



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
Faculdade de Ciências e Tecnologia
Câmpus de Presidente Prudente

CLÓVIS DE OLIVEIRA RUELA
RODRIGO RODRIGUES LONGO

REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO DE EFLUENTES
PROVENIENTES DE ABATEDOUROS DE BOVINOS POR MEIO DE REATOR
AERÓBIO OPERANDO EM BATELADAS SEQUENCIAIS COM ADIÇÃO DE
COAGULANTE QUÍMICO

Presidente Prudente - SP
Novembro/ 2012



**CLÓVIS DE OLIVEIRA RUELA
RODRIGO RODRIGUES LONGO**

**REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO DE EFLUENTES
PROVENIENTES DE ABATEDOUROS DE BOVINOS POR MEIO DE REATOR
AERÓBIO OPERANDO EM BATELADAS SEQUENCIAIS COM ADIÇÃO DE
COAGULANTE QUÍMICO**

Trabalho apresentado ao curso de graduação em Engenharia Ambiental da Faculdade de Ciências e Tecnologia – UNESP – Campus de Presidente Prudente, como parte dos requisitos para a obtenção do Título de Graduação.

Orientadora: Prof^a. Dra. Renata Ribeiro de Araujo

**Presidente Prudente – SP
Novembro/2012**





TERMO DE APROVAÇÃO

Clóvis de Oliveira Ruela e Rodrigo Rodrigues Longo

**"REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E NITROGÊNIO DE EFLUENTES
PROVENIENTES DE ABATEDOUROS DE BOVINOS POR MEIO DE REATOR
AERÓBIO OPERANDO EM BATELADAS SEQUENCIAIS COM ADIÇÃO DE
COAGULANTE QUÍMICO"**

Trabalho de graduação aprovado como um dos requisitos parciais para a obtenção do título de Engenheiro Ambiental da Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho" – Faculdade de Ciências e Tecnologia, *campus* de Presidente Prudente – SP, pela seguinte banca examinadora:

Profa. Dra. Renata Ribeiro de Araújo (Orientadora)

Prof. Dr. Homero Marques Gomes

Profa. Msc. Rosane Freire

Presidente Prudente, 09 de novembro de 2012.

FICHA CATALOGRÁFICA

L845r Longo, Rodrigo Rodrigues. Ruela, Clóvis de Oliveira.
Remoção de matéria orgânica e nitrogênio de efluentes
provenientes de abatedouros de bovinos por meio de reator aeróbio
operando em bateladas sequenciais com adição de coagulante
químico / Rodrigo Rodrigues Longo, Clóvis de Oliveira Ruela. -
Presidente Prudente : [s.n], 2012.
101 f.

Orientador: Renata Ribeiro de Araújo
Trabalho de conclusão (bacharelado – Engenharia Ambiental) -
Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências e Tecnologia
Inclui bibliografia

1. Efluente de abatedouros de bovinos. 2. Reator sequencial por
bateladas. 3. Tratamento de águas residuárias. I. Ruela, Clóvis de
Oliveira. II. Araújo, Renata Ribeiro de . III. Universidade Estadual
Paulista. Faculdade de Ciências e Tecnologia. IV. Título.

Autorizamos a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada à fonte.

AGRADECIMENTOS

Agradecemos aos nossos pais e familiares, que como em todas as fases de nossas vidas, desempenharam papel imprescindível durante os anos de faculdade e na realização deste trabalho.

Aos bons amigos, presentes nos bons e maus momentos, que fazem o papel de família na vida que levamos distantes de nossos familiares.

Aos que contribuíram diretamente para a realização do trabalho, especialmente Bruno Quirino Leal, membro integrante do grupo de pesquisa que deu início as atividades da presente pesquisa.

À orientadora Renata Ribeiro de Araújo, por ter se disponibilizado a nos ajudar no período mais crítico que enfrentamos neste ultimo ano, demonstrando extrema importância, amizade e confiança.

Ao Prof. Javier Francisco Cuba Teran, devido à orientação nos dois anos de pesquisa relacionada ao tema do trabalho.

Às nossas repúblicas “O Barraco” e “Calangos”, e a todos os integrantes que moraram nestas ao longo dos últimos 5 anos.

Aos funcionários da Central de Laboratórios e do Centro de Serviços da FCT/UNESP- Presidente Prudente.

Ao apoio financeiro da FAPESP e PROEX.

“Só se pode alcançar um grande êxito quando nos mantemos fiéis a nós mesmos.”

(Friedrich Nietzsche)

RESUMO

O volume de efluente líquido gerado nos frigoríficos é bastante elevado e não pode ser lançado *in natura* nos corpos d'água devido à sua elevada carga poluidora predominantemente de origem orgânica. Para minimizarem os impactos ambientais de seus efluentes líquidos industriais e atenderem à legislação ambiental local, os frigoríficos devem fazer o tratamento destes efluentes. O presente trabalho tem como objetivo desenvolver o estudo de um reator sequencial por batelada em escala piloto, de forma a otimizar seu desempenho no tratamento de águas residuárias provenientes de um abatedouro de bovinos. O sistema de tratamento utilizado foi desenvolvido e instalado nas dependências do Laboratório de Tratamento de Efluentes da Faculdade de Ciências e Tecnologia da UNESP, campus Presidente Prudente. O procedimento utilizado seguiu o funcionamento dos reatores em batelada sequencial, no qual todos os processos e operações de tratamento ocorrem sequencialmente, em uma única unidade, por meio do estabelecimento de ciclos operacionais específicos, os quais eram compostos pelas seguintes fases separadas: enchimento, reação aeróbica, reação anóxica, sedimentação e esvaziamento. Visando elevar a eficiência do tratamento foi prevista a adição do agente coagulante Policloreto de Alumínio (PAC) no reator, por meio da determinação de sua dosagem ideal por ensaios Jar-test. Foram elaboradas 4 etapas experimentais com ciclos operacionais específicos: etapa 1 ou aclimação (10 horas de aeração, 1 hora e 30 minutos de sedimentação e 30 minutos para troca do efluente), etapa 2 (6 horas de aeração ou fase aeróbia, 4 horas e 45 minutos de agitação ou fase anóxica e 1 hora e 15 minutos para sedimentação e troca de efluente), etapa 3 (2 horas e 30 minutos de aeração, 8 horas e 15 minutos de agitação e 1 hora e 15 minutos para sedimentação e troca) e etapa 4 (2 horas de aeração, 8 horas e 45 minutos de agitação e 1 hora e 15 minutos para sedimentação e troca). Para a avaliação do desempenho do reator para cada uma das quatro etapas do experimento, foi realizado o monitoramento do processo por meio de análises físico-químicas de amostras do efluente bruto e do efluente tratado. A segunda etapa, com fase operacional aeróbia de 6 horas, apresentou melhor eficiência de remoção nas variáveis demanda química de oxigênio, demanda bioquímica de oxigênio e nitrogênio amoniacal em relação às demais etapas, com índices médios de remoção respectivamente de 86%, 74% e 65,4%. Como resultado do aumento do tempo de fase anóxica no sistema notou-se um nível médio de 23,9% de remoção de nitrogênio na quarta etapa experimental, sendo este o valor máximo de remoção obtido para o parâmetro na pesquisa, considerando-se o processo de nitrificação e desnitrificação; também na etapa 4 foram removidos 27,7% de sólidos totais (ST). Em todas as etapas do experimento obtiveram-se elevados valores médios de remoção de fósforo inorgânico e sólidos suspensos totais (SST), devido principalmente à ação do coagulante PAC, sendo que na quarta etapa experimental obteve-se 96,3% de índice médio de remoção de fósforo e na terceira 75% de remoção de SST.

Palavras-chave: Efluente de abatedouro de bovinos. Reator sequencial por batelada. Tratamento de águas residuárias. Lodos ativados. Policloreto de Alumínio (PAC). Remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

ABSTRACT

The volume of liquid effluent generated in cattle slaughterhouses is quite high and cannot be released untreated in water bodies due to its high pollution load of predominantly organic origin. To minimize the environmental impacts of its industrial wastewater and meet the local environmental legislation, abattoirs shall make the treatment of these effluents. The present work aims to develop the study of a reactor by sequential batch pilot scale, in order to optimize their performance in treating wastewater from a cattle slaughterhouse. The treatment system used was developed and installed in the Laboratory of Wastewater Treatment, in Faculty of Science and Technology UNESP, Presidente Prudente campus. The procedure used followed the operation of sequential batch reactors, in which all processes and treatment operations occurring sequentially in a single unit, by establishing specific operating cycles, which comprise the following separated phases: aerobic reaction, anoxic reaction, sedimentation and emptying. Aiming to improve the quality of treatment was planned the addition of coagulant Poly Aluminum Chloride (PAC) in the reactor, by determining their optimal dosage by Jar-test trials. Were prepared four steps with specific operating cycles: step one or acclimatization (10 hour of aeration, one hour and 30 minutes of sedimentation and 30 minutes for exchanging the effluent); step 2 (6 hours of aeration or aerobic phase, 4 hours and 45 minutes of stirring or anoxic phase and 1 hour and 15 minutes for sedimentation and exchange effluent); step 3 (2 hours and 30 minutes of aeration, 8 hours and 15 minutes of stirring and 1 hour and 15 minutes for sedimentation and exchange) and step 4 (2 hours of aeration, 8 hours and 45 minutes of stirring and 1 hour and 15 minutes for sedimentation and exchange). To evaluate the performance of the reactor for each of the four experimental stages, was performed the monitoring of the process through analysis of samples of raw wastewater and treated effluent. The second step with operational phase aerobic of 6 hours showed better removal efficiency about the variables COD, BOD and ammonia nitrogen compared with other steps, with median removal respectively of 86%, 74% and 65.4%. As a result of the increased time in the anoxic phase system was noted an average of 23.9% removal of nitrogen in the fourth experimental step, this being the maximum value obtained for removal of the parameter in the research, considering the process of nitrification and denitrification, also in step 4 were removed 27.7% of total solids (TS). At all steps of the experiment were obtained higher averages of inorganic phosphorus removal and total suspended solids removal (TSS), mainly due to the action of Aluminum polychloride coagulant, being that at the fourth experimental step was obtained 96.3% average rate of phosphorus removal and at the third step was obtained 75% of TSS removal.

Keywords: Effluent of cattle slaughterhouse. Sequential Batch Reactor. Wastewater treatment. Activated sludge. Poly Aluminum Chloride. Removal of organic matter and nitrogen.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Princípio de um ciclo no reator em batelada sequencial. Fonte: COSTA (2005). ..	25
Figura 2. Modelo de Stern para a dupla camada elétrica.	32
Figura 3. Processo produtivo do abatedouro. Fonte: FEITOSA; MONTERO; NAKASIMA (2006).	38
Figura 4. Fluxograma básico do abate de bovinos. Fonte: Adaptado de PACHECO e YAMANAKA (2008).	39
Figura 5. Fluxograma das etapas do tratamento da Linha Vermelha.	42
Figura 6. Fluxograma das etapas do tratamento da Linha Verde.	44
Figura 7. Unidades de tratamento secundário da ETE do frigorífico.	46
Figura 8. Representação esquemática do RBS. Fonte: CORRÊA, 2010.	47
Figura 9. Reator sequencial por batelada.	48
Figura 10. Compressor de ar	48
Figura 11. Difusores de ar.	49
Figura 12. Fotos do sistema de agitação do RSB.	49
Figura 13. Torneiras para esvaziamento do sistema.	50
Figura 14. Timer analógico.	50
Figura 15. Aquecedor com termostato.	51
Figura 16. Ensaio de Jar-test.	54
Figura 17. Ensaio de Jar-test para determinação de dosagem ótima.	61
Figura 18. Evolução da concentração de DQO no ensaio de Jar-test.	62
Figura 19. Evolução da remoção de DQO na etapa de inoculação e aclimação do lodo.	64
Figura 20. Evolução da remoção de N-Amônia na etapa de inoculação e aclimação do lodo.	65
Figura 21. Evolução da remoção de $P-PO_4^{3-}$ na etapa de inoculação e aclimação do lodo.	66
Figura 22. Evolução da remoção de DQO referente ao reator na etapa 2.	67
Figura 23. Evolução da remoção de DBO referente ao reator na etapa 2.	68
Figura 24. Evolução da remoção de $N-NH_4^+$ referente ao reator na etapa 2.	68
Figura 25. Evolução na remoção de Nitrogênio referente ao reator na etapa 2.	70
Figura 26. Evolução da remoção de PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 2.	71
Figura 27. Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 2.	71
Figura 28. Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 2.	72
Figura 29. Perfil temporal do OD referente ao reator na etapa 2.	73
Figura 30. Perfil temporal do pH referente ao reator na etapa 2.	74
Figura 31. Perfil temporal da Temperatura referente ao reator na etapa 2.	75
Figura 32. Perfil temporal da DQO referente ao reator na etapa 2.	76
Figura 33. Perfil temporal do Nitrogênio referente ao reator na etapa 2.	77
Figura 34. Perfil temporal do PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 2.	78
Figura 35. Evolução da remoção de DQO referente ao reator na etapa 3.	79
Figura 36. Evolução da remoção de DBO referente ao reator na etapa 3.	79
Figura 37. Evolução da remoção de $N-NH_4^+$ referente ao reator na etapa 3.	80
Figura 38. Evolução da remoção de Nitrogênio referente ao reator na etapa 3.	81
Figura 39. Evolução da remoção de PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 3.	82
Figura 40. Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 3.	82
Figura 41. Evolução da remoção de Sólidos Suspensos referente ao reator na etapa 3.	83
Figura 42. Perfil temporal do OD referente ao reator na etapa 3.	84
Figura 43. Perfil temporal do pH referente ao reator na etapa 3.	85
Figura 44. Perfil temporal da temperatura referente ao reator na etapa 3.	85
Figura 45. Perfil temporal da DQO referente ao reator na etapa 3.	86
Figura 46. Perfil temporal do Nitrogênio referente ao reator na etapa 3.	87
Figura 47. Perfil temporal do PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 3.	88
Figura 48. Evolução da remoção de DQO referente ao reator na etapa 4.	89

Figura 49. Evolução da remoção de DBO referente ao reator na etapa 4.	90
Figura 50. Evolução da remoção de N-NH_4^+ referente ao reator na etapa 4.....	90
Figura 51. Evolução da remoção de Nitrogênio referente ao reator na etapa 4.....	91
Figura 52. Evolução da remoção de PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 4.	92
Figura 53. Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 4.	93
Figura 54. Evolução da remoção de Sólidos Suspensos referente ao reator na etapa 4.....	93
Figura 55. Comparação entre a eficiência do reator nas etapas experimentais 2, 3 e 4.....	95

LISTA DE QUADROS

Quadro 1. Características do Policloreto de Alumínio (PAC).....	35
Quadro 2. Efluentes líquidos gerados por cada setor do frigorífico.	40
Quadro 3. Segregação do efluente líquido de acordo com as linhas de tratamento	41
Quadro 4. Condições operacionais gerais do RSB.	52
Quadro 5. Parâmetros de monitoramento do RBS e métodos analíticos utilizados.	57
Quadro 6. Especificações das amostras coletadas para o perfil temporal da segunda etapa experimental.	59
Quadro 7: Especificações das amostras coletadas para o perfil temporal da terceira etapa experimental.	59

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Concentrações médias de poluentes em efluentes de abatedouros bovinos e suínos.	18
Tabela 2. Parâmetros de análises no ensaio de Jar-test.	61
Tabela 3. Características físico-químicas do efluente da indústria de abate de bovinos de Presidente Prudente/SP.	63
Tabela 4. Comparação do desempenho do reator nas diferentes etapas experimentais.	94

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

% – Porcentagem	NaOH – Hidróxido de Sódio
°C – Graus Celsius	N-NH ₄ ⁺ - Nitrogênio Amoniacal
Al ³⁺ – Íon alumínio	N-NO ₂ ⁻ - Nitrito
Al(OH) ₃ – Hidróxido de Alumínio	N-NO ₃ ⁻ - Nitrato
C ₅ H ₇ NO ₂ – Glicose	NTU – Nephelometric Turbidity Units (Unidades Nefelométricas de Turbidez)
cm – Centímetros	O ₂ – Gás oxigênio
CO ₂ – Gás carbônico	OAP – Organismos Acumuladores de Fósforo
CV – Cavalo Vapor	OD – Oxigênio Dissolvido
DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio	P – Fósforo
DQO – Demanda Química de Oxigênio	PAC – Policloreto de Alumínio
DQO ₅ – Demanda Química de Oxigênio em 5 dias	pH – Potencial Hidrogeniônico
E.L.: Efluente Líquido	PHB – Poli-hidroxi-butirato
ETE – Estação de Tratamento de Esgoto	P-PO ₄ ³⁻ – Fósforo Inorgânico
FCT – Faculdade de Ciências e Tecnologia	PO ₄ ³⁻ – Ortofosfato
Fe(OH) ₃ – Hidróxido de Ferro III	rpm – Rotações Por Minuto
G _f – Gradiente de floculação	RSB – Reator Sequencial em Batelada
g.cm ⁻³ – Gramas por centímetro cúbico	s – Segundo
H ₂ O – Água	SSF – Sólidos Suspensos Fixos
HCl – Ácido Clorídrico	SST – Sólidos Suspensos Totais
hp – Horse-power	SSV – Sólidos Suspensos Voláteis
KOH - hidróxido de potássio	ST – Sólidos Totais
m ² – Metros quadrados	STF – Sólidos Totais Fixos
mg.L ⁻¹ – Miligrama por litro	STV – Sólidos Totais Voláteis
min – Minuto	T _f – Tempo de floculação
mmHg – milímetro de mercúrio	T _{sed} – Tempo de sedimentação
Mg(OH) ₂ – Hidróxido de Magnésio	UNESP – Universidade Estadual Paulista
N – Nitrogênio	W – Watts
Na ₂ CO ₃ - Carbonato de Sódio	µg/L – Micrograma por litro
NaHCO ₃ - Bicarbonato de Sódio	

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	15
2	OBJETIVOS	17
2.1	Objetivo geral.....	17
2.2	Objetivos específicos.....	17
3	FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	18
3.1	Efluentes industriais provenientes de abatedouros de bovinos.....	18
3.2	Processos de tratamento de águas residuárias	20
3.2.1	Tratamento biológico aeróbio	22
3.2.2	Tratamento biológico anaeróbio	23
3.3	Reator sequencial por batelada.....	24
3.4	Remoção biológica do nitrogênio	26
3.5	Remoção biológica do fósforo	27
3.6	Produção de lodo	28
3.7	Coagulação química.....	30
3.7.1	Sistemas coloidais	31
3.7.2	Dupla camada elétrica.....	31
3.8	Mecanismos de coagulação	33
3.8.1	Compressão da Dupla camada Difusa.....	33
3.8.2	Neutralização-adsorção das cargas.....	33
3.8.3	Varredura	34
3.8.4	Formação de Pontes	34
3.9	Coagulante: Policloreto de Alumínio (PAC).....	34
3.10	Floculação e sedimentação	36
3.11	Processo produtivo de abatedouro de bovinos	38
3.11.1	Geração dos efluentes industriais.....	39
3.11.2	Linha vermelha	41
3.11.3	Linha verde.....	43
4	MATERIAIS E MÉTODOS	46
4.1	Coleta do efluente pré-tratado do frigorífico	46
4.2	Descrição do sistema de tratamento utilizado na pesquisa	47
4.3	Operação do sistema	51
4.3.1	Aplicação de coagulante químico	53
4.4	Descrição das etapas do experimento.....	54
4.4.1	Etapa 1: Inoculação e aclimação do lodo.....	55
4.4.2	Etapa 2: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 6 horas	55

4.4.3	Etapa 3: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas e 30 minutos	56
4.4.4	Etapa 4: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas	56
4.5	Monitoramento do processo de tratamento	56
4.6	Eficiência de remoção de poluentes	58
4.7	Levantamento de perfis temporais.....	59
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	61
5.1	Ensaio <i>Jar-Test</i> e dosagem do coagulante PAC	61
5.1.1	Efeito da adição do coagulante PAC nas etapas experimentais	63
5.2	Etapa 1: Inoculação e aclimação do lodo	63
5.3	Etapa 2: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 6 horas	66
5.3.1	Perfil temporal referente à etapa de desempenho do reator com fase operacional aeróbica de 6 horas	72
5.5	Etapa 3: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas e 30 minutos.....	78
5.5.1	Perfil temporal durante a etapa de desempenho do reator com fase operacional aeróbica de 2 horas e 30 minutos	83
5.6	Etapa 4: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas	89
5.7	Levantamento dos diferentes desempenhos de remoção.....	94
6	CONCLUSÕES.....	97
7	BIBLIOGRAFIA	99

1 INTRODUÇÃO

A água doce é um recurso que não pode ser aumentado na natureza e a sua demanda sofre um aumento expressivo com o crescimento da população e dos meios de produção; é de vital importância ter consciência da necessidade da preservação de sua qualidade e de um gerenciamento racional dos recursos hídricos disponíveis.

