais esta relação pode variar amplamente. Dependendo da magnitude desta relação pode-se obter informações relevantes sobre a viabilidade, ou não, da instalação e operação, por exemplo, de um sistema de lodos ativados, conforme abaixo (VON SPERLING, 2014):

- Relação DQO/DBO<sub>5</sub> baixa (<2,5): a fração biodegradável é elevada, sendo indicado o uso de tratamento biológico;

- Relação DQO/DBO<sub>5</sub> intermediária (de 2,5 a 4,0): a fração biodegradável não é elevada, sendo recomendado realizar testes de tratabilidade para validar a utilização de tratamento biológico;

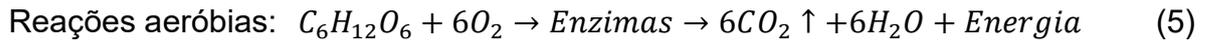
- Relação DQO/DBO<sub>5</sub> elevada (>4,0): a fração inerte (não biodegradável) presente no efluente é elevada, não sendo recomendado utilizar sistema biológico, e deverá ser avaliado o potencial de utilizar um sistema de tratamento químico.

Neste sentido é oportuno considerar ainda o especificado por Claas (2007, p. 73, TABELA 3), que informa que a condição de biodegradabilidade de um efluente de frigorífico (abatedouro) é boa. Considerando as informações disponibilizadas por este autor, e trazendo para a realidade especificada nos parágrafos anteriores, o efluente deste tipo de atividade possui uma relação de DQO/DBO<sub>5</sub> em torno de 2,0. Desta forma é viável realizar o tratamento de efluentes de abatedouro por meio de sistema biológico.

## 2.10 Conversões bioquímicas em lodos ativados

Comenta-se adicionalmente que os processos de lodos ativados promovem a depuração de substâncias orgânicas biodegradáveis (compostos orgânicos e inorgânicos), convertidas principalmente em gases desprendidos para a atmosfera (CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>), ou então adsorvidos pelos tecidos celulares dos microrganismos. As reações bioquímicas que atuam neste processo podem ocorrer por via anaeróbias (ausência de oxigênio dissolvido) ou aeróbias (presença de oxigênio dissolvido no meio líquido). Assim, tomando-se a glicose como representante da matéria orgânica temos as seguintes reações (EQUAÇÕES 4 e 5), respectivamente para condições anaeróbias e aeróbias (NUNES, 2011; METCALF; EDDY, 2016):

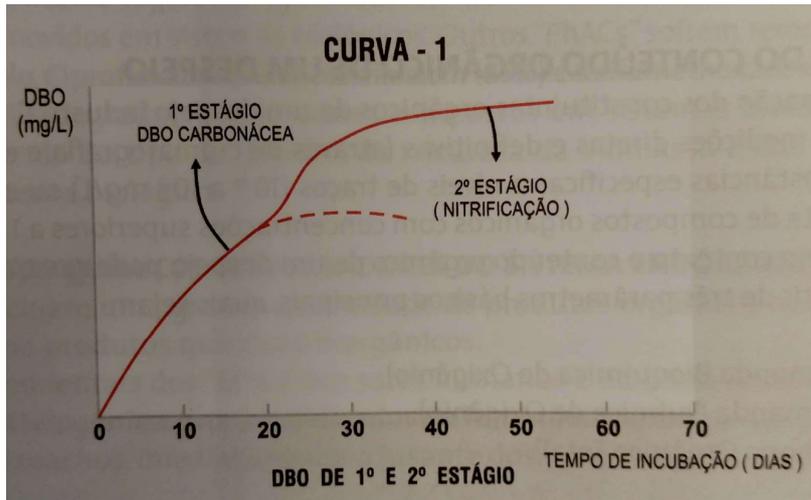




Desta forma, verifica-se que na reação anaeróbia não há consumo de oxigênio, e atuam no processo várias enzimas com reações intermediárias, e os produtos finais são principalmente o gás carbônico (CO<sub>2</sub>) e o metano (CH<sub>4</sub>), sendo que a remoção da matéria orgânica ocorre via desprendimento do metano para a atmosfera. Por outro lado, a reação aeróbia há consumo de oxigênio e os produtos finais são gás carbônico e água, “sendo que a produção de energia é bem maior que a produzida na reação anaeróbia, indicando que a multiplicação celular é mais abundante, tendo como consequência, processo de degradação muito mais rápido em condições iguais”, ou seja, há uma maior eficiência na remoção de matéria orgânica (NUNES, 2011, p. 37).

Além disso, após a conversão da matéria orgânica carbonácea, ocorre a oxidação da matéria orgânica nitrogenada (FIGURA 06), convertendo a amônia (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N) em nitritos (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>-N) e nitratos (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N). Este processo aeróbio denominado de nitrificação, é efetuado por bactérias (nitrossomonas/nitrobacter) que se utilizam do gás carbônico como principal fonte de carbono. Nesta etapa ocorre tão somente a conversão da amônia a nitrito e nitrato, mas não há a remoção do nitrogênio do meio líquido. A remoção deste nutriente ocorre via reação de desnitrificação, por meio da redução do nitrato a nitrogênio gasoso (N<sub>2</sub> – gás), em condições anóxicas, com reduzida disponibilidade de oxigênio dissolvido. Em termos gerais o processo de desnitrificação poderá ocorrer mediante consumo do carbono presente no afluente (pré-desnitrificação), ou, mediante utilização de carbono proveniente da biomassa ativa, quando predomina a respiração endógena (pós-desnitrificação) (VON SPERLING, 2002b, 2014; METCALF; EDDY, 2016; NUNES, 2011; PEIRANO, 2017).

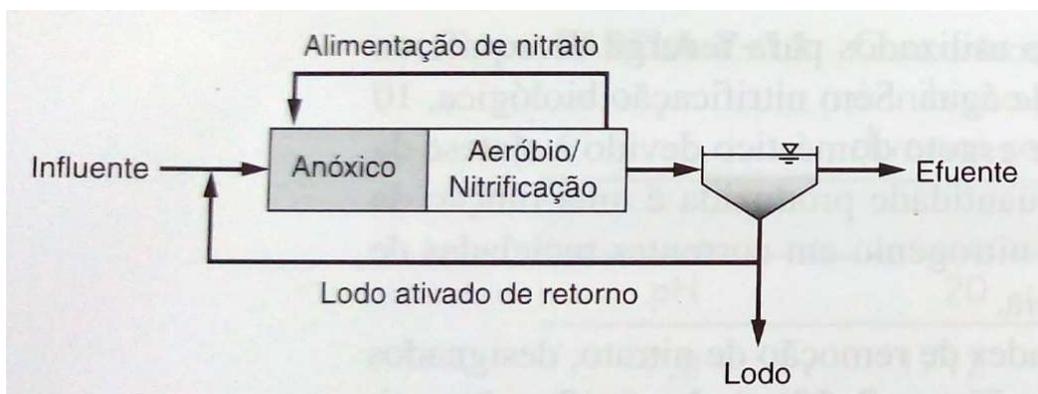
Figura 06 - Conversão da DBO – 1º e 2º estágio



Fonte: Cavalcanti (2016).

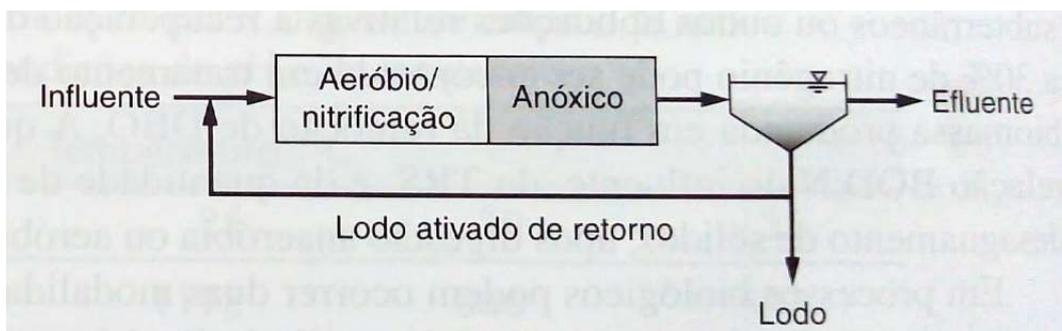
Com relação ao exposto anteriormente, apresentam-se ainda as Figuras 07 e 08, que permitem visualizar os processos de tratamento com pré ou pós-desnitrificação.

Figura 07 - Processos de desnitrificação pré-anóxica



Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

Figura 08 - Processos de desnitrificação pós-anóxica (Endógeno)



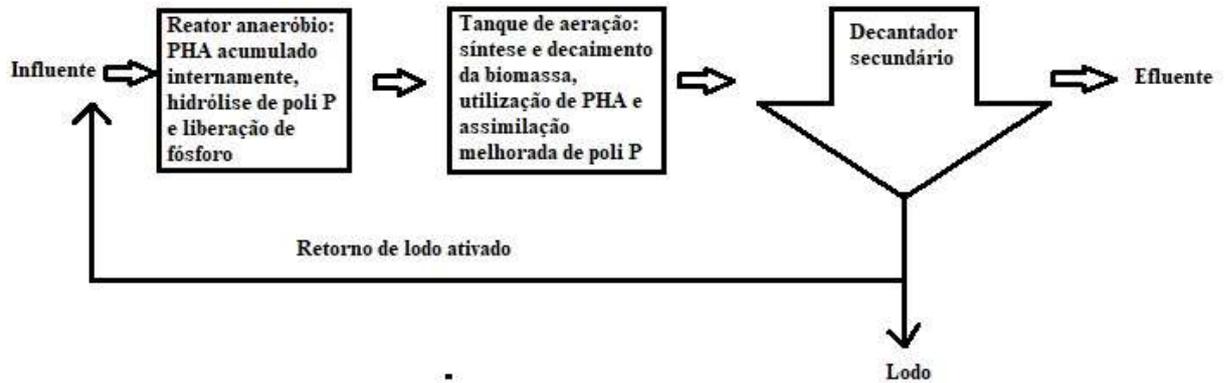
Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

## 2.11 Processo de remoção biológica de fósforo

O fósforo constitui-se em um nutriente com importante papel nos processos de metabolismos de seres vivos, como armazenamento de energia (molécula de ATP) e na estruturação de membranas celulares (Fosfolipídios), sendo também apontado como o principal responsável pela eutrofização artificial de ecossistemas aquáticos (ESTEVES, 1998). Desta forma o cuidado apropriado na redução da carga orgânica em termos de demanda de oxigênio, e redução no teor de fósforo em um efluente, é de suma importância para a manutenção, ou melhoria na qualidade ambiental de recursos hídricos.

A remoção de fósforo ocorre quando existe o consórcio de uma zona anaeróbia seguida de uma zona aeróbia-anóxica no sistema de tratamento de efluentes. A zona anaeróbia é considerada um seletor biológico que favorece o desenvolvimento de bactérias denominadas organismos acumuladores de fósforo (OAFs), sobre o crescimento de outras bactérias, decorrente de sua capacidade de transportar e consumir a DQO rapidamente biodegradável (DQOrb), transformada em ácidos graxos voláteis (ácido acético e propiônico), e “utilizando a energia disponível estocada em polifosfatos, os OAFs assimilam o acetato e produzem produtos estocados intracelulares de poli- $\beta$ -hidroxialcanoato (PHA)”, sendo que simultaneamente ocorre a liberação de ortofosfato (O- $\text{PO}_4$ ). Depois disto, na zona aeróbia-anóxica ocorre a metabolização do PHA gerando energia oriunda da oxidação e carbono para novo crescimento celular, crescimento este responsável pela remoção do ortofosfato solúvel, incorporado na forma de polifosfatos, formados internamente nas células microbianas. Assim, a remoção de fósforo somente será finalizada mediante o descarte do excesso de lodo biológico, removido no decantador secundário. As etapas do processo biológico de remoção de fósforo são sumarizadas na Figura 09 (METCALF; EDDY, 2016; VON SPERLING, 2002b).

Figura 09 - Remoção biológica de fósforo

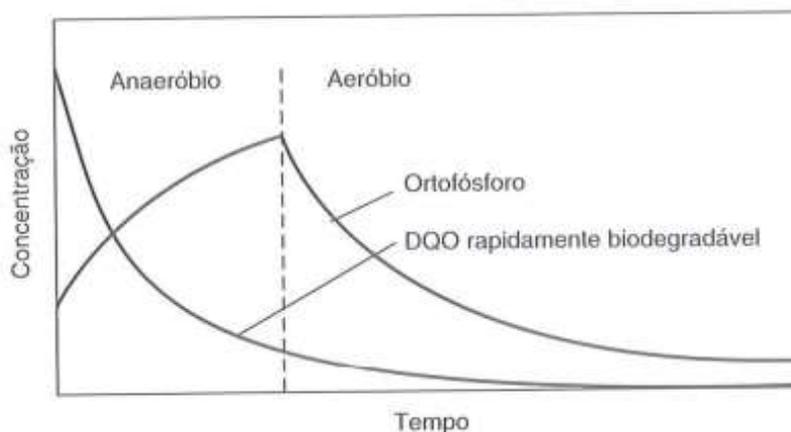


Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

A Figura 09 representa a configuração de um reator biológico típico, cuja remoção de fósforo ocorrerá mediante alternância entre as condições anaeróbias e aeróbias, com adequado reciclo de lodo biológico (idade de lodo adequada), com posterior descarte do excesso de lodo, este representando a respectiva saída do fósforo, acumulado em grande quantidade nos organismos acumuladores de fósforo (OAF) (METCALF; EDDY, 2016; VON SPERLING, 2002b).

A Figura 10 apresenta o comportamento do ortofosfato e da DQOrb, sendo relevante mencionar que a concentração de fósforo solúvel na saída da zona anaeróbia é cerca de duas a três vezes maior que a concentração influente, sendo este um relevante indicativo de bom funcionamento do sistema (METCALF; EDDY, 2016).

Figura 10 - Comportamento da DQOrb e do fósforo em um reator de remoção biológica de fósforo



Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

Ainda com relação às condições de processo para remoção de fósforo deve-se manter o teor de oxigênio entre 1,5 e 3,0 mg/L na zona aeróbia para adequada ocorrência do processo, sendo inclusive mantido um pH entre 7,0 e 8,0, faixas estas correspondentes à maior eficiência operacional. Adicionalmente será considerado manter a idade de lodo entre 20 e 30 dias, bem como pretende-se manter apropriadas relações de DBO solúvel e fósforo, da ordem de 15:1 a 20:1, de maneira a propiciar adequadas condições operacionais (METCALF; EDDY, 2016; PEIRANO, 2017; VON SPERLING, 2002b).

Além disso, apresentam-se abaixo informações específicas quanto ao dimensionamento e sensibilidade do processo de remoção conjunta de nutrientes, especialmente relacionada com a relação DBO:Fósforo (TABELA 03). Neste contexto nota-se que a grande maioria dos processos de remoção conjunta de nitrogênio e fósforo possui alta sensibilidade a baixos valores na relação da DBO:P. Neste sentido há que se ajustar a operação do dispositivo de maneira a minimizar a entrada de nitratos na zona anaeróbia, o que favorece por exemplo uma maior eficiência na remoção de fósforo (METCALF; EDDY, 2016; VON SPERLING, 2002b).

Tabela 03 - Concentrações de amônia e nitrogênio total, e sensibilidade a baixos valores de DBO:P no afluente

Processo	Amônia (mg/L)	N Total (mg/L)	Sensibilidade a baixos valores de DBO <sub>5</sub> :P*
A <sup>2</sup> O / Phoredox 3 estág.	< 5	6 - 12	Alta
Bardempho 5 estág. /Phoredox	< 5	< 6	Alta
UCT / VIP / UCT modif.	< 5	6 – 12	Baixa
Batelada	< 5	6 - 12	Variável com o ciclo

\*Desejável: valores da relação DBO<sub>5</sub>:P superiores a 20.

Fonte: Von Sperling (2002b).

Apresenta-se adicionalmente a Tabela 04 que relaciona os critérios de projeto para a remoção biológica de nitrogênio e fósforo. Considerando tratar-se de efluentes de abatedouro, mais recalcitrantes que esgotos domésticos, os valores orientadores foram ajustados no sentido da segurança operacional, ou seja, os tempos de operação dos dispositivos foram aumentados, visando obter uma adequada eficiência na remoção de nutrientes (VON SPERLING, 2002b).

Tabela 04 - Critérios de projeto para a remoção de nitrogênio e fósforo

Parâmetros	A <sup>2</sup> O / Phoredox 3 estágios	UCT / VIP	Bardenpho 5 estágios / Phoredox
SSVTA (mg/L)	2000 - 4000	1500 - 3500	1500 - 4000
$\theta_c$ total (d)	5 - 10	5 - 10	10 - 30
$\theta_c$ aeróbia (d)	$\geq 5$	$\geq 5$	$\geq 8$
TDH – zona anaeróbia (h)	0,5 – 1,5	1,0 – 2,0	1,0 – 2,0
TDH – 1ª zona anóxica (h)	0,5 – 1,0	2,0 – 4,0	2,0 – 4,0
TDH – aeróbio (h)	3,5 – 6,0	2,5 – 4,0	4,0 – 12,0
TDH – 2ª zona anóxica (h)	-	-	2,0 – 4,0
TDH – zona aeróbia final (h)			0,5 – 1,0
Relação taxa rem. DBO zona anóxica/zona aeróbia	0,7	0,7	0,7
Razão de recirculação de lodo $R_{lodo}$ ( $Q_r/Q$ ; %)	20 – 50	50 - 100	50 - 100
Razão de recirc. aeróbia p/ anóxica ( $Q_{aer}/Q$ ; %)	100 – 300	100 - 200	300 – 500
Razão de recirc. anóxica p/ anaeróbia ( $Q_{anóx}/Q$ ; %)	-	100 - 200	-
Densid. potência nas zonas anóx. e anaeróbia ( $W/m^3$ )	5 - 10	5 - 10	5 - 10
OD médio na zona aeróbia (mg/L)	2,0	2,0	2,0

Fonte: Von Sperling (2002b).

Na Tabela 05, o parâmetro de maior interesse é o tempo de retenção hidráulico, relativo zona anaeróbia (0,5 a 2,0 h), pré-anóxica (0,5 a 4,0 h) e aeróbia (2,5 a 12,0 h).

Ainda, a Tabela 05 refere-se a valores típicos de taxas e coeficientes relacionados especificamente com a remoção biológica de fósforo, caso seja oportuna sua caracterização ou consulta.

Tabela 05 - Valores típicos de taxas e coeficientes para a remoção biológica de fósforo

Coeficientes ou taxas	Unidades	Faixa ou valores típicos
Fração rapidamente biodegradável da DBO afluente ( $f_{rb}$ )	-	0,15-0,30 (esgoto bruto) 0,20 – 0,35 (esgoto decant.)
Relação DQO/DBO <sub>5</sub> no afluente	mgDQO/mgDBO <sub>5</sub>	1,7 – 2,4
Coeficiente de produção celular ( $y$ )	mgSSV/mgDBO <sub>5</sub>	0,4 – 0,8
Coef. respir. endógena dos SS biodeg. ( $K_d$ )	d <sup>-1</sup>	0,08 – 0,09
Fração biodegradável dos SSV ( $X_b/X_v$ ( $f_b$ ))	mgSS <sub>b</sub> /mgSSV	0,55 – 0,70 (lod. ativ. conv.) 0,40 – 0,65 (aer. prolong.)
Relação SSV/SS ( $X_v/X$ )	mgSSV/mgSS	0,70 – 0,85 (lod. ativ. conv.) 0,60 – 0,75 (aer. prolong.)

Fonte: Von Sperling (2002b).

Na Tabela 05 acima, caso seja necessário acompanhar a condição de estabilidade e declínio da biomassa ativa, pode ser realizada análise de sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais, cuja relação deve ser mantida entre 0,6 a 0,75, ou seja, o teor de sólidos suspensos ativos (voláteis), deverá ser maior que os sólidos inertes (fixos), sendo que o parâmetro diretamente relacionado é a idade de lodo ( $\theta_c$ ), que deve ser mantido entre 20 e 30 dias, ajustada diretamente através do descarte de lodo (VON SPERLING, 2002b; METCALF; EDDY, 2016).

Apresenta-se por fim a Tabela 06, elaborada por Metcalf e Eddy (2016), que relaciona os parâmetros de projeto para remoção biológica de fósforo.

Tabela 06 - Parâmetros de projeto para remoção biológica de fósforo

Parâmetro de projeto/processo	TRS, d	SSLM, mg/L	t, h			RLA, % da vazão afluente	Reciclo interno, % do afluente
			Região anaeróbia	Região anóxica	Região aeróbia		
A <sup>2</sup> /O	5 - 25	3000-4000	0,5 – 1,5	1 - 3	4 – 8	25 - 100	100 – 400
Bardenpho modificado	10 - 20	3000-4000	0,5 – 1,5	1 – 3 (1º estágio) 2 – 4 (2º estágio)	4 - 12 (1º estágio) 0,5 – 1 (2º estágio)	50 - 100	200 - 400
UCT	10 - 25	3000-4000	1 - 2	2 - 4	4 - 12	80 - 100	200 – 400 (anóxico) 100 – 300 (aeróbio)

Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

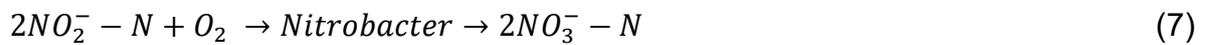
## 2.12 Processo de remoção biológica de nitrogênio

No tratamento de efluentes em lodos ativados verifica-se inicialmente a conversão da matéria orgânica carbonácea, sendo que em seguida ocorre a conversão da matéria orgânica nitrogenada, através da oxidação da amônia (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N), transformada em nitrito (NO<sub>2</sub>-N) e nitrato (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N). Os organismos envolvidos neste processo são os autótrofos quimiossintetizantes (Nitrosomonas), para os quais o gás

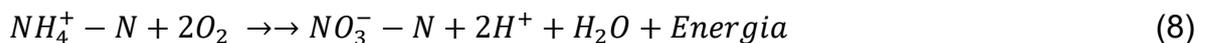
carbônico gerado em uma reação aeróbia constitui-se na principal fonte de carbono, e a energia é obtida via oxidação por exemplo da amônia a formas mais estabilizadas bioquimicamente. Assim, a transformação da amônia a nitrito segue a reação apresentada na Equação 6 (VON SPERLING, 2014, 2002b):



Por conseguinte ocorre a oxidação complementar do nitrito gerado na fase acima, com sua conversão a nitrato, mediante ação de bactérias do gênero *Nitrobacter* (EQUAÇÃO 7).



Assim, a reação geral da etapa de nitrificação constitui-se na soma das duas reações apresentadas nas Equações 6 e 7. Neste processo ocorre um consumo de oxigênio livre (demanda nitrogenada – 4,57 mgO<sub>2</sub>/mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L), liberação de hidrogênio (H<sup>+</sup>), consumindo a alcalinidade do meio (7,1 mg Alc./mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L), podendo reduzir o pH do reator biológico, conforme Equação 8 (VON SPERLING, 2002b, 2014).

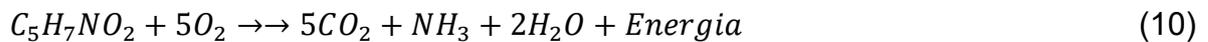


Desta forma, na medida em que ocorre a nitrificação dos efluentes o teor de amônia vai decrescendo, sendo que em condições aeróbias os microrganismos presentes no lodo ativado utilizam o oxigênio como acceptor de elétrons nos processos respiratórios (VON SPERLING, 2002b, 2014).

Por outro lado, quando se verifica ausência de oxigênio livre passam a predominar organismos que tem a capacidade de utilizar outros ânions como aceptores de elétrons, como é o caso do nitrato gerado anteriormente na nitrificação. Nesta condição ocorre a chamada desnitrificação, convertendo o nitrato a nitrogênio gasoso, liberado para a atmosfera (saída do efluente), conforme Equação 9. Nesta etapa verifica-se uma economia de oxigênio (liberação para o meio), consumo de H<sup>+</sup>, implicando na economia de alcalinidade e aumento da capacidade tampão do meio (VON SPERLING, 2002b, 2014):

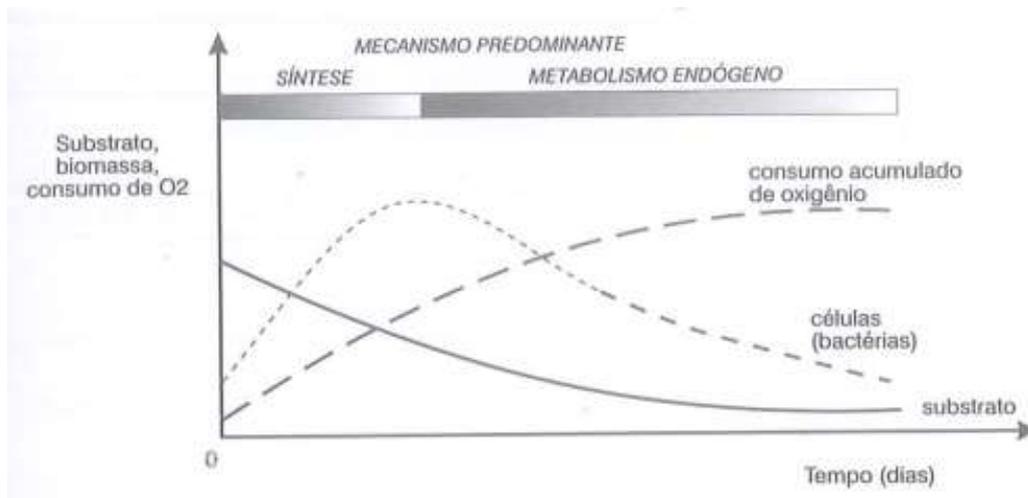


Neste sentido, a desnitrificação requer a presença de carbono orgânico como acceptor de elétrons, sendo que para o carbono a reação de desnitrificação está apresentada na Equação 10, na qual a primeira parte da reação refere-se à composição típica da célula bacteriana. Quando a maior parte da matéria orgânica já tiver sido removida, ocorre a fase de pós-desnitrificação, com predomínio da respiração endógena, com menores taxas de desnitrificação, comparativamente com a pré-desnitrificação (VON SPERLING, 2002b).