Em regiões urbanas as principais formas de poluição ambiental são os esgotos domésticos e os efluentes industriais. Este tipo de ação acarreta o despejo de matéria orgânica e nutrientes na água em quantidades superiores a sua capacidade de autodepuração. Desta forma, um ramo da área ambiental que tem se expandido rapidamente é o de tratamento de efluentes, visto a necessidade de sua aplicação.

O acelerado e dinâmico desenvolvimento da sociedade têm alterado os produtos, as formas de produção e os resíduos gerados; este ritmo está trazendo passivos ambientais que devem receber atenção, pois graves problemas ambientais podem ser gerados.

Pode-se citar neste contexto a indústria da carne, segundo dados divulgados pelo IBGE, o 1º trimestre de 2009 registrou o abate de 6,446 milhões de cabeças de bovinos em frigoríficos; São Paulo é o segundo maior Estado detentor de estabelecimentos fiscalizados para esta atividade, perdendo apenas para o Estado do Mato Grosso.

A prática de abate de bovinos gera um volume muito elevado de resíduos, sendo esses sólidos e líquidos. As águas residuárias desse processo contêm grandes quantidades de sangue, gordura animal, fezes bovinas e detritos de órgãos e tecidos. O grande volume de resíduo líquido descrito é explicado pelo fato de se utilizar um volume de água igualmente grande para o abate, calculado entre 1,5 e 2,5 m³ de água por animal (CETESB, 1993).

Devido à sua quantidade, o volume de efluente líquido gerado em frigoríficos não pode ser lançado *in natura* nos copos d'água, em função de sua elevada carga poluidora predominantemente de origem orgânica (MATA-ÁLVAREZ et al, 2007). A consequência é uma potencial alteração na distribuição das espécies animais e vegetais aquáticos, e por conseguinte, interferência na biodiversidade e a eutrofização de reservatórios (MARTINELLI et al., 2002).

O tratamento dos efluentes e dos resíduos provenientes das indústrias de carnes tem sido uma das grandes preocupações do setor agroindustrial brasileiro e mundial, principalmente em decorrência das restrições impostas à sua reutilização, bem como às questões ambientais relacionadas (VIRMOND, 2007).

Hoje em dia várias são as operações unitárias destinadas ao tratamento de efluentes industriais. O sistema de tratamento em reatores sequenciais em batelada (RSB) se tornou mais difundido e aplicado ao tratamento de esgoto doméstico e industrial a partir

da década de 80 do século passado. O aumento do número de sistemas de tratamento a partir de lodos ativados em batelada se deve ao avanço da preocupação com o lançamento de nutrientes no meio ambiente e ao melhor conhecimento do processo (SANTOS, 2005). Segundo DIONISI et al., (2001), nesse tipo de processo de tratamento de água são alcançados alta velocidade ou baixo tempo de detenção, bom controle de volume e alta remoção de nutrientes.

Diante do contexto, evidencia-se a importância do estudo de reatores sequencias em batelada para o tratamento de efluentes da indústria da carne.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

O objetivo principal deste trabalho é desenvolver o estudo de um reator sequencial por batelada em escala piloto, de forma a otimizar seu rendimento no tratamento de águas residuárias provenientes de um abatedouro de bovinos por meio da aplicação de Policloreto de Alumínio (PAC).

2.2 Objetivos específicos

- Avaliar diferentes tempos de ciclo para as fases aeróbia e anóxica, com o objetivo de se aferir sobre o melhor desempenho do reator;
- Efetuar o estudo de diferentes ciclos operacionais do RSB, assim como de variáveis físicas e químicas designadas para expressar a eficiência do tratamento;
- Aplicar coagulante químico e avaliar o efeito da presença deste sobre o desempenho do sistema em termos de remoção de matéria orgânica e nutrientes.

3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

3.1 Efluentes industriais provenientes de abatedouros de bovinos

O Brasil tornou-se o maior exportador mundial de carne bovina nos últimos anos, o que caracteriza uma alta demanda pelo produto e elevadas taxas de abate no país. O rebanho bovino brasileiro está em torno de 198,5 milhões de cabeças, em 2006, com uma taxa de abate de 22,28% que corresponde a 44,4 milhões de cabeça de gado abatido. Considerando-se uma população de cerca de 185,2 milhões de habitantes para este ano, tem-se mais de um bovino por habitante, no Brasil (CNPIC, 2006).

O processo industrial de processamento de carne utiliza quantidades elevadas de água, o que acarreta grandes volumes de efluentes – 80 a 95 % da água consumida é descarregada como efluente líquido; a parte remanescente é um efluente com alto valor biológico e demanda química de oxigênio, alto teor de gordura e altas concentrações de resíduo seco, sedimentar e total de material particulado em suspensão, bem como nitrogênio e cloretos. Uma vez que as águas residuais contêm quantidades significativas de proteínas, o resíduo se decompõe facilmente e emite odores. Pode também conter microrganismos patogênicos, ovos de ascaris e parasitas intestinais (SROKA,2004).

Na Tabela 1 são apresentados valores médios de parâmetros físico-químicos característicos de efluentes gerados em abatedouro bovinos. Verifica-se que esses efluentes são ricos em nutrientes e matéria orgânica.

Tabela 1. Concentrações médias de poluentes em efluentes de abatedouros bovinos e suínos.

Parâmetros (mg.L⁻¹)	Abate Bovino
Demanda bioquímica de oxigênio (DBO)	2.000,0
Demanda química de oxigênio (DQO)	4.000,0
Sólidos suspensos	1.600,0
Nitrogênio total	180,0
Fósforo total	27,0
Óleos e graxas	270,0
pH	7,2

Fonte: PACHECO e YAMANAKA (2008).

Segundo Vilas Boas et al (2001), os efluentes de matadouros e frigoríficos são compostos por grande quantidade de sangue, fragmentos de tecidos e gorduras que são liberados durante o processo de abate. Desta forma, possuem altos valores de DBO e DQO, sólidos em suspensão, graxas e material flotável. Os efluentes de graxarias, se existirem na unidade industrial, também apresentam altos valores de DBO e DQO. O sangue tem a DQO mais alta de todos os efluentes líquidos gerados no processamento de carnes. Sangue líquido bruto tem uma DQO em torno de 400 g.L^{-1} , uma DBO de aproximadamente 200 g.L^{-1} e concentração de nitrogênio em torno de 30 g.L^{-1} . Em média tem-se por cabeça de gado em torno de 1 a 5 kg de DBO, 0,25 a 1 kg de nitrogênio e 0,03 a 0,1 Kg de fósforo total (PACHECO, 2006).

Na fabricação de derivados de carne, estão incluídas operações que geram despejos contendo sangue, tecidos, gorduras e outras substâncias. As perdas de soluções de cura, contendo grandes quantidades de sais e outros produtos como dextrose, contribuem para os despejos principalmente com matéria orgânica, cloretos, nitratos e nitritos. Além disto, as operações de limpeza e sanitização agregam substâncias derivadas dos detergentes e sanitizantes aos efluentes líquidos. Uma estimativa de carga orgânica em águas residuárias de uma indústria de processamento de carnes, incluindo corte e desossa da matéria-prima, é de 5,2 a 6,7 Kg DBO.t⁻¹ peso vivo (PACHECO, 2006).

Segundo o Guia Técnico Ambiental de Frigoríficos da CETESB (2008), para minimizarem os impactos ambientais de seus efluentes líquidos industriais e atenderem à legislação ambiental local, os frigoríficos devem fazer o tratamento destes efluentes. A estratégia principal consiste inicialmente em segregar os efluentes em duas linhas: a “linha verde”, que recebe os efluentes gerados na recepção dos animais e a “linha vermelha”, que trata os efluentes do abate. Os processos iniciais de tratamento aplicados às linhas consistem em remoção de sólidos grosseiros por meio de grades e/ou peneiras, caixa de gordura e flotadores/decantadores. Os efluentes das linhas de tratamento são reunidos posteriormente no tratamento biológico, usualmente constituído por lagoas ou reatores anaeróbios de manta de lodo. Pode ainda às vezes ser necessário o tratamento terciário destes efluentes, promovendo remoção suplementar de sólidos, dos nutrientes nitrogênio e fósforo e de organismos patogênicos.

O controle do lançamento de efluentes é limitado pela classificação da água em função dos padrões de qualidade (CONAMA 375, 2005). Desta maneira, é essencial o estudo das características das águas residuárias a serem tratadas e da qualidade do efluente que se deseja lançar no corpo receptor. As águas residuárias oriundas de matadouros de bovinos são de natureza orgânica, tornando-se favoráveis ao tratamento biológico, sendo possível a utilização de qualquer processo de tratamento. A limitação da

escolha do processo ficará por conta da disponibilidade de área, custos de construção e operação, e padrões de lançamento previstos.

3.2 Processos de tratamento de águas residuárias

O sistema de tratamento de águas residuárias é o conjunto de unidades sequencialmente dispostas onde se desenvolvem operações e processos unitários (sedimentação, filtração, desinfecção, entre outros). As operações podem ser físicas, para a separação dos resíduos sem alterar a natureza química destes; ou, químicas e biológicas, quando a alteram.

Os diversos tipos de tratamento são classificados segundo os princípios físicos, químicos e biológicos. Os processos físicos são utilizados principalmente para remoção de sólidos suspensos nas águas residuárias, mas também tem a função de equalizar e homogeneizar um efluente. Para realização desse processo são utilizadas grades, peneiras, caixas de areia, decantadores, filtros de areia, adsorção e, carvão ativado, entre outros. Já os processos químicos, baseiam-se no uso de substâncias para alterar as características de um elemento ou substância, modificar seu estado ou aumentar a eficiência de sua remoção. Quase sempre estes processos são utilizados em conjunto com processos físicos e, quando necessário, com processos biológicos. As seguintes etapas os descrevem o processo químico para tratamento de águas residuárias: principais: coagulação e floculação, precipitação química, oxidação, cloração e correção do pH.

Nos processos biológicos ocorre a degradação do substrato por meio da ação de microrganismos aeróbios ou anaeróbios. Estes processos tentam reproduzir os fenômenos que ocorrem na natureza, porém buscando-se a máxima eficiência em relação ao tempo, custo e área. Geralmente os processos biológicos apresentam menor custo, pois se baseiam na degradação por microrganismos, principalmente as bactérias, que estabilizam a matéria orgânica biodegradável em condições controladas (UTSUMI & FIGUEIRA, 2008).

Os processos de tratamento biológico reproduzem, de certa maneira, os mecanismos naturais que ocorrem em um corpo d'água após o lançamento de despejos. No corpo d'água, a matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados inertes por processos químicos e físicos, assim chamado de fenômeno de autodepuração (VON SPERLING, 1996a).

Em uma estação de tratamento de efluente esses fenômenos básicos ocorrem, mas a diferença é que há em paralelo a introdução de tecnologia. Essa tecnologia tem como objetivo fazer com que o processo de depuração se desenvolva em condições controladas (controle da eficiência) e em taxas de conversão química mais elevadas (solução mais compacta) (VON SPERLING, 1996a).

A atividade biológica de remoção dos contaminantes atua principalmente nas substâncias orgânicas biodegradáveis, coloidais ou dissolvidas da água residuária, mediante a sua conversão em gases que escapam para a atmosfera e em biomassa extraída mediante sedimentação. Pode-se utilizar essa atividade também para remoção de nutrientes (CAMPOS, 2002).

Um sistema de tratamento por processo biológico amplamente utilizado, a nível mundial, é o de lodos ativados. Este é empregado para tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações que são necessários uma elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área. Sua estrutura é composta por unidades de aeração, decantação e recirculação de lodo, sendo que no reator ou unidade de aeração ocorrem as reações bioquímicas de remoção de matéria orgânica e, em determinadas condições, pode ser adaptado para incluir remoções biológicas de nitrogênio e fósforo; a biomassa se utiliza do substrato presente no esgoto bruto para se desenvolver (VON SPERLING, 2002d).

Existem diversas variantes do processo de lodos ativados. Dentro deste conceito, têm-se as seguintes divisões dos sistemas: quanto à idade do lodo, quanto ao fluxo e quanto ao afluente à etapa biológica do sistema de lodos ativados. Estes também podem ser classificados em função da idade do lodo, em uma das seguintes principais categorias: Aeração modificada, lodos ativados convencional e aeração prolongada. Esta classificação segundo a idade do lodo se aplica, tanto para sistemas de fluxo contínuo, quanto para os sistemas de fluxo intermitente ou batelada (VON SPERLING, 2002d).

A etapa biológica do sistema de lodos ativados (reator biológico e decantador secundário) pode receber esgotos brutos (usualmente na modalidade de aeração prolongada), efluentes de decantadores primários (concepção clássica de lodos ativados convencional), efluentes de reatores anaeróbios e efluente de outros processos de tratamento de esgotos como tratamento físico-químico ou filtros biológicos grosseiros, para polimento adicional do efluente (VON SPERLING, 2002d).

Normalmente, as bactérias existentes neste sistema pertencem aos gêneros *Pseudomonas*, *Zoogloea*, *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Bdellovibrio*, *Mycobacterium*, bactérias nitrificantes como *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, podendo ainda existir bactérias filamentosas de várias espécies. Além dos decompositores, outros microrganismos aparecem no lodo ativado, alimentando-se das bactérias dispersas no meio. Dentro destes últimos, realçam-se os protozoários e os pequenos metazoários, bem como os rotíferos, os nematódeos e os gastrotríquios (GARCIA & MOURA, 2008).

No tanque de aeração dos sistemas de lodos ativados, devido à entrada contínua de alimento, na forma de DBO dos esgotos, os microrganismos crescem e se reproduzem continuamente. Caso fosse permitido que a população dos mesmos crescesse indefinidamente, eles tenderiam a atingir concentrações excessivas no tanque, dificultando a

transferência de oxigênio a todas as células. Ademais, a unidade de decantação ficaria sobrecarregada, e os sólidos não teriam mais condições de sedimentar satisfatoriamente, vindo a sair com o efluente final, deteriorando sua qualidade. Para manter o sistema em equilíbrio, é necessário que se retire aproximadamente a mesma quantidade de biomassa que é aumentada por reprodução. Este é, portanto, o lodo biológico excedente, que pode ser extraído diretamente do reator ou da linha de recirculação (VON SPERLING, 2002d). O crescimento e sustentação da biomassa podem ocorrer por mecanismos de crescimento aderido ou em suspensão, ou ainda nas duas formas simultaneamente. No crescimento disperso, não há meio suporte para a biomassa, já em mecanismo de crescimento aderido existe uma estrutura de sustentação para os microrganismos, formando um biofilme (UTSUMI & FIGUEIRA, 2008).

O processo biológico, não importando a especificidade do sistema de tratamento, exige intenso monitoramento, pois este depende do crescimento bacteriano que apresenta alto grau de sensibilidade em relação às variações do ambiente externo. Devido a isso, os processos anaeróbios e aeróbios são de difícil controle e operação (AMORIM & DADAMO, 2008).

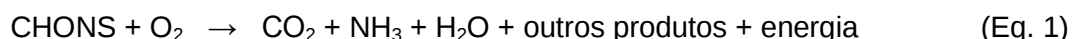
3.2.1 Tratamento biológico aeróbio

O processo aeróbio é um processo de respiração de oxigênio no qual o oxigênio livre é o único aceptor de elétrons, sendo o oxigênio reduzido e o carbono oxidado. Esse processo tem como objetivo obter energia necessária para síntese de tecido celular novo (CAMPOS 2002).

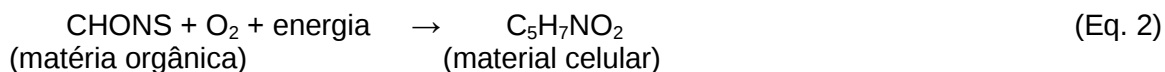
Metabolismo é o termo que denomina as diversas reações através das quais as células processam o alimento obtendo energia e compostos para constituição de novas células. A sequência de reações de desagregação que produzem energia e constroem “blocos” para biossíntese são denominadas coletivamente de catabolismo, enquanto as reações de biossíntese constituem o anabolismo. No catabolismo, a energia armazenada em forma química nos compostos orgânicos (substrato) é liberada, sendo convertida no anabolismo em material celular em sua atividade metabólica de crescimento.

Pode-se concluir que o metabolismo bacteriano pode ser dividido em duas fases distintas: o catabolismo onde ocorre a oxidação do material orgânico pelo oxigênio e a produção de compostos de baixo conteúdo energético, e o anabolismo em que ocorre a síntese do material celular. As equações (1) e (2) ilustram o metabolismo desse processo (CAMPOS, 2002):

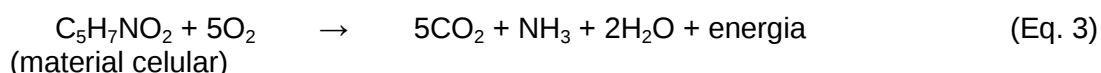
Catabolismo:



Anabolismo:



No entanto, na ausência de matéria orgânica, a célula irá respirar endogenamente e se converterá a produtos gasosos e energia para manutenção. Somando-se as equações 1 e 2, tem-se a equação simplificada da oxidação da matéria orgânica (3) (CAMPOS, 2002):



Ainda segundo Campos (2002), pode-se observar que a matéria orgânica é utilizada como fonte energética no catabolismo e como fonte material no anabolismo. Os dois processos são interdependentes, sem o anabolismo a vida dos microrganismos seria impossível. Por outro lado, o anabolismo é um processo que requer energia e o microrganismo a obtém via oxidação catabólica.

De acordo com PONEZI (2000), no processo aeróbio procura-se intensificar a proliferação de certos microrganismos, especialmente bactérias que além da propriedade de oxidar aerobicamente a matéria orgânica, possui característica de importância especial para este tipo de tratamento, que é a de formar massas capazes de absorver partículas em suspensão.

Entre os processos de tratamento de efluentes que utilizam aeração encontram-se as lagoas aeradas, os sistemas de lodos ativados e suas variantes, os biofiltros aerados e processos mais específicos (VON SPERLING, 1996b).

3.2.2 Tratamento biológico anaeróbio

O processo biológico da digestão anaeróbia tem como função promover, na ausência de oxigênio, a transformação de compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em produtos mais simples como o metano e o gás carbônico. Microrganismos com a função de digerir esses compostos possuem características únicas e diferentes dependendo de cada etapa do processo que será descrito posteriormente.

Nas últimas décadas o desenvolvimento de novas técnicas e reatores fundamentados no processo anaeróbio, vem provocando mudanças profundas na concepção dos sistemas de tratamento de águas residuárias. Esse sucesso deve-se a dois

fatores principais: reatores com um poder de digestão de matéria orgânica maiores do que era comum para se tratar de um sistema anaeróbio e também pela a evolução dos conhecimentos dos processos envolvidos, que ocasionou um aumento na eficiência dos reatores, existem reatores que já alcançam marcas superiores a 70% de remoção em diversos parâmetros indicadores de poluição (CAMPOS et al, 1999)

A digestão anaeróbia segundo Campos et al, 1999 possui as seguintes etapas:

- Hidrólise: a matéria orgânica é convertida em compostos dissolvidos de menor peso molecular. Ocorre a interferência de exo-enzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. Na maioria dos casos a velocidade de hidrólise pode ser a limitante para todo o processo.
- Acidogênese: compostos provenientes da hidrólise são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretadas como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos de cadeia curta (AGV), alcoóis, ácido lático e compostos minerais como CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S etc.
- Acetogênese: é a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para a produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.
- Metanogênese: o metano é produzido pelas bactérias acetotróficas, a partir da redução de ácido acético, ou pelas bactérias hidrogenotróficas, a partir da redução de dióxido de carbono.

Em reatores anaeróbios não ocorre uma oxidação completa, como nos sistemas aeróbios, porque a degradação ocorre com a formação de metano, e este possui baixa solubilidade na água, sendo efetivamente removido da fase líquida do processo (CAMPOS, 2002).

O tratamento anaeróbio de esgotos domésticos mostra-se eficiente em termos de remoção de matéria orgânica, mas apresenta problemas, entre outros, relacionados com o conteúdo de nitrogênio e fósforo que acarretam obstáculos para a disposição final do efluente em corpos d'água (CYBIS & PICKBRENNER, 2001).

3.3 Reator sequencial por batelada

O reator sequencial por batelada (RSB) é uma modificação do sistema de lodos ativados convencional, em que as diferentes etapas de tratamento ocorrem dentro de um mesmo tanque (MESQUITA et al., 2006). O princípio do processo de lodos ativados por batelada consiste na incorporação de todas as unidades de processos e operações normalmente associadas ao tratamento convencional de lodos ativados, quais sejam decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, em um único tanque.

Isso é conseguido por meio do estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas (VON SPERLING, 2001c). Com isso, esses processos e operações tornam-se simplesmente seqüências no tempo, e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo.

A Figura 1 representa as etapas do tratamento através de um sistema de Lodos Ativados por Batelada.

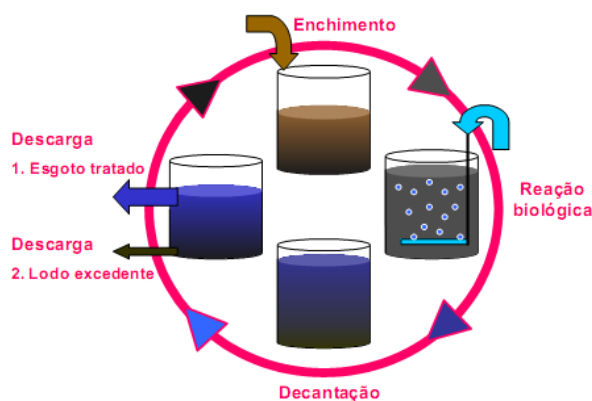


Figura 1. Princípio de um ciclo no reator em batelada sequencial. Fonte: COSTA (2005).

Os ciclos normais de tratamento, com seus respectivos detalhamentos, são descritos abaixo (METCALF and EDDY, 2003):

- Período de Enchimento: intervalo de tempo necessário para o enchimento do efluente bruto, podendo-se iniciar a mistura e/ou aplicação de ar, conforme o tipo de remoção desejado, no despejo a ser tratado. É interessante observar que antes do período de enchimento, o tanque já contém uma população de organismos ativa e considerável;
- Período de Reação: tempo necessário para ocorrerem as reações desejadas no tratamento, como por exemplo, a oxidação da matéria orgânica, a síntese celular e a nitrificação do efluente. O fornecimento do ar e/ou a mistura mecanizada podem ser ajustados para completar as reações desejadas;
- Período de Sedimentação ou Decantação: intervalo de tempo necessário para que ocorra a separação física do material sólido do material líquido, devido à paralisação do sistema de mistura e da aeração, deixando a água clarificada na parte superior do tanque. Deve-se tomar cuidado para não se prolongar o período de sedimentação, a fim de que o lodo sedimentado não flote para a superfície, devido à anaerobiose, que provoca a formação de gases, principalmente o N_2 ;
- Período de Drenagem ou Descarga: o efluente clarificado é retirado durante a fase de esvaziamento ou drenagem;

- Período de Repouso: tempo em que o lodo permanece em repouso após a descarga do efluente tratado e antes do novo enchimento. Neste período geralmente são feitas as operações de descarte do excesso de lodo.

Uma das características do RSB corresponde à versatilidade de operação, visto que é possível se manipular a duração, quantidade e sequências de etapas de um ciclo, sendo o tempo de duração a variável mais importante do dimensionamento (BARBOSA, 2004).

Deste modo, a duração pode se ajustar em função das diferenças de vazão afluente, das necessidades de tratamento e das características da água residuária e da biomassa no sistema (VON SPERLING, 2002d).

3.4 Remoção biológica do nitrogênio

A remoção biológica do nitrogênio consiste na oxidação da matéria nitrogenada, ou seja, a amônia é transformada em nitritos e estes em nitratos, no fenômeno denominado nitrificação. Na redução dos nitratos, onde em condições anóxicas estes são utilizados por microrganismos heterotróficos como aceptor de elétrons, denominando desnitrificação.

Segundo Von Sperling (2002d) a remoção biológica de nitrogênio é alcançada em condições de ausência de oxigênio e na presença de nitratos. Nestas condições, um grupo de bactérias utiliza nitratos no seu processo respiratório, convertendo-os a nitrogênio gasoso pelo processo de desnitrificação, que é liberado na atmosfera. Para se alcançar esse processo em sistema de lodos ativados são necessárias modificações em seu funcionamento, precisamente por meio da incorporação de uma etapa anóxica após a etapa de reação aeróbia.

Num sistema de remoção biológica de nitrogênio, a nitrificação é o processo controlado por duas razões: (1) as bactérias oxidantes de amônia representam cerca de 2% da massa biológica e sofrem de diversidade funcional. (2) As bactérias oxidantes de amônia exigem condições de crescimento extremas e são sensíveis às condições do meio ambiente (DUMMER, 2008).

As bactérias nitrificantes e desnitrificantes são sensíveis a alguns fatores ambientais e operacionais, incluindo temperatura, pH, oxigênio dissolvido e substâncias tóxicas ou inibidoras (Von Sperling, 2002d). Esses fatores devem ser monitorados em um sistema de remoção de nitrogênio, uma vez que podem influenciar diretamente na cinética da nitrificação e desnitrificação e afetar a atividade enzimática e a velocidade de crescimento, diminuindo assim, a eficiência do processo.

3.5 Remoção biológica do fósforo

O fósforo nos esgotos apresenta-se apenas na forma de fosfato (Sedlak, 1991). As principais formas de fosfato nos esgotos são: fósforo inorgânico, representado por ortofosfato e polifosfato e, fósforo orgânico.

Os ortofosfatos são diretamente disponíveis para o metabolismo biológico sem necessidade de conversões a formas mais simples. A forma em que os ortofosfatos se apresentam na água depende do pH. Tais incluem PO_4^{3-} , HPO_4^{2-} , H_2PO_4^- , H_3PO_4 . Em esgotos domésticos típicos a forma predominante é o HPO_4^{2-} .

Os polifosfatos são moléculas mais complexas com dois ou mais átomos de fósforo. Os polifosfatos podem ser convertidos a ortofosfatos pelo mecanismo de hidrólise.

O fósforo orgânico é normalmente de menor importância nos esgotos domésticos típicos, mas pode ser importante em águas residuárias industriais e lodos oriundos do tratamento de esgotos. No tratamento de esgotos o fósforo orgânico pode ser convertido a ortofosfatos, mas para tal é necessária uma oxidação completa de matéria orgânica (Orhon & Artan, 1994).

As fontes e quantidades de fósforo nos esgotos são bastante variadas, sendo influenciadas pela presença de despejos industriais, cargas não pontuais e pelos detergentes. Estes últimos influenciam significativamente os teores de fósforo nos esgotos, podendo ser responsáveis pela metade da contribuição de fósforo pelos esgotos domiciliares. Tal fato justifica a existência de legislações restritivas a concentração do fósforo nos detergentes, com a finalidade de diminuir a concentração deste no esgotos domésticos.

A remoção biológica de fósforo se refere à retirada desse elemento em quantidades maiores do que a necessidade metabólica dos microrganismos especializados denominados Organismos Acumuladores de Fósforo (OAPs). A bactéria mais frequentemente citada como uma importante OAP tem sido a *Acinetobacter*.

Desta forma, a capacidade de remoção biológica de fósforo de um sistema está diretamente relacionada com a fração de *Acinetobactérias* presentes no lodo biológico. Uma condição fundamental para esse processo é a alternância de estágios anaeróbios e aeróbios, de forma que os microrganismos construam seus componentes internos de armazenamento de energia, moléculas orgânicas e polifosfatos. A modificação incorporada ao processo do RSB para a remoção de fósforo se baseia então na criação de uma sequência de condições anaeróbias, seguida de condições aeróbias, desde que haja a presença de suficiente matéria orgânica rapidamente biodegradável durante a fase anaeróbia.

A zona anaeróbia é considerada um seletor biológico para os microrganismos acumuladores de fósforo. Esta zona propicia uma vantagem em termos de competição para os organismos armazenadores de fósforo, já que eles podem assimilar o substrato nesta zona antes de outros microrganismos, não armazenadores de fósforo. Desta forma, essa zona anaeróbia permite o desenvolvimento ou seleção de uma grande população de organismos armazenadores de fósforo no sistema, os quais absorvem apreciáveis quantidades de fósforo do meio líquido, sendo removido do sistema como lodo excedente (VON SPERLING, 2002d).

Em condições anaeróbias, parte da matéria orgânica facilmente biodegradável (DBO solúvel) é convertida por meio de processos de fermentação à moléculas orgânicas simples de baixo peso molecular, como ácidos graxos voláteis. Esta conversão é efetuada por microrganismos facultativos normalmente ocorrentes nos esgotos e na zona anaeróbia. Os OAPs dão preferência a estes ácidos graxos voláteis, os quais são rapidamente assimilados e acumulados dentro das células. Devido ao fator de seleção biológica os OAPs assimilam melhor esses produtos da fermentação do que outros organismos normalmente ocorrentes no lodo ativado.

A liberação do fosfato, previamente acumulado pelos organismos em condições aeróbias, fornece energia para transporte do substrato e para formação e armazenamento de produtos metabólicos orgânicos, como PHB (polihidroxibutiratos).

Em condições aeróbicas o PHB é oxidado a gás carbônico e água e os fosfatos solúveis são retirados da solução e acumulados pelos OAPs para geração de energia na fase anaeróbia. Em decorrência da utilização de substrato na presente fase, a população de OAPs aumenta (VON SPERLING, 2002d).

Por fim, o fósforo incorporado em grandes quantidades nas células dos OAPs é removido do sistema através da remoção do lodo biológico excedente, a qual descarta da mistura líquida uma fração de todos os organismos dos lodos ativados, incluindo os OAPs. Segundo DUMMER (2008) o conteúdo típico de fósforo na massa de lodo biológico é de aproximadamente 2,0% em peso.

3.6 Produção de lodo

A produção do lodo a ser gerado é função precípua do sistema de tratamento utilizado para a fase líquida. Em princípio, todos os processos de tratamento biológico geram lodo. Os processos que recebem o esgoto bruto oriundos de decantadores primários geram o lodo primário, composto pelos sólidos sedimentáveis do esgoto bruto. Na etapa biológica de tratamento, tem-se o denominado lodo biológico ou lodo secundário. Este lodo

é a própria biomassa que cresceu à custa do alimento fornecido pelo esgoto afluyente (ANDREOLI, 2001).

Caso essa biomassa excedente não seja removida, ela tende a se acumular no sistema, podendo eventualmente sair com o efluente final, deteriorando sua qualidade em termos de sólidos em suspensão e matéria orgânica (ANDREOLI, 2001).

O lodo gerado em sistemas de lodos ativados convencional é classificado como lodo secundário ou biológico aeróbio (não estabilizado). Seu excedente compreende a biomassa de microrganismos aeróbios gerada em função da remoção de matéria orgânica (alimento) dos esgotos. Esta biomassa está em constante crescimento, em virtude da entrada constante de matéria orgânica nos reatores biológicos.

Para manter o sistema em equilíbrio, aproximadamente a mesma massa de sólidos biológicos gerada deve ser removida do sistema. Caso o tempo de permanência dos sólidos no sistema seja baixo e haja satisfatória disponibilidade de alimento, os sólidos biológicos conterão maiores teores de matéria orgânica em sua composição celular. Estes sólidos não se encontram estabilizados (digeridos), necessitando de uma etapa separada, posterior, de digestão. Caso contrário, haveria emanação de maus odores pelo lodo durante seu tratamento e disposição final, através da decomposição anaeróbia de matéria orgânica, em condições não controladas (ANDREOLI, 2001).

A produção de lodo em um reator aeróbio representa cerca de três vezes mais lodo se comparado com os reatores anaeróbios. A quantidade e a qualidade do lodo gerado são definidas de acordo com a natureza do afluyente, vazão, tipo de sistema e condições operacionais (CAMPOS, 2002).

Segundo (CAMPOS, 2002) o lodo se comporta de três maneiras indesejáveis:

- Instabilidade Biológica: Altas concentrações de matéria orgânica biodegradável tornam o lodo putrescível;
- A qualidade higiênica é muito ruim, podendo conter uma grande variedade de microrganismos patogênicos;
- A concentração de sólidos suspensos é baixa.

Como o tamanho físico do sistema de tratamento no presente trabalho é limitado por considerações econômicas e pelo baixo tempo de detenção do efluente, o volume da massa de lodo no sistema de tratamento também tem que ser controlada.

A partir disso, é preciso decidir qual é a melhor idade de lodo, sendo esta a maior permanência dos sólidos que garante a elevada eficiência dos sistemas de lodos ativados (VON SPERLING, 2002d). Devido à entrada contínua de alimento na forma de DBO dos esgotos, os microrganismos crescem e se reproduzem continuamente. Caso fosse permitido que a população dos mesmos crescesse indefinidamente, eles tenderiam a atingir

concentrações excessivas no RSB, dificultando a transferência de oxigênio a todas as células.

Para que seja tomada a decisão considera-se que uma idade de lodo longa favorece uma maior eficiência de remoção do material orgânico e, por outro lado, uma idade de lodo curta viabiliza um volume pequeno do reator e, portanto, reduz o custo de construção do sistema de tratamento (GARCIA & MOURA 2008).

O excesso de lodo, decorrente do crescimento biológico, deve ser extraído do sistema sempre que a concentração do licor mistura do efluente, ultrapassa os valores de projeto.

Segundo Andreoli (2001), o lodo a ser descartado possui as seguintes principais etapas de gerenciamento:

- Adensamento: remoção de umidade (redução de volume);
- Estabilização: remoção de matéria orgânica (redução de sólidos voláteis);
- Condicionamento: preparação para desidratação (principalmente mecânica);
- Desaguamento: remoção de umidade (redução de volume);
- Higienização: remoção de organismos patogênicos;
- Disposição final: destinação final dos subprodutos.

Usualmente a disposição final do lodo é feita em aterros sanitários, pratica considerada não sustentável por muitos países. Como alternativas têm-se a incineração e a reciclagem por meio da produção de um insumo de boa qualidade para a agricultura, sendo este ultimo o processo que apresenta maiores perspectivas, pois se trata da alternativa mais econômica e ambientalmente mais adequada (ANDREOLI, 2001).

3.7 Coagulação química

O processo de coagulação tem como principal objetivo desestabilizar as cargas elétricas das partículas coloidais em suspensão, normalmente negativas, por meio da adição de compostos químicos com cargas positivas (sais de ferro, sais de alumínio e polímeros), proporcionando a formação de flocos densos em condições de decantar (OENNING JR, 2006).

O processo de coagulação comumente inicia-se em câmaras de mistura rápida, cujo objetivo é proporcionar a distribuição uniforme do coagulante na água a ser tratada, fazendo com que este seja colocado em contato com as partículas em suspensão existentes. Tal processo, se aplicado de forma inadequada pode causar um tratamento desigual na água, comprometendo a eficiência do tratamento. Posteriormente, a intensidade da agitação deve ser diminuída para promover a formação dos agregados de partículas, o que se constitui na floculação.

O principal objetivo do processo coagulação-floculação é produzir um efluente clarificado, ou seja, com baixas concentrações de sólidos particulados em suspensão. Esse processo ocorre por meio da aglomeração de partículas. No caso da sedimentação floculenta, as partículas aglomeradas formam flocos, que tendem a pesar mais e sedimentar (VON SPERLING, 2002d).

As teorias sobre desestabilização de partículas se baseiam na química dos colóides e das superfícies (SANTOS, 2006).

3.7.1 Sistemas coloidais

Os colóides estão presentes na vida cotidiana, na natureza e em inúmeros processos industriais. A ciência dos colóides se ocupa com sistemas nos quais um ou mais componentes apresentam pelo menos uma de suas dimensões dentro do intervalo de 1nm a 1 μ m (SHAW, 1992).

Segundo Lima (2008):

“Os colóides têm, em geral, características específicas, como possuir massa e relação área/volume de partícula elevadas. Nas superfícies de separação (interfaces) entre a fase dispersa e o meio de dispersão, manifestam-se fenômenos de superfície característicos, tais como efeitos de adsorção e dupla camada elétrica, fenômenos estes, de grande importância na determinação de propriedades físico-químicas do sistema como um todo.”

A estabilidade dos colóides em água ou esgoto se deve principalmente à ocorrência de carga superficial nas partículas coloidais, a qual se desenvolve de diversas formas, dependendo da composição química do esgoto e da natureza do colóide (SANTOS, 2006).

As partículas coloidais possuem carga elétrica que produzem forças de repulsão que as impedem de se aglomerarem e de sedimentarem, mantendo-as em suspensão (SCHOENHALS, 2006).

3.7.2 Dupla camada elétrica

Os colóides presentes na água normalmente apresentam carga elétrica negativa, que atrai íons de carga positiva, formando assim uma capa de íons positivos que circunda a superfície do colóide, sendo essa camada conhecida como Camada de Stern (Di BERNARDO, 2002; SCHOENHALS, 2006). Em torno dessa camada fixa de íons, forma-se outra, sendo esta difusa (em virtude da agitação térmica), como ilustrado na Figura 2.

Segundo Di Bernardo (2002) o potencial elétrico criado pelo colóide na água, diminui com a distância a partir da superfície do mesmo, onde o potencial é conhecido como potencial de Nernst.

A dupla camada elétrica, portanto, consiste da camada compacta, na qual o potencial elétrico cai linearmente de ψ_0 (potencial de Nernst) para ψ_s (potencial de Stern). Após o final da Camada de Stern e começo da Camada Difusa, a certa distância da partícula na solução, o potencial cai exponencialmente de ψ_s a 0 (Figura 2) (METCALF e EDDY, 2003).

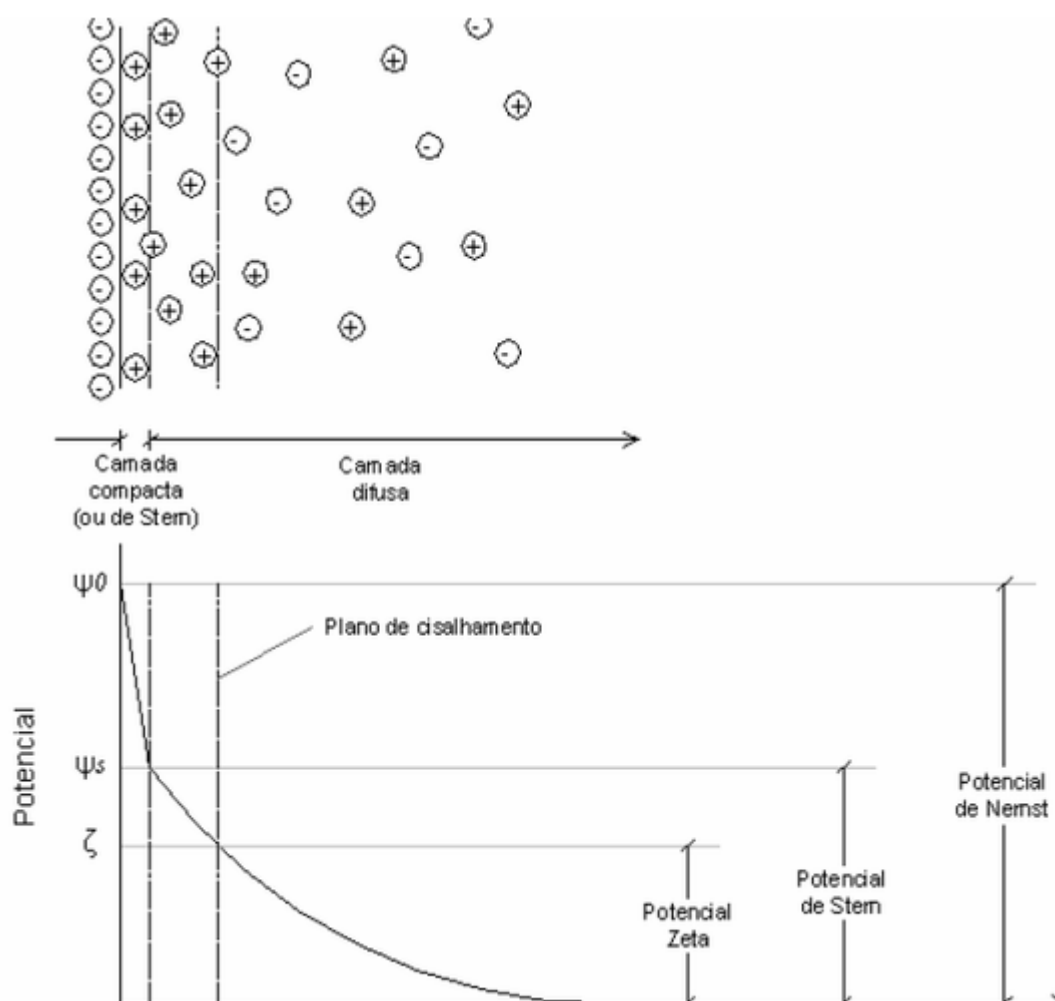


Figura 2. Modelo de Stern para a dupla camada elétrica.

Fonte: SHAW, 19662, *apud* METCALF e EDDY, 2003)

Quando uma partícula se encontra em uma solução eletrolítica e uma corrente elétrica passa através dessa solução, a partícula, dependendo de sua carga, é atraída para um dos eletrodos, carregando consigo uma nuvem de íons. O potencial na superfície dessa nuvem (plano de cisalhamento) é denominado “potencial zeta” e seu valor deveria, teoricamente, ser igual ao potencial de Stern (Figura 2). Entretanto, isso nem sempre ocorre, porque o valor do potencial zeta muda dependendo da composição da solução (p.ex., pH e

concentração de íons). Apesar dessa restrição, o potencial zeta é um valor mensurável que é frequentemente utilizado para indicar a estabilidade de uma solução coloidal (METCALF e EDDY, 2003).