Outra questão refere-se à fase inicial de remoção e oxidação da matéria orgânica presente nos efluentes, que tem duração de um a dois dias. Mas, por outro lado, a estabilização da biomassa celular demandará um tempo bem maior, estimado em 20 dias, sendo que a velocidade de reação na fase final (endógena) é várias vezes menor que na fase inicial da assimilação, comportamento este que pode ser visualizado na Figura 11. Ao fim deste processo o lodo gerado apresenta-se estabilizado, não requerendo qualquer tratamento adicional, podendo, por exemplo, ser utilizado para adubação agrícola (VON SPERLING, 2002b, 2014).

Figura 11 - Progressão temporal da oxidação da matéria orgânica



Fonte: Von Sperling (2014).

Ainda destaca-se que a desnitrificação poderá ser realizada, também, à montante da zona aeróbia (reator aeróbio), num processo denominado de pré-desnitrificação, no qual é utilizado como aceptor de elétrons o carbono presente no afluente, sendo esta configuração mais eficiente em termos de remoção de nitrogênio. (VON SPERLING, 2002b).

Apresenta-se na Tabela 07 os critérios de projeto para remoção biológica de nitrogênio, de modo a amparar os trabalhos do presente estudo.

Tabela 07 - Critérios de projeto para remoção biológica de nitrogênio

Parâmetros	Sistema com pré-desnitrificação	Sistema com pós-desnitrificação	Bardenpho de quatro estágios
SSVTA (mg/L)	1500 - 3500	1500 - 3500	1500 – 4000
$\theta_c$ total (d)	6 - 10	6 - 10	10 – 30
$\theta_c$ aeróbia (d)	$\geq 5$	$\geq 5$	$\geq 8$
TDH – 1ª zona anóxica (h)	0,5 – 2,5	-	1,0 – 3,0
TDH – aeróbio (h)	4,0 – 10,0	5,0 -10,0	5,0 – 10,0
TDH – 2ª zona anóxica (h)	-	2,0 – 5,0	2,0 – 5,0
TDH – zona aeróbia final (h)	-	-	0,5 – 1,0
Relação taxa rem. DBO zona anóxica/zona aeróbia	0,7	0,7	0,7
Razão de recirculação de lodo $R_{lodo}$ ( $Q_r/Q$ ; %)	60 - 100	100	100
Razão de recirculação interna $R_{int}$ ( $Q_{int}/Q$ , %)	100 - 400	-	300 – 500
Densidade de potência na zona anóxica ( $W/m^3$ )	5 - 10	5 - 10	5 – 10
OD médio na zona aeróbia (mg/L)	2,0	2,0	2,0

Fonte: Von Sperling (2002b).

Na Tabela 07, há que se considerar principalmente o tempo de retenção hidráulico, relativo zona anóxica (0,5 a 3,0 h) e aeróbia (4,0 a 10,0 h), com controle da idade de lodo, para garantir uma adequada nitrificação/desnitrificação do efluente.

Apresentam-se ainda na Tabela 08 os valores típicos das taxas e dos coeficientes cinéticos e estequiométricos da nitrificação e desnitrificação.

Tabela 08 - Valores típicos das taxas e dos coeficientes cinéticos e estequiométricos da nitrificação e desnitrificação

Etapa	Coeficientes ou taxas	Unidades	Faixas ou valores típicos
Nitrificação	Taxa espec. crescim. Nitrif, $\mu_{\text{máx}}$ (20°C)	d <sup>-1</sup>	0,3 – 0,7
	Coefic. Saturação $K_N$ (amônia)	mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L	0,5 – 1,0
	Coefic. Saturação $K_o$ (oxigênio)	mgO <sub>2</sub> /L	0,4 – 1,0
	Coef. Temperatura $\theta$ para $\mu_{\text{máx}}$	-	1,10
	Coefic. Produção nitrif $Y_N$	mgcélulas/mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> oxid.	0,05 – 0,10
	Consumo de O <sub>2</sub>	mgO <sub>2</sub> /mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	4,57
	Consumo de alcalinidade	mgCaCO <sub>3</sub> /mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	7,1
Desnitrificação	Taxa de desnitrif. TDE – 1ª zona anóxica	mgNO <sub>3</sub> /mgSSV.d	0,03 – 0,11
	Taxa de desnitrif. TDE – 2ª zona anóxica	mgNO <sub>3</sub> /mgSSV.d	0,015 - 0,045
	Fração de amônia no lodo excedente	mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /mgSSV	0,12
	Coefic. temper. $\theta$ para taxa desnitrif.	-	1,08 – 1,09
	Economia de O <sub>2</sub>	mgO <sub>2</sub> /mgNO <sub>3</sub>	2,86
	Economia de alcalinidade	mgCaCO <sub>3</sub> /mgNO <sub>3</sub>	3,5

Fonte: Von Sperling (2002b).

Na Tabela 08 acima ressalta-se que a taxa de nitrificação é maior comparativamente que a taxa de desnitrificação, bem como que a pré-desnitrificação obtida na 1ª zona anóxica, é maior que a 2ª zona anóxica denominada de pós-desnitrificação.

### 2.13 Principais configurações de lodos ativados para remoção de fósforo e nitrogênio

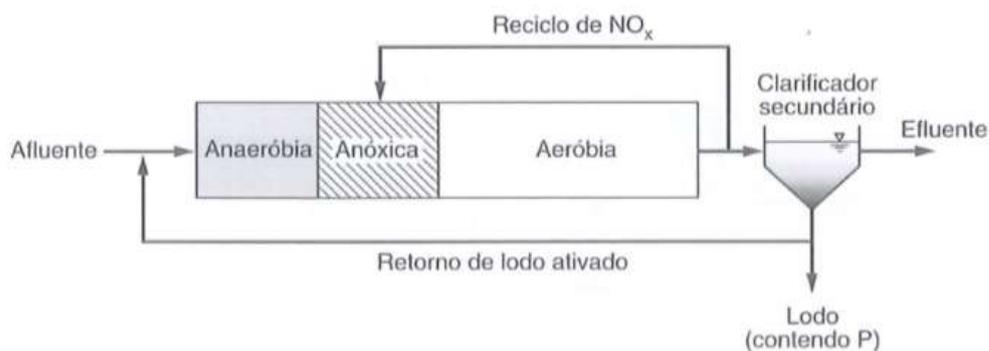
Apresenta-se as principais configurações utilizadas para remoção conjunta de fósforo e nitrogênio.

### 2.13.1 Processo anaeróbio / anóxico / aeróbio (A<sup>2</sup>O)

Este processo possui uma zona anóxica entre a região anaeróbia e a região aeróbia, permitindo inclusive a nitrificação de efluentes, com a desnitrificação ocorrendo na zona anóxica, minimizando a quantidade de nitrato que ingressa na fase anaeróbia. Possui tempo de retenção hidráulico de 1 a 3 horas na zona anóxica, e com adequada desnitrificação do efluente, permite boa remoção de fósforo. Vide Figura 12 (METCALF; EDDY, 2016).

Há uma necessidade de se manter uma elevada eficiência na desnitrificação dos efluentes porque o retorno de nitratos para a zona anaeróbia é prejudicial, dificultando a remoção de fósforo (VON SPERLING, 2002b).

Figura 12 - Processo anaeróbio/anóxico/aeróbio (A<sup>2</sup>O)



Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

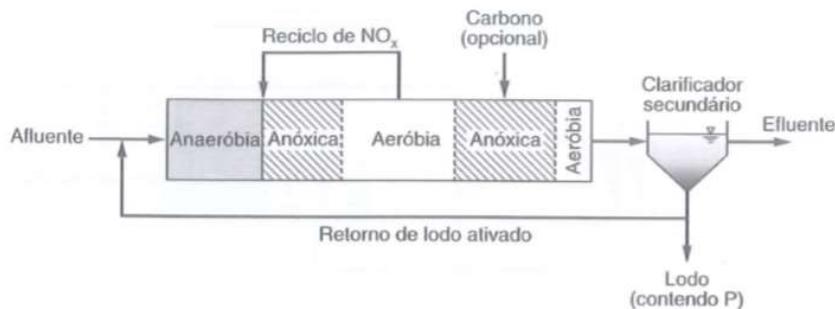
### 2.13.2 Processo bardenpho modificado

Constitui-se em um processo de cinco etapas para a remoção conjunta de nitrogênio e fósforo, contendo uma região anaeróbia seguida de região pré-anóxica, aeróbia, pós-anóxica e aeróbia de menor volumetria (reoxigenação do efluente antes do decantador secundário para remover nitrogênio gasoso residual e minimizar a liberação de fósforo no mesmo). Trata-se de um sistema com o maior número de dispositivos mecanizados (mistura ou oxigenação), extremamente eficiente em termos de redução de nitrogênio e fósforo, apresentando a corrente de retorno de lodo com reduzido valor de nitratos (N-NO<sub>3</sub>), o que minimiza efeitos adversos na zona anaeróbia, conforme Figura 13. Na medida em que crescem os dispositivos e reciclos

internos aumenta-se a dificuldade operacional e os respectivos custos (METCALF; EDDY, 2016).

No processo Bardenpho de cinco estágios a idade de lodo é mais elevada comparativamente às demais variantes de lodos ativados (VON SPERLING, 2002b).

Figura 13 - Processo bardenpho modificado



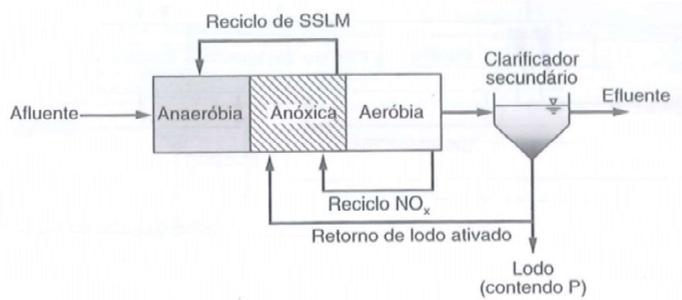
Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

### 2.13.3 Processo da universidade de Capetown (UCT – Padrão)

O processo UCT foi instituído para a remoção de fósforo mais especificamente em efluentes com baixa relação DBO:fósforo (P), possuindo três correntes de reciclo, com menor potencial de nitratos chegarem à zona anaeróbia. Como a concentração do licor misto possui menor concentração de sólidos da linha de retorno do lodo do decantador secundário, há que se aumentar o TRH do da zona anaeróbia para entre 1 a 2 horas, e a taxa de reciclo de lodo deverá ser de duas vezes a vazão afluyente, vide Figura 14 (METCALF; EDDY, 2016).

A recirculação de lodo é direcionada para a zona anóxica, e não para a zona anaeróbia. A zona anóxica deverá propiciar condições de desnitrificação da carga de nitratos recirculada, evitando seu retorno para a zona anaeróbia (VON SPERLING, 2002b).

Figura 14 - Processo da universidade de Capetown (UCT - Padrão)



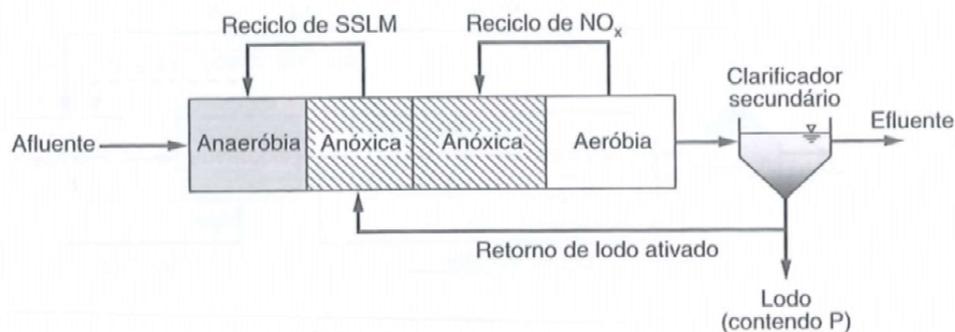
Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

### 2.13.4 Processo da universidade de Capetown (UCT – Modificado)

O processo UCT modificado possui uma zona anóxica adicional em relação ao processo UCT padrão, sendo que uma delas recebe o efluente nitrificado, e a outra o lodo do decantador secundário, e neste compartimento ocorre o bombeamento do licor misto para a zona anaeróbia, com menor concentração de nitratos, conforme Figura 15 (METCALF; EDDY, 2016).

A segunda zona anóxica é responsável pela maior parte da desnitrificação do efluente. Na configuração UCT Modificado o excesso de nitrato pode ser recirculado à segunda zona anóxica sem prejudicar o processo de remoção de fósforo (VON SPERLING, 2002b).

Figura 15 - Processo da universidade de Capetown (UCT - Modificado)



Fonte: Metcalf e Eddy (2016).

## 2.14 Resultados analíticos relacionados

Com relação à remoção biológica de nitrogênio e fósforo, apresentam-se abaixo alguns trabalhos que obtiveram resultados apropriados, cujas eficiências de remoção servirão de comparativo ao estudo ora proposto.

Segundo Koser (2012), utilizando sistema de lodo ativado de fluxo contínuo em escala piloto com aeração intermitente (8 horas aeração/ 2 horas sem aeração), tratando efluente sanitário, obteve elevada remoção de DQO (78%) e fósforo (88%), enquanto que a remoção de nitrogênio amoniacal foi comparativamente limitada (47%).

Segundo Ferreira (2014), considerando um reator sequencial em batelada, tratando efluentes sanitários, com ciclo de oito horas, sem adição de fonte externa de carbono (anaeróbio: 2 horas; aeróbio: 4 horas; anóxico: 1 hora; decantação: 1 hora), obteve uma remoção média de 93% de nitrogênio total kjeldhal, 94% de nitrogênio amoniacal, 92% de fósforo ( $\text{PO}_4\text{-P}$ ), 87% de DQO.

Segundo Oliveira (2012), operando um lodo ativado em escala real (reator aeróbio - aeração prolongada), tratando efluentes numa fábrica de concentrados de bebidas, obteve remoções médias de 98,5% de fósforo, 80% de nitrogênio amoniacal, 83% de nitrogênio total e 94,5% de DQO.

Além destes, destaca-se que Sturmer (2011), operando um reator sequencial em batelada com pós-desnitrificação, tratando efluente de abatedouro, obteve eficiência de remoção de fósforo da ordem de 78%, e 71% para o parâmetro de nitrogênio.

Outro autor, Metcalf e Eddy (2016), mencionam que em determinados sistemas de tratamento com remoção biológica de fósforo verificou-se reduções neste parâmetro da ordem de 80%, mencionando ainda que um sistema Bardenpho permitiu a remoção de 70% de nitrogênio.

Cita-se ainda Von Sperling (2002b), que informa que a remoção de ortofosfato em um sistema com fase anaeróbia, aeróbia-anóxica, poderia chegar a 70% do valor encontrado no afluente sanitário, considerando a escala física do desenho disponibilizado (FIGURA 10).

Raper et al. (2019) realizou experimento em escala piloto (anóxico: 340 L; aeróbio: 680 L e clarificador: 55 L) operando por cinco meses lodo ativado anóxico-aeróbio, com efluente oriundo de tratamento primário de usina de produção de aço, adotando tempo de retenção hidráulico de 76,5 a 45 horas, tempo este necessário para manter a nitrificação estável e a desnitrificação do efluente, com idade de lodo de 80 dias, taxa de recirculação de nitrato de três vezes a vazão de efluentes. A remoção de amônia foi de 96 %, nitrogênio total foi de 46 % e DQO foi de 46 %, esta devido características recalcitrantes do efluente.

Rasool et al. (2014), operou por um período de 100 dias sistema de lodos ativados em escala de bancada com dosagem contínua de águas residuárias sintéticas, na entrada do primeiro de quatro reatores biológicos sequenciais (volume de cada reator: 37,5 L), seguidos de decantador secundário (v: 40 L) com retorno do licor misto nitrificado, não sendo prevista qualquer outra reciclagem interna de nitratos. O tempo de retenção hidráulico variou entre 24 e 18 horas, e a idade de lodo variou entre 10, 18 e 30 dias. O sistema foi operado inicialmente na condição estritamente aeróbia, obtendo uma remoção de remoção de matéria orgânica de cerca de 97% como DQO total e mais de 99% de remoção de amônia-nitrogênio (nitrificação). Na fase de operação anóxica-oxica, a remoção total de nitrogênio inorgânico foi 66% por pré-desnitrificação.

Yuan et al. (2016), tratou efluentes domésticos em reator sequencial em batelada com 10 L de volume útil, operado em dois ciclos sequenciais de 12 horas/dia, anaeróbio (TRH= 3h), aeróbio (2h), anóxico (2h), aeróbio (1h), anóxico (2h), aeróbio (10 min), sedimentação (1,5h), descanso (10 min) e retomada operacional (10 min). O tempo de retenção hidráulico foi de 20 h e a idade de lodo foi de 7 dias. O sistema removeu 71,5 % de DQO, 55,9 % de nitrogênio total, acima de 95 % de amônia e -6,1 % de fósforo, este devido baixa concentração relativa de DQO.

## **2.15 Legislação ambiental de referência**

No estado do Rio Grande do Sul, os padrões para lançamento de efluentes em corpos hídricos superficiais emissão são definidos pela Resolução do Conselho Estadual de Meio Ambiente (CONSEMA) nº 355/2017, nos artigos 10 e 17. Os

principais parâmetros para o caso de efluentes de abatedouros estão relacionados no Quadro 01 e Tabela 09.

Quadro 01 - Padrões de emissão de efluentes pelo artigo nº 10 da Resolução CONSEMA nº 355/17

Parâmetros	Padrões de Emissão
Materiais Flutuantes	Ausentes
Odor	Livre de odor desagradável
Cor	Não deve conferir mudança de coloração (cor verdadeira) ao corpo hídrico receptor
Espumas	Virtualmente ausentes
Óleos e graxas (Vegetal ou animal)	≤ 30 mg/L
pH	Entre 6,0 e 9,0 (-)
Sólidos Sedimentáveis [em teste de 1 (uma) hora em Cone Imhoff]	≤ 1,0 mL/L
Substâncias tenso-ativas que reagem ao azul de metileno	2,0 mg MBAS/L
Temperatura	40 °C

Fonte: Resolução CONSEMA nº 355/2017.

O artigo nº 17 da referida normativa define que os valores de lançamento de efluentes tratados deverão sofrer reduções gradativas em suas concentrações à medida que crescem as vazões de lançamento (faixas de vazão do efluente – m<sup>3</sup>/dia), tendo em vista as crescentes cargas poluentes, visando minimizar seu aporte em recursos hídricos superficiais.

Tabela 09 - Padrões de emissão de efluentes pelo artigo nº 17 da Resolução CONSEMA nº 355/17

	Faixa de vazão do efluente (m³/dia)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	Fósforo Total		Nitrogênio Amoniacal (mg/L)	Coliformes Termotolerantes	
					(mg/L)	Eficiência		NMP/100 mL	Eficiência
(1)	Q<100	120	330	140	4	75%	20	10 <sup>5</sup>	95%
(2)	100≤Q<500	110	330	125	3	75%	20	10 <sup>4</sup>	95%
(3)	500≤Q<1.000	80	300	100	3	75%	20	10 <sup>4</sup>	95%
(4)	1.000≤Q<3.000	70	260	80	2	75%	20	10 <sup>4</sup>	95%
(5)	3.000≤Q<7.000	60	200	70	2	75%	20	10 <sup>4</sup>	95%
(6)	7.000≤Q<10.000	50	180	60	2	75%	20	10 <sup>4</sup>	95%
(7)	10.000≤Q	40	150	50	1	75%	20	10 <sup>3</sup>	99%

Fonte: Resolução CONSEMA nº 355/2017.

## 3 METODOLOGIA

### 3.1 Identificação da indústria

O presente trabalho acadêmico teve por objetivo testar um sistema de lodos ativados em escala de bancada, utilizando um efluente de abatedouro situado no Vale do Taquari, avaliando o potencial de remoção de matéria orgânica ( $DBO_5/DQO$ ), nitrogênio e fósforo.

O abatedouro que forneceu os efluentes para a realização do experimento não foi identificado por questão de sigilo, em virtude do mesmo não estar cumprindo os parâmetros de nitrogênio e fósforo. A empresa possui código de ramo 2.621,12 relativo matadouro de bovinos sem fabricação de embutidos ou industrialização de carnes, enquadrado como atividade de potencial poluidor alto, porte médio, com área menor que 10.000 m<sup>2</sup>, capacidade para abater cerca de 3.000 bovinos/mês.

Neste sentido é relevante comentar que a atividade fornecedora do efluente para o teste, possui uma estação de tratamento de efluentes (ETE) composta por estrumeira, caixa de gordura, reator aeróbio, decantador secundário/recalque de efluentes, decantador metálico, caixa de estocagem, filtro areia e hidrômetro, sendo os efluentes tratados lançados em recurso hídrico superficial.

A ETE possui adequada eficiência na remoção de boa parte dos poluentes, exceto quanto ao teor de fósforo, que se apresenta acima do valor orientador da Resolução CONSEMA nº 355/2017.

Em termos ambientais a empresa que forneceu o efluente para a realização do experimento foi enquadrada no sistema de automonitoramento da FEPAM pela Resolução CONSEMA N° 01/1998. Como o valor de fósforo não tende à Resolução CONSEMA n° 355/2017, a empresa encontra-se em fase de ajuste na estação de tratamento de efluentes existente na atividade. Esta condição motivou a inclusão do reator anaeróbico no sistema de tratamento proposto, com a finalidade específica de avaliar o potencial de remoção bioquímica de fósforo.

## **3.2 Materiais e métodos**

### **3.2.1 Definição do processo de tratamento a ser usado no experimento**

Considerando as informações disponibilizadas anteriormente nos itens 2.10, 2.11 e 2.12, relativo processo de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, apresenta-se as diretrizes para definir o sistema de tratamento que foi utilizado no experimento:

- menor número de compartimentos ou zonas de tratamento;
- menor número de ciclos internos, diminuindo os controles operacionais, minimizando custos de compra de equipamentos, bem como os custos de operação (consumo de energia/manutenções);
- condições de atender aos valores de nitrogênio e fósforo previstos na Resolução CONSEMA n° 355/2018.

Além disso, para facilitar a definição do sistema de tratamento, recorreu-se à literatura de modo a considerar a concentração de nutrientes que cada sistema tem condições de produzir, conforme informações abaixo e Tabelas 10 e 11.

Neste sentido, considerando a Tabela 10, reatores com pré-desnitrificação possuem maiores eficiências na remoção de nitrogênio total, comparado a reatores com pós-desnitrificação, atingindo todos eles valores menores que 20 mg/L, estando este tipo de reator de acordo com a premissa de atendimento da Resolução

CONSEMA nº 355/2017. Este critério considera que se trata de um efluente proveniente de um abatedouro de bovinos, justamente porque possui elevada carga poluente, favorecendo a pretendida pré-desnitrificação.

Tabela 10 - Padrões de lançamento de amônia e nitrogênio total em lodos ativados

Processo	Amônia < 5mg/L <sup>(a)</sup>	Nitrogênio total		
		8 – 12 mg/L	6 – 8 mg/L	3 – 6 mg/L
Reator com zona aeróbia apenas	X	-	-	-
Reator com pré-desnitrificação	X	X	X <sup>(b)</sup>	-
Reator com pós-desnitrificação	X	X	-	-
Bardenpho de quatro estágios	X	X	X	X
Valos de oxidação	X	X	X <sup>(c)</sup>	-
Batelada	X	X	-	-

(<sup>a</sup>): a nitrificação ocorrerá consistentemente desde que  $\theta_c$  aeróbio seja superior a aproximadamente 5d; (<sup>b</sup>): com elevadas razões de recirculação interna ( $R_{int}$  entre 200 e 400 %);

(<sup>c</sup>): com eficiente controle automático do oxigênio dissolvido.

Fonte: Von Sperling (2002b).

Outra questão relevante está relacionada aos critérios orientadores em termos de condições de projeto e operação de lodos ativados com remoção de nitrogênio (nitrificação e desnitrificação), que foram considerados no dimensionamento do sistema de tratamento proposto (tratamento biológico apenas), conforme Tabela 11.

Tabela 11 - Capacidade do processo de satisfazer os padrões de fósforo total

Processo	Efluente: 0,5 mg/L				Efluente: 1,0 mg/L				Efluente: 2,0 mg/L				
	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol	Biol
		+C	+F	+C		+C	+F	+C		+C	+F	+C	
				+F				+F					+F
A <sup>2</sup> /O / Phoredox 3 estágios	N	N	N	S	V	S*	V	S	S	S	S	S	S
Bardenpho 5 estág. /Pharedox	N	N	N	S	V	S*	V	S	S	S	S	S	S
UCT / VIP / UCT modif.	N	N	N	S	V	S*	V	S	S	S	S	S	S
Batelada	N	N	N	S	V	S*	V	S	S	S	S	S	S

Biol.: Tratamento biológico apenas. Biol + F: tratam. biol. + filtração. N: não atende ao padrão de fósforo. S: atende ao padrão de fósforo. Biol. + C: tratam. Biológico + coagulante. Biol. + C + F: tratam. Biol. + coagulante + filtração. V: atende ao padrão de fósforo de forma variável ou marginal. S\*: atende ao padrão de fósforo com uma clarificação bastante eficiente.

Fonte: Von Sperling (2002b).

A Tabela 11 informa que os sistemas usualmente utilizados para a remoção de fósforo conseguem manter valores de fósforo total de 2 mg/L, o que atende à Resolução CONSEMA nº 355/2017.

Comenta-se por fim que o abatedouro que forneceu o efluente para a realização do experimento acadêmico possui vazão licenciada entre 100 e 500 m<sup>3</sup>/dia, e no enquadramento previsto na Resolução CONSEMA nº 355/2017, o valor limite para o parâmetro de fósforo total é de 4 mg/L, enquanto que o nitrogênio é de 20 mg/L.

Considerando as diretrizes elencadas no início deste item, bem como os critérios constantes nas Tabelas 10 e 11, e objetivando atender simultaneamente os valores de fósforo e nitrogênio previstos na Resolução CONSEMA nº 355/2017, definiu-se como sistema a ser usado no experimento o Processo Anaeróbio / Anóxico / Aeróbio (A<sup>2</sup>O).

### **3.2.2 Sistema de tratamento proposto**

A instalação do sistema de tratamento em escala de bancada ocorreu entre os dias 26/12/2018 e 17/01/2019, sendo que neste dia o sistema foi colocado em operação. A aclimatação do sistema biológico ocorreu até o dia 18/04/2019, sendo que neste dia foi iniciado o monitoramento analítico em laboratório. No monitoramento foi realizada uma coleta semanal (efluente bruto, efluente tratado e de licor misto), procedimento este mantido por seis semanas consecutivas, sendo que na última semana foram coletadas amostras de efluente tratado.

O sistema de tratamento biológico proposto foi constituído de um reservatório de estocagem de afluente (Tanque 1), reator anaeróbio (Tanque 2), reator anóxico-aeróbio (Tanque 3), decantador secundário (Tanque 4), e reservatório de estocagem de efluente tratado (Tanque 5).

O efluente tratado foi descartado, ou coletado e destinado para laboratório, sempre que foi realizada sua caracterização físico-química, obtendo-se um total de sete resultados analíticos. Vide Figura 16.

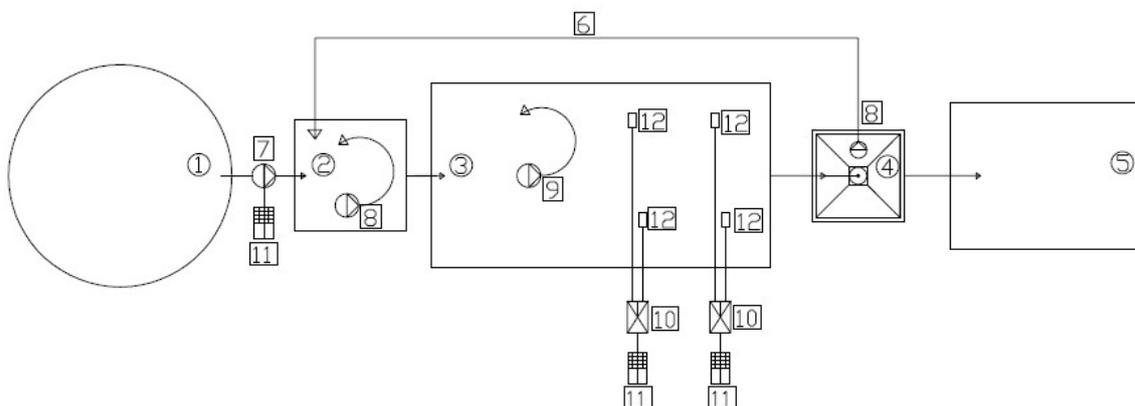
No experimento, após o reator aeróbio foi instalado um decantador secundário para retenção da biomassa ativa, que foi recirculada até a entrada do sistema de tratamento, de modo a manter um adequado tempo de retenção celular ( $\theta_c$  = idade de lodo). O tempo de acionamento da bomba de recirculação de lodo variou de 30 a 60 segundos a cada duas horas.

Com relação Tabela 02, obtida de Von Sperling (2002b), é oportuno ressaltar que o clarificador-sedimentador secundário de lodo foi dimensionado com uma taxa de aplicação hidráulica entre de 0,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h, e uma taxa de aplicação de sólidos de 3,0 kg/m<sup>2</sup>.h, por tratar-se de sistema de aeração prolongada. Determina-se com isto a área superficial do decantador, sendo que seu volume será definido pela altura do dispositivo, estipulada em 0,2 m.

O lodo sedimentado no decantador secundário retornou para a o reator anaeróbio, de modo a obter e manter uma concentração de sólidos suspensos voláteis entre 2.000 mg/L a 4.000 mg/L (VON SPERLING, 2002b). Somente ao atingir esta faixa de concentração de sólidos é que foi considerada a possibilidade de descarte do excesso de lodo biológico. A idade de lodo foi mantida em 25 dias, para fins de controle da concentração de biomassa ativa e descarte do excesso de lodo, especialmente quanto ao descarte de fósforo via lodo biológico enriquecido com este nutriente, considerando a condição operacional do experimento.

Adicionalmente considerou-se manter apropriadas relações de DBO solúvel e fósforo, da ordem de 15:1 a 20:1, de maneira a propiciar adequadas condições operacionais (VON SPERLING, 2002b; PEIRANO, 2017).

Figura 16 - Desenho do sistema de tratamento instalado (A<sup>2</sup>O)



#### LEGENDA

- 1 - Estoque de efluente bruto (Volume: 30 L);
- 2 - Reator anaeróbico (V:4,8 L; Tempo de Retenção Hidráulico: 4,57 h);
- 3 - Reator anóxico-aeróbio (V: 30 L; TRH: 76 h);
- 4 - Decantador secundário (V: 3,2 L; TRH: 1,5\* a 3,0 h);
- 5 - Estoque de efluente tratado (V: 20 L);
- 6 - Retorno de lodo biológico (t:30 a 50 s/acionamento);
- 7 - Bomba peristáltica de dosagem de efluente (Vazão-Q: 0,3 a 2,5 L/h);
- 8 - Bomba submersa de recirculação-retorno (Q: 540 L/h);
- 9 - Bomba submersa de recirculação interna (Q: 1200 L/h);
- 10 - Compressor de ar (Qar: 3,5 L/min.unidade);
- 11 - Temporizador de acionamento;
- 12 - Pedras porosas (aeração com bolhas finas).

\*Considerando a vazão de efluente e o reciclo simultâneo de lodo biológico (tempo de operação: de 30 a 60 segundos a cada duas horas).

O formulário elaborado pelo autor, relativo modelo de dimensionamento do sistema de tratamento por lodos ativados (VON SPERLING, 2002b), está sendo apresentado no Anexo A.

### **3.2.3 Coleta e conservação do efluente**

Os efluentes brutos foram amostrados semanalmente no abatedouro (coleta composta = 4 amostragens instantâneas espaçadas de pelo menos uma hora), na entrada do reator aeróbio, sendo acondicionados em bombonas plásticas de 20 L. Nas coletas foram realizadas quatro amostragens instantâneas de 5 L para enchimento das bombonas, de modo que a concentração dos efluentes fosse representativa. Os efluentes foram mantidos sob refrigeração em torno de 4° C até serem utilizados no experimento. Os efluentes foram retirados da refrigeração quatro horas antes de sua aplicação, visando retornar à temperatura próxima do ambiente.

Os efluentes brutos durante a coleta e transferência para as bombonas plásticas de estocagem foram filtrados previamente usando um funil e um tecido de algodão com espaçamento entre fios de 0,5 mm, de modo a separar sólidos grosseiros que pudessem avariar a bomba peristáltica de dosagem dos efluentes no experimento.

### **3.2.4 Início de operação, inóculo de lodo e aclimação do reator**

O início da operação do experimento consistiu na montagem e teste de funcionamento dos equipamentos eletromecânicos, e verificação da estanqueidade dos tanques de estocagem de efluentes. O teste de estanqueidade consistiu em encher os tanques com água limpa por pelo menos 24 horas, avaliando qualquer infiltração ou vazamento. Foram testados neste período o acionamento temporizado e o funcionamento dos equipamentos.

No início da operação do experimento, com o reator aeróbio-anóxico contendo água a nível operacional, e sistema de aeração ligado por quatro horas, foram dosados 3 L de lodo biológico recém coletado, obtido de reator biológico similar, equivalente a 10 % do volume do dispositivo (CLAAS, 2007).

Iniciou-se a alimentação do efluente no tanque pulmão, com sua subsequente dosagem via bomba peristáltica no sistema de tratamento, inicialmente a uma vazão de 10 % do volume previsto, crescendo em quantidade durante subseqüentes 45 dias, atingindo 100 % do volume de efluente de ingresso no sistema de tratamento (9,045 L/dia). A alimentação gradual do efluente serviu para melhor aclimatar a biomassa às condições operacionais (NUNES, 2011). A dosagem do efluente foi ajustada via regulagem da vazão da bomba peristáltica e do tempo de seu acionamento temporizado, que foi de 9 horas/dia.

### **3.2.5 Configuração operacional**

O sistema de lodos ativados usado no experimento foi composto inicialmente de uma fase anaeróbia com mistura e sem aeração, visando à remoção de fósforo, seguido de um tanque contendo a fase pré-anóxica, igualmente com mistura e sem aeração, visando a desnitrificação dos efluentes, e uma fase aeróbia do meio para o final do dispositivo, visando à oxidação da matéria orgânica e à nitrificação dos efluentes, com recirculação constante e ininterrupta do efluente nitrificado para a fase de pré-desnitrificação (bomba submersa). Após este reator, foi instalado um decantador secundário que permitiu a separação e o retorno do lodo biológico para a entrada do sistema de tratamento.

A dosagem dos efluentes brutos foi realizada na entrada do reator anaeróbio via bomba peristáltica marca Exatta modelo EX-P8803 com vazão de 0,3 a 2,5 L/h, acionada por temporizador analógico marca Exatron modelo TMAØBC, de modo a obter uma vazão de 1,05 L/h, durante 9 horas/dia (Q: 9,45 L/dia), sete dias/semana, visando dosar uniformemente os efluentes no sistema de tratamento. Depois da bomba peristáltica o escoamento do efluente nos demais dispositivos componentes do sistema de tratamento proposto ocorreu por declividade natural.

No reator anaeróbio foi instalada uma bomba submersa de mistura marca SarloBetter modelo B500, com vazão nominal de 540 L/h, mantendo os sólidos suspensos 24 horas/dia, sete dias/semana. Este dispositivo recebeu a vazão de entrada do efluente bruto e o retorno de lodo proveniente do decantador secundário (bomba submersa marca SarloBetter modelo B500, com vazão nominal de 540 L/h, e vazão real de 100 L/h, considerando as perdas de carga locais).

O reator anóxico-aeróbio foi construído em uma bombona de polietileno com volume útil de 30 L, tanque pleno, sem divisórias, mantido sob constante aeração mediante utilização de dois compressores com vazão total de 7 L de ar/minuto, com difusores de bolhas finas instalado no fundo do dispositivo (4 pedras porosas médias com diâmetro de 2 cm), favorecendo a adequada oxigenação e nitrificação do efluente. A recirculação dos efluentes nitrificados ocorreu mediante utilização de bomba submersa marca RS Eletrical modelo RS 2000 com vazão de 1200 L/h, configurando um ciclo em carrossel no sentido anti-horário de toda a massa líquida, alternando sua movimentação, ora pela fase aeróbia, ora pela fase anóxica (entrada do efluente no reator – pré-desnitrificação), favorecendo a oxidação da demanda carbonácea, bem como a nitrificação e a subsequente desnitrificação dos efluentes.

O controle do processo de depuração da matéria carbonácea, da nitrificação e desnitrificação ocorreu mediante verificação dos valores de oxi-redução no efluente em cada uma das etapas do sistema de tratamento, reator anaeróbio, reator anóxico-aeróbio, e decantador secundário, utilizando equipamento Instrutherm Modelo ORP896, com range entre -1.999 e + 1.999 milivolt. A verificação do valor de ORP no decantador secundário serviu para controlar a ocorrência de desnitrificação do efluente, minimizando-se assim a flotação de lodo no efluente tratado. O controle da flotação de lodo no decantador secundário considerou ainda o retorno do lodo

decantado para o reator anaeróbio, ocorrido num intervalo de 2,0 horas, via bomba submersa de recalque de lodo acionada por temporizador digital marca Exatron modelo TMDSØBC.

A aeração fornecida ao sistema foi controlada por temporizadores, sendo mantido um dos compressores ligado 24 horas/dia, sete dias/semana. O segundo compressor foi ajustado para operar de forma dinâmica, mantendo um nível de oxigênio suficiente para promover a oxidação da matéria carbonácea, e a nitrificação-desnitrificação dos efluentes. O nível de aeração fornecido foi controlado via medidor ORP, mantendo-se a faixa recomendada pela literatura consultada, conforme informado no Quadro 02. Caso fosse detectada a flotação de lodo no decantador secundário, isto significava que estaria ocorrendo a desnitrificação neste dispositivo, ou seja, a concentração de oxigênio dissolvido apresentava-se abaixo do esperado, sendo necessário aumentar o tempo de operação do segundo compressor de aeração. Como o teor de matéria orgânica e de nitrogênio relativo efluente bruto mostraram-se sempre dinâmicos, durante todo o período de operação do sistema foi preciso acompanhar os valores de ORP, bem como observar a condição visual de despreendimento de bolhas de nitrogênio gasoso (desnitrificação-volatilização do gás nitrogênio – N<sub>2</sub>), no próprio decantador secundário, e na mangueira de retorno de lodo.

Além disso, outro ponto a considerar diz respeito do tempo de retenção hidráulico do experimento, que está relacionado com o tipo de efluente, no caso proveniente de um abatedouro, que possui sua complexidade particular, especialmente relacionada a gorduras e proteínas. A literatura usada para amparar o dimensionamento dos dispositivos está relacionada com águas residuárias, especialmente esgotos domésticos, mais facilmente biodegradados que um efluente de abatedouro. Desta forma, por medida de coerência e segurança no dimensionamento dos dispositivos, foi usado um fator de correção dos tempos recomendados na literatura, conforme especificações abaixo indicadas: (PEIRANO, 2017; VON SPERLING, 2002b; METCALF; EDDY, 2016).

- fase anaeróbia: tempo de retenção hidráulico de 4,57 horas (V=4,8 L), tanque adquirido pré-fabricado em polietileno, com tampa de fechamento para evitar despreendimento de odores no ambiente em que foi realizado o experimento.

Foi instalado um sistema de captação de gases gerados no tanque pulmão de efluente bruto e no reator anaeróbio, dotado de mangueira de direcionamento dos gases para um filtro de carvão ativo construído em cano de PVC de 100 mm de diâmetro ( $V= 1,5$  L), com fechamento em caps de PVC. O sistema mostrou-se apropriado, não havendo qualquer reclamação por parte dos usuários do local em que foi realizado o experimento;

- fase anóxica-aeróbia: tempo de retenção hidráulico de 76 horas ( $V= 30$  L), reator construído em bombona de polietileno, com 50L de capacidade total, sendo utilizada volumetria útil de 30 L, regulada pela instalação de flange a 20 cm do fundo do tanque, na saída dos efluentes para o decantador secundário;

- decantação secundária: tempo de retenção hidráulico de 3,2 horas ( $V= 3,2$  L), considerando somente a dosagem de efluentes brutos via bomba peristáltica, e TRH de 1,5 h a 3,0 h, no primeiro caso considerando inclusive a vazão de retorno de lodo, nos momentos de acionamento da bomba submersa de recalque (tempo de acionamento entre 30 a 60 segundos/recalque, num intervalo de duas horas).

O efluente sobrenadante do decantador secundário foi coletado em uma bombona plástica de polietileno de 20 L. Este efluente tratado foi remetido para laboratório credenciado na FEPAM, nos dias em que foram realizadas as análises de acompanhamento do experimento.

Comenta-se ainda que para efeito do experimento foi considerada uma idade do lodo ( $\theta_c$ ) de 25 dias, com teor de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (SSVTA) entre 2.000 e 4.000 mg/L, ajustada conforme descarte de lodo, visando à remoção de fósforo. Não ocorreu qualquer descarte de lodo até que se verificou que o teor de sólidos estivesse acima de 2.000 mg/L, mediante resultados analíticos, tendo em vista o tempo necessário para estabilização e aclimação do lodo biológico, estimado em 60 dias, a contar do início da operação do experimento. O descarte do lodo biológico excedente foi realizado diretamente no reator anóxico-aeróbio para manter a idade de lodo prevista.

O experimento foi montado no depósito da empresa em que o acadêmico trabalha, de maneira que foi possível acompanhar em tempo real seu funcionamento,

e eventuais problemas operacionais, que porventura pudessem interferir nos resultados esperados.

Com relação ao experimento realizado em escala de bancada, a Figura 17 apresenta a vista geral de sua instalação.

Figura 17 - Vista geral do sistema de lodos ativados instalado



Fonte: Do autor (2019).

A Figura 18 apresenta o tanque pulmão de efluente bruto, a bomba peristáltica de alimentação, e o reator anaeróbico.

Figura 18 - Detalhe do tanque pulmão, bomba peristáltica e reator anaeróbio



Fonte: Do autor (2019).

A Figura 19 apresenta o reator anóxico-aeróbio, o decantador secundário (com recalque-retorno de sólidos para o reator anaeróbio) e a bombona de estocagem de efluente tratado.

Figura 19 - Detalhe do reator anóxico-aeróbio, decantador secundário e bombona de estocagem do efluente tratado



Fonte: Do autor (2019).

A Figura 20 apresenta a vista em detalhe do defletor de entrada do licor misto (oriundo do reator anóxico-aeróbio) no decantador secundário, e a respectiva calha superficial de saída do efluente tratado.

Figura 20 - Detalhe do defletor de entrada do licor misto e da calha de saída do efluente clarificado no decantador secundário



Fonte: Do autor (2019).

A Figura 21 apresenta a vista do lodo ativado após sedimentação de 30 minutos, apresentando adequado adensamento, e uma boa clarificação do efluente sobrenadante, relativo amostragem do licor misto realizada dentro do reator anóxico-aeróbio, durante os trabalhos de acompanhamento das condições operacionais do experimento.

Figura 21 - Vista de amostra do licor misto decantado no tempo de 30 minutos



Fonte: Do autor (2019).

A Figura 22 apresenta o aparato de monitoramento utilizado in situ para acompanhar as condições de operação do sistema de tratamento operado, permitindo avaliar temperatura, alcalinidade, pH e potencial de óxido-redução.

Figura 22 - Aparato de monitoramento analítico *in situ*



Fonte: Do autor (2019).

### 3.2.6 Monitoramento analítico do experimento

O monitoramento da qualidade dos efluentes foi realizado mediante análises do efluente na entrada do reator (efluente bruto) e na respectiva saída do decantador secundário (efluente tratado), sendo os resultados reportados em termos de valores analíticos obtidos em mg/L ( $V_a$ ), especificados em tabelas, calculando-se a eficiência de remoção de cada parâmetro analisado ( $E$ ; EQUAÇÃO nº 11), a média aritmética ( $M_a$ ; Equação nº 12) e o respectivo desvio padrão ( $D_p$ ; EQUAÇÃO nº 13), conforme abaixo indicado:

$$E: (DBO_a - DBO_e) \times 100 / DBO_a \quad (11)$$

$$M_a: (V_{a1} + V_{a2}) / 2 \quad (12)$$

$$D_p: \sqrt{\frac{(V_{a1} - M_a)^2 + (V_{a2} - M_a)^2}{2}} \quad (13)$$

As análises foram realizadas por laboratório credenciado na FEPAM, sendo que o autor arcou com os respectivos custos, de maneira que o mesmo concentrou esforços no acompanhamento das condições operacionais do sistema instalado. O

entendimento do processo de tratamento, e a adoção de ajustes no decorrer de sua operação, mostraram-se de fundamental importância visando à assertividade e a obtenção de uma adequada eficiência operacional, no intuito de que os efluentes tratados atendessem à Resolução CONSEMA nº 355/2017.

Outra questão, considerando os objetivos do presente trabalho foi proposto o monitoramento dos parâmetros constantes no Quadro 02. A classe de enquadramento está relacionada com a vazão entre 100 e 500 m<sup>3</sup>/dia, em virtude do porte do abatedouro que fornecerá os efluentes para a realização do estudo realizado (PEIRANO, 2017; VON SPERLING, 2002b; METCALF; EDDY, 2016).

Quadro 02 - Parâmetros de monitoramento adotados e valores de referência

<b>Parâmetros</b>	<b>Padrões de Emissão pela Resolução CONSEMA nº 355/2017.</b>	<b>Métodos analíticos</b>
pH	Entre 6,0 e 9,0 (-)	pHmetro digital de bolso marca Instrutherm modelo pH 1700
Demanda química de oxigênio (DQO)	330 (mg/L)	APHA, 23ª Ed. 2017, Method 5220 D
Demanda bioquímica de oxigênio (DBO <sub>5</sub> )	110 (mg/L)	APHA, 23ª Ed. 2017. Method 5210 B
Fósforo total	3 (mg/L; ou 75 % de remoção)	APHA, 23ª Ed. 2017, Met. 3030I e 3120B/ EPA Method 3015 A e 6010 C, 2007/PO-091 Rev.11
Sólidos Suspensos Totais	125 mg/L	APHA, 23ª Ed. 2017 Method 2540 E.
<b>Parâmetros</b>	<b>Outros valores de referência</b>	<b>Métodos analíticos</b>
Nitrogênio total kjeldhal	- (mg/L)	APHA, 23ª Ed. 2017 Method 4500-Norg B e C e Método Colorimétrico 18ª Ed. Método 4500-NH3 B e C.
Nitratos	- (mg/L). Ausentes na zona anaeróbia	ABNT NBR 12620/92

continua

<b>Parâmetros</b>	<b>Padrões de Emissão pela Resolução CONSEMA nº 355/2017.</b>	<b>Métodos analíticos</b>
Efluente bruto e tratado (Sólidos Suspensos Totais); Licor misto (Sólidos Suspensos Fixos/Voláteis, Sólidos Sedimentáveis)	- mg/L (SSed: mL/L – 30 min)	APHA, 23ª Ed. 2017 Method 2540 E.
A/M	0,07 a 0,15 (kgDBO <sub>5</sub> /kgSSV.dia)	Correlação entre valor de DBO <sub>5</sub> /SSV
Alcalinidade total (mg/L)	>300 (mg/L - adotado; ou 7,14 mg/L x concentração de NTK).	Solução de medição de alcalinidade em água de piscinas (Quibenne)
ORP – (Condição anaeróbica)	<-50 (mV – ausência de oxigênio dissolvido)	Medidor de ORP896 Instrutherm
ORP – (Condição anóxica)	Faixa entre >-50 e <+ 50 (mV)	Medidor de ORP896 Instrutherm
ORP – (Condição aeróbia)	+50 a +225 (mV)	Medidor de ORP896 Instrutherm
ORP – (Condição de nitrificação)	+225 a +400 (mV)	Medidor de ORP896 Instrutherm
Idade de Lodo (IL)	25 dias	Descarte de lodo: 1/25 avos do volume do reator aeróbio-anóxico
Concentração de SSV a manter no licor misto	2.000 mg/L a 4.000 mg/L	APHA, 23ª Ed. 2017 Method 2540 E.
pH	Manter na faixa de 7,5 a 8,5	pHmetro digital de bolso marca Instrutherm modelo pH 1700.

Fontes: Resolução CONSEMA nº 355 (2018); Standard Methods (2012); Sperling (2005); Peirano (2017).

A análise da qualidade dos efluentes na entrada e saída do sistema de tratamento proposto contempla os parâmetros de demanda química de oxigênio, demanda bioquímica de oxigênio, fósforo total, nitrogênio amoniacal, nitrogênio total kjeldhal, pH, alcalinidade total, nitrato, sólidos e ORP.

## **4 RESULTADOS OBTIDOS E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS**

Foi realizada a montagem e a operação do sistema de tratamento de efluentes em escala de bancada, durante os meses de janeiro a abril de 2019. De 17 de janeiro a 18 de março ocorreu a aclimação da biomassa, data esta na qual se iniciou a amostragem para caracterização analítica dos efluentes brutos, dos efluentes tratados e do licor misto. As coletas foram realizadas em intervalo semanal, consecutivas, ocorrendo os monitoramentos em laboratório credenciado na FEPAM, depois disto o sistema de tratamento foi desativado. Os resultados obtidos estão sendo apresentados na Tabela 12.

A alcalinidade foi monitorada rotineiramente de maneira a verificar se os valores obtidos estariam de acordo com a especificação para favorecer a nitrificação dos efluentes. A Alcalinidade naturalmente presente nos efluentes brutos obtidos no abatedouro, mantiveram-se sempre acima de 300 ppm, não sendo necessária qualquer dosagem de alcalinizante.

Tabela 12 - Resultados analíticos do experimento de 18/03 a 21/04/19

Parâm..	18/03/2019			25/03/2019			01/04/2019			07/04/19			14/04/19			18/04/19			21.04.19	
	B	T	E	B	T	E	B	T	E	B	T	E	B	T	E	B	T	E	T	E
DQO	1945	195	89,97	1182	125	89,42	1147	85	92,58	1500	82	94,53	1376	82	94,04	2140	173	91,91	205	90,42
SST	530	34	93,58	380	23	93,94	286	21	92,65	510	20	96,07	600	49	91,83	400	67	83,25	90	77,5
PT	23,3	21,19	9,05	19,41	20,53	-5,77	19,94	16,1	19,25	27,32	18,77	31,29	26,91	19,65	26,97	18,95	21,85	-15,3	25,88	-
DBO <sub>5</sub>	1137,5	66,25	94,17	315	13	95,87	565	8,25	98,53	775	14,25	98,16	800	24	97,00	975	65	93,33	31,3	96,78
NTK	148,32	11,95	91,94	145,3	6,82	95,30	119,62	5	95,82	151,67	5	96,70	262,3	17,7	93,25	151,61	6,14	95,95	11	92,74
NH <sub>3</sub>	115,98	5	95,68	81,84	5	93,89	110,35	5	95,46	144,55	5	96,54	138,1	5	96,37	36,34	5	86,24	5	86,24
NO <sub>3</sub>	-	0,13	-	-	0,62	-	-	5,5	-	-	3,26	-	-	12,4	-	-	33,4	-	17,3	-
	Amostra licor misto			Amostra licor misto			Amostra licor misto			Amostra licor misto			Amostra licor misto			Amostra licor misto			Amostra licor misto	
SSF	10	-	-	10	-	-	180	-	-	170	-	-	630	-	-	300	-	-	310	-
SSV	600	-	-	610	-	-	1150	-	-	1550	-	-	3320	-	-	1230	-	-	1170	-
SSed	64	-	-	63	-	-	150	-	-	200	-	-	250	-	-	150	-	-	200	-
A/M	0,597	-	-	0,163	-	-	0,155	-	-	0,158	-	-	0,076	-	-	0,250	-	-	-	-

DQO: demanda química de oxigênio; SST: sólidos suspensos totais; PT: fósforo total; DBO: demanda bioquímica de oxigênio; NTK nitrogênio total kjeldhal; NH<sub>3</sub>: nitrogênio amoniacal; NO<sub>3</sub>: nitrato; SSF: sólidos suspensos fixos; SSV: sólidos suspensos voláteis; SSed: sólidos sedimentáveis (30 minutos); A/M: relação alimento/microrganismo; B= efluente bruto; T= efluente tratado; E= eficiência (em %); Concentrações em mg/L (SSed= mL/L; A/M= kgDBO<sub>5</sub>/kgSSV.dia).

Fonte: Do autor (2019).

Os valores de medição de oxido-redução e de pH monitorados in situ estão sendo apresentados na Tabela 13.