3.8 Mecanismos de coagulação

Os mecanismos envolvidos na coagulação de sistemas coloidais são complexos e envolvem propriedades de superfície, potenciais elétricos, interações solvente-soluto, solvente-partículas, produtos de solubilidade, condições de mistura e de pH, entre outros (GONÇALVES et al, 1996).

De modo geral pode-se dividir os mecanismos de coagulação em quatro tipos: compressão da dupla camada, neutralização-adsorção de cargas, varredura e formação de pontes. A descrição detalhada destes mecanismos foi realizada por Di Bernardo (2002).

3.8.1 Compressão da Dupla camada Difusa.

Este mecanismo pode ser considerado como sendo de natureza puramente eletrostática. Ocorre devido à presença de grande quantidade de eletrólitos indiferentes e que serão atraídos para as proximidades da superfície dos colóides, fazendo com que haja a compressão da dupla camada formada na superfície das partículas. Desta forma haverá menor repulsão entre os colóides permitindo a sua coagulação. Como os coagulantes utilizados durante o tratamento da água não são eletrólitos indiferentes, conclui-se que outros mecanismos são responsáveis pela desestabilização dos colóides (GONÇALVES ET AL, 1996; Di BERNARDO, 1992).

Ainda segundo Di Bernardo (2002):

“Existem dois aspectos importantes sobre o fenômeno da compressão da camada difusa: i) a quantidade de eletrólitos necessários para conseguir a coagulação é praticamente independente da concentração de colóides na água; ii) nesse mecanismo, não é possível causar a reversão de carga dos colóides, independente da quantidade de eletrólitos adicionada.”

3.8.2 Neutralização-adsorção das cargas

Nesse mecanismo, espécies químicas são adsorvidas nas superfícies dos colóides. Se tais espécies possuírem carga elétrica contrária à da superfície do colóide, haverá a desestabilização do mesmo (Di BERNARDO, 2002).

Esse tipo de mecanismo é importante no tratamento realizado por filtração direta, pois as partículas desestabilizadas são removidas pelo meio filtrante. Nesse mecanismo as dosagens de espécies químicas são necessárias de forma reduzida em comparação com as dosagens para ocorrer a compressão da dupla camada.

3.8.3 Varredura

Na utilização desse mecanismo, as concentrações de coagulante são elevadas, de modo que o produto de solubilidade dos hidróxidos produzidos (hidróxido férrico ou hidróxido de alumínio) é sobrepassado. A precipitação flocculenta destes hidróxidos removerá por captura os colóides presentes no meio, e os próprios colóides servirão como sementes para a formação do precipitado (GONÇALVES et al, 1996).

A adição de sais de ferro e de alumínio na água ocorre a formação de precipitados como o $\text{Fe}(\text{OH})_3$ e o $\text{Al}(\text{OH})_3$, a formação desses precipitados é uma função da dosagem de coagulante, do pH da mistura e da concentração de alguns tipos de íons presentes na água. Os colóides comportam-se como núcleos de condensação para esses precipitados, que desta forma são removidos por sedimentação. Os flocos resultantes dessa condensação apresentam altas velocidades de sedimentação. (Di BERNARDO, 2002; SCHOENHALS, 2006).

3.8.4 Formação de Pontes

Segundo Di Bernardo (2002), existe uma grande variedade de compostos naturais e sintéticos com cadeias moleculares extensas (polímeros). Tais cadeias podem apresentar regiões carregadas eletricamente, assim tais compostos podem ser utilizados como coagulantes. Esses compostos são denominados polieletrólitos e são classificados, quanto à característica do grupo carregado eletricamente, em aniônicos, catiônicos, anfotéricos e não-iônicos.

Com a adição de tais polímeros na água os colóides são adsorvidos à cadeia do polímero, onde em seguida ocorre o entrelaçamento das partículas às longas cadeias do polímero e em seguida a sedimentação ou filtração.

3.9 Coagulante: Policloreto de Alumínio (PAC)

O hidroxícloreto de alumínio ou Policloreto de Alumínio, conhecido mundialmente pela sigla PAC, originado do inglês *Poli Aluminium Chloride*, é um sal pré-polimerizado que tem a sua estrutura molecular condensada com pontes de oxigênio entre átomos de

alumínio com a presença do elemento ativo (Al_2O_3). O Quadro 1 apresenta as principais características desse coagulante.

Quadro 1. Características do Policloreto de Alumínio (PAC).

Características	
Teor mínimo de Al_2O_3	31,0 +/- 1,50
Aparência e Odor	Líquido amarelo, inodoro
pH (5%)	Máximo 4,00
Ponto de Ebulição (760mmHg)	112° C
Ponto de Congelamento	- 20°C
Solubilidade em Água	Totalmente solúvel
Solubilidade em Outros Solventes	Muito pouco solúvel
Viscosidade	15 -- 20 centistokes

Fonte: MACÊDO (2004).

O Policloreto de alumínio, na maioria dos casos, revela-se como coagulante superior ao sulfato de alumínio. Para a eliminação de substâncias coloidais, sua eficácia, em média, é 2,5 vezes superior em igualdade de dosagem ao íon Al^{3+} em relação à dos outros sais de alumínio habitualmente utilizados (PAVANELLI, 2000).

Segundo SCHOENHALS (2006):

O hidroxícloreto de alumínio é um sal de alumínio prepolimerizado, de fórmula bruta $\text{Al}_n(\text{OH})_m\text{Cl}_{3n-m}$ na qual a relação $m/3n \cdot 100$ representa a basicidade do produto. Em função dessa basicidade, o hidroxícloreto de alumínio, durante a hidrólise, libera, em igualdade de dosagem de íons metálicos, uma quantidade de ácido consideravelmente menor do cloreto de alumínio e dos coagulantes tradicionais como sulfato de alumínio e cloreto férrico. Isso provoca uma menor variação do pH do meio tratado ou um menor consumo de neutralizante para reconduzir o pH ao seu valor original.

Devido ao seu estado prepolimerizado e à característica de sua estrutura molecular condensada com pontes de oxigênio entre os átomos de alumínio, o policloreto de alumínio apresenta vantagens na floculação em relação aos demais coagulantes inorgânicos não pré-polimerizados, principalmente pela maior concentração do elemento ativo (Al_2O_3).

Sua utilização também é justificada pela simplicidade de uso, sendo um produto de fácil manuseio, estocagem e dosagem. Dentre as vantagens químicas e físicas de seu uso, pode-se também citar (Hidroall do Brasil Ltda, 2007):

- Não há necessidade de outros componentes na floculação;
- Eficácia em uma ampla faixa de pH: O Policloreto de Alumínio trabalha em uma mais ampla faixa de pH, se comparado com o sulfato de alumínio ou outros floculantes. O

coagulante é geralmente eficaz em uma faixa compreendida entre 6 e 9, mas em alguns casos ele funciona bem em faixas que vão de 5 até 10;

- Não perde eficiência em baixas temperaturas: O poder de coagulação não é afetado pela temperatura da água. Portanto, ele permanece altamente efetivo também em águas frias do inverno;
- Rápida formação de flocos: Forma flocos mais rapidamente que o sulfato de alumínio e desta forma isto pode reduzir grandemente o tempo de mistura (ou tempo de retenção) para a formação de flocos. Como resultado uma menor quantidade de produto pode ser utilizada, ou uma maior quantidade de água pode ser tratada.

3.10 Floculação e sedimentação

A floculação ocorre à medida que as partículas precipitam em condições de agitação lenta após a etapa de coagulação (VON SPERLING, 1996b). Pode ser definida como um processo dinâmico de agregação de partículas desestabilizadas, resultante do choque entre as mesmas, formando partículas maiores e mais densas (flocos), passíveis de serem removidas posteriormente por sedimentação, flotação ou filtração (DI BERNARDO, 1993).

Segundo DI BERNARDO (1993), para a formação dos flocos, as partículas se movimentam no meio aquoso para provocar o contato e o choque umas as outras e isso ocorre através de três mecanismos: (a) movimento browniano das partículas (interação pericínética), em que a energia térmica causa o movimento errático das partículas; (b) movimento do fluido (interação ortocinética), no qual os encontros das partículas são decorrentes do gradiente de velocidade, tanto no escoamento laminar quanto no turbulento, e; (c) sedimentação diferenciada, onde partículas com diferentes velocidades de sedimentação podem se encontrar.

Com o aumento do tamanho dos flocos, as forças de cisalhamento geradas pela agitação durante a floculação, podem causar sua ruptura, dessa forma, a agregação e a ruptura ocorrem simultaneamente, conduzindo a uma única condição de distribuição de tamanho dos flocos (DI BERNARDO, 1993).

Diversos fatores podem afetar o fenômeno da floculação, como: o tipo e concentração do coagulante, pH, alcalinidade, tipo e concentração de íons no meio líquido; heterogeneidade de uma suspensão em relação ao tipo, tamanho e fração de volume de partículas; e o tipo de reator incluindo o grau de mistura e variação na escala e intensidade da turbulência (SCHOENHALS, 2006).

De acordo com Ramos (2005), o gradiente de velocidade e o tempo de detenção são os principais fatores que influenciam na eficiência da floculação, visto que estes são responsáveis por determinar a densidade e o tamanho dos flocos formados.

A sedimentação é um processo dinâmico de separação de partículas sólidas suspensas nas águas e efluentes, tais como: areia, sólidos suspensos totais (SST) e flocos formados por coagulação química de materiais e organismos de difícil sedimentação. (AZEVEDO NETTO, 1976; METCALF & EDDY, 2003).

Nesta fase, os flocos com seu tamanho consideravelmente aumentado tendem pela ação da gravidade a sedimentar, proporcionando a clarificação da água pela separação das fases sólida e líquida (DI BERNARDO, 1993).

Von Sperling (1996) define quatro tipos de sedimentação em função da concentração e interação entre as partículas: sedimentação discreta, na qual as partículas sedimentam-se mantendo a sua identidade, ou seja, são conservadas as suas propriedades físicas (forma, tamanho e densidade); sedimentação floculenta, em que as partículas se aglomeram à medida que se sedimentam, nesse caso, as características são alteradas, sedimentação zonal, que ocorre devido à elevada concentração de sólidos, forma-se um manto que sedimenta como uma massa única de partículas e; sedimentação por compressão, no qual acontece quando as concentrações de sólidos são ainda mais elevadas. A sedimentação ocorre apenas por compressão da estrutura da partícula, removendo a água da matriz do floco.

Os parâmetros da coagulação e floculação do tratamento físico-químico de efluentes podem ser otimizados através de ensaios laboratoriais em aparelhos de jar-test (Di Bernardo et al., 2002).

O *Jar-test* permite obter a dosagem mais eficiente e econômica de coagulante para uma determinada intensidade e duração de mistura. O processo consiste na realização de ensaios, em condições otimizadas de mistura, no qual são testados diferentes gradiente de velocidade de floculação (G_f) com diferentes tempos de floculação (T_f), para se determinar curvas de eficiência de remoção em função T_f para cada G_f estudado. Com isso, por meio dessas curvas se obtém o tempo e a agitação necessária à condição ótima de coagulação/floculação de um efluente (AZEVEDO NETTO, 1976).

O *Jart-test* é composto por um aparelho equipado normalmente com seis recipientes de vidro com capacidade de um a dois litros. Cada recipiente possui um agitador mecânico susceptível de ser controlado (entre 5 e 200 rpm). As condições de agitação devem ser similares às utilizadas nas estações de tratamento, de modo a reproduzir as condições reais de operação (SANTANA et al., 1998).

3.11 Processo produtivo de abatedouro de bovinos

A pesquisa foi desenvolvida com efluentes provenientes do processo produtivo de uma indústria de abate de bovinos, situada no município de Presidente Prudente, SP.

De acordo com FEITOSA et al.(2006), a unidade realiza o abate e desossa de bovinos para venda no mercado interno e externo de cortes “in natura”, carnes maturadas e miúdos. Em 2006 a unidade possuía uma capacidade produtiva de aproximadamente 1.000 animais/dia.

A Figura 3 mostra um fluxograma do processo industrial do frigorífico em estudo.

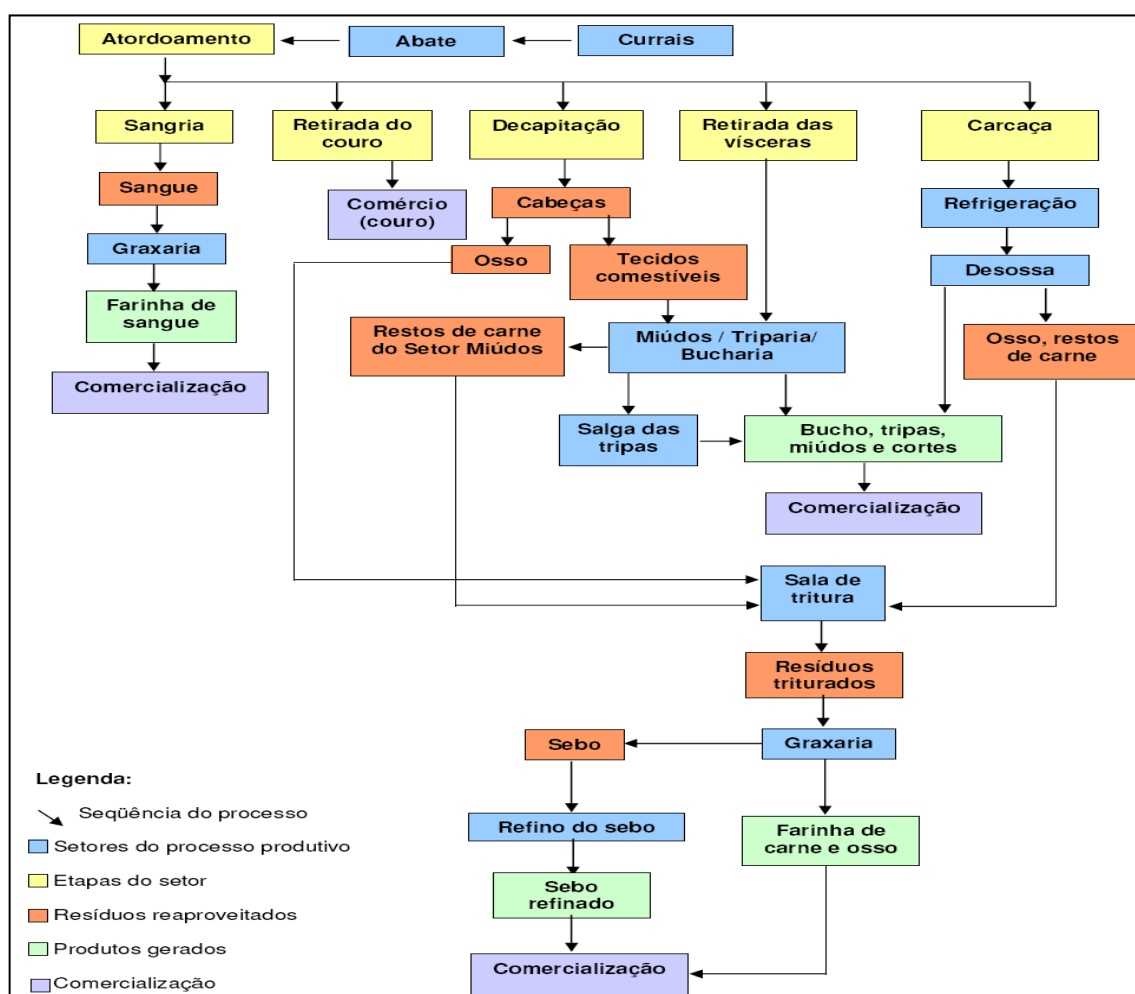


Figura 3. Processo produtivo do abatedouro. Fonte: FEITOSA; MONTERO; NAKASIMA (2006).

A figura 4 apresenta uma descrição geral das etapas típicas de um processo industrial de abate de bovinos, com os principais componentes de entrada e saída em cada etapa.

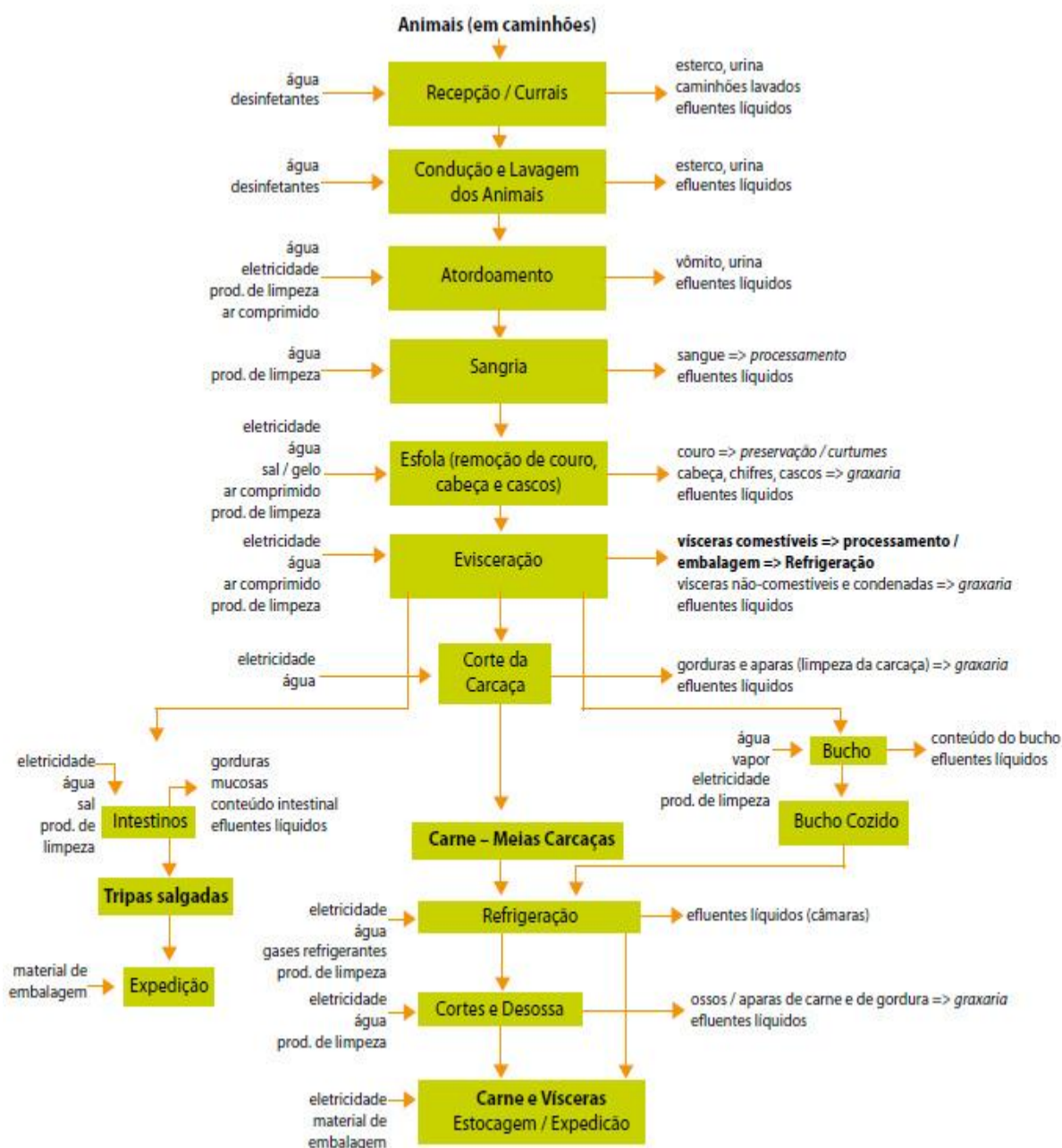


Figura 4. Fluxograma básico do abate de bovinos. Fonte: Adaptado de PACHECO e YAMANAKA (2008).

3.11.1 Geração dos efluentes industriais

Nos matadouros e frigoríficos de bovinos, durante as operações de abate para obtenção de carne e derivados, geram-se diversos resíduos e/ou subprodutos, tais como: restos de carnes, couros, ossos; sangue, gorduras, tripas, dejetos de animais; efluentes resultantes do processo industrial, limpeza e higienização e esgoto sanitário dos

funcionários (PACHECO e YAMANAKA, 2008). Os resíduos citados devem ser submetidos a processos de reciclagem ou de tratamento e disposição final adequados.

Desta maneira, para determinar a forma mais adequada de tratamento dos efluentes gerados é necessário um conhecimento sistemático do processo industrial, com identificação das etapas com descartes líquidos; caracterização quantitativa e qualitativa do efluente a ser tratado e verificação das condições e padrões de lançamento no corpo receptor, estabelecidas pelo órgão ambiental competente.

O Quadro 2 apresenta os setores do processo produtivo e dos processos auxiliares para a produção, com geração de efluentes líquidos.

Quadro 2. Efluentes líquidos gerados por cada setor do frigorífico.