Tabela 13 - Resultados analíticos *in situ* do experimento de 18/03 a 21/04/19

Dia	MEDICÃO DO POTENCIAL DE OXI-REDUÇÃO DA ETE (mV)			pH reator anóxico-aeróbio (-)
	Reator anaeróbio	Reator anóxico-aeróbio	Dec. Secundário	
1	-123	87	117	8,4
2	-118	102	100	8,4
3	-143	112	115	8,5
4	-128	134	132	8,4
5	-125	97	115	8,2
6	-137	68	87	8,1
7	-156	143	123	8,1
8	-133	140	143	8,3
9	-165	153	157	8,5
10	-142	167	187	8,5
11	-130	196	165	8,8
12	-202	155	175	8,7
13	-102	152	152	8,8
14	-96	40	20	8,7
15	-176	85	225	8,5
16	-142	137	185	8,4
17	-105	195	210	8,5
18	-132	165	190	8,4
19	-135	45	180	8,1
20	-101	220	145	8,1
21	-167	122	160	8,2
22	-155	106	90	8,2
23	-176	134	172	8,2
24	-157	92	125	8,6
25	-190	90	96	8,3
26	-176	118	182	8,3
27	-173	140	163	8,3
28	-184	132	154	8,2
29	-157	162	182	8,2
30	-152	137	170	8,4
31	-156	124	150	8,4
32	-172	132	156	8,3
33	-165	127	126	8,5
34	-96,00	150	176	8,3
35	-156	152	190	8,1

Fonte: Do autor (2019).

Além disso, apresenta-se a Tabela 14 que especifica as eficiências de remoção de componentes presentes nos efluentes monitorados, de maneira a permitir uma comparação dos resultados obtidos com outros autores.

Tabela 14 - Resultados analíticos e dados comparativos de outros autores

Referências	Eficiência operacional (%)				
	DQO	DBO <sub>5</sub>	NTK	NH <sub>3</sub>	PT
Resultados TCCII UNIVATES –TB 2019-A	91,84	95,35	94,53	92,92	4,13
Koser (2012)	78,00	-	-	47,00	88,00
Ferreira (2014)	87,00	-	93,00	94,00	92,00
Oliveira (2012)	94,5	-	83,00	80,00	98,50
Sturmer (2011)	21,32	-	89,90	99,5	78,84
Metcalf & Eddy (2016)	-	-	70,00	-	80,00
Von Sperling (2002b)*	90,00 a 95,00	93,00 a 98,00	80,00	90,00 a 95,00	70 a 80,00
Rasool et al (2014)	97,00	-	66,00	99,00	-
Raper et al. (2019)	43,00	-	46,00	96,00	-
Yuan et al. (2016)	71,50	-	55,90	95,00	-6,10

\*Quadro 2.4DQO-DBO-p25; p. 303, item a; p. 289, Fig. 9.2; p. 329, item f (adotado).

Fonte: Autor e referências indicadas (2019).

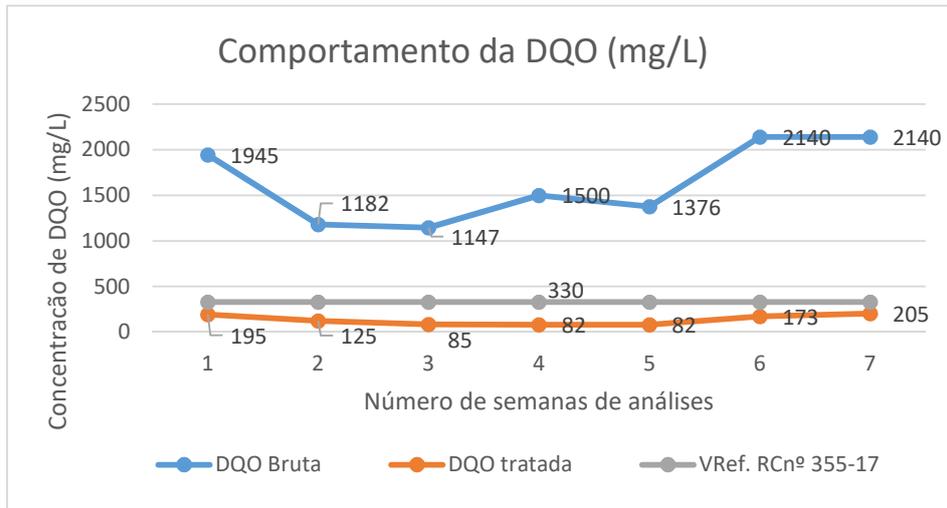
Com base nos resultados analíticos obtidos, foram elaborados gráficos para melhor visualizar o comportamento do sistema operado, conforme figuras e considerações apresentadas.

Os resultados analíticos obtidos foram compilados, sendo que o desvio padrão de cada parâmetro considerou todos os respectivos valores obtidos. Como a discrepância entre os diversos valores analíticos obtidos mostrou ser relevante, conseqüentemente muitos valores de desvio padrão apresentaram-se elevados, em alguns casos acima do valor da respectiva média geral obtida.

#### 4.1 Resultados de DQO

A Figura 23 apresenta os resultados de DQO bruta e tratada obtidos no experimento, bem como o valor de referência ambiental definido pela Resolução CONSEMA nº 355/2017.

Figura 23 - Resultados de DQO

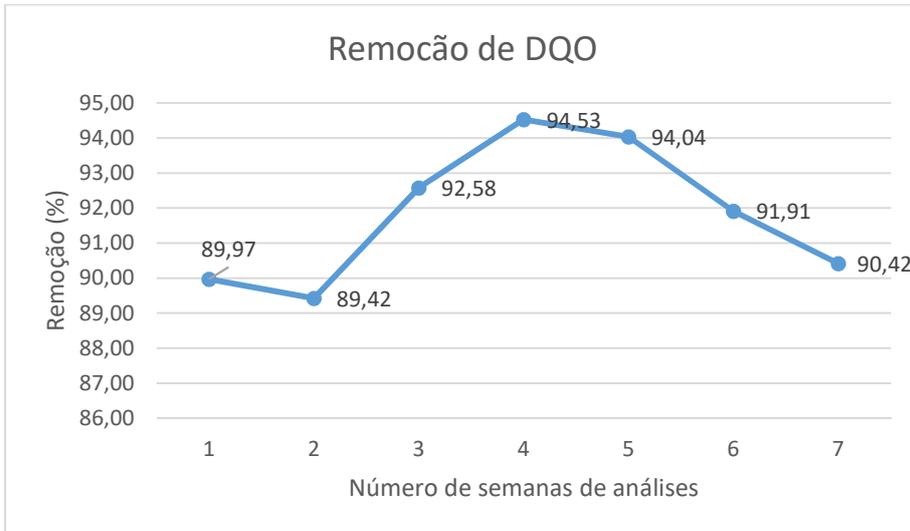


Fonte: Do autor (2019).

Os valores de DQO foram de 1147,00 a 2140,00 mg/L, com média de 1548,33 mg/L ( $\pm 372,98$ ) para o efluente bruto. O efluente tratado apresentou concentração de DQO entre 82,00 mg/L e 205,00 mg/L, com valor médio de 135,28 mg/L ( $\pm 45,63$ ). A eficiência de remoção foi entre 89,42 % a 94,53%, com valor médio de 91,84% ( $\pm 1,85$ ), conforme Figura 24. Os valores de DQO no efluente tratado sempre atenderam o valor limite definido pela Resolução CONSEMA nº 355/2017.

Os valores de eficiência de remoção de DQO mantiveram-se numa escala ascendente, enquanto não se realizou o descarte de lodo excedente, isto até a quarta semana de monitoramento. No início da quinta semana de monitoramento, considerando a estabilidade operacional do reator de lodos ativados, iniciou-se a remoção diária de 1/25 avos do volume do reator (idade do lodo,  $\theta_c = 25$  dias), descartando-se o lodo excedente, com o objetivo específico de aumentar a eficiência na remoção de fósforo. O que se observou é que este procedimento diminuiu a eficiência de remoção de DQO.

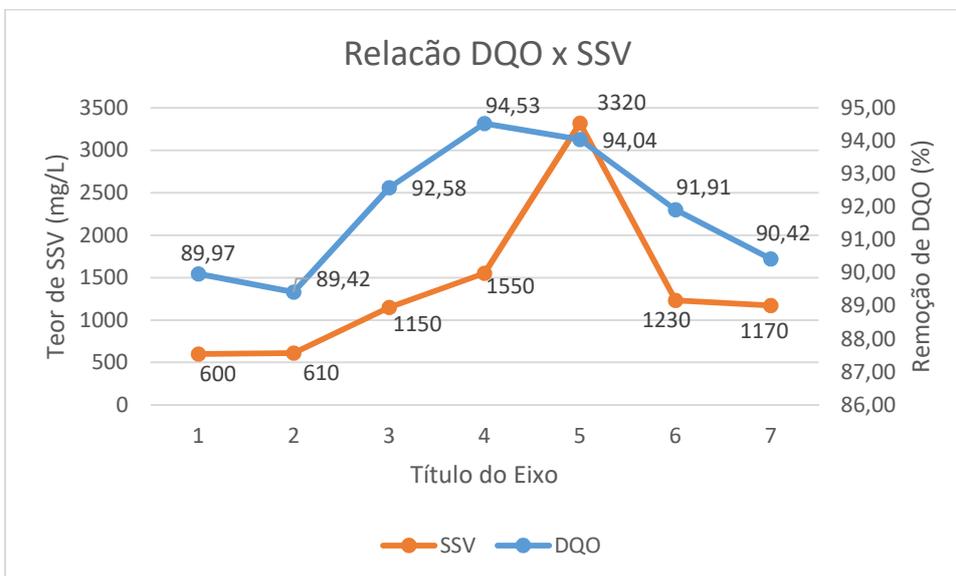
Figura 24 - Eficiência de remoção de DQO



Fonte: Do autor (2019).

É oportuno observar ainda o comportamento da eficiência de DQO em relação ao teor de SSV, conforme Figura 25.

Figura 25 - Relação da remoção de DQO x teor de SSV



Fonte: Do autor (2019).

Considerando a Figura 25, verifica-se que os valores de eficiência de remoção de DQO estiveram intimamente relacionados com a concentração de SSV no licor misto, apresentando valores crescentes até a quinta semana, sendo que na sexta e sétima semanas de monitoramento, as eficiências decresceram, de maneira similar ao observado quanto ao teor de SSV, cujas concentrações também foram menores.

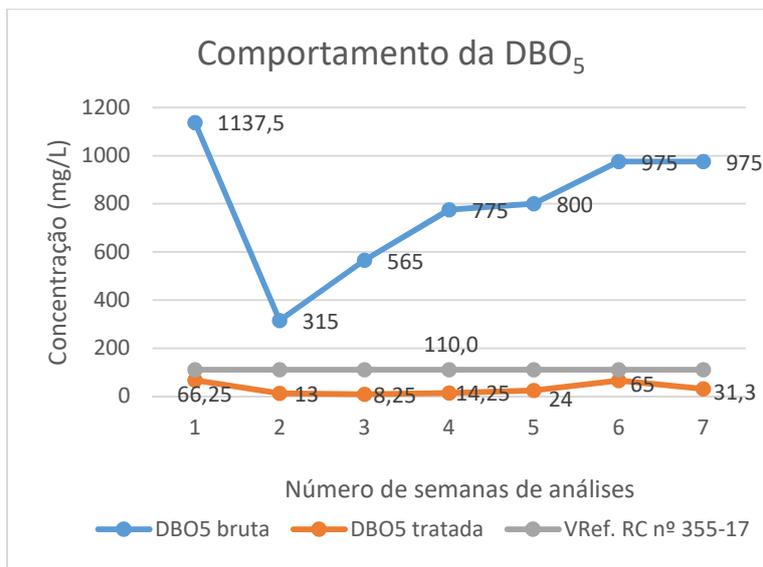
Ou seja, é essencial manter uma adequada concentração de SSV, para garantir adequada eficiência na remoção de DQO.

Com relação aos valores de DQO é oportuno comentar que o experimento realizado permitiu eficiência de remoção média de 91,84%, resultado este equivalente, ou maior que o verificado por Koser (2012), com eficiência de 78,00%, Ferreira (2014), com eficiência de 87,00%, Von Sperling (2002b), com eficiência entre 90 a 95%, Raper et al. (2019), com remoção de 43,00% e Yuan et al. (2016), com remoção de 71,50%. Por outro lado, o valor obtido no experimento mostrou-se menor que o observado por Oliveira (2012), que obteve eficiência de 94,50% e de Rasool et al. (2014), com remoção de 97,00%.

## 4.2 Resultados de DBO<sub>5</sub>

Os valores de DBO<sub>5</sub> obtidos no experimento estão relacionados na Figura 26, incluindo o respectivo valor de referência previsto na Resolução CONSEMA nº 355/2017.

Figura 26 - Resultados de DBO<sub>5</sub>

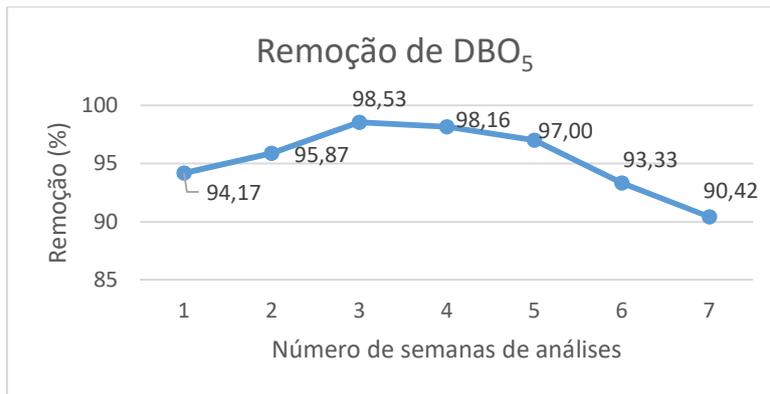


Fonte: Do autor (2019).

A DBO<sub>5</sub> no efluente bruto apresentou concentração entre 315,00 e 1137,50 mg/L, com valor médio de 761,25 mg/L ( $\pm 266,64$ ), enquanto que no efluente tratado o valor da DBO<sub>5</sub> oscilou entre 13,00 e 66,25 mg/L, com média de 31,72 mg/L ( $\pm 22,57$ )

A eficiência depurativa manteve-se na faixa de 90,42 a 98,53%, em média de 95,35% ( $\pm 2,69$ ), conforme Figura 27. O efluente tratado atendeu sempre ao respectivo valor limite de  $\text{DBO}_5$  previsto na Resolução CONSEMA nº 355/2017, indicando que este dispositivo é apropriado para remoção da carga orgânica presente nos efluentes de abatedouros.

Figura 27 - Eficiência de remoção de  $\text{DBO}_5$



Fonte: Do autor (2019).

O comportamento da  $\text{DBO}_5$  mostrou-se similar ao observado na DQO, com valores crescentes nas eficiências de remoção até a quarta semana de monitoramento, e a partir daí, houve uma diminuição na eficiência depurativa, indicando que na condição do teste a remoção do lodo não se mostrou apropriada. Este comportamento está relacionado com a redução no teor de sólidos suspensos voláteis no reator, indicando que a taxa de reprodução dos microrganismos foi menor que o esperado, muito provavelmente porque o reator ainda não havia atingido a maturidade biológica, tendo em vista o curto espaço de tempo de sua operação.

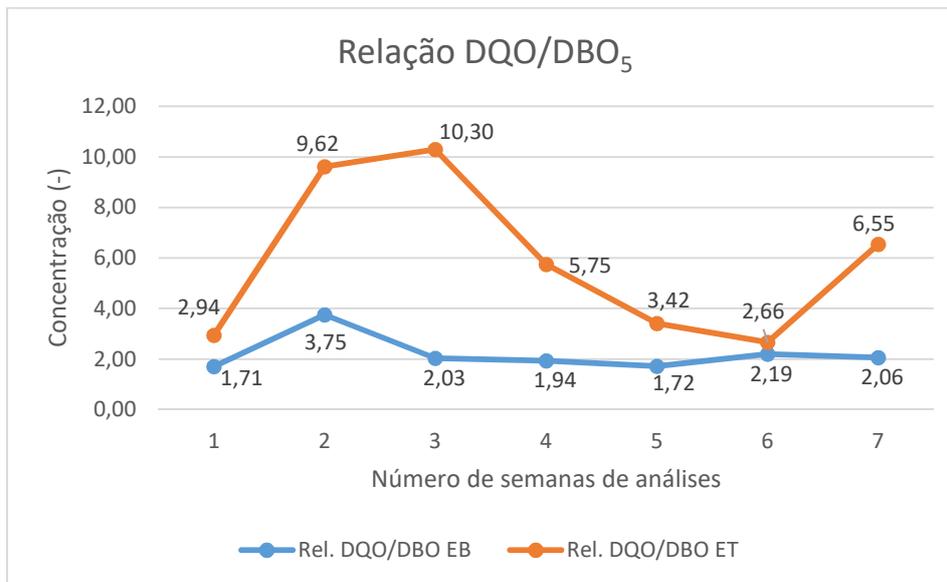
Com relação aos valores de  $\text{DBO}_5$  verificou-se no experimento realizado uma eficiência média de remoção de 95,35%, resultado este equivalente à faixa de trabalho especificada por Von Sperling (2002b), com eficiência entre 90 a 95%.

### 4.3 Comportamento da relação DQO/ $\text{DBO}_5$

A relação DQO/ $\text{DBO}_5$  no efluente bruto variou de 1,71 a 3,75, com valor médio de 2,03 ( $\pm 1,40$ ), enquanto que no efluente tratado esta relação foi de 2,66 a 10,30, com média de 5,89 ( $\pm 2,90$ ). A relação DQO/ $\text{DBO}_5$  apresentou-se com menor valor no

efluente bruto que no tratado, o que é coerente e desejável. A relação DQO/DBO<sub>5</sub> no efluente bruto sofreu pequenas variações no decorrer do período de monitoramento, sendo que esta oscilação foi mais elevada no efluente tratado, conforme Figura 28. Isto ocorre devido à redução paulatina da fração biodegradável da carga poluente presente no efluente, considerando que a fração da carga inerte permanece aproximadamente inalterada (VON SPERLING, 2014).

Figura 28 - Relação DQO/DBO<sub>5</sub> no efluente bruto e tratado



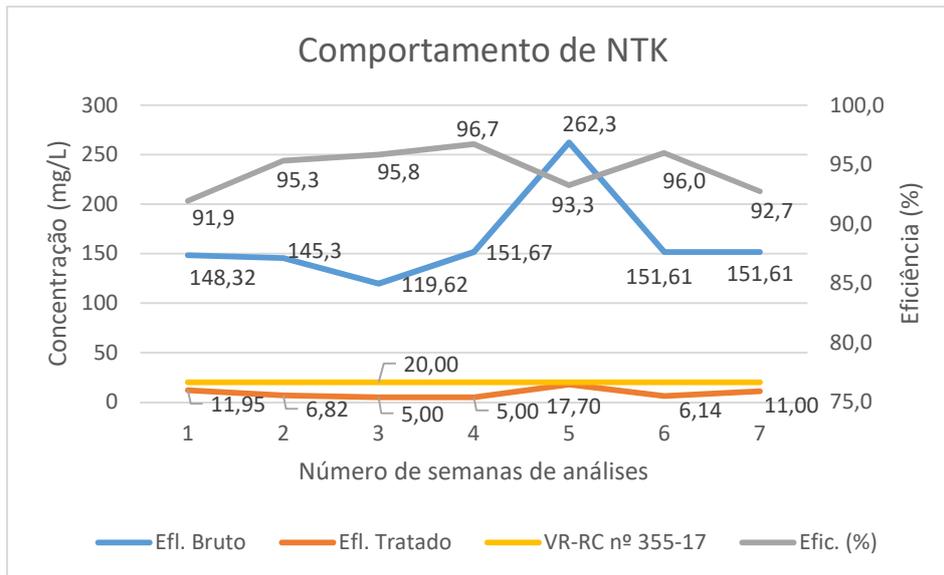
Fonte: Do autor (2019).

A relação DQO/DBO<sub>5</sub> no efluente bruto variou de baixa (<2,5) a intermediária (2,5 a 4,0), esta especificamente na segunda coleta, com o valor médio correspondente a uma relação DQO/DBO<sub>5</sub> baixa, indicando que a fração biodegradável era elevada, sendo indicado no caso a depuração dos efluentes via tratamento biológico. No efluente tratado esta relação apresentou-se elevada, indicando uma relevante fração inerte, e que o sistema de tratamento biológico proposto conseguiu mineralizar a matéria orgânica contida no efluente bruto. Esta relação será tanto maior quanto maior for a eficiência do tratamento na remoção de matéria orgânica biodegradável. Os valores obtidos da relação DQO/DBO<sub>5</sub> no efluente tratado foram menores na primeira, quinta e sexta análises, decorrente da instabilidade operacional no início do monitoramento, e em especial após o início do descarte sistemático de lodo, que diminuiu a eficiência depurativa do sistema de tratamento, com menor mineralização do efluente tratado (VON SPERLING, 2002b).

#### 4.4 Resultados de nitrogênio - NTK

Os valores de nitrogênio NTK foram inseridos na Figura 29, para uma melhor visualização do seu comportamento analítico.

Figura 29 - Resultados de NTK



Fonte: Do autor (2019).

Os valores de nitrogênio NTK no efluente tratado sempre se mantiveram de acordo com o limite previsto na Resolução CONSEMA nº 355/2017, demonstrando que o dispositivo de tratamento instalado, na configuração proposta, mostrou-se eficiente na remoção deste parâmetro. Apesar do valor elevado de NTK no efluente bruto na quinta semana de monitoramento, devido condições operacionais da indústria, ainda assim foi possível atender ao respectivo limite previsto na referida normativa.

As concentrações de NTK no efluente bruto mantiveram-se entre 119,62 e 262,30 mg/L, com valores médios de 163,14 mg/L ( $\pm 45,70$ ), enquanto que no efluente tratado a faixa de concentração foi de 5,00 a 17,70 mg/L, com valor médio de 9,09 mg/L ( $\pm 4,36$ ). A eficiência de remoção de NTK variou de 91,9 a 96,7%, com média de 94,53 mg/L ( $\pm 1,67$ ).

A eficiência média de remoção de nitrogênio NTK foi de 94,53%, valor este compatível, ou melhor que o observado por Ferreira (2014), com remoção de 93,00%, Oliveira (2012), com eficiência de 83,00%, Sturmer (2011), com eficiência de 71,00%,

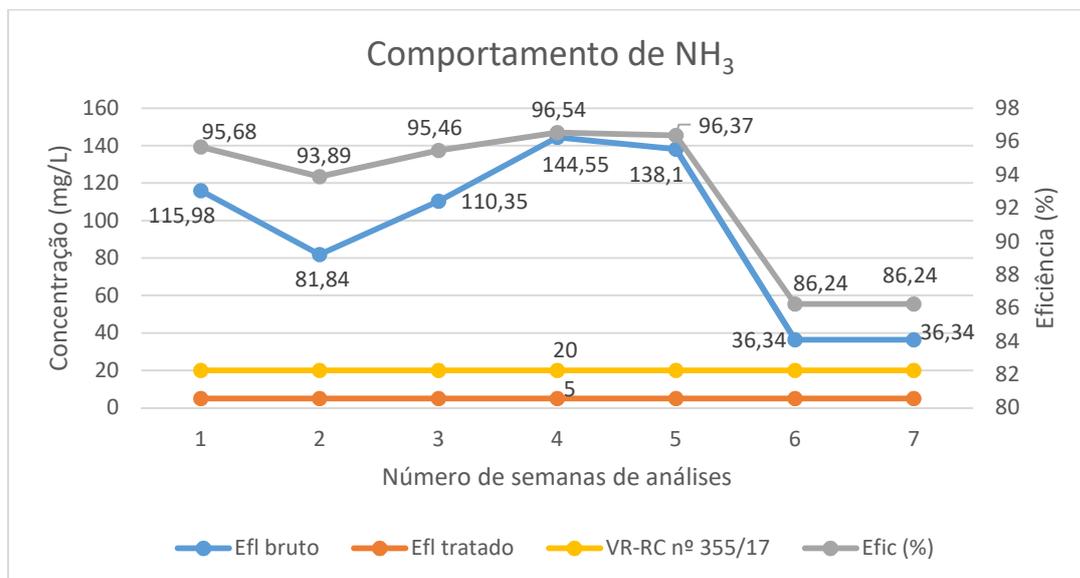
Metcalf e Eddy (2016), com eficiência de 70,00%, Von Sperling (2002b), com eficiência de 80,00 %, Rasool et al. (2014), com eficiência de 66,00%, Raper et al. (2019), com eficiência de 46,00% e Yuan et al. (2016), com eficiência de 55,90%. O sistema de tratamento proposto mostrou-se muito eficiente na remoção de NTK.

A eficiência de remoção de NTK calculada na planilha do Anexo A foi de 90,43%, sendo que a eficiência média real foi de 94,53 %, sendo, portanto, maior que o pré-calculado.

#### 4.5 Resultados de nitrogênio – NH<sub>3</sub>

Os valores de NH<sub>3</sub> determinados no monitoramento analítico realizado foram utilizados para compor a Figura 30.

Figura 30 - Resultados de NH<sub>3</sub>



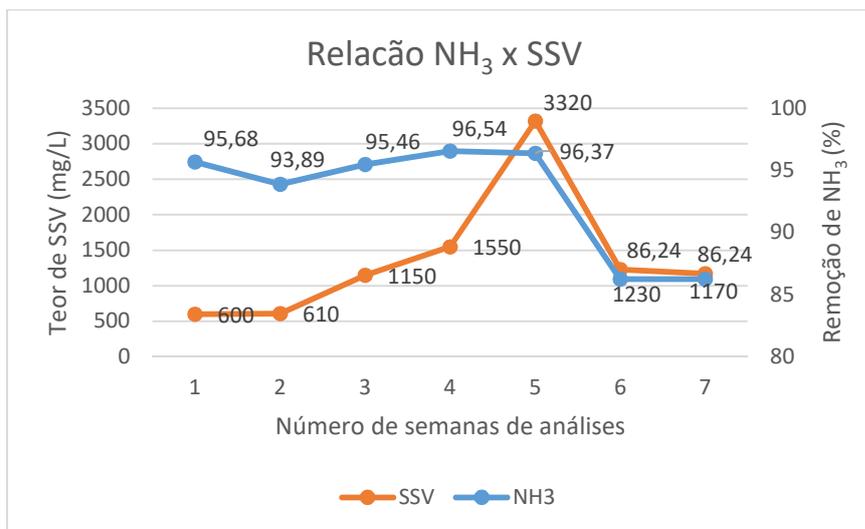
Fonte: Do autor (2019).