Setores da indústria	Efluente líquido gerado
Curral, Lavagem dos caminhões	Água de lavagem contendo fezes, urina e areia
Abate	Água contendo sangue, pedaços de carne, gordura e sebo
Miúdos	Água contendo sangue e gordura
Desossa	Água de lavagem com baixo teor de sangue e resíduos cárneos
Bucharias suja e limpa	Água com material ruminal, fezes e pedaços de bucho
Tripária e sub setores	Água com fezes, restos de tripa e água com concentração de ácido acético e sal
Graxaria	Água de lavagem dos tanques de cozimento
Sala de tritura	Água de lavagem com sangue e sólidos
Refino do sebo	Água com impurezas sólidas e líquidas retiradas do sebo
Cozinha / Refeitório	Água de lavagem
Lavanderia	Água com produtos da lavagem de roupas
Laboratório	Água com resíduos químicos
Sanitários	Esgoto sanitário

Fonte: FEITOSA; MONTERO; NAKASIMA (2006).

O Quadro 2 mostra que o efluente líquido do frigorífico referente à pesquisa possui uma alta carga de matéria orgânica, como fezes, produtos intestinais e sólidos de diferentes granulométricas. Assim, os efluentes gerados em cada setor são separados de acordo com as suas características, em diferentes tubulações com a finalidade de facilitar o

tratamento dos resíduos líquidos. As tubulações são denominadas Linha de Esgoto Sanitário, Linha Vermelha e Linha Verde.

A separação das tubulações permite um tratamento adequado a cada tipo de efluente, por meio de sistemas de pré-tratamento que reduzem substancialmente a carga de sólidos totais e matéria orgânica. Posteriormente, o efluente é enviado ao tratamento secundário. O Quadro 3 mostra os setores que contribuem com cada uma das linhas.

Quadro 3. Segregação do efluente líquido de acordo com as linhas de tratamento

	Setores de geração
Linha Vermelha	Abate, miúdos, desossa, graxaria, refino do sebo, sala de tritura, lavanderia, salga das tripas, efluente líquido das caixas sépticas
Linha Verde	Currais, bucharias (suja e limpa), triparia, lavagem dos caminhões
Esgoto Sanitário	Banheiros em geral e vestiários, cozinha e refeitório

O efluente da Linha de Esgoto Sanitário é destinado às caixas sépticas do frigorífico que retêm a parte sólida, decompondo-a anaerobicamente. A parte líquida segue para tratamento na Linha Vermelha.

3.11.2 Linha vermelha

A Linha Vermelha recebe este nome por possuir certa quantidade de hemoglobina, corante vermelho responsável pela coloração do sangue e dos músculos, uma vez que seu efluente contém sangue, resíduos de carne, de óleos orgânicos e de gorduras.

O processo de tratamento do efluente da Linha Vermelha é constituído por etapas unitárias que removem sólidos grosseiros, como pedaços de carne e sólidos flutuantes, como gordura e óleos orgânicos, ou seja, correspondendo aos tratamentos preliminar e primário de efluente bruto.

O tratamento preliminar é composto por duas peneiras estáticas que removem os resíduos de carne que não foram retidos nos ralos e sifões internos da fábrica. O tratamento primário é constituído por três sistemas de caixa de gordura, que propiciam a separação de resíduos cárneos e gorduras mais leves.

De acordo com FEITOSA et al.(2006), constatou-se que as principais características dos efluentes líquidos da Linha Vermelha são DBO elevada, grande presença de óleos e graxas, alta concentração de sólidos sedimentáveis e suspensos, alta concentração de nitrogênio orgânico, presença de sólidos grosseiros.

O fluxograma representado na Figura 5 apresenta esquematicamente a sequência das unidades de tratamento da linha vermelha do frigorífico de estudo.

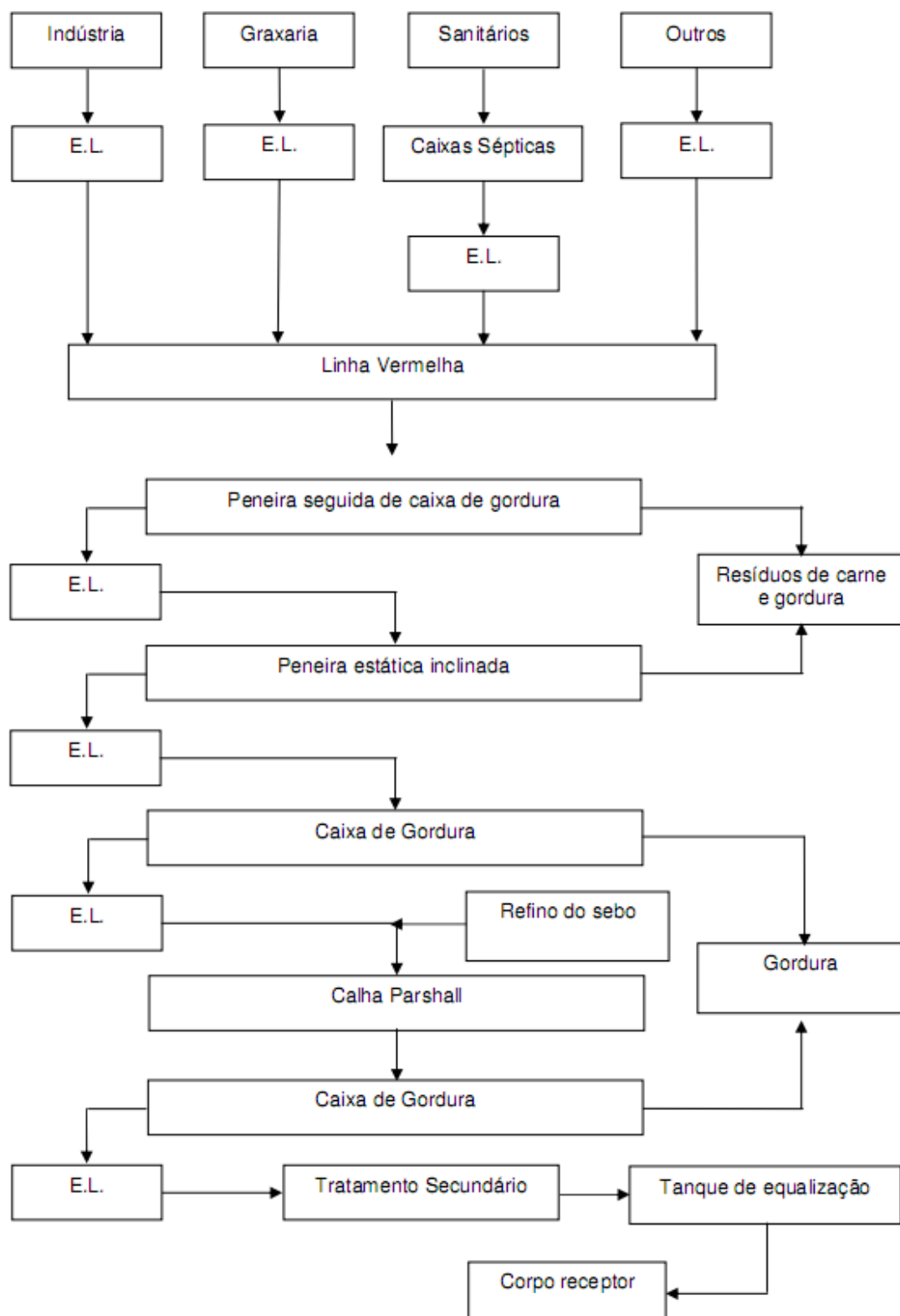


Figura 5. Fluxograma das etapas do tratamento da Linha Vermelha.

3.11.3 Linha verde

A Linha Verde é assim denominada por possuir elevada quantidade de conteúdo ruminal, fezes e areia, adquirindo a tonalidade verde.

O processo de tratamento do efluente da Linha Verde é composto por unidades de tratamento preliminar, como caixas de areia, tanque de gradeamento e peneira, cujas funções são impedir a passagem de sólidos grosseiros, como pedaços de cordas, plásticos e outros materiais provenientes do intestino dos bovinos que possam prejudicar a sequência do tratamento. Também constituem a presente linha unidades de tratamento primário, constituídas por caixas de clarificação, que favorecem a flotação dos sólidos mais leves e a sedimentação dos sólidos mais pesados e parte da matéria orgânica, restos de rúmen, fezes e areia que não foram retidos no tratamento preliminar.

As principais características dos efluentes líquidos da Linha Verde são DBO elevada, alta concentração de sólidos sedimentáveis e suspensos, alta concentração de nitrogênio orgânico e organismos patogênicos, segundo revisão bibliográfica feita (FEITOSA et al, (2006). O fluxograma apresentado na Figura 6 apresenta esquematicamente a sequência das unidades de tratamento da linha verde.

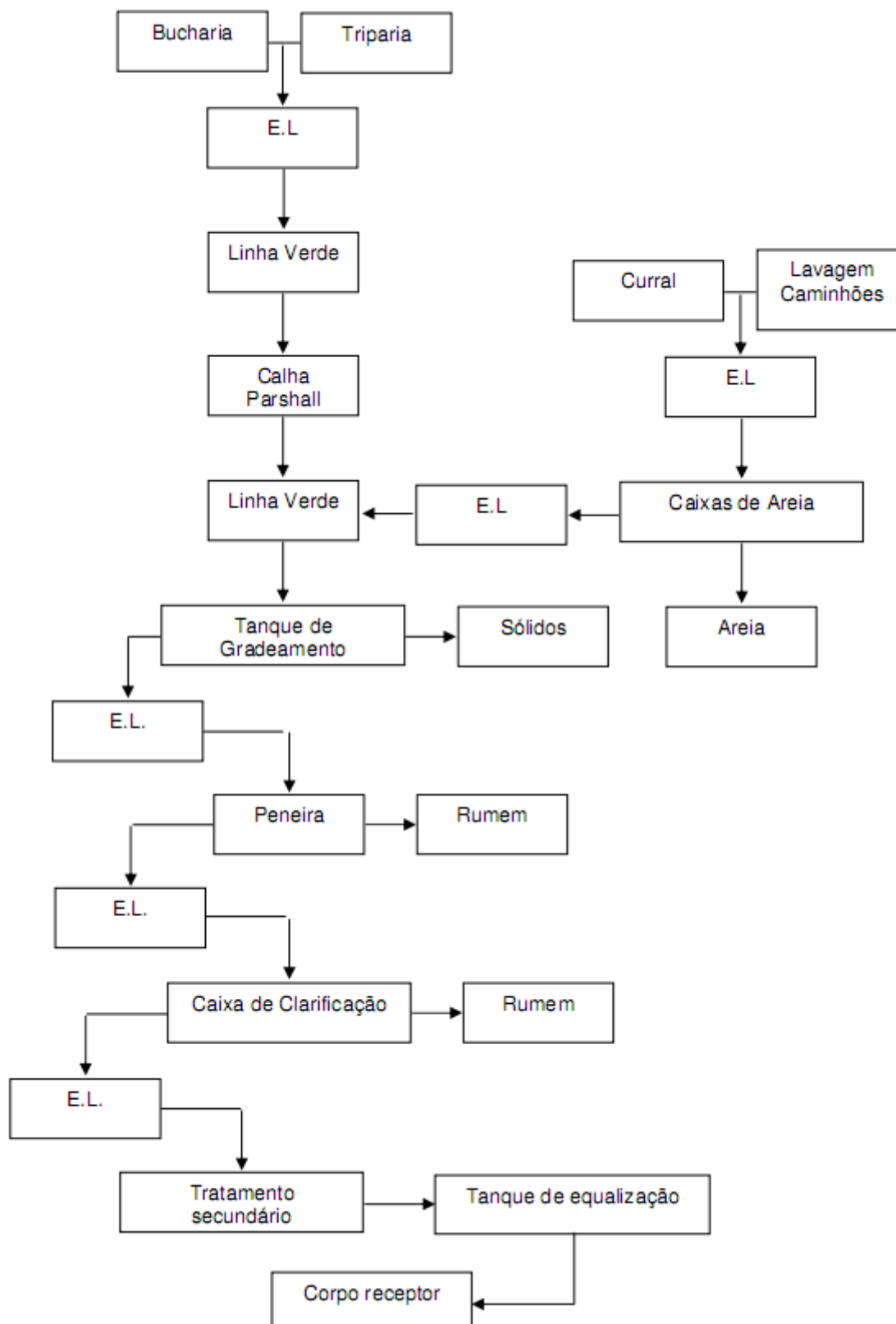


Figura 6. Fluxograma das etapas do tratamento da Linha Verde.

O efluente, após passar pelos tratamentos preliminar e primário das linhas Vermelha e Verde, é despejado conjuntamente nas duas lagoas de estabilização que compõem o tratamento secundário. As lagoas de estabilização foram adotadas no frigorífico

em questão por serem consideradas técnicas que apresentam simplicidade operacional e de manutenção para tratamento de efluentes. Neste tipo de unidade a DBO solúvel e finamente particulada é estabilizada aerobiamente por bactérias dispersas no meio líquido, ao passo que a DBO suspensa tende a sedimentar, sendo estabilizada anaerobiamente por bactérias no fundo da lagoa. O oxigênio requerido pelas bactérias aeróbias é fornecido pelas algas, através da fotossíntese (VON SPERLING, 1996a).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Coleta do efluente pré-tratado do frigorífico

O efluente necessário para a alimentação do reator e tratamento efetuado no trabalho foi coletado na estação de tratamento de efluentes da indústria, precisamente no ponto de ligação entre a primeira e a segunda lagoa de tratamento secundário (Figura 7). Tal unidade de coleta foi escolhida, pois a água já se apresentava livre de sólidos grosseiros e sedimentáveis como gordura e fezes. No caso da coleta ser realizada em etapas anteriores do tratamento, das principais dificuldades que poderiam aparecer no processo de operação do RSB pode-se destacar: a colmatação, o empacotamento e o excesso de produção de lodo.



Figura 7. Unidades de tratamento secundário da ETE do frigorífico.

A coleta do efluente industrial foi realizada manualmente, utilizando três galões de 50 litros para o armazenamento de amostras. Os dias de coleta eram geralmente as segundas e quintas-feiras, devido ao fato do efluente desses dias possuírem características

similares, segundo o ciclo de funcionamento do abatedouro. Escolheu-se coletar duas vezes por semana para suprir a necessidade de duas bateladas diárias.

4.2 Descrição do sistema de tratamento utilizado na pesquisa

O sistema de tratamento utilizado no trabalho, com seus respectivos componentes, foi idealizado de acordo com a Figura 8. Sua montagem e instalação foram realizadas no Laboratório de Tratamento de Efluentes da FCT/UNESP – Pres. Prudente.

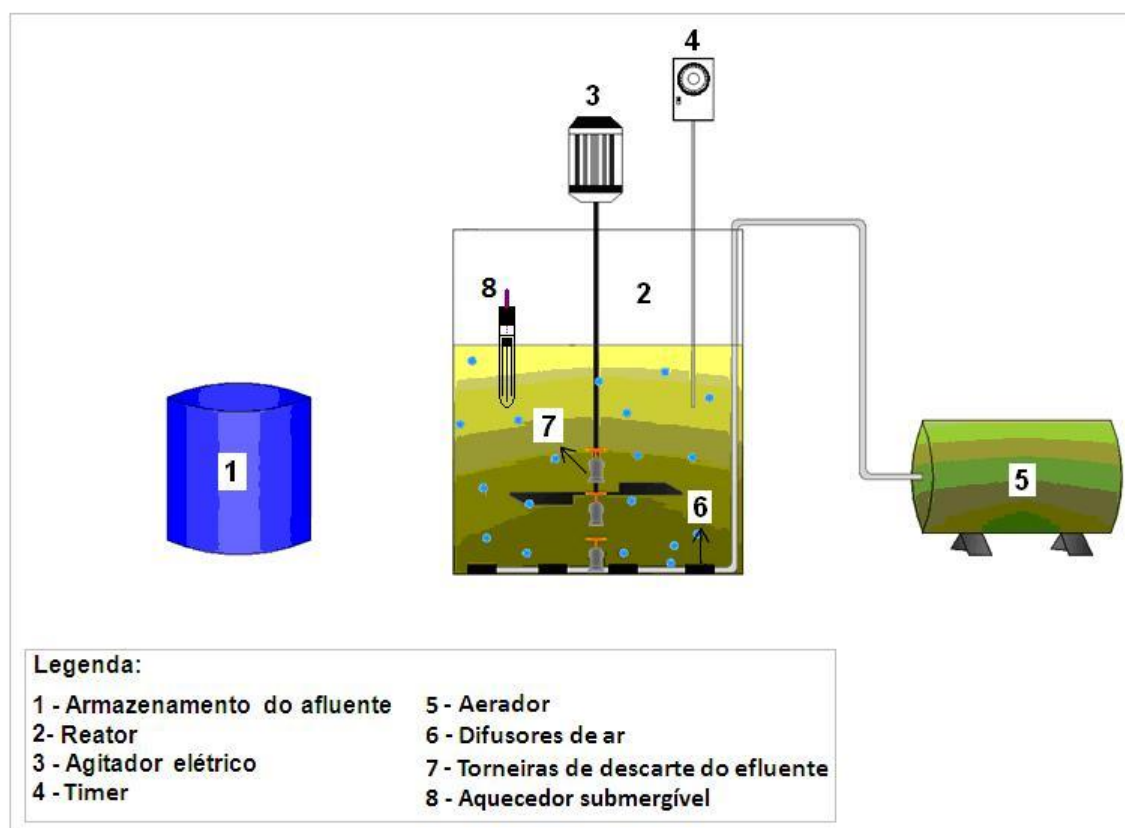


Figura 8. Representação esquemática do RBS. Fonte: CORRÊA, 2010.

O corpo do reator consiste em um compartimento de placas de acrílico de espessura 1 cm, com dimensões de 40 cm x 40 cm de base e 50 cm de altura (Figura 9). Tal reator tem um volume útil de 80 litros e possui sete saídas frontais e uma saída lateral. A fim de ter um controle de cada saída frontal para possíveis retiradas de volumes específicos de efluente tratados para análises laboratoriais ou de excedente de lodo, foi instalada uma torneira individual a cada orifício, distanciadas 5 cm entre si. A saída lateral seria utilizada somente se fosse necessário uma retirada total do conteúdo armazenado no reator.



Figura 9. Reator sequencial por batelada.

O sistema de enchimento foi realizado manualmente através de um recipiente de 20 litros, abastecido pelo efluente dos galões de coleta. O volume de efluente adicionado ao reator era de aproximadamente 24 litros. O sistema de aeração do reator era alimentado por um compressor de ar da marca Schulz, com potência de 2 HP (Figura 10).



Figura 10. Compressor de ar

A saída do compressor acopla-se a uma mangueira de borracha que conduz o ar a um distribuidor de pressão, e finalmente ao interior do reator; No fundo deste, o ar é distribuído através de difusores (duas cortinas de ar utilizadas em aquários) (Figura 11). A distribuição do ar é feita da maneira mais uniforme possível, para obter a melhor oxigenação da mistura de esgoto industrial e lodo.



Figura 11. Difusores de ar.

O sistema de agitação era composto por uma haste de metal com hélice de seção retangular acoplada a um agitador elétrico profissional apropriado para este fim, com 150 W de potência, controlador de velocidade de rotação do eixo com hélice, e dois mandris de encaixe para diferentes tipos de ajuste (Figura 12). Para instalação deste sistema fez-se necessário à construção de um suporte constituído de duas barras de ferro presas à parede.



Figura 12. Fotos do sistema de agitação do RSB.

O sistema de esvaziamento, ou seja, retirada do efluente tratado foi realizado manualmente por meio das torneiras localizadas na parte frontal do reator. (Figura 13).



Figura 13. Torneiras para esvaziamento do sistema.

O sistema foi automatizado com a utilização de *timers* analógicos; estes eram programados para manter individualmente em funcionamento os sistemas de agitação e aeração, segundo os tempos desejados, conforme o ciclo operacional efetuado no RSB (Figura 14).



Figura 14. Timer analógico.

Por fim, a manutenção da temperatura do sistema em uma faixa adequada foi feita por meio da fixação de um aquecedor submersível para aquários com termostato integrado (Figura 15) em uma das paredes de acrílico do reator. Este permanecia ligado a uma fonte de energia em tempo integral durante as bateladas, e se desligava automaticamente apenas quando a temperatura da mistura dentro do reator alcançava o valor programado no seu mecanismo regulador.

A dependência da temperatura na constante de taxa de reação biológica é muito importante na avaliação da eficiência global de um processo tratamento biológico. Temperatura não só influencia a atividade metabólica da população microbiana, mas também têm profundo efeito sobre fatores como taxas de transferência de gás e características de sedimentação de sólidos biológicos (METCALF and EDDY, 2003).



Figura 15. Aquecedor com termostato.

4.3 Operação do sistema

O sistema experimental utilizado no presente trabalho foi construído e operado nas dependências do Laboratório de Tratamento de Efluentes do Departamento de Física Química e Biologia (DFQB) da Faculdade de Ciências e Tecnologia (FCT) da UNESP, campus de Presidente Prudente/SP.

De forma a otimizar o tratamento de águas residuárias e obter os melhores parâmetros de remoção de poluentes, os experimentos da pesquisa foram divididos em quatro etapas de avaliação da eficiência do RSB: a primeira foi relacionada à montagem do reator e a inoculação de lodo aeróbio. A segunda foi relacionada à avaliação do desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 6 horas. A terceira etapa teve como objetivo a avaliação de nova configuração do reator, com fase operacional aeróbia de 2 horas e 30 minutos. Por fim a quarta e ultima etapa contou com fase operacional de apenas

de 2 horas. Os intervalos de tempo escolhidos para o desenvolvimento do trabalho foram estipulados de acordo com POLEGATTO, 2011.

Todas as etapas contaram com a adição de Policloreto de Alumínio (PAC), exceto a etapa inicial da pesquisa, de montagem e inoculação do lodo aeróbio, que tinha o único objetivo de aclimação entre a biomassa e o substrato do sistema.

O procedimento utilizado seguiu o funcionamento dos reatores em batelada sequencial descrito por Von Sperling (2002), no qual todos os processos e operações de tratamento ocorrem, sequencialmente, em uma única unidade, por meio do estabelecimento de ciclos operacionais, os quais eram compostos pelas seguintes fases: enchimento, reação aeróbica, reação anóxica, sedimentação e esvaziamento. Para determinar a condição específica de cada fase do ciclo foram determinados períodos separados de agitação e aeração de acordo com suas características operacionais, como descritos no Quadro 4.

Quadro 4. Condições operacionais gerais do RSB.

Fases	Características operacionais
Enchimento	Eletromecânica, sem aeração e sem agitação
Reação aeróbica	Aeração
Reação anóxica	Agitação
Sedimentação	Por gravidade, sem aeração e sem agitação
Esvaziamento	Por gravidade, sem aeração e sem agitação

Deste modo, o sistema operacional foi estabelecido basicamente da seguinte maneira:

I. Enchimento: consistiu na entrada de efluente no reator até um volume pré-determinado (24 litros). Foi realizada manualmente, com mistura da massa líquida contida no reator e sem processo de agitação e aeração.

II. Reação aeróbica: fase em que se iniciava a aeração do sistema e consequente contato da biomassa presente no reator com o substrato (matéria carbonácea ou de nutrientes) do efluente, com fornecimento de ar de forma a manter uma concentração de OD entre $4,5 \text{ mg.L}^{-1}$ e $6,5 \text{ mg.L}^{-1}$. Nesta fase, ocorriam as reações de oxidação do carbono, a reação microbiana de nitrificação e a acumulação de fósforo no lodo ativado, promovendo o crescimento da biomassa.

III. Reação anóxica: o fornecimento de ar no sistema era interrompido e se iniciava o processo de agitação, promovendo o contato da biomassa presente no reator com o substrato (matéria carbonácea ou nutrientes) do efluente e a manutenção do meio líquido homogeneizado. Tal procedimento promovia o desenvolvimento da fase anóxica no reator e o processo de desnitrificação se iniciava, em que nitratos eram reduzidos a nitrogênio gasoso e liberados para a atmosfera.

IV. Sedimentação: fase sem agitação e aeração para condicionar a separação por gravidade dos sólidos em suspensão do efluente tratado, proporcionando a clarificação;

V. Esvaziamento: o efluente tratado era retirado do reator e quando necessário, e quando necessário, era removido o excesso de lodo, de forma a manter uma fração de biomassa residente no sistema. Após essa etapa, era iniciado um novo ciclo.

Os três diferentes tipos de ciclo analisados na pesquisa, com a exceção da etapa de aclimação, contaram com todas as fases aqui descritas, diferindo apenas no tempo de execução de cada uma delas. As especificidades para cada etapa experimental em estudo tiveram como objetivo a busca pela melhor eficiência do reator.

4.3.1 Aplicação de coagulante químico

Anteriormente às etapas de avaliação da eficiência do método de operação em bateladas sequenciais foi realizado um ensaio de Jar-test para se determinar a melhor dosagem de coagulante a ser adicionado no sistema de tratamento. O ensaio foi realizado através do aparelho *Jar-test* (Figura 16), este localizado na Central de Laboratórios da FCT/UNESP - Pres. Prudente.

O processo foi efetuado por meio das bateladas de 12 horas no RSB, e posterior coleta do efluente tratado ao final de um ciclo completo do mesmo. Retirou-se material suficiente para os 6 jarros de 2 litros do aparelho, sendo este transportado do laboratório de tratamento de efluentes até a central de laboratórios, onde todas as análises foram feitas.

Os volumes de PAC adicionados aos jarros foram de 1, 2, 3, 4, 5 e 6 ml, sendo que a concentração do coagulante era de $1,38 \text{ g.cm}^{-3}$.

De acordo com SILVA & MARINS (2009), os parâmetros de mistura rápida e lenta para o teste foram:

- Tempo de mistura rápida (T_{mr})= 30 s;
- Gradiente de mistura rápida (G_{mr}) = 150 rpm;

- Tempo de floculação (T_f) = 15 min;
- Gradiente de floculação (G_f) = 40 rpm;
- Tempo de sedimentação (T_{sed}) = 5 min.

No final do tempo de sedimentação fizeram-se coletas de amostras para se encontrar os valores de DQO, turbidez, fósforo e pH, a fim de se obter a melhor dosagem de coagulante.

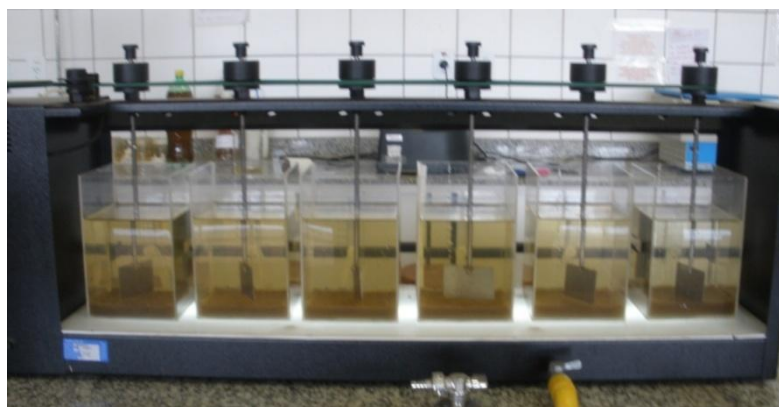


Figura 16. Ensaio de Jar-test.

Após a determinação da melhor concentração de coagulante, este foi adicionado aos ciclos de tratamento testados nesta fase da pesquisa, promovendo melhor desempenho de remoção para considerável número de parâmetros analisados.

Por meio de um pHmetro de bancada foi monitorado o pH da mistura dentro do reator, que com a adição de PAC tinha seu valor reduzido a parâmetros considerados ácidos. Para a manutenção do valor de pH na faixa da neutralidade, ideal para o desenvolvimento das bactérias presentes no sistema, foi utilizada solução de NaOH a 50%. O volume de hidróxido de sódio aplicado no reator variou de acordo com o valor de pH do meio, que apesar da aplicação de PAC ser feita sempre a um volume fixo variou à cada batelada; A solução de NaOH foi aplicada juntamente com o coagulante.

Segundo Metcalf and Eddy (2003) em tratamentos biológicos a alcalinidade pode ser adicionada na forma de NaOH, NaHCO_3 , Na_2CO_3 e $\text{Mg}(\text{OH})_2$, dependendo do custo e do manuseio de materiais químicos.

4.4 Descrição das etapas do experimento

Para as quatro etapas presentes na pesquisa o reator foi operado com 24 litros de lodo aeróbio proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) da cidade de Presidente Prudente. A cada batelada 24 litros de efluente do abatedouro foram adicionados

ao reator, tendo desta forma, uma proporção de 1 litro de lodo para cada litro de afluente no reator. O funcionamento do reator ocorreu por meio de duas bateladas diárias, a partir da troca do efluente 2 vezes ao dia, a cada doze horas.

A partir da determinação da melhor concentração de coagulante, este foi adicionado ao ciclo de tratamento a partir da segunda etapa experimental no período da troca de efluente, referente aos 10 minutos finais da fase de sedimentação, que precedia o início imediato de nova batelada. Desta forma, no ciclo seguinte ocorria a homogeneização do PAC com o meio durante todo o período da batelada, promovendo ótimo contato entre o coagulante e todas as partículas em suspensão existentes. Em consequência, iniciava-se a coagulação com posterior floculação das partículas na fase de sedimentação com um rendimento superior à aplicação de PAC no final da fase de reação anóxica para ação do coagulante apenas na fase de sedimentação, como feito no período anterior da pesquisa.

4.4.1 Etapa 1: Inoculação e aclimação do lodo

Para inoculação foram utilizados 24 litros de lodo aeróbio proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) da cidade de Presidente Prudente.

A aclimação do lodo se realizou em um período de um mês, com a troca de efluente num ciclo operacional de 12 horas de batelada com 10 horas de aeração, 1 hora e trinta minutos de sedimentação e 30 minutos para troca do efluente. Desta forma eram realizadas duas trocas de efluente por dia.

O fato da configuração de ciclo nessa etapa contar com 10 horas de aeração explica-se pelo interesse em disponibilizar alta concentração de oxigênio dissolvido no meio e consequentemente na enfatizar as atividades metabólicas de crescimento e obtenção de energia dos microrganismos presentes no meio, predominando a síntese de material celular. De acordo com Von Sperling (1996b) a fase de anabolismo resulta em consumo de oxigênio e aumento da população de microrganismos.

Esta etapa se fez necessária devido ao fato do lodo ser provindo do efluente da Estação de Tratamento de Esgoto Municipal (ETE) e o efluente que alimentava o reator, de um sistema de tratamento de uma indústria de abatedouro de bovinos; por possuírem origens diferentes necessitavam de um período de adaptação.

4.4.2 Etapa 2: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 6 horas

Na segunda etapa iniciou-se a avaliação da eficiência do método de operação em bateladas sequenciais. Foi observado o funcionamento do reator com a seguinte sequência operacional de ciclo: 6 horas de aeração (fase aeróbia), 4 horas e 45 minutos de agitação

(fase anóxica) e 1 hora e 15 minutos de sedimentação. A troca do efluente foi realizada nos 10 últimos minutos da fase de sedimentação.

4.4.3 Etapa 3: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas e 30 minutos

De acordo com os resultados obtidos na segunda etapa, satisfatórios em todos os parâmetros exceto na remoção de Nitrogênio, estipulou-se uma configuração de ciclo para melhora do processo de desnitrificação. A sequência operacional desenvolvida para a terceira etapa, com seus respectivos intervalos foi: 2 horas e 30 minutos de aeração (fase aeróbia), 8 horas e 15 minutos de agitação (fase anóxica) e 1 hora e 15 minutos de sedimentação. A troca do efluente foi realizada nos 10 últimos minutos da fase de sedimentação.

4.4.4 Etapa 4: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas

Ainda a fim de se obter um efetivo processo de desnitrificação estipulou-se nova configuração de ciclo, com a seguinte sequência operacional: 2 horas de aeração (fase aeróbia), 8 horas e 45 minutos de agitação (fase anóxica) e 1 hora e 15 minutos de sedimentação. A troca do efluente foi realizada nos 10 últimos minutos da fase de sedimentação.

4.5 Monitoramento do processo de tratamento

Para a avaliação do desempenho do reator para cada uma das quatro etapas do experimento, foi realizado o monitoramento do processo por meio de análises físico-químicas de diversos parâmetros de amostras do efluente bruto (esgoto bruto industrial do abatedouro de bovinos antes do tratamento) e do efluente tratado (líquido; após o processo de tratamento).

As amostras foram colhidas e os resultados obtidos a cada 7 dias com a finalidade de avaliar o desempenho da biomassa na remoção matéria orgânica e nutrientes ao longo das semanas.

A fim de se observar o desenvolvimento da etapa de inoculação e aclimação do lodo realizou-se análises dos seguintes parâmetros: DQO, pH, Fósforo Inorgânico e Nitrogênio Amoniacal, com maior atenção a primeira variável mencionada, pois esta relata a melhoria da eficiência do tratamento no reator em termos de remoção de matéria orgânica. Os índices de remoção obtidos nesta fase são de suma importância, pois a evolução em

percentual destes valores indica que a biomassa já desenvolve suas atividades metabólicas com rendimento aceitável, caracterizando assim o processo de aclimação.

Nos três ciclos operacionais distintos desenvolvidos nas etapas seguintes do trabalho foi realizado o monitoramento dos seguintes parâmetros: DQO, DBO, N-Amônia (nitrogênio amoniacal), N-NO_2^- (nitrito), N-NO_3^- (nitrato), Fósforo Inorgânico e série de sólidos (sólidos totais, fixos e voláteis e sólidos suspensos totais, fixos e voláteis), sendo que as análises laboratoriais foram feitas em duplicatas e determinadas segundo os procedimentos analíticos propostos por Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20ª Edição (APHA, 1998), os quais estão expostos no Quadro 5.

Quadro 5. Parâmetros de monitoramento do RBS e métodos analíticos utilizados.

Parâmetro	Unidade	Método
DBO	mg.L^{-1}	Diluição e incubação a 20°C - 5 dias
DQO	mg.L^{-1}	Colorimétrico
Fósforo Inorgânico	mg.L^{-1}	Colorimétrico
Nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+)	mg.L^{-1}	Titulométrico
Nitrito (N-NO_2^-)	mg.L^{-1}	Colorimétrico
Nitrato (N-NO_3^-)	mg.L^{-1}	Colorimétrico
Sólidos Totais (ST)	mg.L^{-1}	Gravimétrico
Sólidos Totais Fixos (STF)	mg.L^{-1}	Gravimétrico
Sólidos Totais Voláteis (STV)	mg.L^{-1}	Gravimétrico
Sólidos Suspensos Totais (SST)	mg.L^{-1}	Gravimétrico
Sólidos Suspensos Fixos (SSF)	mg.L^{-1}	Gravimétrico
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)	mg.L^{-1}	Gravimétrico

Fonte: Elaboração própria com base em APHA, 1998.

As variáveis temperatura, o pH e a concentração de oxigênio dissolvido foram mantidas em faixas ótimas para o melhor desempenho do reator, ou seja, faixas específicas que permitem aos organismos metabolizarem o substrato em condições próximas da ideal, com consequente remoção considerável de nutrientes no reator em estudo..

A temperatura foi mantida em uma faixa de 23 a 28 °C. O pH era medido por um pHmetro digital com sensor de temperatura, da marca HANNA e foi controlado para manter-se em uma faixa de 6,0 a 8,0. O parâmetro oxigênio dissolvido (OD) foi controlado através de um oxímetro digital, também da marca HANNA, e durante a fase de reação aeróbica do ciclo era mantido a uma concentração entre 4,5 mg.L^{-1} e 6,5 mg.L^{-1} .

4.6 Eficiência de remoção de poluentes

A eficiência em termos de remoção (%) para os parâmetros DBO, DQO, Fósforo inorgânico e série de sólidos (ST, STF, STV, SST, SSF, SSV) foi determinada para todas as etapas experimentais a partir do cálculo da razão entre a diferença das concentrações (efluente bruto e efluente tratado) e a concentração de efluente bruto de cada parâmetro, como descrito na equação 4.

(Eq. 4)

Onde:

ξ_p = Eficiência de remoção de um parâmetro em específico;

X Bruto = Concentração do parâmetro no efluente bruto do reator (**mg.L⁻¹**);

X Tratado = Concentração do parâmetro no efluente tratado do reator (**mg.L⁻¹**) .

A eficiência de remoção de nitrogênio, considerando-se o processo de oxidação do N-amoniaco a nitrito ou nitrato (nitrificação) e posteriormente a redução desses a nitrogênio gasoso (desnitrificação), foi determinada também para todas as etapas, por meio do cálculo da razão entre a diferença das concentrações (efluente bruto e efluente tratado) e a concentração de efluente bruto das formas de nitrogênio monitorado: N-Amônico, N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻, pelas Equações 5, 6 e 7.

(Eq. 5)

Em que:

(Eq. 6)

(Eq. 7)

Onde:

ξ_{Nit} = Eficiência de remoção de nitrogênio;

CN bruto = Concentração de nitrogênio nas formas amônico, nitrato e nitrito no afluente do reator (**mg.L⁻¹**);

CN Tratado = Concentração de nitrogênio nas formas amônico, nitrato e nitrito no efluente do reator (**mg.L⁻¹**);

Para melhor análise e interpretação dos resultados do trabalho, e de forma a resumir os dados obtidos, serão apresentados valores que sejam representativos da série de números estudada por meio da utilização de medidas estatísticas; Escolheu-se utilizar as seguintes ferramentas estatísticas: medidas de tendência central e medidas de dispersão.

As medidas de tendência central ou de posição representam fenômenos pelos seus valores médios, em torno dos quais tendem a concentrarem-se os dados. As medidas de dispersão são medidas estatísticas utilizadas para verificar o quanto os valores encontrados em uma pesquisa estão dispersos em relação à média.

4.7 Levantamento de perfis temporais

Para uma melhor compreensão do comportamento do RSB foram realizados perfis temporais relacionados à segunda e terceira etapas experimentais. A escolha de apenas dois ciclos operacionais específicos para análise dos perfis se deve ao fato da discrepância entre suas configurações, na qual a etapa 2 apresentava tempo de fase aeróbia superior ao dobro do tempo da mesma fase na etapa 3, e este fato é determinante para a obtenção de resultados distintos relacionados à eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

Os resultados obtidos foram determinados através do monitoramento dos parâmetros analisados de cada etapa experimental em intervalos específicos de tempo durante uma batelada, para se concluir sobre a função de cada fase operacional do reator na remoção de parâmetros específicos de monitoramento.

Na construção dos perfis foram coletadas 6 amostras durante as distintas fases de um ciclo completo de batelada. Devido às diferentes configurações de ciclos observados, os horários de coleta foram específicos para cada etapa de acordo com os Quadros 6 e 7.

Quadro 6. Especificações das amostras coletadas para o perfil temporal da segunda etapa experimental.

Etapa 2: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 6 horas						
Fases	Efl. Bruto	Aeração		Agitação		Sedimentação (Efl. Trat. Final)
Duração das fases		6 hs		4 hs 15 min		1 h 15 min
Horário de coletas	07:30	10:30	13:00	15:45	17:45	19:30

Quadro 7: Especificações das amostras coletadas para o perfil temporal da terceira etapa experimental.

Etapa 3: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas e trinta minutos						
Fases	Efl. Bruto	Aeração		Agitação		Sedimentação (Efl. Trat. Final)
Duração das fases		2 hs 30 min		8 hs 15 min		1 h 15 min
Horário de coletas	07:30	09:30	12:00	15:30	17:45	19:30

Realizados os perfis temporais referentes a um ciclo operacional completo ou batelada, provenientes da segunda e terceira etapas experimentais, foram analisados os resultados referentes aos seguintes parâmetros: pH, OD, Temperatura, DQO, N-Amoniacal (nitrogênio amoniacal), N-NO_2^- (nitrito), N-NO_3^- (nitrato) e Fósforo inorgânico, supondo que nesse período o sistema já houvesse se estabilizado.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Ensaio Jar-Test e dosagem do coagulante PAC

No ensaio de *Jar-test*, os valores de turbidez, pH e DQO da amostra de efluente tratado do reator foram de 51,2 NTU, 7,8 e 911,3 mg.L⁻¹, respectivamente.

Os volumes de PAC adicionados aos jarros foram de 1, 2, 3, 4, 5 e 6 ml, sem diluição. Assim a turbidez, pH e DQO de cada jarro foi aferida no final do tempo de sedimentação (T_{sed}).

Na Tabela 2 estão contidos os resultados de tal procedimento, e na Figura 17 consta um gráfico que relaciona turbidez e pH com a dosagem de coagulante utilizada em cada jarro.

Tabela 2. Parâmetros de análises no ensaio de Jar-test.

Parâmetros	Resultados					
Dosagem (mL)	1	2	3	4	5	6
pH	4,6	4,4	4,3	4,3	4,3	4,3
Turbidez (NTU)	3,1	4,2	4,1	4,8	4,8	3,9
DQO (mg.L ⁻¹)	92,9	103,4	108,7	122,7	112,2	136,8

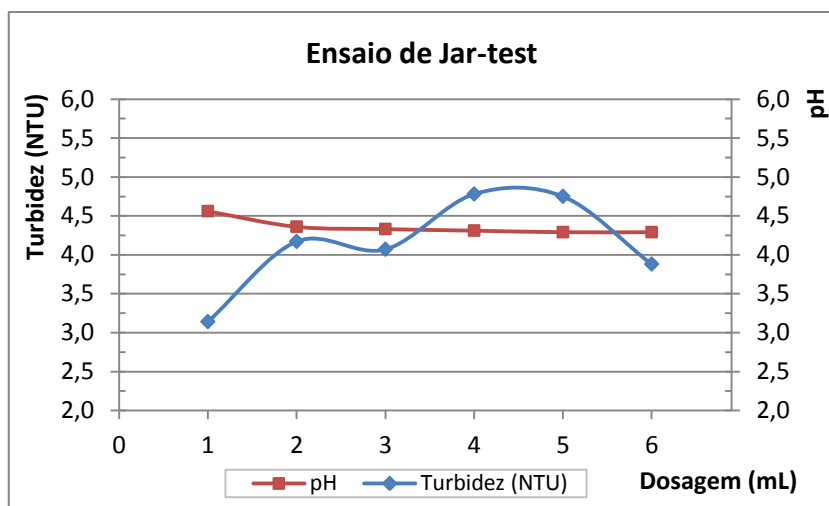


Figura 17. Ensaio de Jar-test para determinação de dosagem ótima.