O valor de nitrogênio NH<sub>3</sub> no efluente bruto variou de 36,34 a 144,55 mg/L, com valor médio de 104,53 mg/L ( $\pm 36,65$ ), ao passo que no efluente tratado manteve-se sempre em 5,00 mg/L, equivalente ao valor de detecção do método analítico adotado pelo laboratório que realizou as análises. A eficiência de remoção de amônia variou de 86,24 a 96,54 %, com média de 92,92 % ( $\pm 4,30$ ), cujo valor atende ao requisito de eficiência previsto na Resolução CONSEMA nº 355/2017, e atende, inclusive, quanto ao respectivo valor limite de lançamento em corpos hídricos superficiais, que é de 20

mg/L. Assim, pode-se afirmar que o sistema de tratamento instalado cumpriu integralmente com seu propósito de remoção deste nutriente, a ponto de amparar o lançamento do efluente tratado em recurso hídrico superficial.

É importante observar ainda o comportamento da eficiência de remoção de amônia em relação ao teor de SSV, conforme Figura 31.

Figura 31 - Relação da remoção de  $\text{NH}_3$  x teor de SSV



Fonte: Do autor (2019).

A Figura 31 indica que altas eficiências de remoção de amônia foram obtidas até a quinta semana de monitoramento, na medida em que o teor de SSV apresentavam concentração crescente. Este comportamento não se manteve na sexta e sétima semana de monitoramento, nas quais foram obtidas menores eficiências na remoção de amônia, similarmente ao verificado com as concentrações de SSV, que igualmente decresceram. Existiu uma correlação direta entre ambos.

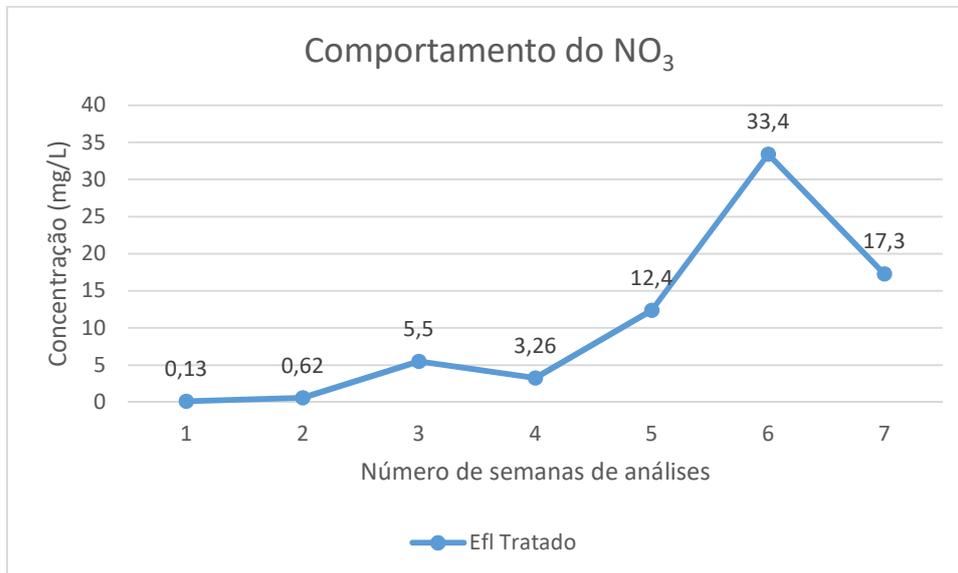
A eficiência operacional média de remoção de amônia foi de 92,92%, valor este equivalente ao obtido (ou melhor que) por Koser (2012), com eficiência de 47,00%, Ferreira (2014), com eficiência de 94,00%, Oliveira (2012), com eficiência de 80,00 %, Von Sperling (2002b), com eficiência entre 90 a 95%. Outros autores obtiveram eficiências um pouco maiores que o presente estudo, Raper et al. (2019), com remoção de 96,00%, Yuan et al. (2016), com remoção de 95,00%, e Rasool et al. (2014), com remoção de 99,00 %.

A eficiência de remoção de  $\text{NH}_3$  calculada na planilha do Anexo A foi de 97,94%, sendo que a eficiência média real foi de 92,92%, sendo, portanto, menor que o pré-calculado.

#### 4.6 Resultados de nitrogênio – $\text{NO}_3$

Os resultados analíticos obtidos para o parâmetro nitrogênio na forma de nitrato foram inseridos para compor a Figura 32.

Figura 32 - Resultados de  $\text{NO}_3$



Fonte: Do autor (2019).

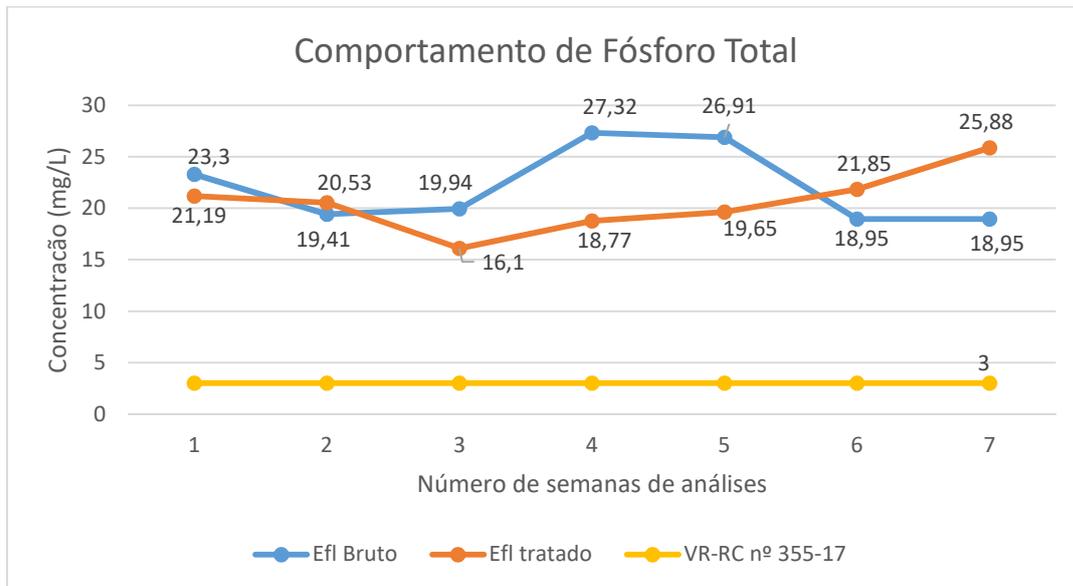
O valor de nitrato obtido no efluente tratado variou de 0,13 a 33,4 mg/L, com um valor médio de 2,38 mg/L ( $\pm 2,16$ ) até a quarta semana de monitoramento, enquanto que na média geral do monitoramento a concentração de nitrato foi de 10,37 mg/L ( $\pm 11,06$ ). Considerando os valores analíticos obtidos que compõem a Figura 32 fica evidente que no início do experimento, período no qual não ocorreu qualquer descarte de lodo biológico, houve uma desnitrificação praticamente total do efluente. Num segundo momento operacional, a partir da quinta semana de amostragens, promoveu-se o descarte sistemático diário do chamado lodo excedente (1/25 avos do volume do reator anóxico-aeróbio,  $V: 1,2 \text{ L/dia}$ ), visando especificamente aumentar a eficiência de remoção de fósforo total. A sistemática adotada mostrou ser imprópria para o intento, não aumentando a remoção de fósforo, e diminuindo sensivelmente a

eficiência da desnitrificação, que vinha ocorrendo até então de maneira muito eficiente. A manobra operacional reduziu inclusive a concentração de SSV no licor misto, prejudicando como um todo a eficiência do sistema de tratamento proposto. Ao refletir sobre o ocorrido, poderia ter sido realizado o descarte gradual e crescente de lodo, até que se chegasse ao volume de descarte definido em projeto, mantendo-se o teor de SSV acima de 3.000 mg/L, concentração na qual se verificaram maiores eficiências depurativas.

#### 4.7 Resultados de fósforo total

O monitoramento analítico realizado para o parâmetro de fósforo permitiu gerar dados que compõem a Figura 33.

Figura 33 - Resultados de fósforo total

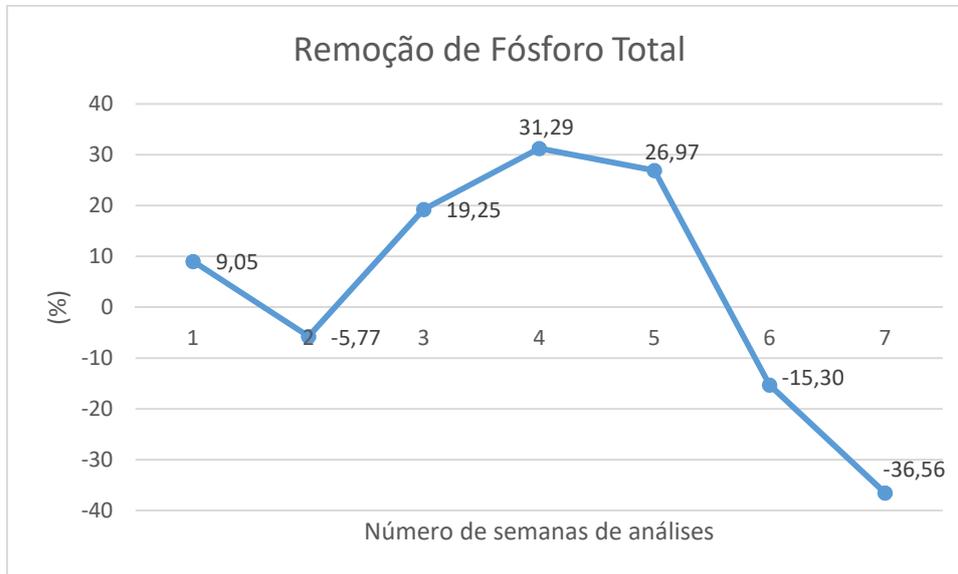


Fonte: Do autor (2019).

O valor de fósforo no efluente bruto variou de 18,95 a 27,32 mg/L, com valor médio de 22,34 mg/L ( $\pm 3,46$ ). No efluente tratado o valor de fósforo variou de 16,1 a 25,88 mg/L, com valor médio de 20,57 mg/L ( $\pm 2,78$ ), obtendo-se uma eficiência média de remoção de 4,13 ( $\pm 22,81$ ), eficiência esta extremamente baixa. As maiores remoções de fósforo ocorreram da terceira à quinta semanas de monitoramento, respectivamente com eficiências de 19,25%, 31,29% e 26,97%, muito aquém do

necessário para atender à legislação ambiental vigente (>75%). O comportamento das eficiências de remoção de fósforo total está sendo apresentado na Figura 34.

Figura 34 - Remoção de fósforo total



Fonte: Do autor (2019).

O experimento realizado, tinha por objetivo específico, dentre outros, a remoção de fósforo via consórcio simbiótico entre a fase anaeróbia e a fase aeróbia-anóxica do experimento. Isto não se mostrou viável nas condições operacionais previstas, não sendo possível atender, nem ao critério de eficiência operacional, nem ao valor analítico de fósforo no efluente tratado, com relação à Resolução CONSEMA nº 355/2017, ou seja, o efluente tratado não atendeu aos requisitos de lançamento em corpos hídricos superficiais para o parâmetro fósforo total.

É comum em reatores anaeróbios que o valor de fósforo se apresente maior na saída que na entrada do dispositivo, isto porque inicialmente ocorre a estabilização biológica da matéria orgânica, que por sua vez libera fósforo no efluente, conforme pode ser observado na Figura 35. Além disso, fica evidente ainda que o consórcio de sistemas anaeróbios, seguido de sistemas aeróbios, com adequada desnitrificação dos efluentes, promove a remoção de fósforo via acúmulo do mesmo na biomassa ativa, em concentração bem acima do normal. Desta forma, com o descarte de lodo, seria de se esperar que a eficiência na remoção de fósforo fosse maior que a obtida nos resultados do experimento (VON SPERLING, 2002b). Não foi o que ocorreu.

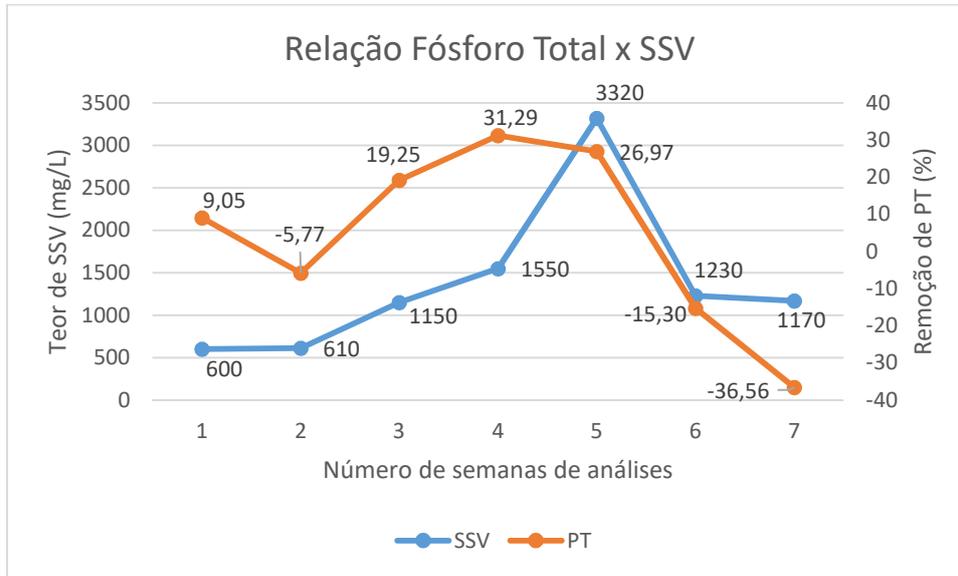
Refletindo ante ao desafio de remoção biológica de fósforo, é conveniente observar:

- quanto maior a concentração de SSV na biomassa ativa (licor misto), maior foi a desnitrificação obtida, e menor a concentração de nitratos no efluente tratado. Segundo Von Sperling (2002b), a presença de nitratos na zona anaeróbia é prejudicial para a remoção de fósforo, porque a redução de nitratos neste local utiliza parte do substrato, que de outra forma estaria disponível para assimilação pelos organismos acumuladores de fósforo. As maiores concentrações de nitrato no efluente foram observadas na sexta e sétima semana de monitoramento analítico, semanas em que se verificaram as menores eficiências de remoção de fósforo. Assim, o descarte excessivo de lodo ocorrido no experimento refletiu no incremento de nitratos no efluente tratado e inclusive no reciclo de lodo oriundo do decantador secundário em direção ao reator anaeróbio, diminuindo a eficiência de remoção de fósforo.

- o descarte de lodo reduziu a concentração de SSV no licor misto, prejudicando como um todo a eficiência do sistema de tratamento proposto, reduzindo especialmente a remoção de fósforo;

- eficiências baixas (ou negativas) quanto à remoção de fósforo ocorreram no início do monitoramento (semana 1 e 2), período no qual a concentração de SSV apresentava-se baixa. Situação similar foi verificada no final do experimento (semana 6 e 7), na medida em que o descarte de lodo reduziu a concentração de SSV no licor misto. Este comportamento pode ser observado na Figura 35, que relaciona a concentração de SSV em relação à eficiência de remoção de fósforo. Nota-se ainda que as maiores remoções de fósforo coincidiram com três as maiores concentrações de SSV (semanas 3, 4 e 5).

Figura 35 - Remoção de fósforo total em relação ao teor de SSV



Fonte: Do autor (2019).

Considerando os resultados analíticos obtidos em termos de fósforo total no efluente tratado, e as eficiências depurativas relacionadas, fica evidente que a remoção biológica de fósforo é mais sensível que a remoção de nitrogênio. Por exemplo, o sistema de tratamento operado permitiu obter elevadas remoções de carga orgânica (DQO e DBO<sub>5</sub>) e de nitrogênio, embora especificamente somente a remoção de fósforo apresentou-se inferior ao especificado por Von Sperling (2002b).

Isto indica que a biomassa ativa que remove o fósforo, precisaria de maior tempo para sua aclimação e estabilização que o previsto no presente estudo. Esta afirmação baseia-se no fato de que a eficiência operacional de remoção de fósforo estava num viés crescente, até o momento em que se iniciou o descarte de lodo, invertendo em seguida este comportamento, porque a biomassa presente não se replicou a uma velocidade para compensar o descarte, considerando o teor decrescente de SSV a partir da quinta semana de operação do experimento.

Assim, fica evidente a dificuldade e sensibilidade na remoção de fósforo via biológica, sendo necessário um maior tempo de operação para obtenção do intento. Além disso, no caso de ocorrência de problemas operacionais (cargas orgânicas de choque, presença relevante de nitratos no reator anaeróbio), em tese haveria necessidade de maior tempo para reaclarar o reator, o que poderia trazer problemas em termos de controles ambientais. Isto poderia demandar, por exemplo, o uso

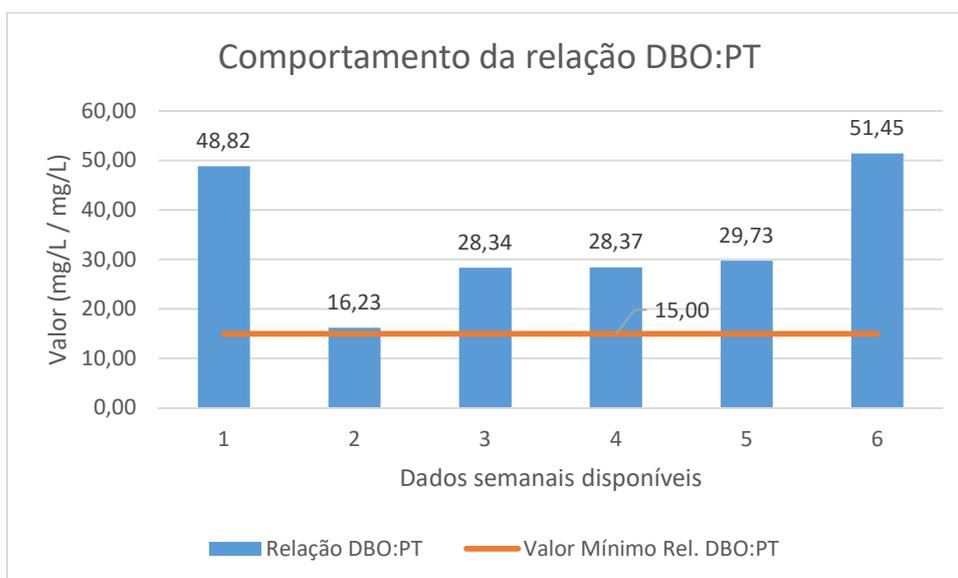
consorciado de produtos químicos coagulantes na entrada do decantador secundário, visando atender aos valores de lançamento previstos na Resolução CONSEMA nº 355/2017.

A eficiência média de remoção de fósforo foi de 4,13%, resultado este ~~muito~~ menor que o observado (ou reportado) por Koser (2012), com eficiência de 88,00%, Ferreira (2014), com eficiência de 92,00%, Oliveira (2012), com eficiência de 98,50%, Sturmer (2011), com eficiência de 78,00%, Metcalf e Eddy (2016), com eficiência de 80,00%, Von Sperling (2002b), com eficiência entre 70,00 a 80,00%. Por outro lado, o presente estudo apresentou eficiência melhor na remoção de fósforo que o observado por Yuan et al. (2016), com remoção de -6,10 %.

Outra questão relevante é a relação  $DBO_{solúvel}:PT$ , que a princípio apresentou-se apropriada, acima do mínimo requerido pela literatura ( $DBO_s:PT = 15:1$ ), com vistas a obter uma adequada eficiência de remoção de fósforo, conforme Figura 36 (VON SPERLING, 2002b). Mesmo assim, não se obteve uma adequada remoção de fósforo.

Assim, uma questão relevante a ponderar é o fato de que a  $DBO_5$  monitorada era a naturalmente obtida no efluente bruto pré-filtrado, mas não necessariamente relacionada diretamente com a  $DBO$  solúvel. Portanto, seria oportuno em um próximo experimento, considerar o monitoramento deste valor.

Figura 36 - Relação  $DBO:PT$



Fonte: Do autor (2019).

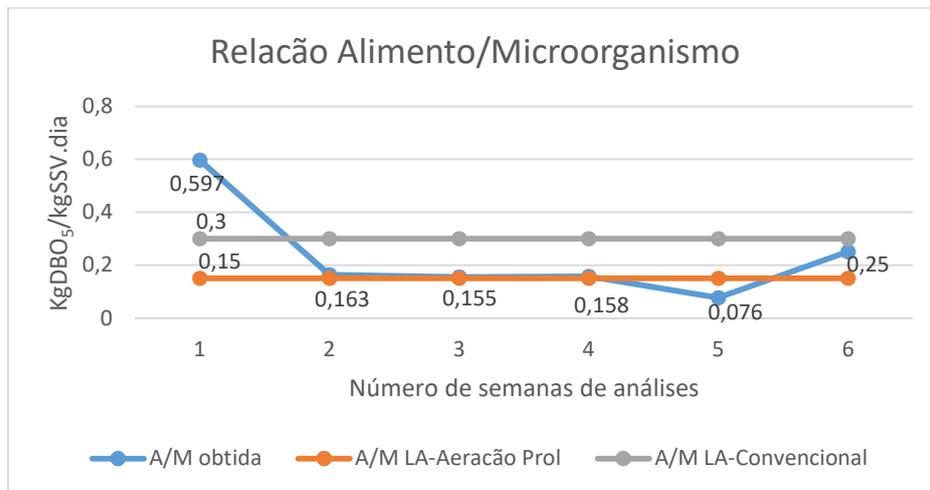
É importante comentar que a relação DBO:PT está relacionada diretamente com a concentração destes parâmetros no efluente bruto, não sendo possível qualquer controle operacional sobre esta condição do efluente que ingressou no sistema de tratamento instalado.

A eficiência de remoção de fósforo calculada na planilha do Anexo A foi de 61,75%, sendo que a eficiência média real foi de 4,13%, sendo, portanto, menor que o pré-calculado.

#### 4.8 Relação alimento/microrganismo – A/M

A relação entre a carga orgânica aplicada e o teor de sólidos presentes no reator biológico estão reportados na Figura 37.

Figura 37 - Resultados relação alimento/microrganismo



Fonte: Do autor (2019).

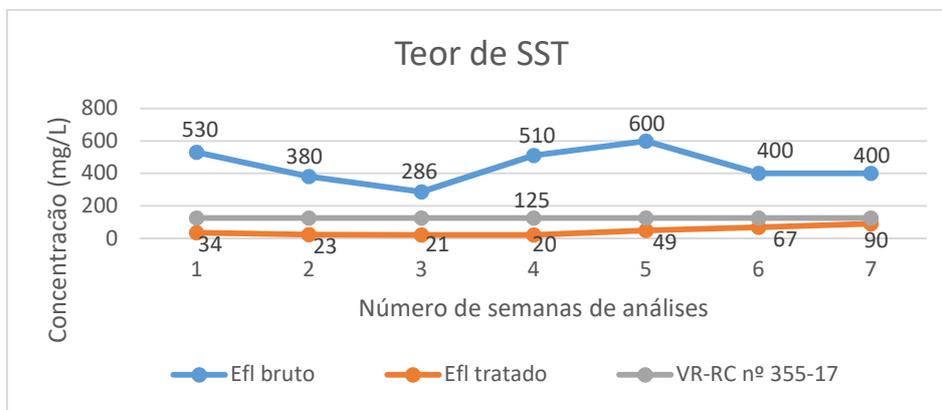
A relação alimento/microrganismo variou entre 0,076 a 0,597, com valor médio de 0,23 ( $\pm 0,17$ ). O maior valor estava relacionado com o início do monitoramento, relacionado a uma condição momentânea, em que a concentração de microrganismo (SSV) apresentou-se reduzida, compatível com um sistema de lodos ativados convencional ( $A/M = 0,3$  a  $0,8$  kgDBO<sub>5</sub>/kgSSV.d). Desconsiderando-se o primeiro valor de A/M obtido, conforme mencionado acima, obtém-se um valor médio de 0,16 ( $\pm 0,06$ ). A grande maioria dos valores apresentou-se dentro do limite ou levemente acima da faixa prevista para sistemas de lodos ativados por aeração prolongada

(A/M= 0,08 a 0,15) (VON SPERLING, 2002b). A faixa de valores de carga aplicada (A/M) situada entre os dois referidos sistemas biológicos, consiste numa interface em que os dois tipos de sistema interagem bioquimicamente, não havendo uma identidade operacional, mas, sim, constituindo-se numa interface operacional, na qual os dispositivos possuem características de ambos sistemas.

#### 4.9 Resultados de SST no efluente

Os valores de sólidos suspensos totais (SST) variaram no efluente bruto entre 286,00 a 600,00 mg/L, com valor médio de 451,00 mg/L ( $\pm 105,51$ ), conforme Figura 38. No efluente tratado os valores de SST variaram de 20,00 a 90,00 mg/L, com média de 43,43 mg/L ( $\pm 24,82$ ). A clarificação do efluente ocorreu a contento, permitindo cumprir à Resolução CONSEMA nº 355/2017 quanto ao teor de SST, obtendo amparo para lançamento dos efluentes tratados em corpo receptor superficial.

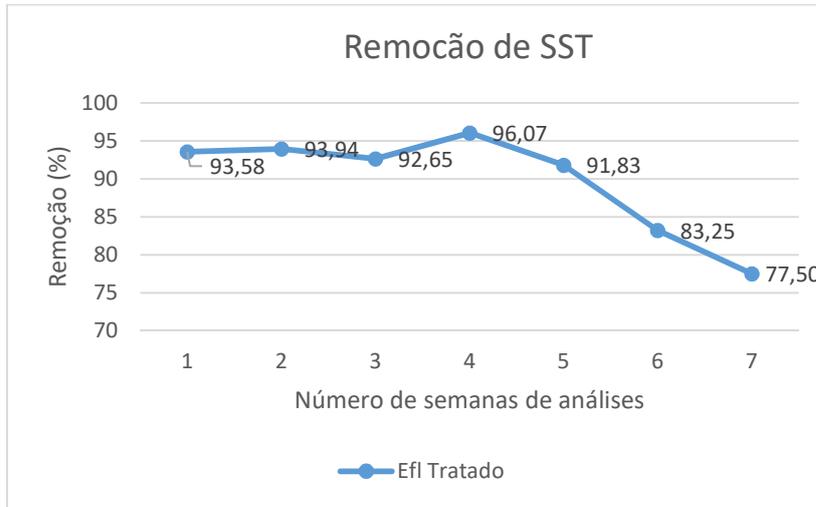
Figura 38 - Resultados de SST



Fonte: Do autor (2019).

A eficiência na remoção de SST variou de 77,50 a 96,07 %, com valor médio de 89,83 % ( $\pm 6,29$ ), conforme Figura 39. Os maiores valores de eficiência na remoção de SST foram obtidos até a quarta análise do efluente, e os menores valores foram detectados à partir da quinta semana de coleta, indicando que o descarte sistemático de lodo gerado no sistema mostrou ser inapropriado de um modo geral, pelo menos nas condições operacionais propostas no experimento.

Figura 39 - Eficiência de remoção de SST

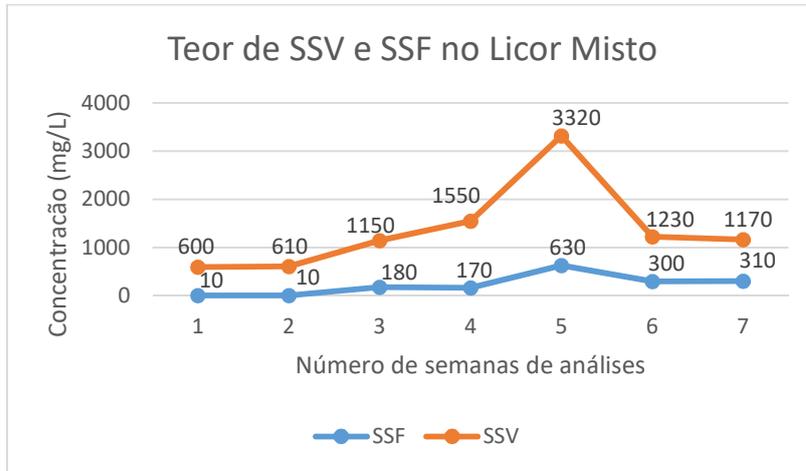


Fonte: Do autor (2019).

#### 4.10 Resultados de SSV, SSF, SSed no licor misto

A concentração de SSV e SSF variaram ao longo do monitoramento, sendo que o teor de SSV manteve-se sempre mais concentrado que o teor de SSF, indicando que a biomassa presente no sistema era predominantemente e bioquimicamente ativa, como seria de se esperar para um reator de lodos ativados, em especial considerando que o sistema de tratamento proposto operou por um curto período de tempo, de janeiro a abril de 2019. Neste sentido, a maior concentração de sólidos (lodo biológico) ocorreu na quinta semana de monitoramento analítico, e o percentual de SSF foi de 19 %. Neste momento, observando os resultados obtidos, poderia ter sido adotada a sistemática de manter o lodo dentro do reator por mais algumas semanas, sem qualquer descarte, até o momento que o teor de SSF chegasse por exemplo a 30 %, e então poderia ser dado início ao descarte de lodo excedente na rotina operacional, sendo esta uma forma assertiva de se controlar especialmente a concentração de biomassa ativa (SSV) em relação à inativa (SSF). Vide Figura 40.

Figura 40 - Resultados de SSV e SSF no licor misto



Fonte: Do autor (2019).

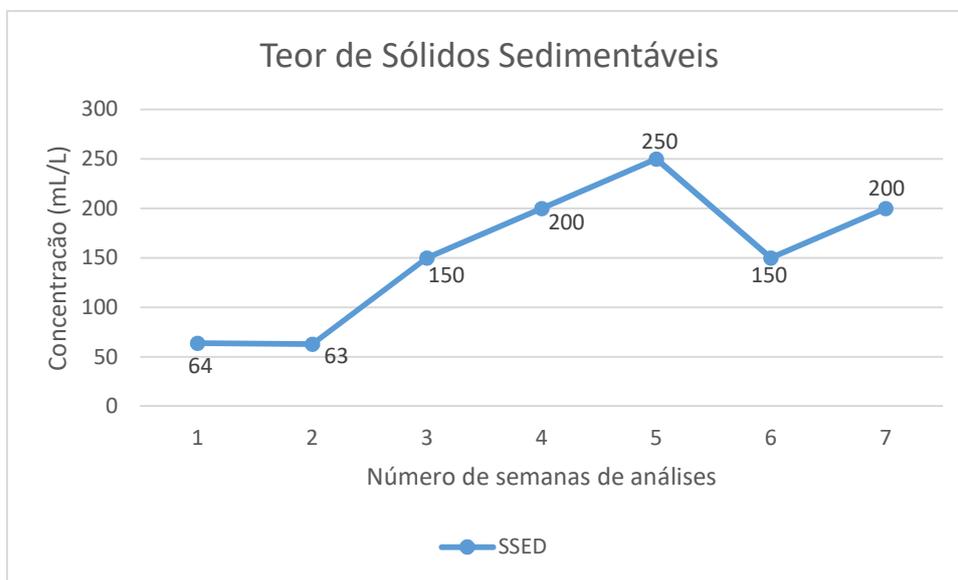
O teor de SSV no licor misto variou de 600 mg/L a 3.320 mg/L, com valor médio de 1.375,71 ( $\pm 854,66$ ). O valor de SSF oscilou entre 10 a 630 mg/L, com valor médio de 230,00 mg/L ( $\pm 197,92$ ).

Em virtude do curto período de monitoramento disponível, por conta da instalação, aclimatação e monitoramento terem ocorridos no mesmo semestre letivo, e inclusive do tempo de espera para liberação dos laudos analíticos pelo laboratório, não se conseguiu manter a biomassa ativa no reator entre 2.000 e 4.000 mgSSV/L, valores usuais para sistemas de lodos ativados (VON SPERLING, 2002b). Mesmo assim, o reator apresentou elevadas eficiências operacionais, em especial até a quarta semana de monitoramento, ao passo que da quinta semana em diante, iniciando-se o descarte sistemático de lodo, ocorreu significativa diminuição na concentração de biomassa ativa, que por sua vez teve reflexo negativo em praticamente todos os demais parâmetros analíticos monitorados. Ou seja, é importante que se faça sim um acompanhamento visual do volume de sólidos sedimentáveis no licor misto, mas é essencial monitorar rotineiramente o teor de SSV e SSF, que são os referenciais para manter ou promover o descarte de lodo excedente. Ao retirar o lodo de maneira precoce perde-se eficiência operacional.

O teor de sólidos sedimentáveis variou de 63,00 a 250,00 mL/L, com valor médio de 153,86 mL/L ( $\pm 65,31$ ), conforme Figura 41. O incremento no teor de SSed no decorrer do experimento é compatível com o observado nos teores de SSF e SSV, decorrente do crescimento e estabilização da biomassa ativa presente no reator

biológico. O teor de SSed diminuiu e ocorreram oscilações nos resultados na sexta e sétima análise realizada, decorrente do descarte sistemático de lodo. Observando-se a condição obtida no experimento, seria oportuno que o teor de sólidos sedimentáveis chegasse a valores maiores, próximos a 300 mL/L, sendo apropriado trabalhar com maiores concentrações de lodo ativo, visando a uma maior estabilidade operacional e maior eficiência operacional. O teor de SSed é um indicativo visual, que está relacionado diretamente com a quantidade de lodo, sendo oportuno complementar seu monitoramento avaliando rotineiramente o teor de SSV e SSF.

Figura 41 - Resultados de SSed no licor misto



Fonte: Do autor (2019).

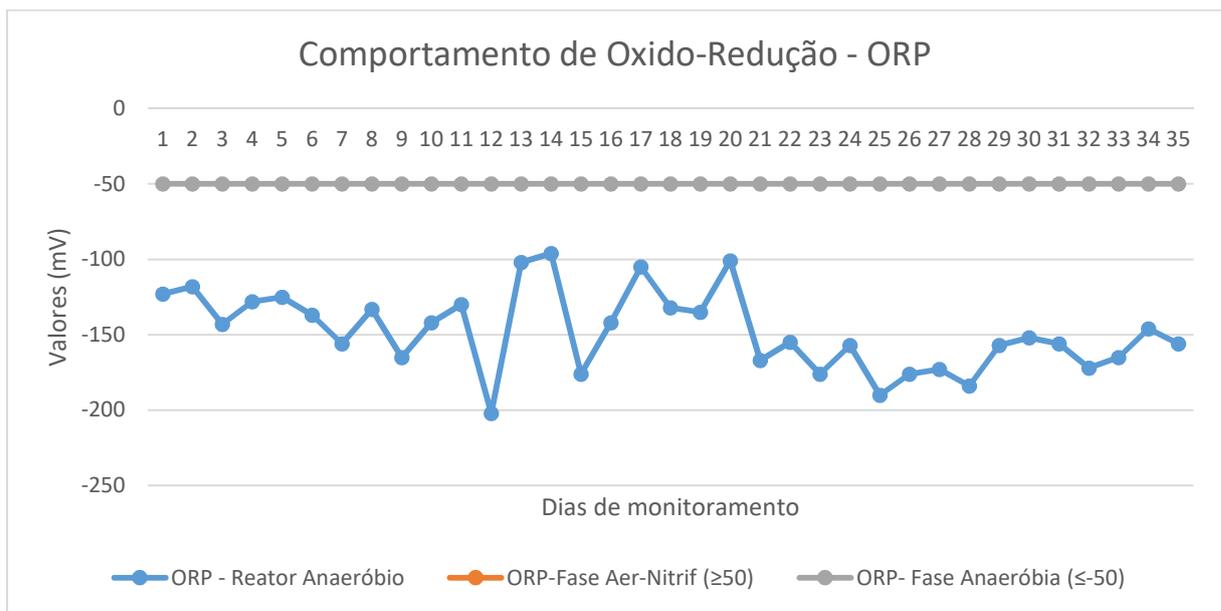
A avaliação visual rotineira do teor de SSed é essencial em termos do controle da ocorrência de bulking (intumescimento) do lodo, que poderia refletir no arraste de sólidos no efluente tratado (VON SPERLING, 2002b). Operacionalmente não se constatou qualquer intumescimento do lodo, que inclusive decantou muito rápido, com boa condição de adensamento. Houve sim a perda de sólidos no efluente tratado, mas relacionada com a desnitrificação ocorrida no decantador secundário, que foi contornada com aumento na concentração de oxigênio dissolvido no reator anóxico-aeróbio.

#### 4.11 Comportamento de ORP

O monitoramento da condição de oxirredução (ORP) de uma amostra reflete o nível de oxigenação da mesma, sendo possível inferir instantaneamente se o meio apresenta-se anaeróbio, anóxico ou aeróbio. Tal monitoramento mostrou ser extremamente assertivo e prático para auxiliar no controle operacional do reator de lodos ativados operado em escala de bancada. Os resultados obtidos durante o monitoramento analítico estão sendo apresentados na Tabela 14.

A Figura 42 apresenta os resultados de ORP para o reator anaeróbio, que recebia o efluente bruto do tanque pulmão, bem como o retorno de lodo proveniente do decantador secundário.

Figura 42 - Resultados do monitoramento *in situ* de ORP – reator anaeróbio



Fonte: Do autor (2019).

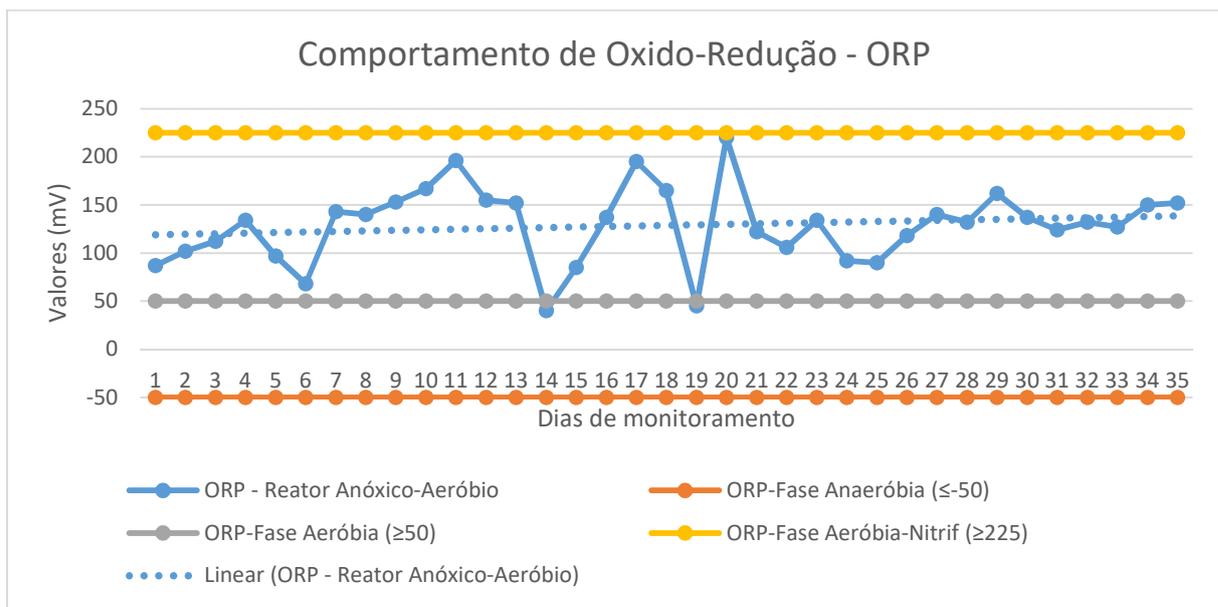
Os valores de ORP mostraram-se estar sempre abaixo do valor de referência (-50 mV), indicando que foi possível manter uma condição anaeróbia neste dispositivo, como fora proposto. A faixa de ORP no reator anaeróbio foi de 0 a -202 mV, com valor médio de -143,63 ( $\pm 35,72$ ), sendo esta condição estritamente anaeróbia, de acordo com o previsto (VON SPERLING, 2002b). Para obtenção desta condição operacional foi essencial utilizar uma bomba submersa para mistura do efluente 24 horas/dia, sete dias/semana.

Mesmo que se tenha conseguido manter uma condição anaeróbia neste dispositivo, verificou-se analiticamente que isto não permitiu a obtenção de elevadas remoções de fósforo. Isto ocorreu em virtude do reduzido tempo de operação do sistema de tratamento, que não conseguiu obter uma adequada quantidade e estabilidade na biomassa dos organismos acumuladores de fósforo (OAF). Soma-se a isto a ocorrência de relevante desnitrificação no decantador secundário, com perda significativa de lodo, resultando numa reduzida concentração de sólidos na primeira e segunda análises realizadas (SSV, SSF e SSed). Nos monitoramentos subsequentes, ajustando-se a condição de oxigenação do meio, verificou-se um acréscimo gradual na concentração de sólidos, permitindo remoções razoáveis de fósforo em três análises consecutivas, com eficiências de 19,25 %, 31,29 % e 26,97 % (média de 25,83 %,  $\pm 4,98$ ), respectivamente do terceiro ao quinto monitoramento. A partir do sistemático descarte de lodo ocorrido da quinta até a sétima semana de monitoramento, verificou-se que as eficiências de remoção de fósforo foram negativas, indicando que a biomassa de OAF não mais conseguiu realizar seu intento de acumular fósforo, desestabilizando por completo a condição de remoção de fósforo via biológica. Assim, no presente momento fica evidente que é preciso manter uma relevante concentração de biomassa no reator, de modo que se possa aumentar conseqüentemente o teor de OAF, ou seja, quando se pretende remover inclusive fósforo por via biológica, há que se dispensar um maior tempo para estabilização da biomassa, e manter a biomassa próxima a 4.000 mg/L (SSV), monitorando o reator por um período maior, e verificando pelos resultados quais as melhores condições físicas (volume do dispositivo) e operacionais (TRH, idade do lodo, % de reciclo e descarte de lodo) deveriam ser usadas para obter maior eficiência na remoção de fósforo.

Outra questão relevante, os valores de ORP obtidos no reator anóxico-aeróbio variaram entre 40 a 220mV, média de 128,89 mV ( $\pm 38,69$ ), sendo estes resultados característicos de condições aeróbias, que oportunizou uma adequada estabilização da carga poluente (DQO e DBO<sub>5</sub>), e elevada nitrificação e desnitrificação do efluente, especialmente nas quatro primeiras semanas de monitoramento (VON SPERLING, 2002b). Da quinta semana em diante, devido ao descarte sistemático de lodo, verificou-se que as eficiências operacionais de um modo geral decresceram, especialmente por conta da redução no teor de SSV, ou seja, ficou claro que o

descarte de lodo foi demasiado grande comparativamente com a capacidade de crescimento da biomassa. No presente momento fica evidente a necessidade de se trabalhar com concentrações mais elevadas de SSV, e com o descarte gradual em escala crescente, de modo a manter a concentração de biomassa. Desta forma conclui-se que o volume de lodo a descartar corresponde à capacidade de reprodução da biomassa ativa, visando manter uma certa concentração de biomassa ativa, via monitoramento analítico de SSV, SSF e SSed, dentre outros parâmetros. Os resultados de ORP no reator anóxico-aeróbio estão sendo apresentados na Figura 43. A linha de tendência dos valores de ORP no reator anóxico-aeróbio mostrou ser ascendente, indicando maior fornecimento de oxigênio dissolvido no meio, atenuando o processo de desnitrificação que vinha ocorrendo no decantador secundário.

Figura 43 - Resultados monitoramento *in situ* de ORP- reator anóxico-aeróbio



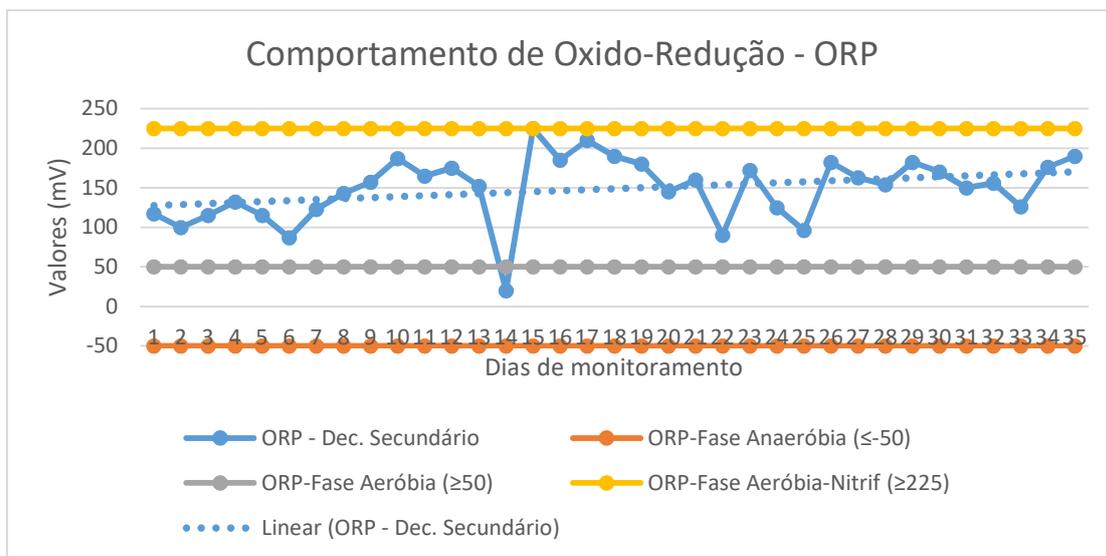
Fonte: Do autor (2019).

Além dos dois compressores instalados para aeração no reator anóxico-aeróbio, foi utilizada uma bomba submersa sem aeração para recircular internamente toda a massa líquida, visando retorná-la à entrada do reator de seção retangular, ponto este de ingresso da carga poluente (entrada do efluente bruto oriundo do tanque pulmão), com o objetivo de desnitrificar o efluente nitrificado, condição esta que se apresentou apropriada, refletindo em elevadas eficiências de nitrificação e desnitrificação no efluente tratado, especialmente nas quatro primeiras semanas de monitoramento. Da quinta semana em diante, com o descarte sistemático de lodo

excedente, verificou-se uma sensível diminuição na desnitrificação, constatada através dos elevados valores de nitratos no efluente tratado, principalmente decorrente da redução na biomassa ativa. Esta afirmação considera que nas semanas ao final do monitoramento, nenhum outro procedimento operacional foi modificado.

Os valores de ORP obtidos no decantador secundário variaram de 20 a 225 mV, média de 149,00 mV ( $\pm 40,17$ ). A oxigenação fornecida no reator anóxico-aeróbio foi ajustada para que os valores de ORP no decantador secundário ficassem na condição estritamente aeróbia, visando minimizar a ocorrência de desnitrificação neste dispositivo, reduzindo a perda de sólidos suspensos no efluente tratado, ajuste este facilitado com o uso do medidor de ORP. A linha de tendência dos valores de ORP mostrou ser ascendente, de acordo com o pretendido nas condições operacionais, minimizando efetivamente a desnitrificação neste dispositivo.

Figura 44 - Resultados monitoramento *in situ* de ORP- decantador secundário



Fonte: Do autor (2019).

Considerando o monitoramento de oxido-redução (ORP *in situ*), a literatura preconiza que a faixa de trabalho anaeróbia seria menor que  $-50\text{mV}$ , a condição anóxica seria de  $-50$  a  $+50\text{mV}$ , a aeróbia seria de  $+50$  a  $+225\text{mV}$ , e a nitrificação seria na faixa de  $+225$  a  $+400\text{mV}$ . A esperada condição anaeróbia de ORP no reator anaeróbio mostrou-se sempre de acordo com o preconizado. Foram obtidos valores pontuais dentro da faixa anóxica estrita, em apenas dois dias de trabalho, e todos os demais valores mantiveram-se na faixa estritamente aeróbia. Não se observou qualquer valor de ORP acima de  $225\text{mV}$ . Apesar disto, observou-se analiticamente

que ocorreu elevada nitrificação do efluente. Isto significa que os valores de ORP informados por Peirano (2017) constituem-se em valores orientadores, mas não valores estanques, os quais são dependentes do tipo de efluente e a da condição operacional. A obtenção de valores de ORP mais elevados pode ocorrer via aumento na taxa de oxigenação no reator, mas isto não traria uma vantagem, porque já ocorreu a nitrificação do efluente, e isto poderia representar custos adicionais decorrentes da maior demanda de aeração necessária.

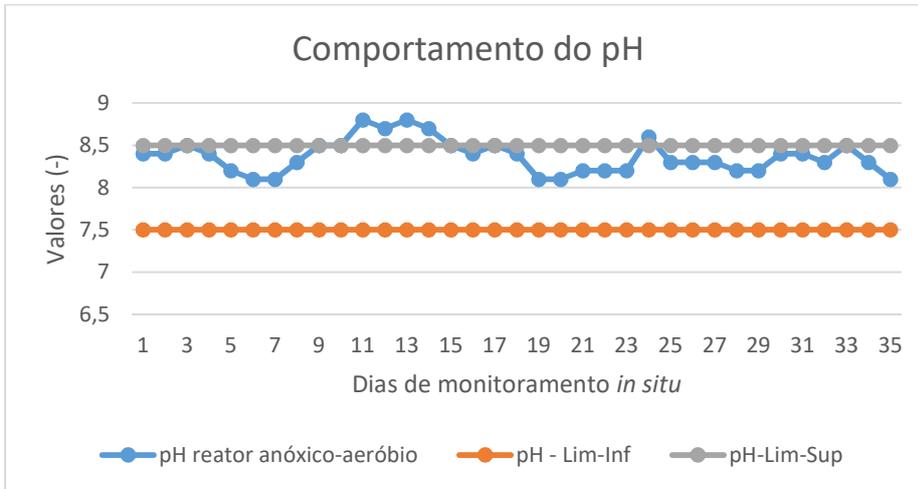
O monitoramento via eletrodo de ORP mostrou ser assertivo em termos de controle operacional, facilitando a tomada de decisão, por exemplo, aumentando, ou diminuindo o tempo de funcionamento dos compressores usados no reator anóxico-aeróbio. Além disso, mesmo que o valor de ORP apresentava-se na condição aeróbia, valores mais próximos do valor de referência inferior (+50 mV), favoreceram a desnitrificação do efluente no decantador secundário, constatando-se relevante perda de SS no efluente tratado, no período de aclimação e pré-monitoramento realizado. Desta forma foi aumentado o tempo de funcionamento dos compressores de ar, de maneira a evitar a desnitrificação dos efluentes no decantador secundário. Esta manobra pode ser visualizada na Figura 44 através da linha pontilhada de tendência do ORP no decorrer do monitoramento, que se mostrou crescente, coerente com o ajuste operacional realizado *in situ*.

#### **4.12 Resultados de pH e alcalinidade**

Foi realizada a medição *in situ* de pH durante as semanas de realização do monitoramento, sendo proposta uma faixa de trabalho entre 7,5 e 8,5, sendo que os valores obtidos foram relacionados na Figura 45.

Os valores de pH variaram de 8,1 a 8,8, com valor médio de 8,37 ( $\pm 0,19$ ), indicando que houve reduzida oscilação neste parâmetro no decorrer do período de monitoramento, o que se mostrou adequado, não representando qualquer dificuldade na operação do sistema de tratamento proposto.

Figura 45 - Resultados do monitoramento in situ de pH



Fonte: Do autor (2019).

Quanto à alcalinidade foi realizada sua medição semanal *in situ* no efluente bruto, e em todas as medições realizadas a mesma apresentava-se acima de 300 ppm, resultado obtido utilizando kit de monitoramento de água de piscina (Quibenne). Este valor mostrou-se apropriado para favorecer a nitrificação, e, ocorrendo a desnitrificação, houve inclusive uma recuperação parcial desta alcalinidade consumida na nitrificação, não sendo necessária qualquer dosagem de alcalinizante.