Pode-se perceber oscilações nos valores de turbidez, no qual o menor valor de 3,1 NTU encontrou-se no volume de PAC de 1,0 mL. Ao se comparar este valor obtido com o valor da amostra de entrada que era de 51,2 NTU, calcula-se uma remoção de 93,9%; um índice de remoção acima de 90% do parâmetro turbidez por meio de sedimentação com PAC é considerado satisfatório para a pesquisa.

Como não houve a adição de nenhum composto básico, observou-se uma redução do pH, o qual se manteve em torno de 4,0, evidenciando a necessidade de um tamponamento. No presente trabalho foi escolhido o composto NaOH (hidróxido de sódio) para a neutralização do sistema.

Da análise do parâmetro DQO (Figura 18), pode-se verificar que a menor concentração, $92,9 \text{ mg.L}^{-1}$, encontrou-se no jarro em que foi adicionado 1,0 mL de coagulante. Visto que o valor do afluente bruto é de $911,3 \text{ mg.L}^{-1}$, obteve-se uma remoção de 89,8%, considerado por razões semelhantes ao parâmetro anterior satisfatório. Nos demais jarros ocorreram valores superiores referentes à concentração de DQO, ou seja, foram obtidos menores índices de remoção do parâmetro.

Pode-se explicar o ocorrido pelo aumento da concentração de coagulante representar um excesso deste, e conseqüentemente ocasionar a reestabilização das partículas de material orgânico presentes no meio. O mecanismo de reestabilização implica em não formação de flocos para posterior sedimentação, fazendo com que o material antes removido por gravidade ainda esteja presente nas reações que envolvem a quantificação do parâmetro DQO.

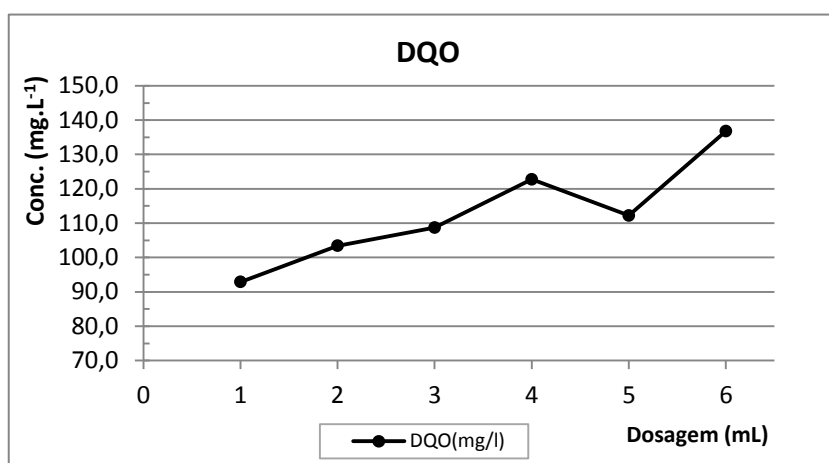


Figura 18. Evolução da concentração de DQO no ensaio de Jar-test.

Analisando estes resultados optou-se pelo volume de 1 mL de coagulante a cada 2 litros de efluente, volume dos jarros de jar test; ou seja, 0,5 mL PAC/L de efluente a ser tratado. Considerando que a concentração do coagulante PAC utilizado era de $1,38 \text{ g.cm}^{-3}$ tem-se uma dosagem de $0,69 \text{ g.L}^{-1}$.

Devido à ampla faixa de dosagens de coagulante que poderiam ter sido testadas, o intervalo de 1 a 6 mL escolhido teve como base o trabalho desenvolvido por POLEGATTO (2011), com abordagem sobre o mesmo coagulante químico. A bibliografia consultada

tratava intervalos próximos a 1 mL como ideais devido à economia na utilização do produto químico e à remoção satisfatória dos parâmetros de poluição abordados no ensaio Jar-Test.

Apesar do alto índice de remoção de DQO no ensaio Jar-Test, apenas a utilização desta etapa físico-química não seria interessante na proposta de tratamento do presente trabalho, pois o intuito do desenvolvimento da etapa biológica se baseia na otimização da remoção de nitrogênio, via nitrificação e desnitrificação, sendo estes processos exclusivamente biológicos.

5.1.1 Efeito da adição do coagulante PAC nas etapas experimentais

A adição do coagulante PAC no início das bateladas do experimento promoveu ótimo contato deste com as partículas do meio, o que resultou em alto rendimento do processo de coagulação química integrado ao funcionamento do RSB. De acordo com METCALF and EDDY (2003) o uso da precipitação química decorre da necessidade de proporcionar remoção mais completa de compostos orgânicos e nutrientes contidos em água residuária.

Um efeito adverso à adição de coagulante em qualquer etapa do ciclo de tratamento é a diminuição da biodisponibilidade de material em suspensão. A amenização deste processo ocorreu por meio da agitação mecânica com hélice de metal no RSB, que evitava o desenvolvimento de flocos de lodo antes que se iniciasse a etapa de sedimentação ao final do ciclo do reator.

Excluindo-se a etapa de aclimação do lodo, nas três diferentes configurações de ciclo desenvolvidas nas etapas experimentais posteriores, a fase de sedimentação de 1 hora e 15 minutos contou com o efeito coagulante/floculante do Policloreto de Alumínio, promovendo assim a remoção de compostos orgânicos e nutrientes biodegradáveis e não-biodegradáveis na forma de material particulado, sendo esses respectivamente: matéria orgânica, nitrogênio e fósforo inorgânico. Deve-se ressaltar que os materiais particulados citados anteriormente também são denominados sólidos suspensos totais.

5.2 Etapa 1: Inoculação e aclimação do lodo

A Tabela 3 mostra as características iniciais do efluente bruto, sem ser submetido ao tratamento no RSB.

Tabela 3. Características físico-químicas do efluente da indústria de abate de bovinos de Presidente Prudente/SP.

Parâmetros	Valor
------------	-------

DQO	1168,5 mg.L ⁻¹
DBO	165,9 mg.L ⁻¹
pH	7,14
OD	0,3 mg.L ⁻¹
Fósforo inorgânico	0,2 mg.L ⁻¹
Nitrogênio Amoniacal (N-NH₄⁺)	229,6 mg.L ⁻¹
Nitrito (N-NO₂⁻)	7,7 mg.L ⁻¹
Nitrato (N-NO₃⁻)	2,2 mg.L ⁻¹
Sólidos totais (ST)	1801,7 mg.L ⁻¹
Sólidos Suspensos Totais (SST)	988,0 mg.L ⁻¹
Turbidez	1000 NTU

Anteriormente às análises dos resultados deve se ressaltar que os valores das variáveis físico-químicas do efluente bruto coletado variaram durante o período do experimento, isso porque os reservatórios estavam localizados ao céu aberto, estando, portanto, sujeito às alterações climáticas, tais como precipitação e variação da temperatura ambiente.

Durante essa etapa foram realizadas três análises do efluente antes e após o tratamento, para que assim pudesse ser verificado o nível de adaptação do lodo em relação ao efluente industrial, além de verificar a eficiência inicial do tratamento desempenhado pelo RSB.

O gráfico da Figura 19 mostra a evolução da remoção do parâmetro DQO. As análises foram realizadas em um intervalo de tempo de uma semana.

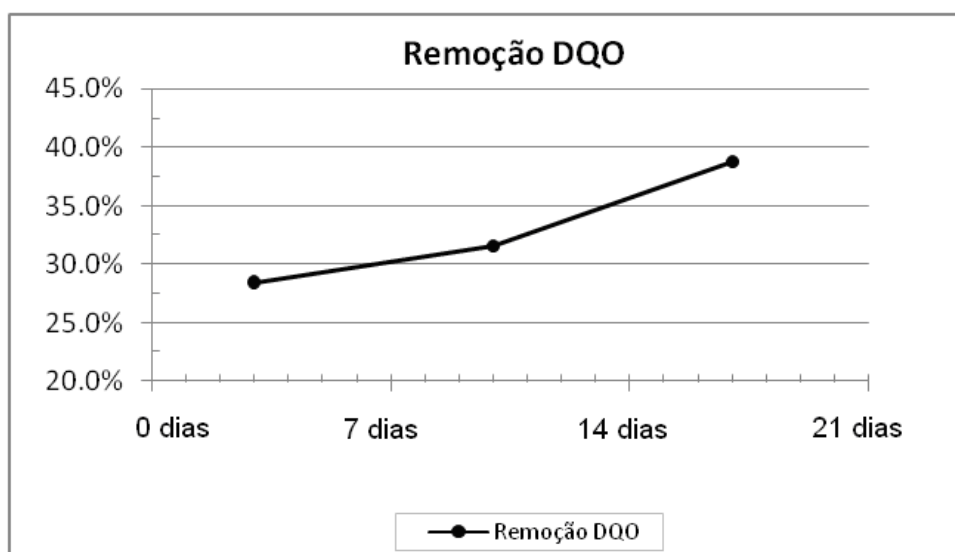


Figura 19. Evolução da remoção de DQO na etapa de inoculação e aclimação do lodo.

Na primeira análise realizada, sete dias após o início do funcionamento do experimento, foi obtida uma remoção de 28,4 % de DQO. Esse valor pode ser considerado baixo se comparado aos resultados alcançados nas demais etapas experimentais da pesquisa, quando o sistema estava funcionando com as fases operacionais definidas para cada configuração de ciclo escolhida. Na segunda e na terceira análise foram obtidos índices de remoção de 31,6 % e 38,8 % respectivamente, com remoção média total de 32,9 %. Diante disso pode se verificar que a remoção da DQO no RSB apresentou um aumento gradativo, sobretudo em comparação entre a segunda e a terceira análises.

Os valores de remoção de DQO se mostraram satisfatórios para essa fase do experimento, haja vista que o sistema apresentava-se uma fase de adaptação.

O parâmetro nitrogênio amoniacal (N-Amoniacal) também foi monitorado na presente etapa devido a ocorrência do processo de nitrificação. A ausência da fase anóxica nesta etapa justifica o não monitoramento dos demais parâmetros referentes ao grupo Nitrogênio.

A Figura 20 demonstra a evolução da remoção do nitrogênio amoniacal durante a etapa de aclimação.

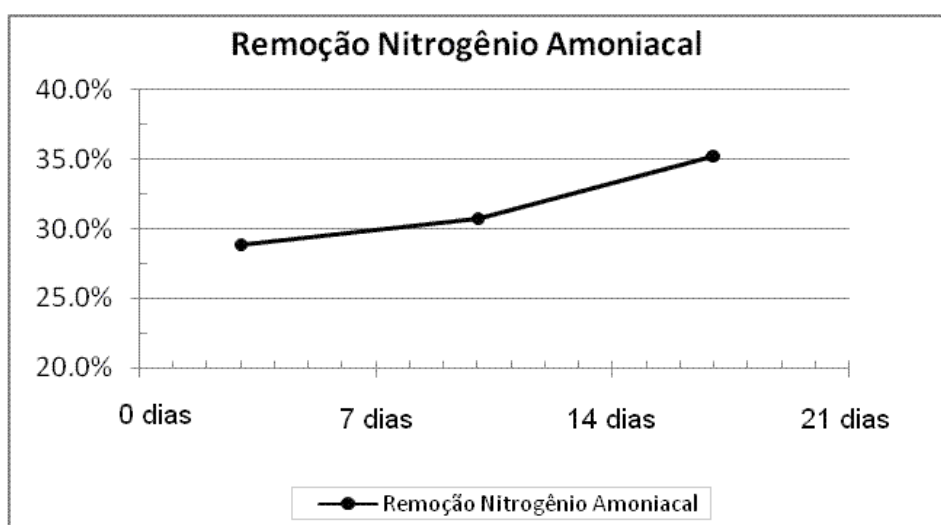


Figura 20. Evolução da remoção de N-Amoniacal na etapa de inoculação e aclimação do lodo.

Por meio da Figura 20, foi notado um aumento progressivo da remoção de N-Amoniacal, variando entre 28,9 % e 35,3 %, com média de 31,6 %. Os valores apresentados são de forma esperada considerados baixos, devido ao fato do lodo ainda não ter se adaptado completamente à presença do efluente e pelo experimento estar funcionando com um ciclo sem fases operacionais definidas.

Os resultados de $P-PO_4^{3-}$ (fósforo inorgânico) podem ser observados na Figura 21. Estes mostraram níveis de remoção de fósforo inorgânico baixos, alcançando valor máximo de 7,9% e média de 6,7%.

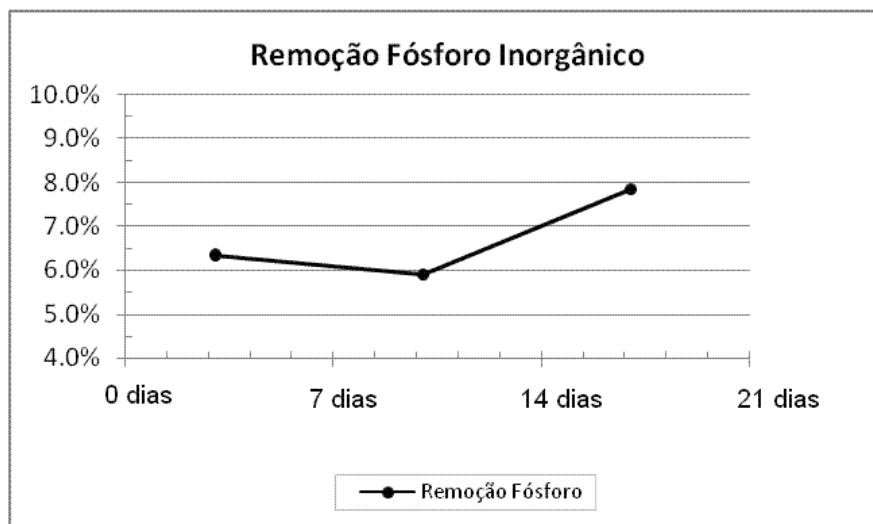


Figura 21. Evolução da remoção de $P-PO_4^{3-}$ na etapa de inoculação e aclimação do lodo.

Tais resultados podem ser explicados pela ausência do estágio anaeróbico nesta fase, visto que durante a aclimação foi proporcionado somente um ambiente aeróbico. Um período em condição de ausência de oxigênio é fundamental para a assimilação de fósforo pelos microrganismos presentes no lodo, processo no qual se remove fósforo do meio líquido.

5.3 Etapa 2: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 6 horas

Os resultados de remoção de DQO (Figura 22) obtidos nesta etapa demonstraram valores elevados. Com o lodo já adaptado a configuração deste ciclo, o valor inicial de remoção foi de 74%, chegando a um valor máximo de 93.3% com a obtenção das condições ideais de degradação de matéria orgânica para os microrganismos relacionados a este fim presentes no reator, juntamente com o processo de coagulação química ocorrido na fase de sedimentação.

O efluente bruto tem média de $1418,6 \text{ mg.L}^{-1}$ e o efluente tratado de $212,3 \text{ mg.L}^{-1}$ durante o período em que foi desenvolvida a etapa, ou seja, uma eficiência de remoção média de 86%, com 8,3% referente ao valor de desvio padrão. O baixo valor do medidor de

dispersão verifica que o valor médio resume de maneira confiável as informações contidas nos dados de remoção, ou seja, a média aritmética é significativa como resultado abordado.

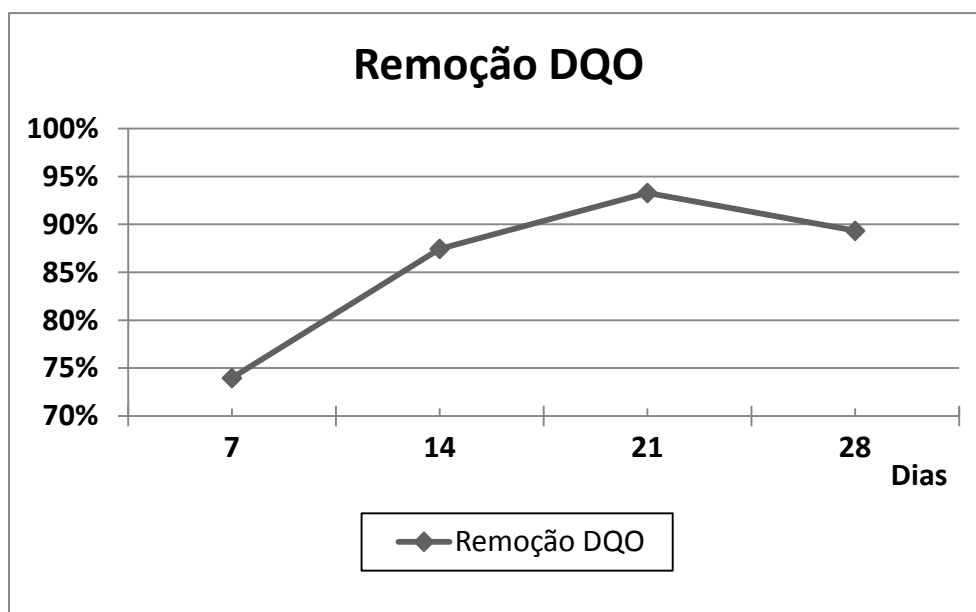


Figura 22. Evolução da remoção de DQO referente ao reator na etapa 2.

A eficiência de remoção média de DBO (Figura 23) foi de 74%, com desvio padrão de 15,7%. Os dados analisados tiveram valor máximo de 88% e mínimo de 52%. A remoção média apresentou valor próximo ao esperado para um sistema de tratamento aeróbio. O valor médio do afluente bruto é de $74,16 \text{ mg.L}^{-1}$ e do efluente tratado de $19,3 \text{ mg.L}^{-1}$.

Segundo Campos (2002), o processo aeróbio é um processo no qual o oxigênio livre é o único aceptor de elétrons, o oxigênio é reduzido e o carbono oxidado. A alta disponibilidade de oxigênio dissolvido no sistema nesta etapa pode explicar a grande quantidade de matéria orgânica removida pelo metabolismo bacteriano.

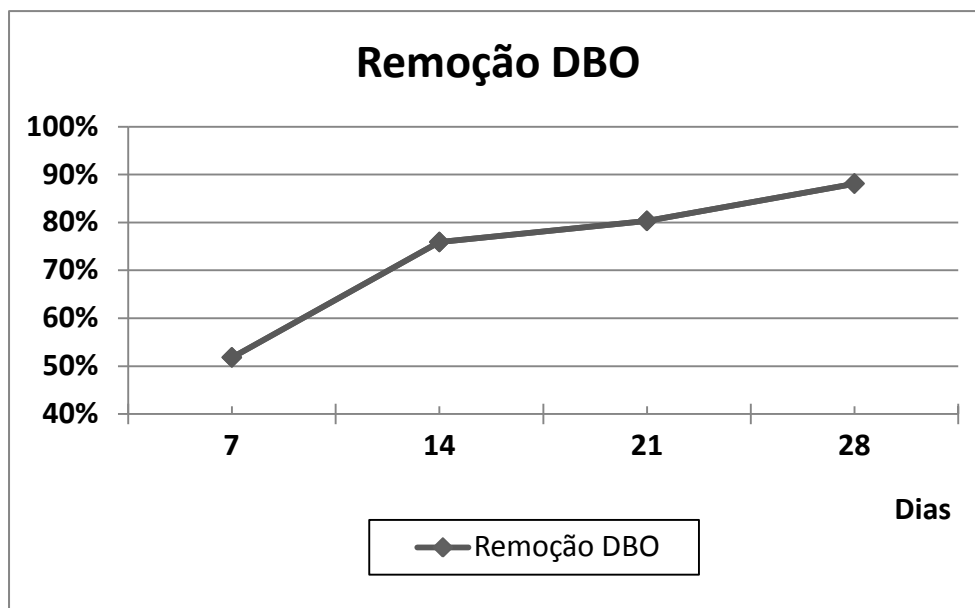


Figura 23. Evolução da remoção de DBO referente ao reator na etapa 2.

Em relação à remoção de Nitrogênio Amoniacal (Figura 24) pode-se notar pouca variação entre os dados, que possuiu valores entre 66,6% e 70%, média de 65,4%, e um consequente desvio padrão de 6,2%. O valor de remoção média foi considerado elevado devido à alta carga deste parâmetro no afluente bruto, com média de $188,54 \text{ mg.L}^{-1}$ e valor máximo obtido de $292,8 \text{ mg.L}^{-1}$. O efluente tratado teve média de $65,9 \text{ mg.L}^{-1}$. Pode-se afirmar pela média de remoção obtida que grande quantidade de Nitrogênio Amoniacal foi oxidada e convertida a Nitrito e Nitrato.