## 5 CONCLUSÕES E PASSOS FUTUROS

Com base no experimento realizado, e monitoramento operacional e analítico, conclui-se:

- foi construído, aclimatado e operado o sistema de tratamento por lodos ativados, de acordo com o proposto;

- o sistema de lodos ativados mostrou ser muito eficiente na remoção de carga orgânica (DBO e DQO) e nitrogênio (NTK e  $\text{NH}_3$ ). Os respectivos valores analíticos obtidos sempre atenderam à Resolução CONSEMA, amparando o lançamento de efluentes tratados no experimento em corpos hídricos superficiais;

- a remoção de fósforo mostrou-se bastante limitada comparativamente com dados obtidos de outros autores, indicando que as condições operacionais propostas não se mostraram assertivas. O parâmetro de fósforo em nenhum momento atendeu ao valor limite previsto na Resolução CONSEMA;

- as maiores eficiências operacionais foram obtidas com maiores concentrações de SSV no licor misto, especialmente para o parâmetro de fósforo, que atingiu em três análises sequenciais remoção de 19,26%, 31,30% e 26,98%. Na medida em que adotou em seguida o descarte diário de lodo biológico, as eficiências de remoção de fósforo caíram significativamente, ou seja, boas eficiências na remoção deste parâmetro demandam maiores concentrações de SSV;

- a idade de lodo de 25 dias mostrou-se adequada para a remoção de carga orgânica e nitrogênio, mas não para o parâmetro fósforo. Provavelmente a biomassa

de OAF necessita de um maior tempo para seu crescimento e estabilização. Em próximos experimentos há que se considerar a hipótese de propor ajustes operacionais, aguardando pelo menos uma semana para realizar novo monitoramento analítico, de maneira a poder rastrear se os ajustes operacionais realizados estão sendo apropriados;

- o reator de lodos ativados foi operado de janeiro a abril de 2019, sendo requeridos 90 dias para aclimação da biomassa, especialmente pela ocorrência de desnitrificação no decantador secundário, com perda de SSV;

- o tempo de realização de manobras e ajustes operacionais do sistema operado, bem como o monitoramento da respectiva resposta analítica, mostrou ser aquém do ideal, relativo a um semestre letivo, até porque parte do tempo disponível foi usado para escrever o relatório de atividades (TCCII). Recomenda-se que a aclimação e operação deste tipo de sistema de tratamento seja realizada por pelo menos seis meses, de maneira a obter um maior número de respostas analíticas frente às condições propostas ou ajustadas no decorrer do período de trabalho;

- o monitoramento *in situ* de oxido-redução instituído para avaliar a ocorrência de zonas anaeróbias, anóxicas e aeróbias no sistema de tratamento proposto, mostrou ser uma ferramenta muito eficiente para o controle e ajuste operacional, em especial quanto à desnitrificação ocorrer dentro do reator anóxico-aeróbio, e não no decantador secundário;

- a dosagem de efluentes no sistema de tratamento ocorreu 9 horas/dia, e verificaram-se elevadas eficiências operacionais. Esta sistemática de dosagem simula o que se observa em pequenas empresas nas quais o efluente gerado no dia ingressa na ETE no turno único de trabalho, visando redução nos custos com mão-de-obra relativo operadores da ETE. Neste sentido, observa-se ainda, que a sistemática adotada de automatizar boa parte da ETE foi assertiva, racionalizando o envolvimento da mão-de-obra disponível, e garantindo que os equipamentos operassem rigorosamente dentro do previsto, otimizando recursos, e favorecendo à eficiência e estabilidade operacional;

- operar um sistema de lodos ativados requer um bom conhecimento técnico, sendo imprescindível realizar um monitoramento analítico para ter clareza no que está

acontecendo neste dispositivo. As condições operacionais mudam diariamente, seja pela concentração e vazão de efluentes, seja por problemas operacionais, ou mesmo imperícia operacional do operador da ETE, ou do pessoal responsável pela higienização da planta industrial. Por exemplo, cargas de choque podem desestabilizar o sistema de um dia para outro, e uma eventual reaclimação da biomassa poderá demandar de 30 a 60 dias. Neste período a eficiência operacional fica comprometida, podendo haver descumprimento dos parâmetros de lançamento previstos na Resolução CONSEMA nº 355/2017, o que poderá em algum momento dificultar a continuidade operacional da atividade. Todo o esforço realizado preventivamente, para minimizar falhas e ocorrências negativas sobre as condições operacionais da ETE, seguramente mostra-se como a melhor estratégia de trabalho e de amparo técnico para os profissionais que atuam nesta área.

## REFERÊNCIAS

CAVALCANTI, José Eduardo W. de A. **Manual de tratamento de efluentes industriais**. São Paulo. Engenho Editora Técnica, 2016.

CHEMIN, B. F. **Manual da Univates para trabalhos acadêmicos: planejamento, elaboração e apresentação**. 3. ed. Lajeado: Univates, 2015.

CLAAS, Isabel Cristina; MAIA, Roberto A. M. **Manual básico de resíduos industriais de curtumes**. SENAI/RS, 1994.

ESTEVES, Francisco de Assis. **Fundamentos de limnologia**. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 1998. 602 p. II.

FERREIRA, Ana Linda Tiago Soares. **Remoção biológica simultânea de fósforo e nitrogênio de esgoto sanitário em reatores sequenciais em batelada**. Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2014. Disponível em: <<https://repositorio.ufpe.br/bitstream/123456789/17544/1/Ferreira%2C%20Ana%20Linda%20%28TESE%29%20EngCivil14.pdf>>. Acesso em: 16 ago. 2018.

FRICK, Júlia Menegotto. **Estudo do monitoramento de efluentes líquidos industriais de frigoríficos no Rio Grande do Sul**. Universidade Federal do Rio Grande do Sul – UFRGS, Escola de Engenharia, Departamento de Engenharia Química, 2011. Disponível em: <<https://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/36896/000793031.pdf?sequence=>>>. Acesso em: 16 set. 2018.

JORDÃO, Eduardo Pacheco; PESSOA, Constantino Arruda. **Tratamento de esgotos domésticos**. 7. ed. Rio de Janeiro, 2014.

KOSER, Márcia. **Avaliação do desempenho do tratamento de efluente sanitário utilizando sistema de lodos ativados de fluxo contínuo e aeração intermitente**. Joinville/SC: UNIVILLE, 2012. Disponível em: <[http://univille.edu.br/community/mestrado\\_ep/VirtualDisk.html/downloadDirect/403963](http://univille.edu.br/community/mestrado_ep/VirtualDisk.html/downloadDirect/403963)>. Acesso em: 20 set. 2018.

METCALF, Eddy. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. Traduzido por Ivanildo Hespanhol e José Carlos Mierzwa. 5. ed. Porto Alegre: AMGH, 2016.

NUNES, José Alves. **Tratamento biológico de águas residuárias**. 2. ed. Aracaju: Gráfica Editora J. Andrade, 2011.

\_\_\_\_\_. **Tratamento físico-químico de águas residuárias industriais**. 5. ed. Aracaju: Info Graphics Gráfica e Editora. 2008.

OLIVEIRA, Suzane Silva de. **Remoção microbiológica de nitrogênio, fósforo, DQO e DBO em uma estação de tratamento de efluentes numa fábrica de concentrados de bebidas**. Programa de Pós-Graduação em Química, Universidade Federal do Amazonas, Manaus, 2012. Disponível em: <<https://tede.ufam.edu.br/bitstream/tede/3316/1/Suzane%20Oliveira.pdf>>. Acesso em: 16 ago. 2018.

PACHECO, José Wagner. **Guia técnico ambiental de frigoríficos - industrialização de carnes** (bovina e suína). São Paulo: CETESB, 2006. 85p. (1 CD): il.; 30 cm. (Série P + L). Disponível em: <[https://cetesb.sp.gov.br/consumo\\_sustentavel/wp-content/uploads/sites/20/2013/11/frigorifico.pdf](https://cetesb.sp.gov.br/consumo_sustentavel/wp-content/uploads/sites/20/2013/11/frigorifico.pdf)>. Acesso em: 13 maio 2019.

PEIRANO, Mario M. F. **Curso de remoção biológica de nutrientes**. Fundação PROAMB - Bento Gonçalves/RS, 2017.

PENA, Rodolfo F. Alves. **Mundo educação: Poluição hídrica**. Disponível em: <<https://mundoeducacao.bol.uol.com.br/geografia/poluicao-das-aguas.htm>>. Acesso em: 16 set. 2018.

RAPER, E. et al. Nitrogen removal from coke making wastewater through a pre-denitrification activated sludge process. (a-Cranfield University, Water Sciences Institute, Cranfield MK43 0AL, UK; b-Tata Steel, Group Environment, Swinden Technology Centre, Rotherham S60 3AR, UK). **Science of the Total Environment**, n. 666, p-31-38, 2019. Disponível em: <<https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S0048969719306849?token=0227E749FD89F226790558878F69C1DFCB612A17DE275BDF37DC65F1DD6629E6A30ED3DE75DEF44CC7B8F499B9001DE7>>. Acesso em: 15 maio 2019.

RASOOL, Kashif; AHN, Dae Hee; LEE, Dae Sung. Simultaneous organic carbon and nitrogen removal in an anoxic-oxic activated sludge system under various operating conditions. (a-Department of Environmental Engineering, Kyungpook National University, 80 Daehak-ro, Buk-gu, Daegu 702-701, Republic of Korea..b-Department of Environmental Engineering and Biotechnology, Myongji University, 116 Myongji-ro, Cheoin-gu, Yongin, Gyeonggi-do 449-728, Republic of Korea). **Bioresource Technology**, n.162, p 373-378, 2014. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852414004131>>. Acesso em: 17 maio 2019.

RESOLUÇÃO CONSEMA Nº 01/1998. Sistema de automonitoramento de efluentes líquidos das atividades poluidoras industriais localizadas no Estado do Rio Grande do Sul - SISAUTO. Disponível em: <<http://www.fepam.rs.gov.br/consema/Res01-98.asp>>. Acesso em: 20 set. 2018.

\_\_\_\_\_. Nº 355/2017. Dispõe sobre os critérios e padrões de emissão de efluentes líquidos para as fontes geradoras que lancem seus efluentes em águas superficiais no Estado do Rio Grande do Sul. Disponível em: <<file:///C:/Users/telmo/Downloads/>

19110149-355-2017-criterios-e-padroes-de-emissao-de-efluentes-liquidos%20(2).pdf>. Acesso em: 20 set. 2018.

RICE, E. W. et al. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 22. ed. American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. 2012.

SANTOS, Janayna Jordânia Nunes dos et al. **Desafios de adequação à questão ambiental em frigoríficos na cidade de São Luís, Maranhão**: diagnóstico de situação. Arquivos do Instituto Biológico. São Paulo-SP. 2014. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/aib/v81n4/0020-3653-aib-81-04-0315.pdf>>. Acesso em: 13 maio 2019.

STURMER, Tiago. **Avaliação de eficiência de um reator sequencial em batelada como pós-tratamento para remoção de nitrogênio no tratamento de efluentes de frigorífico**. 2011. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) - UNISC, Santa Cruz do Sul, 2011.

VON SPERLING, Marcos. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 4. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Universidade Federal de Minas Gerais, 2014.

\_\_\_\_\_. **Lagoas de estabilização**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Universidade Federal de Minas Gerais, 2002a.

\_\_\_\_\_. **Lodos ativados**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Universidade Federal de Minas Gerais, 2002b.

\_\_\_\_\_. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. 8. reimp. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Universidade Federal de Minas Gerais. 2011.

YUAN, Yue et al. **Improving municipal wastewater nitrogen and phosphorous removal by feeding sludge fermentation products to sequencing batch reactor (SBR)**. National Engineering Laboratory for Advanced Municipal Wastewater Treatment and Reuse Technology, Engineering Research Center of Beijing, Beijing University of Technology, Beijing, PR China, 2016. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852416313700>>. Acesso em: 17 maio 2019.

## **ANEXOS**

## ANEXO A - Formulário de dimensionamento do sistema de lodos ativados – TCCII Eng Ambiental Univates

### ANEXO A – FORMULÁRIO DE DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS – TCCII ENG AMBIENTAL UNIVATES

Tabela 1 – Tabela dos parâmetros de entrada para dimensionamento

Parâmetros	Valores	Unidades	Cargas	Unidades	Equações*
Vazão	0,0945	m <sup>3</sup> /d	0,00105	m <sup>3</sup> /h	$Q \left( \frac{m^3}{h} \right) = \frac{Q \left( \frac{m^3}{d} \right)}{9}$ (14)
DBO <sub>5</sub>	440	mg/L	0,00416	kg/dia	
S.Suspensos	310	mg/L	0,002930	kg/dia	$Carga\ diária = \frac{Conc\ parâmetros}{1000} \times Q \left( \frac{m^3}{d} \right)$ (15)
NTK	97	mg/L	0,00092	kg/dia	
PT	16	mg/L	0,00015	kg/dia	
DQO	1450	mg/L	0,01370	kg/dia	

Fonte: Autor. \*Numeração sequencial ao TCCII.

Tabela 2 - Eficiências e valores esperados no trabalho

Parâmetros	Eficiência estimada (%)	Efluente tratado	Unidade	Equação
DBO <sub>5</sub>	90	44	mg/L	
S.Suspensos	75	77,5	mg/L	
NTK	75	24,25	mg/L	$Efluente\ final = 1 - \left( \frac{Efic}{100} \right) * Conc.\ entrada$ (16)
PT	75	4	mg/L	
DQO	90	145	mg/L	

Fonte: Autor (2019).

Tabela 3 - Parâmetros de projeto e dimensionamento do reator de lodos ativados

Parâmetro	Unidade	Valores	Equações
Idade do lodo ( $\theta_c$ )	dias	25	-
SSVTA	mg/L	2.000	-
DBO <sub>5</sub> Solúvel Efl.	mg/L (adotado)	10	-
Coef. Prod. Celular ( $y$ )	gSSV/gDBO	0,6	-
Coef. Resp. Endógena ( $K_d$ )	gSSV/gSSV.d	0,08	-
Fração Biod. SSV ( $f_b$ )	kgSS <sub>b</sub> /kgSSV	0,525	-
Relação SSV/SS reator (-)	*adotado	0,75	-

Fonte: Von Sperling (2002b), Autor.

Tabela 4 – Pré-dimensionamento do reator de lodos ativados.

Parâmetros	Valores	Unidades	Equações
Volume calculado do reator (V)	0,0149	m <sup>3</sup>	$V = \frac{Y * \theta_c * S_r}{X_v * (1 + f_b * k_d * \theta_c)} \quad (17)$
TDHidráulico	1,57	d	$TDH = V/Q \quad (18)$
Volume do reator construído (V)	0,03	m <sup>3</sup>	-
TDHidráulico (d)	3,17	d	$TDH = V/Q$
Relação alimento/microorganismo (A/M)	0,07	kgDBO <sub>5</sub> /kgSSV.d	$Relação \frac{A}{M} = \frac{Q * (DBO_5/1000)}{V * (SSVTA/1000)} \quad (19)$
<b>Decantador secundário</b>			
Taxa de aplicação hidráulica (TAH)	0,5	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .dia	-
Taxa de aplicação de sólidos (TAS)	3	kg/m <sup>2</sup> .dia	-
Vazão afluyente (Q)	0,00105	m <sup>3</sup> /h	$Q_{afluyente} = \frac{Q}{9} \quad (20)$
Descarte de lodo pela idade de lodo adotada	0,040	%	$Descarte \theta = \frac{1}{\theta_c} \quad (21)$
Vazão de retorno de lodo	0,001008	m <sup>3</sup> /d	$Q_{retorno \ lodo} = (1 - Descarte\theta) * Q_{afluyente} \quad (22)$
SSTA	2667	mg/L	$SSTA = \frac{SSVTA}{Relação_{SSV/SS}} \quad (23)$
Área requerida pela taxa de aplicação hidráulica	0,0021	m <sup>2</sup>	$A_{req. \ tx \ aplic. \ hidr.} = \frac{Q_{afluyente}}{TAH} \quad (24)$
Área requerida - TAS	0,00183	m <sup>2</sup>	$Área \ req. \ TAS = \frac{(Q_{afl.} + Q_{ret. \ lodo}) * (SSTA/1000)}{TAS} \quad (25)$

Área adotada (considerada a maior área calculada acima)	0,0021	m <sup>2</sup>	-
Dimensões decantador construído seção quadrada	0,145	m	-
Área do decantador instalado	0,0210	m <sup>2</sup>	$A_{decant\ instalado} = Dimens\tilde{o}es_{dec\ inst}^2$ (26)
Volume útil do decantador (aferido na instalação)	0,0032	m <sup>3</sup>	-
Tempo de retenção hidráulico	1,55	h	$TRH = \frac{V_{\acute{u}til}}{(Q_{af\ luente} + Q_{ret.\ lodo})}$ (27)
Excesso de lodo a ser removido diretamente do reator aeróbio (Q <sub>exc</sub> )	0,0012	m <sup>3</sup> /d	$Q_{exc} = \frac{V_{reat.\ construido}}{\theta_c}$ (28)
<b>Cálculo da demanda de oxigênio no reator</b>			
Fração Biodegr SSV logo após sua geração (fb')	0,8	%	-
Fração biodegr SSV gerados no sistema (fb)	0,57	%	$fb = \frac{fb'}{[1+(1-fb')] * Kd * \theta_c}$ (29)
Requisito OD p oxidação substrato e respir. endógena (RO)			-
Coefic de síntese matéria orgânica (a')	0,608	kgO <sub>2</sub> /kgDBO <sub>5</sub>	$a' = 1,46 - 1,42 * y$ (30)
Coefic de respiração endógena (b')	0,05964	kgO <sub>2</sub> /kgSSV.d	$b' = 1,42 * Kd * fb$ (31)
Volume do reator (adotado)	0,03	m <sup>3</sup>	-
Carga de DBO <sub>5</sub> removida	0,00406	kgDBO <sub>5</sub> /dia	$Carga\ DBO_{removida} = \frac{Q * (DBO5 - DBO5_{solúvel})}{1000}$ (32)
Biomassa no reator aeróbio	0,06	kgSSV	$Biomassa\ reat.\ aeróbio = V_{reat\ adotado} * (SSVTA/1000)$ (33)
Demanda oxigênio para síntese	0,00247	kgO <sub>2</sub> /dia	$Demanda\ O2_{síntese} = \frac{a' * (Q * (DBO5 - DBO5_{solúvel}))}{1000}$ (34)

Demanda oxigênio respiração biomassa	0,0036	kgO <sub>2</sub> /dia	$Demanda_{respiração} = b' * Biomassa_{reator\ aeróbio}$ (35)
Total	0,00607	kgO <sub>2</sub> /dia	$Demanda\ O_2\ total = Dem.\ O_{2\ síntese} + Dem.\ respiração$ (36)
Relação O <sub>2</sub> /DBO <sub>5</sub>	1,48	kgO <sub>2</sub> /kgDBO <sub>5</sub>	$Relação\ \frac{O_2}{DBO_5} = \frac{Demanda\ O_2\ total}{Carga\ DBO_{removida}}$ (37)
Demanda de oxigênio para nitrificação	4,57	kgO <sub>2</sub> /kgNTK	-
Demanda de oxigênio para nitrificação	0,0042	kgO <sub>2</sub> /d	$Dem.\ O_{2\ nitrificação} = Demanda_{O_{2\ nitrif}} * Q * \left(\frac{NTK}{1000}\right)$ (38)
Economia de oxigênio pela desnitrificação	2,86	kgO <sub>2</sub> /kgNTK	-
Economia de oxigênio pela desnitrificação	0,0026	kgO <sub>2</sub> /d	$Econ.\ O_{2\ nitrificação} = Econ.\ O_{2\ nitrif} * Q * \left(\frac{NTK}{1000}\right)$ (39)
Demanda total de oxigênio (TTOcampo)	0,0076	kgO <sub>2</sub> /dia	$Dem.\ total\ O_2 = (Dem.\ O_2\ total + Dem.\ O_{2\ nitr.}) - Econ.\ O_{2\ nitr.}$ (40)
<b>Fatores que influenciam na transferência de O<sub>2</sub></b>			
<b>Temperatura</b>			
Correcção teor oxigênio pela temperatura (frio)	14	°C	-
Concentração de saturação mês frio (Cs)	10,26	mgO <sub>2</sub> /L	$Satur.\ frio = 14,652 - \left(0,41022 * T_{frio}\right) + \left(0,007991 * T_{frio}^2\right) - \frac{0,000077774 * T_{frio}^3}{}$ (41)
Correcção teor oxigênio pela temperatura (quente)	30	°C	-
Concentração de saturação mês mais quente (Cs)	7,44	mgO <sub>2</sub> /L	$Satur.\ frio = 14,652 - \left(0,41022 * T_{calor}\right) + \left(0,007991 * T_{calor}^2\right) - \frac{0,000077774 * T_{calor}^3}{}$ (42)

**Influência da altitude**

Altitude	34	m	-
Concentração de saturação na altitude H	7,44	mg/L	-
Fator de correção fH (-)	0,996	-	$fH = 1 - (Altitude/9450) \quad (43)$

**Influência das características do esgoto e do reator**

Presença de sais - fator correção adotado (b)	0,95	-	-
Coeficiente transferência OD - fator de correção adotado (a)	0,6	-	-
Concentração OD na água limpa a 20° C (Cs)	9,2	mgOD/L	-
Concentração OD na água limpa nas condições campo (Cs')	7,6	mgOD/L	-
Concentração de OD no líquido do reator (CL)	2	mg/L	-
Coeficiente de temperatura (q <sub>1</sub> )	1,024	-	-
Taxa de transferência de oxigênio no campo (TTOcampo)	0,0076	kgO <sub>2</sub> /d	-

Taxa de transferência de oxigênio padrão mês mais frio (TTOpadrão)	0,0172	kgO <sub>2</sub> d	$TTO_{frio} = \frac{DemandaO_2 \text{ total}}{\left\{ \frac{[\beta * fH * (C_S - C_L)]}{C_S} \right\} * \{\alpha * [q^{(O_2 \text{ frio} - 20)}]\}} \quad (44)$
--	--------	--------------------	---

Taxa de transferência de oxigênio padrão mês mais quente (TTOpadrão)	0,0179	kgO <sub>2</sub> d	$TTO_{calor} = \frac{TTO_{campo}}{\left\{ \frac{[\beta * fH * (C_S - C_L)]}{C_S} \right\} * \{\alpha * [q^{(O_2 \text{ calor} - 20)}]\}} \quad (45)$
--	--------	--------------------	--

**Sistema de aeracão por difusão de bolhas finas (pedras porosas)****Cálculo da densidade ou massa específica do ar seco na maior temperatura (verão)**

Pressão absoluta (p)	101325	Pa	-
Temperatura absoluta (T)	303	Kelvin	$T_{abs} = 273 + T_{calor} \quad (46)$
Constante específica dos gases para o ar seco (Respecif)	287,058	J/kg.k	-
Massa específica do ar calculada na temperatura considerada (r)	1,16	kg/m <sup>3</sup>	$\rho = \frac{p}{R_{especifico} * T} \quad (47)$

Teor de oxigênio no ar	23,2	%	-
Profundidade da lâmina líquida até o eixo dos difusores (H)	0,2	m	-
Altura do fundo do tanque ao eixo dos difusores (h)	0,002	m	-
Altura do borda livre	0,14	m	-
Eficiência de transferência de oxigênio no difusor (%/m Lâmina Líquida)	10	%	-
Eficiência de transferência de oxigênio no difusor (%/Lâmina líquida)	2	%	$Efic. transf O_2 difusor = H * Efi. trasf O_2 bibliografia (48)$
Massa de oxigênio para introduzir por dia (M)	0,89	kgO <sub>2</sub> /dia	$M = \frac{TTO_{padrão}}{\left(\frac{Efic. transf O_2 difusor}{100}\right)} (49)$
Vazão da massa de ar a introduzir por dia (Mar)	3,86	kgAr/dia	$M_{ar} = \frac{M}{Teor O_2 ar} (50)$
Vazão de ar estimado no cálculo (Qar)	3,31	m <sup>3</sup> ar/dia	$Q_{ar} = \frac{M_{ar}}{\rho} (51)$
Tempo de dosagem de efluentes no reator (t)	9	h/dia	-
Vazão de ar estimado no cálculo (Qar)	0,37	m <sup>3</sup> ar/h	$Q_{ar} = \frac{Q_{ar}}{tempo dosagem efl reator} (52)$
Vazão de ar estimado no cálculo (Qar)	0,0061	m <sup>3</sup> ar/min	$Q_{ar em min} = \frac{Q_{ar em horas}}{60} (53)$
Vazão de ar do sistema de aeracão instalado	3,5	Lar/min	-
Número de compressores instalados	2	unid	-
Vazão de ar (Qar)	0,007	m <sup>3</sup> ar/min	$Q_{ar} = \left(\frac{Q_{ar sistema instalado}}{1000}\right) * N^o compress. instalados (54)$
Vazão de ar (Qar)	0,42	m <sup>3</sup> ar/h	$Q_{ar em h} = \left(\frac{Q_{ar sistema instal.}}{1000}\right) * N^o compress. instal.* 60 (55)$

---

Vazão de ar ( $Q_{ar}$ )	10,08	m <sup>3</sup> ar/dia	$Q_{ar\ em\ d} = Q_{ar\ em\ h} * 24$ (56)
--------------------------	-------	-----------------------	---

---

Fonte: Von Sperling (2002b), Autor.

Tabela 5 – Pré-dimensionamento devido interferência de fatores ambientais

Parâmetros	Valores	Unidades	Equações
<b>1. Cálculo da taxa de crescimento das bactérias nitrificantes em reator de mistura completa:</b>			
NTK desejado:	2,00	mg/L	-
Taxa crescimento específica máxima ( $\mu_{m\acute{a}x}$ )*	0,50	dia-1	-
Concentração de saturação - $K_N$ *	0,70	mgN/L	-
Temperatura de referência	20,00	°C	-
Taxa de crescimento calculada	0,37	dia-1	$\mu = \mu_{m\acute{a}x} * \left(\frac{NH_4^+}{K_n + NH_4^+}\right)$ (57)
Fator de correção da taxa de crescimento	0,74	-	$Fator\ correção = \frac{\mu(NH_4^+)}{\mu_{m\acute{a}x}}$ (58)
<b>2. Influência da temperatura mínima do líquido sobre a taxa de crescimento</b>			
Adotando o coeficiente de temperatura* ( $\theta$ )	1,10	-	-
Temperatura de cálculo	20,00	°C	-
Taxa crescimento máxima calculada	0,50	dia-1	$\mu_{m\acute{a}x}(T) = \mu_{m\acute{a}x}(20^\circ C) * \theta^{(T-20)}$ (59)
Fator de correção da taxa de crescimento	1,00	-	$Fator\ correção = \frac{\mu(T)}{\mu_{m\acute{a}x}}$ (60)
<b>3. Influência do pH</b>			
pH considerado (Faixa ideal pH- 7,2 a 8,0)	6,90	-	-
Taxa crescimento máxima calculada	0,38	dia-1	$\mu_{m\acute{a}x}(pH) = \mu_{m\acute{a}x} * [1 - 0,83(7,2 - pH)]$ (61)
Fator de correção da taxa de crescimento	0,75	-	$Fator\ correção = \frac{\mu(pH)}{\mu_{m\acute{a}x}}$ (62)

<b>4. Influência do oxigênio dissolvido</b>			
Concentração de oxigênio no reator (adotado)	2,00	mg/L	-
Coefficiente de saturação de oxigênio (adotado)	0,60	mg/L	-
Taxa crescimento máxima calculada	0,38	$\mu_{m\acute{a}x}(OD) = \mu_{m\acute{a}x} * \left(\frac{OD}{K_0 + OD}\right)$ (63)	
Fator de correção da taxa de crescimento	0,77	$Fator\ correção = \frac{\mu(OD)}{\mu_{m\acute{a}x}}$ (64)	
<b>5. Efeito integrado das condições ambientais</b>			
	0,43	oscilação	$Efeito\ integrado = \mu(NH_4^+) * \mu(T) * \mu(pH) * \mu(OD)$ (65)
<b>6. Taxa de crescimento calculada (integrada)</b>			
	0,21	dia-1	$Tx\ crescim.\ integrado(\mu_N) = Ei * \mu_{m\acute{a}x}$ (66)
<b>7. Idade de lodo requerida para a nitrificação</b>			
coeficiente de segurança (adotado)	5,35	-	-
Idade do lodo calculada	4,67	dias	$\theta_c \geq 1/\mu_N$ (67)
Idade do lodo (adotado)	25,00	dias	-

Fonte: Von Sperling (2002b), Autor.

*Tabela 6 - Nitrificação*

Parâmetros	Valores	Unidades	Equações
Vazão	0,00945	m <sup>3</sup> /dia	-
Volume do Reator	0,149	m <sup>3</sup>	-

SSVTA	2000	g/m <sup>3</sup>	-
Coeficiente de produção celular (Y <sub>N</sub> )	0,08	mg células/mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> oxid. = g/m <sup>3</sup> .	-

### 8.1 produção de sólidos - P<sub>XV</sub>

Produção de SSV no reator	79,99	gSSV/m <sup>3</sup> .d	Produção SSV = $\frac{X_v}{\theta_c}$ (68)
Carga de SSV produzida	1,2	gSSV/d	Carga de SSV = Produção SSV * Volume reator (69)

### 8.2 Cálculo fração de bactérias nitrificantes - f<sub>N</sub>

NTK bruto	97	mg/L	-
NTK final desejado	2	mg/L	-
Vazão efluentes (Q)	0,00945	m <sup>3</sup>	-
NTK afluente	0,00092	kg/d	$NTK_{afluente} = \frac{Q * NTK_{bruto}}{1000}$ (70)
NTK a ser removido	0,00090	kg/d	$NTK_{a\ ser\ removido} = \left( \frac{Q * NTK_{bruto}}{1000} \right)$ (71)
NTK incorporado ao lodo excedente	0,0001	kg/d	$NTK_{incorp.\ lodo\ exc.} = 0,12 * V * Prod\ SSV$ (72)
NTK a ser oxidado (demanda)	0,0008	kg/d	$NTK_{a\ ser\ oxidado} = (NTK_{a\ ser\ removido} - NTK_{lodo\ exc.})$ (73)
Produção de bactérias nitrificantes (eq. 9.14)	0,00006	kgXN/d	$Prod.\ bactérias = NTK_{a\ ser\ oxidado} * Y_N$ (74)
Fração de bactérias nitrificantes f <sub>N</sub>	0,05066	kgXN/gXV	$f_N = \frac{Prod.\ bactérias\ nitrificantes}{Carga\ de\ SSV}$ (75)

### 8.3 Cálculo da taxa de nitrificação

Taxa de nitrificação	271,00	gNTK/m <sup>3</sup> .d	
----------------------	--------	------------------------	--

$$Tx_{\text{nitrificação}} = f_N * \left( \frac{X_V * \mu_N}{Y_N} \right) \quad (76)$$

Carga de NTK passível de ser oxidada (oferta)	0,0040	kgNTK/d	$Carga_{NTK} = \left( \frac{V}{1000} \right) * Tx \text{ de nitrificação} \quad (77)$
---	--------	---------	---

#### 8.4 Concentração de amônia efluente

Carga de NTK efluente	0,000019	kg/d	$Carga_{NTK} = NTK_{\text{afluente}} - NTK_{\text{lodo exc.}} - NTK_{\text{a ser oxidado}} \quad (78)$
-----------------------	----------	------	--

Concentração de NTK efluente	2	mg/L	$Conc_{NTK} = \frac{Carga_{NTK}}{Q} * 1000 \quad (79)$
------------------------------	---	------	--

Eficiência de remoção de amônia	97,94	%	$Eficiência \text{ de remoção} (\%) = \frac{(NTK_{\text{bruto}} - Conc_{NTK \text{ efl}})}{NTK_{\text{bruto}}} * 100 \quad (80)$
---------------------------------	-------	---	--

#### 8.4 Requisitos de oxigênio para a nitrificação

Requisito adotado	4,57	kgO <sub>2</sub> /kgNTK	-
Carga de NTK a ser oxidada	0,0008	kg NTK/d	-
Requisito de oxigênio na nitrificação	0,0034	kgO <sub>2</sub> /d	$Oxigênio_{\text{nitrificação}} = Carga_{NTK} * Req. \text{ adotado} \quad (81)$

#### 8.5 Requisitos de alcalinidade

Carga de alcalinidade requerida	7,1	kgALC/kgNTK	$Req. \text{ alcalinidade} = carga_{\text{alcal.}} * carga_{NTK \text{ ser oxidada}} \quad (82)$
---------------------------------	-----	-------------	--

Requisitos de alcalinidade	0,00536	kg CaCO <sub>3</sub> /d	
----------------------------	---------	-------------------------	--

Alcalinidade presente no efluente	150	mg/L	-
-----------------------------------	-----	------	---

Alcalinidade disponível no efluente	0,00142	kgCaCO <sub>3</sub> /d	$Alcal. \text{ disponível} = Q_{\text{efluente}} * \frac{Alcal. \text{ efluente}}{1000} \quad (83)$
-------------------------------------	---------	------------------------	---

Deficiência de alcalinidade no efluente	0,00394	kgCaCO <sub>3</sub> /d	$Deficiência \text{ alcal.} = Req. \text{ alcalinidade} - Dispon. \text{ alcalinidade} \quad (84)$
---	---------	------------------------	--

Consumo de Hidróxido de Sódio	0,00158	kg NaOH/dia- dissolver a solução 5-10%	$Consumo \text{ NaOH} = \frac{40}{100} * Deficiência_{\text{alcal.}} \quad (85)$
-------------------------------	---------	--	--

Consumo de CAL Hidratada - Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00292	kg Ca(OH) <sub>2</sub> /dia	$Consumo \text{ Ca(OH)}_2 = \frac{74}{100} * Deficiência_{\text{alcal.}} \quad (86)$
--	---------	-----------------------------	--

Fonte: Von Sperling (2002b), Autor.

Tabela 7 - Desnitrificação

Parâmetros	Valores	Unidades	Equações
Percentual da zona anóxica (separada)	25	%	-
Volume preliminar da zona anóxica	0,0037	m <sup>3</sup>	$V_{preliminar} = V * \left(\frac{\% zona anóxica}{100}\right)$ (87)
Fator correção remoção DBOanóx/DBOaer. (p. 314)	70	%	-
Fator de correção para DBO	1,08	-	$Fator\ Corr.\ DBO = \frac{\left(\frac{\% zona anóxica}{100}\right) + \left(1 - \frac{\% zona anóxica}{100}\right)}{\left(\frac{Fator\ Correção\ DBO}{100}\right) * \left(\frac{\% zona anóxica}{100}\right) + \left(1 - \frac{\% zona anóxica}{100}\right)}$ (88)
Volume corrigido do reator aeróbio/anóxico	0,0161	m <sup>3</sup>	$V_{corrigido} = V * Fator\ Correção\ DBO$ (89)
Volume da zona aeróbia corrigida	0,0121	m <sup>3</sup>	$V_{zona\ aeróbia} = V_{corrigido} * \left(1 - \frac{\% zona anóxica}{100}\right)$ (90)
Tempo de retenção hidráulico zona aeróbia	30,68	horas	$TDH_{zona\ aeróbia} = 24 * \left(\frac{V_{zona\ aeróbia\ corr.}}{Q}\right)$ (91)
Volume corrigido da zona anóxica	0,0040	m <sup>3</sup>	$V_{corr.\ zona\ anóxica} = V_{corrigido} * \left(\frac{\% zona anóxica}{100}\right)$ (92)
Tempo de retenção hidráulico zona anóxica	10,23	horas	$TDH_{zona\ anóxica} = 24 * \left(\frac{V_{zona\ anóxica\ corr.}}{Q}\right)$ (93)
Idade lodo corrigida para volume ajustado	27,03	dias	$\theta_{corrigida} = \theta_{fator\ de\ segurança} * Fator\ corr.\ DBO$ (94)
Tempo retenção hidráulico corrigido (Nitrif/desnitrif)	40,9	h	$TDH_{Corrigido} = TDH_{Zona\ aeróbia} + TDH_{Zona\ anóxica}$ (95)
Volume corrigido do reator aeróbio/anóxico (V)	0,0254	m <sup>3</sup>	$Vol.\ Corrigido\ Reator = Vol\ Reator * \left(\frac{TDH_{Corrigido}}{24}\right)$ (96)

Volume do reator (adotado)	0,03	m <sup>3</sup>	
Fator de segurança em relação ao volume adotado do reator (Fs)	18,12	%	$Fator\ Segurança = ((V_{adotado} - V_{Corrigido})/V_{Corrigido}) * 100$ (97)
Massa SSV na zona pré-anóxica	0,008	kgSSV	$Massa\ SSV_{zona\ pré-anóxica} = X_V * V_{corr.\ zona\ anóxica}$ (98)
<b>9.1 Recirculação de nitratos à zona anóxica</b>			
Razão de recirculação de lodo	96,00	%	-
Razão de recirculação interna (aeróbia p. anóxica)	900,00	%	-
Razão de recirculação total	996,00	%	$Razão\ Recirc. = Recirc.\ Lodo + Recirc.\ Int.\ Nitratos$ (99)
<b>9.2 Taxa de desnitrificação específica adotada</b>			
	0,080	mgNO <sub>3</sub> -- N/mgSSV.dia	-
Correção para a temperatura	0,080	kgNO <sub>3</sub> - /kgSSV.d	$Tx\ corrigida_{Temp} = Tx_{desnitriif.} * 1,09^{(T_{cálculo} - T_{referência})}$ (100)
<b>9.3 Cargas de nitrato</b>			
NO <sub>3</sub> produzido na zona aeróbia	0,0008	kg/d	-
NO <sub>3</sub> recirculado à zona anóxica pelo retorno lodo	0,00007	kg/d	$NO3_{ret.\ lodo} = \frac{(NO3_{produzido} * razão_{recirc.\ lodo})}{(razão_{recirc.\ total} + 1)}$ (101)
NO <sub>3</sub> recirc. à zona anóxica pela recirc interna	0,00062	kg/d	$NO3_{rec.\ interna} = \frac{(NO3_{produzido} * razão_{recirc.\ interna})}{(razão_{recirc.\ total} + 1)}$ (102)
NO <sub>3</sub> total recirculado	0,00069	kg/d	$NO3_{total\ recirculado} = NO3_{ret.\ lodo} + NO3_{rec.\ interna}$ (103)
NO <sub>3</sub> passível de redução na zona pré-anóxica	0,00064	kg/d	$NO3_{passiv.\ redução} = Massa\ SSV_{zona\ pré-anóxica} * Tx\ corrigida_{Temp}$ (104)
NO <sub>3</sub> efluente	0,00007	kg/d	$NO3_{efluente} = NO3_{produzido} - NO3_{passível\ redução}$ (105)
Concentração de nitrato efluente	7,29	mg/L	$Conc_{Nitrato\ efl.} = \frac{NO3_{efluente} * 1000}{Q}$ (106)

Eficiência de remoção de nitrato	90,88	%	$Eficiência_{remoção\ nitrato} = 100 * \frac{NO3_{produzido} - NO3_{efluente}}{NO3_{produzido}} \quad (107)$
<b>9.4 Resumo das concentrações de nitrogênio</b>			
Nitrogênio total do afluente	97,00	mg/L	-
Nitrogênio efluente - amônia	2,000	mg/L	-
Nitrogênio efluente - nitrato	7,29	mg/L	-
Nitrogênio total do efluente	9,29	mg/L	$N_{total\ efl.} = Nitrato_{efluente} + Amônia_{efluente} \quad (108)$
<b>9.5 Resumo das eficiências</b>			
Remoção de amônia	97,94	%	-
Remoção de nitrato	90,88	%	-
Remoção de nitrogênio Total	90,43	%	$Remoção_{N\ total} = 100 * \frac{NTK_{bruto} - N_{total\ efluente}}{NTK_{bruto}} \quad (109)$
<b>9.6 Consumo de oxigênio pela desnitrificação</b>			
Consumo na nitrificação	0,00345	kgO <sub>2</sub> /d	$Consumo\ O_{2\ nitrificação} = Requisito\ O_2\ adotado * Carga\ NTK \quad (110)$
Economia O <sub>2</sub> com a desnitrificação	0,00176	kgO <sub>2</sub> /d	$Economia\ O_{2\ nitrificação} = 2,86 * NO_3\ passível\ redução \quad (111)$
Demanda mínima de oxigênio decor desnitrificação	0,00168	kgO <sub>2</sub> /d	$Demanda\ mín._{O_2\ desnitrif\ (dias)} = Consumo\ O_{2\ nitrif.} - Economia\ O_{2\ nitrif.} \quad (112)$
Demanda mínima de oxigênio decor desnitrificação	0,0000186	kgO <sub>2</sub> /h	$Demanda\ mínima_{O_2\ desnitrif\ (horas)} = \left( \frac{Demanda\ mín._{O_2\ desnitrif\ (dias)}}{24} \right) \quad (113)$

Fonte: Von Sperling (2002b), Autor.

Tabela 8 – Remoção Biológica de Fósforo

Parâmetros	Valores	Unidades	Equações
Concentração de SS afluente	310,00	mg/L	-
Concentração de fósforo	16,00	mg/L	-
Concentração de DBO5 afluente	440,00	mg/L	-
Concentração de DBO5 saída reator (adotada)	20,00	mg/L	-
DBO rapidamente biodegradável (adotado)	0,25	-	-
DQO afluente	430,20	mg/L	-
Coefficiente de produção celular (y)	0,600	gSSV/gDBO <sub>5</sub>	-
Coefficiente de respiração endógena (Kd)	0,080	gSSV/gSSV.d	-
Fração biodeg logo após gerar sólidos (SSb/SSV; f' <sub>b</sub> )	0,800	gSSb/gSSV	-
Fração biodegradável sólidos na idade lodo - Relação SSb/SSV (f <sub>b</sub> )	0,571	mgSSb/SSV	$f_b = \frac{f'_b}{1+(1-f'_b)*Kd*\theta_{corrigida}}$ (114)
Relação SSV/SS (esgoto afluente)	0,800	gSSV/gSS	-
Relação SSbiodegrad/SS no esgoto bruto	0,600	gSSb/gSS	-
Oxigênio gasto por sól. biodegrad. destruídos (O <sub>2</sub> /SSb)	1,420	(-)	-
Relação SSV/SS (ao geral os sólidos)	0,900	gSSV/gSS	-
Relação DBO <sub>última</sub> /DBO <sub>5</sub>	1,460	gDBO <sub>u</sub> /gDBO <sub>5</sub>	-
Conc SS efluente (adotado - X <sub>efl</sub> )	30,000	mg/L	-
Conc SSV no efluente (X <sub>vefluente</sub> )	23,100	mg/L	$X_{vefluente} = 077 * X_{efluente}$ (115)
Conc Sólidos biodegradáveis no efluente (X <sub>befl</sub> )	13,20	mg/L	$X_{befluente} = f_b * X_{vefluente}$ (116)
DBO <sub>5</sub> em suspensão no efluente (DBO <sub>5</sub> susp)	12,80	mg/L	$DBO_{5suspens\ao} = \frac{O_2/SSb}{Rela\c\ao\ DBO_{\acute{u}ltima}/DBO_5}$ (117)
DBO <sub>5</sub> solúvel máxima a ser obtida (DBO <sub>5</sub> solúvel)	7,20	mg/L	$DBO_{5\ sol\acute{u}vel} = DBO_{5\ sa\acute{ı}da\ reator} - DBO_{5\ susp}$ (118)

Eficiência do sistema na remoção de DBO (E)	95,45	%	$E = \frac{(DBO_{5\text{ afluyente}} - DBO_{5\text{ saída reator}}) * 100}{DBO_{5\text{ afluyente}}} \quad (119)$
Carga de DBO5 removida na etapa biológica (Sr)	0,0041	kgDBO5/d	$Sr = \frac{(DBO_{5\text{ afluyente}} - DBO_{5\text{ solúvel}}) * Q}{1000} \quad (120)$
<b>Distribuição dos sólidos no tratamento</b>			
<b>Sólidos afluentes ao reator biológico</b>			
Sólidos Suspensos afluentes ao reator (Px)	0,00293	kgSS/d	$P_x = \left( \frac{\text{Conc SSV efluente}}{1000} \right) * Q \quad (121)$
Sólidos Suspensos Voláteis afluentes ao reator (Pxb)	0,002344	kgSSV/d	$P_{xb} = P_x * \text{Relação SSV/SS}_{\text{esgoto afluyente}} \quad (122)$
Sólidos em suspensão biodegr. no esgoto bruto (relação SSb/SSV)	0,001406	kgSSb/d	$\text{Relação}_{SSb/SSV} = P_{xb} * \text{Relação SSbiodegr./SS}_{\text{esgoto bruto}} \quad (123)$
SSV não biodegradáveis (Pxbn)	0,00094	kgSSnb/d	$P_{xbn} = P_{xb} - \text{Relação}_{SSb/SSV} \quad (124)$
Sólidos em suspensão inorgânicos (não voláteis - Pxi)	0,00059	kgSSi/d	$P_{xi} = P_x - P_{xb} \quad (125)$
<b>Sólidos biológicos formados no reator</b>			
Sólidos em suspensão voláteis formados (SSV - Pxbv)	0,002454	kgSSV/d	$(SSV - P_{xbv}) = y * Sr \quad (126)$
Sólidos em suspensão totais formados (Pxbv)	0,002727	kgSS/d	$P_{xbv} = \frac{SSV - P_{xbv}}{\text{Relação SSV/SS}} \quad (127)$
Sólidos em suspensão inorgânicos formados (Pxi)	0,000273	kgSSi/d	$P_{xi} = P_{xbv} - (SSV - P_{xbv}) \quad (128)$
Sólidos em suspensão biodegradáveis formados (Pxb)	0,001402	kgSSb/d	$P_{xb} = (SSV - P_{xbv}) * f_b \quad (129)$
Sólidos em suspensão não biodegradáveis formados (Pxbn)	0,001052	kgSSnb/d	$P_{xbn} = (SSV - P_{xbv}) * P_{xb} \quad (130)$
Sólidos em Susp. Biodeg. destruídos resp endógena (Pxbdest)	0,001309	kgSSb/d	$P_{xb\text{ dest}} = \frac{P_{xb} * Kd * \theta_{\text{corrigida}}}{1 + (f_b * Kd * \theta_{\text{corrigida}})} \quad (131)$

Sól. em susp. biodegradáveis remanescentes (Prod. Líquida-Pxbliq)	0,000093	kgSSb/d	$P_{xb\ líquida} = P_{xb} - P_{xb\ dest} \quad (132)$
Sól. em susp. Voláteis remanescentes (Prod. Líquida-Pxvliquida)	0,001145	kgSSV/d	$P_{xv\ líquida} = P_{xb\ líquida} + P_{xnb} \quad (133)$
<b>Resumo do reator quanto aos sólidos (afluente + produzido reator)</b>			
Sólidos em suspensão inorgânicos (Pxitotal)	0,000859	kgSSi/d	$P_{xi\ total} = P_{xi\ tratametno} + P_{xi\ reator} \quad (134)$
Sól. em suspensão não biodegradáveis (Pxnbttotal)	0,001989	kgSSnb/d	$P_{xnb\ total} = P_{xnb\ tratametno} + P_{xnb\ reator} \quad (135)$
Sól. em suspensão biodegradáveis (Pxbbtotal)	0,000093	kgSSb/d	$P_{xb\ total} = 0 + P_{xb\ líquida} \quad (136)$
Sól em suspensão voláteis (Pxvtotal)	0,002083	kgSSV/d	$P_{xv\ total} = P_{xnb\ total} + P_{xb\ líquida} \quad (137)$
Sól em suspensão totais (Pxtotal)	0,002941	kgSS/d	$P_{x\ total} = P_{xv\ total} + P_{xi\ total} \quad (138)$
Relação SSV/SS resultante	0,71	-	$Relação \frac{SSV}{SS} \text{ resultante} = \frac{P_{x\ total}}{P_{xv\ total}} \quad (139)$
Relação sólidos suspensos produzidos por DBO5 removida (SS/Sr)	0,72	kgSS/kgDBO <sub>5</sub> rem	$Relação \text{ sólido produzidos por DBO5} = \frac{P_{x\ total}}{S_r} \quad (140)$
Taxa de utilização do substrato (U)	0,14	kgDBO <sub>5</sub> /kgSSVTA.d	$U = \frac{(S_r * 1000)}{X_v * V} \quad (141)$
Relação F/M (U)	0,14	kgDBO <sub>5</sub> /kgSSVTA.d	$Relação \frac{F}{M} (U) = \frac{\left( \frac{Conc\ DBO5\ afluente * Q}{1000} \right) * 1000}{X_v * V} \quad (142)$
<b>Remoção de lodo excedente</b>			
SS total produzido	0,002941	kgSS/d	-

SS saindo com o efluente final	0,000284	kgSS/d	$SS_{efluente\ final} = \frac{(Q * X_{efl})}{1000}$ (143)
SS a ser removido do sistema	0,002658	kgSS/d	$SS_{a\ ser\ remov} = SS_{total\ prod} - SS_{efl\ final}$ (144)
Concentração de SSTA no reator	2825	mg/L	$SSTA_{reator} = \frac{X_v}{Relação\ SSV/SS_{resultante}}$ (145)
Volume de lodo a remover diretamente no reator	0,00094	m³/d	$V_{lodo\ remover} = \frac{SS_{a\ ser\ remov} * 1000}{SSTA_{reator}}$ (146)
Concentração de SS no Lodo retorno do dec secundário	5766,7	mg/L	$Conc_{lodo\ dec\ secund.} = SSTA_{reator} * (1 + \frac{1}{Razão_{recirc.\ lodo}})$ (147)
Volume de lodo a remover diretamente no reator	0,00046	m³/d	$V_{lodo\ remover} = \frac{SS_{a\ ser\ remov} * 1000}{Conc_{lodo\ dec\ secundário}}$ (148)
<b>Fração de fósforo nos sólidos em suspensão</b>			
Fator de propensão de remoção de fósforo	15,3		$Fator\ propensão\ rem.\ P = [(0,25 * DQO_{afluente}) * 25] * 0,18$ (149)
Fração de fósforo na biomassa ativa (P/X <sub>a</sub> )	0,34	mgP/mgX <sub>a</sub>	$\frac{P}{X_a} = 0,35 - (0,29 * 0,369004^{(0,242 * fator\ prop.\ remo.\ P)})$ (150)
Relação entre SS ativos e SS voláteis (f <sub>a</sub> )	0,71	mgX <sub>a</sub> /mgX <sub>v</sub>	$f_a = \frac{1}{1 + (0,2 * K_d * \theta_{corrigida})}$ (151)
Fração de P nos SSVoláteis	0,24	mgP/mgSSV	$P\ em\ SSV = f_a * \frac{P}{X_a}$ (152)
Fração de P nos sólidos em suspensão totais	0,17	mgP/mgSS <sub>totais</sub>	$P\ em\ SS_{totais} = Relação\ \frac{SSV}{SS}\ resultante * f_a * \frac{P}{X_a}$ (153)
(este valor acima indica a conc máxima de P nos SSV, nem sempre exequível, logo adota-se abaixo o valor usual de 7%)			
Fração de P nos sólidos em suspensão totais (adotado-usual)	7,0	%	-
Correção cálculos cfe fração P adotada acima	0,099	mgP/mgSS <sub>totais</sub>	$Fração\ P_{corrigida} = \frac{Fração\ P/100}{Relação\ \frac{SSV}{SS}\ resultante}$ (154)

Remoção de fósforo com o lodo excedente	11,98	mgP/L lodo	$RemP_{com\ lodo\ exced.} = \frac{y}{1+(f_b * K_d * \theta_{corr})} * Fração\ P_{corr.} * (Conc\ DBO5_{afl.} - DBO5_{sol})$ (155)
Concentração solúvel de fósforo no efluente tratado	4,02	mgP/L efluente tratado	$Conc.\ P_{soluvel\ efl\ trat} = Conc.\ P - Remoção\ P_{lodo\ exced.}$ (156)
Concentração particulada de fósforo no efluente tratado	2,1	mgP/L efluente tratado	$Conc.\ partic.\ P_{efl.\ trat} = X_{efl} * \frac{Fração\ P\ adotada(\%)}{100}$ (157)
Concentração total de fósforo no efluente tratado	6,12	mgP/L efluente tratado	$Conc.\ tot\ P_{efl.\ trat} = Conc.\ partic.\ P_{efl.\ trat} + Conc.\ P_{soluvel\ efl\ trat}$ (158)
Eficiência de remoção de fósforo	61,75	%	$Eficiência\ remoção\ de\ P = \frac{Conc.\ P - Conc.\ total\ P_{efl.\ trat}}{Conc.\ P} * 100$ (159)

Fonte: Von Sperling (2002b), Autor.



**UNIVATES**

R. Avelino Talini, 171 | Bairro Universitário | Lajeado | RS | Brasil  
CEP 95914.014 | Cx. Postal 155 | Fone: (51) 3714.7000  
[www.univates.br](http://www.univates.br) | 0800 7 07 08 09