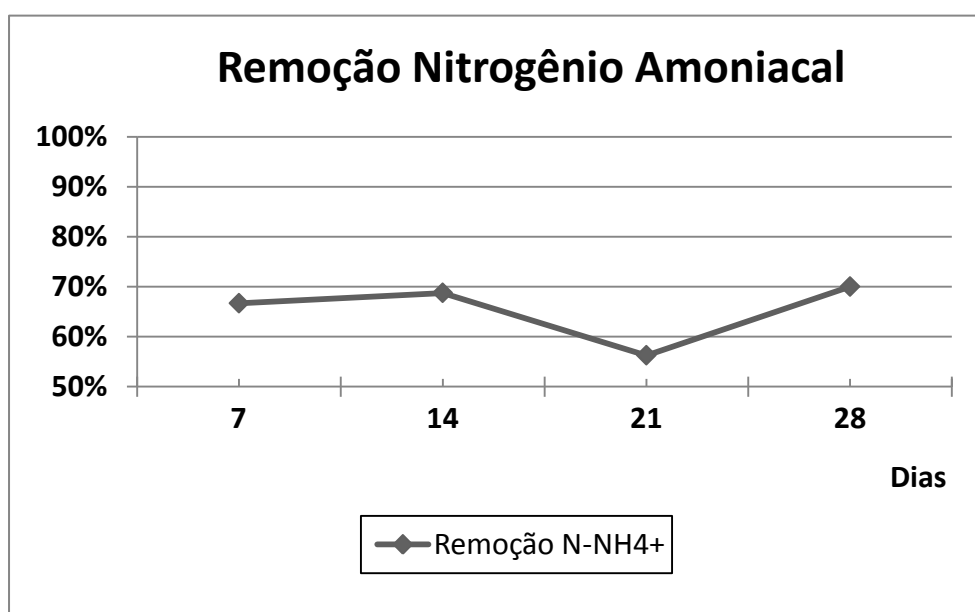


Figura 24. Evolução da remoção de N-NH₄⁺ referente ao reator na etapa 2.

A eficiência de remoção de nitrogênio, considerando-se o processo nitrificação e desnitrificação, esta representada na Figura 25. Observou-se alta dispersão dos dados, com valores entre 0 e 20,1%, e valor médio de 9,9% de remoção. Os resultados de remoção das duas primeiras amostras analisadas foram nulos devido à alta concentração de nitrito e nitrato no efluente tratado final.

Considerando-se que a fase anóxica é responsável pela otimização da ação das bactérias desnitrificantes na conversão do Nitrato (N-NO_3^-) a Nitrogênio gasoso (N_2), e que, a remoção média da amônia foi acima de 70%; pode-se observar que esta fase não foi satisfatória na remoção dos nitratos e nitritos, e, conseqüentemente, o processo de desnitrificação foi reduzido.

Segundo METACALF and EDDY (2003) a taxa ótima de nitrificação ocorre a 20°C na faixa de pH entre 7,5 e 8 enquanto que para as taxas de desnitrificação, nenhum efeito negativo tem sido relatado para mesma temperatura e faixa de pH entre 7,5 e 8. Como os fatores ambientais ótimos para os processos de nitrificação e desnitrificação são semelhantes, descarta-se a hipótese de condições desfavoráveis de operação do reator terem prejudicado a desnitrificação, pois o processo de nitrificação ocorreu normalmente no reator; nesta etapa a concentração média de nitrito e nitrato no afluente bruto foram respectivamente de 2 e 3,3 mg.L^{-1} enquanto que o efluente tratado teve 83 mg.L^{-1} de Nitrito e 37,7 mg.L^{-1} de Nitrato como concentração média, o que comprovou as altas taxas de oxidação da amônia.

Desta forma, mesmo com a existência de uma fase anóxica nesta etapa experimental, ocorreu baixa eficiência de remoção biológica de nitrogênio no sistema, o que pode ter sido consequência da baixa disponibilidade de fontes de carbono para as bactérias desnitrificantes reduzirem os compostos oxidados presentes na mistura do reator; a quantidade total de nitrogênio oxidado pode ou não ser reduzida completamente, dependendo da quantidade de matéria carbonácea biodegradável disponível (IAMAMOTO, 2006).

Pode-se notar que os baixos valores de remoção de nitrogênio foram causados pela falta de doadores de elétrons para a redução de compostos N-NO_x^- , que poderia ser introduzida ao RSB por meio de uma segunda alimentação de afluente bruto no período anóxico (BORTONE et al, 1992).

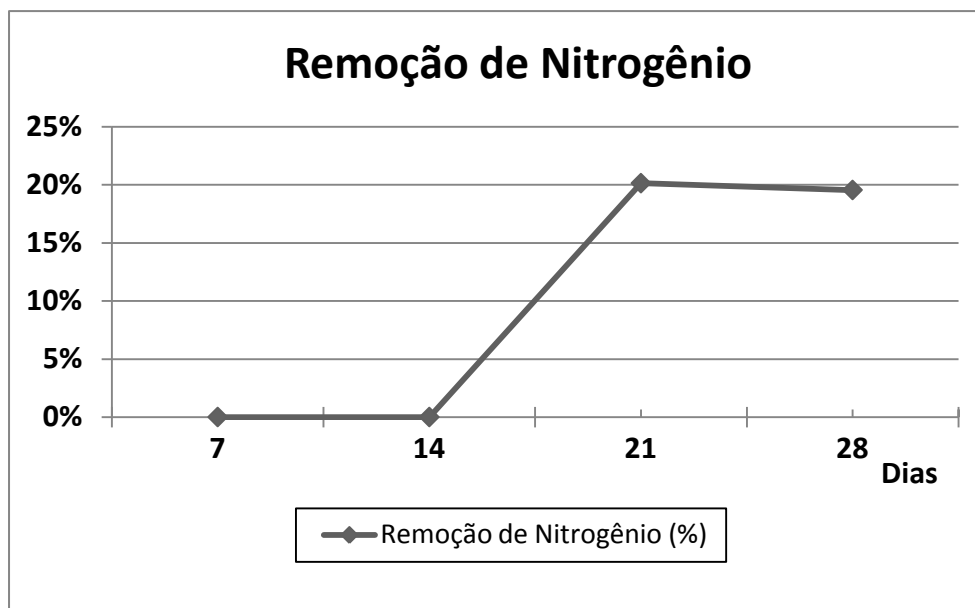
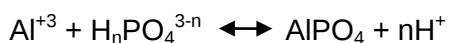


Figura 25. Evolução na remoção de Nitrogênio referente ao reator na etapa 2.

A Figura 26 mostra os valores de remoção de Fósforo Inorgânico, que variaram entre 86,9% e 98,2%, com elevada média de 93,3% e baixo desvio padrão de 4,8%, demonstrando baixa variabilidade dos dados e em consequência alta eficiência do método. O valor médio do afluente bruto é de 0,25 mg.L⁻¹ e do efluente tratado de 0,0167 mg.L⁻¹. O elevado valor médio de remoção pode ser explicado pela ação do coagulante PAC, grande contribuidor para remoção devido à tendência de o alumínio reagir quimicamente com o fósforo, somada a fração removida biologicamente pelos organismos acumuladores de fósforo.

A reação básica envolvida na precipitação de fósforo com alumínio é:



No caso do alumínio 1 mol precipitará 1 mol de fosfato, entretanto, essa reação é enganosamente simples e deve ser considerada em função da maioria das reações competitivas e suas constantes de equilíbrio associadas, e seus efeitos de alcalinidade, pH, oligoelementos e ligantes presentes em águas residuárias. O AlPO₄ (Ortofosfato de alumínio) é um cristal, que corresponde a um precipitado de fosfato de baixa solubilidade. Tais cristais são mais densos que as demais partículas presentes na mistura do reator, sendo removidas por precipitação (METCALF and EDDY, 2003).

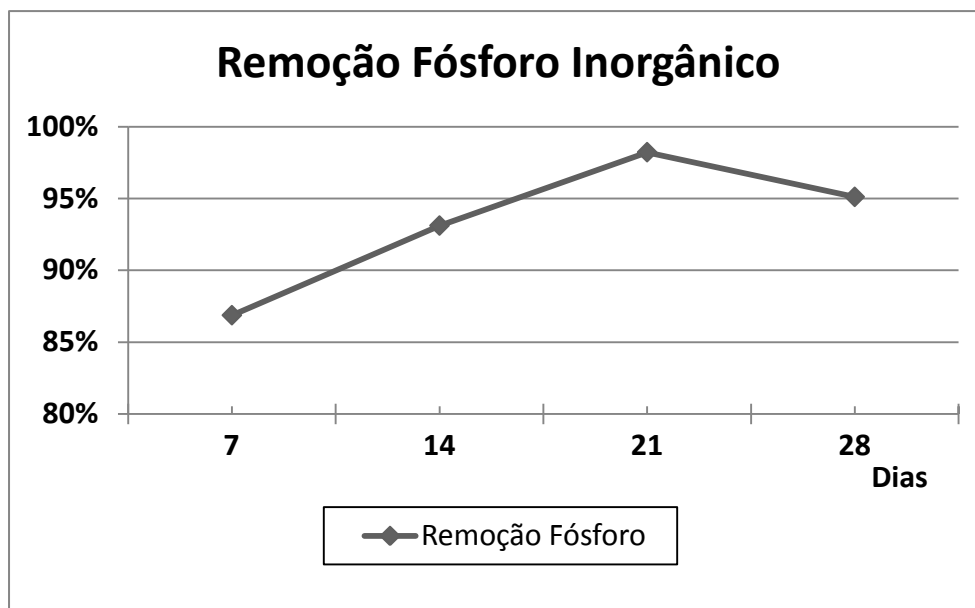


Figura 26. Evolução da remoção de PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 2.

Analisando os valores de sólidos totais (Figura 27) observou-se um baixo desempenho de remoção do reator, com 18,3% referente aos ST, 76,2% de STV e um aumento de 41,5% de STF. Observa-se que os sólidos totais fixos tiveram valores de concentração superiores no efluente tratado em comparação ao afluente bruto. Tal produção pode ser explicada pela adição de PAC e NaOH ao sistema, constituintes químicos que não são volatilizados no processo de calcinação dos sólidos e permanecem no efluente ao final do ciclo de tratamento.

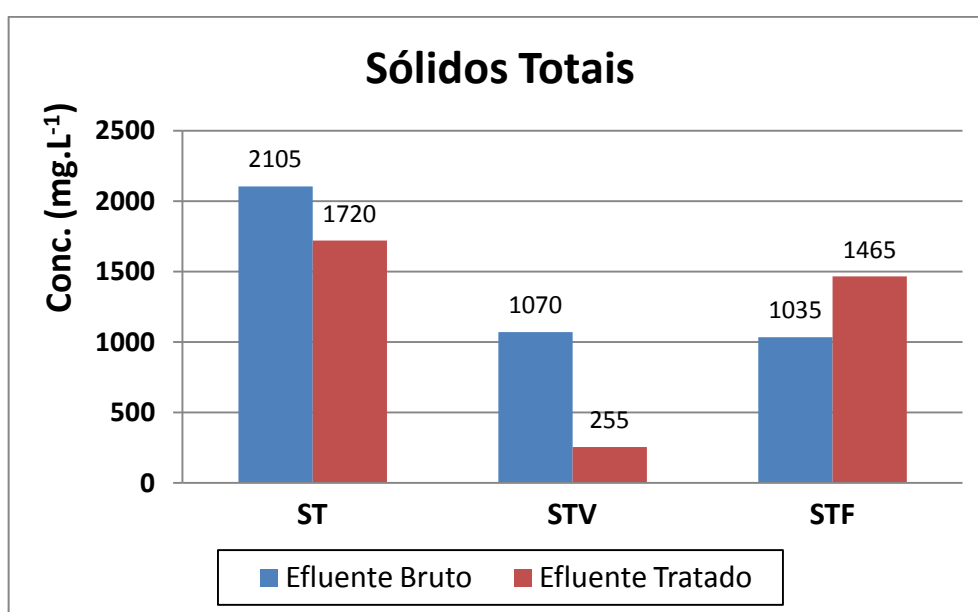


Figura 27: Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 2.

Analisando os valores de sólidos suspensos (Figura 28) observou-se um desempenho regular de remoção do reator, com 57,89% referente aos SST, 83,1% de SSV e 16,3% de SSF.

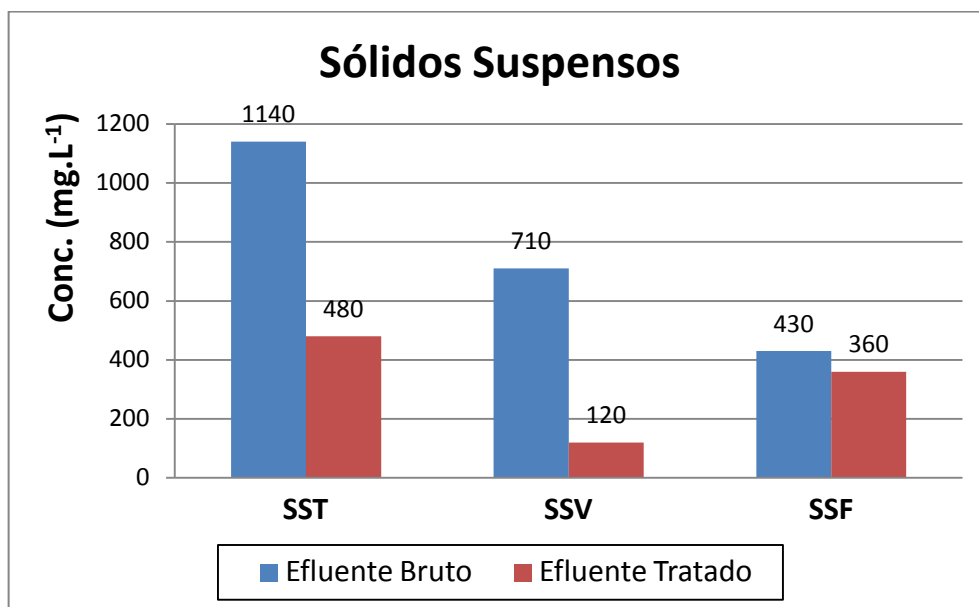


Figura 28: Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 2.

5.3.1 Perfil temporal referente à etapa de desempenho do reator com fase operacional aeróbica de 6 horas

Os perfis serão aqui apresentados na forma de gráficos e primeiramente serão analisados os parâmetros ambientais: OD, pH e temperatura. Posteriormente serão analisados os perfis dos parâmetros que descrevem o processo de remoção da matéria carbonácea, dos nutrientes nitrogênio e fósforo e de sólidos presentes no meio líquido.

Deste modo pode-se notar que o perfil temporal do parâmetro oxigênio dissolvido, analisado durante uma única batelada estudada (Figura 29), apresentou o comportamento de um perfil típico de OD em sistemas de RSB.

O primeiro ponto apresentou uma baixa concentração de OD, 0,73 mg.L⁻¹, correspondente a concentração do afluente bruto. Posteriormente com 3 horas após o início do processo da aeração, a concentração aumentou para 6,04 mg.L⁻¹, e com 5 horas e trinta minutos deste processo o valor chegou a 6,5 mg.L⁻¹, apresentando um valor médio de 4,42 mg.L⁻¹ nesta fase. Com o início do período anóxico, após 6 horas de aeração, o sistema para este fim foi desligado e se iniciou a agitação. Nessa condição, a concentração de OD teve uma diminuição acelerada, atingindo 0,5 mg.L⁻¹ após 2 horas e quarenta e cinco minutos e

0,59 mg.L⁻¹ após 4 horas e quarenta e cinco minutos de fase anóxica; a diminuição ocorreu devido ao consumo de oxigênio dissolvido pelos microrganismos presente no lodo em suas atividades metabólicas. O ultimo ponto de coleta foi referente ao efluente tratado, após 1 hora e 15 minutos de sedimentação, e este apresentou um valor final de 1,42 mg.L⁻¹.

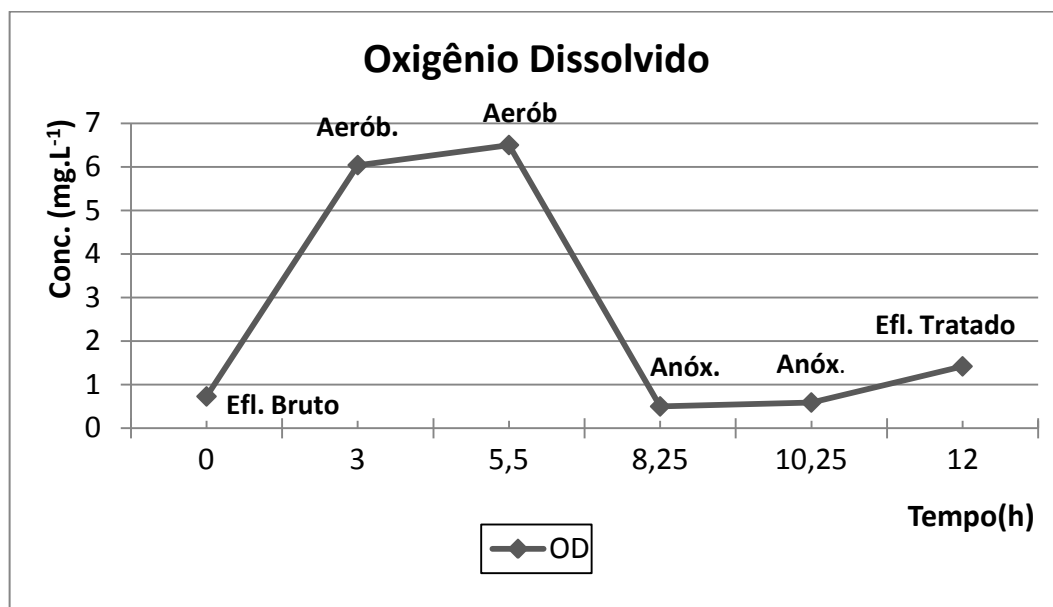


Figura 29: Perfil temporal do OD referente ao reator na etapa 2.

A influência do pH nos processos biológicos é específica para cada tipo de remoção de parâmetros. Para oxidação aeróbia biológica, valores de pH no intervalo de 6 a 9 são toleráveis, enquanto que a performance ótima ocorre com valores próximos de 7.

Segundo a U.S. EPA (1994) nota-se que as taxas de nitrificação são sensíveis ao pH, caindo consideravelmente com valores abaixo de 6,8; Com valores entre 5,8 e 6 as taxas podem chegar a 10 ou 20% comparadas à taxa de nitrificação com pH 7. Taxas ótimas de Nitrificação ocorrem dentro do intervalo de valores de pH entre 7,5 e 8. Os valores de pH de 7 a 7,2 são normalmente utilizados para manter a nitrificação em taxas razoáveis, e para locais com águas de baixa alcalinidade pode ocorrer o tamponamento para a manutenção de valores aceitáveis de pH.

Nas taxas de desnitrificação a preocupação com a influência de pH é menor que para os organismos nitrificantes, e nenhum efeito para tal taxa tem sido avaliado para valores de pH entre 7 e 8. Por fim a remoção biológica de fósforo é afetada pelo pH apenas com valores abaixo de 6,5, no qual sua eficiência de remoção é grandemente reduzida (METCALF & EDDY, 2003). Conclui-se pela síntese dos intervalos ideais de pH para cada parâmetro que valores de 7 a 7,5 podem ser considerados ótimos para remoção biológica em geral no RSB..

Devido ao pH ácido da mistura, o reator foi tamponado com a adição de NaOH após a adição do coagulante; a mistura presente no reator se manteve em uma faixa próxima da neutralidade, variando de 7,2 a 8,4, como pode ser observado na Figura 30. Nota-se que estes valores apresentam-se favoráveis para o desenvolvimento das bactérias presentes no lodo.

Em relação à tendência da curva de pH (Figura 30), o efluente bruto, representado no primeiro ponto do gráfico, apresentou pH de 7,23. Durante o período de aeração os valores foram respectivamente de 8,45 e 8,1. Foi verificada uma tendência de decréscimo com o avanço do período de reação aeróbia. Isso provavelmente foi ocasionado pelo processo de nitrificação que ocorria no sistema durante esta fase, que segundo METCALF and EDDY (2003), é responsável pela elevação da acidez do meio pela produção de íons H^+ à medida que as bactérias nitrificantes oxidam a amônia.

Nas fases seguintes, o pH se manteve praticamente constante até o final do ciclo, com um valor final de 7,8. De acordo com Von Sperling (2002), a desnitrificação pode aumentar o pH do sistema caso elevadas concentrações de nitrato sejam removidas, mas como o aumento foi reduzido, houve pouca redução de nitratos nessa batelada.

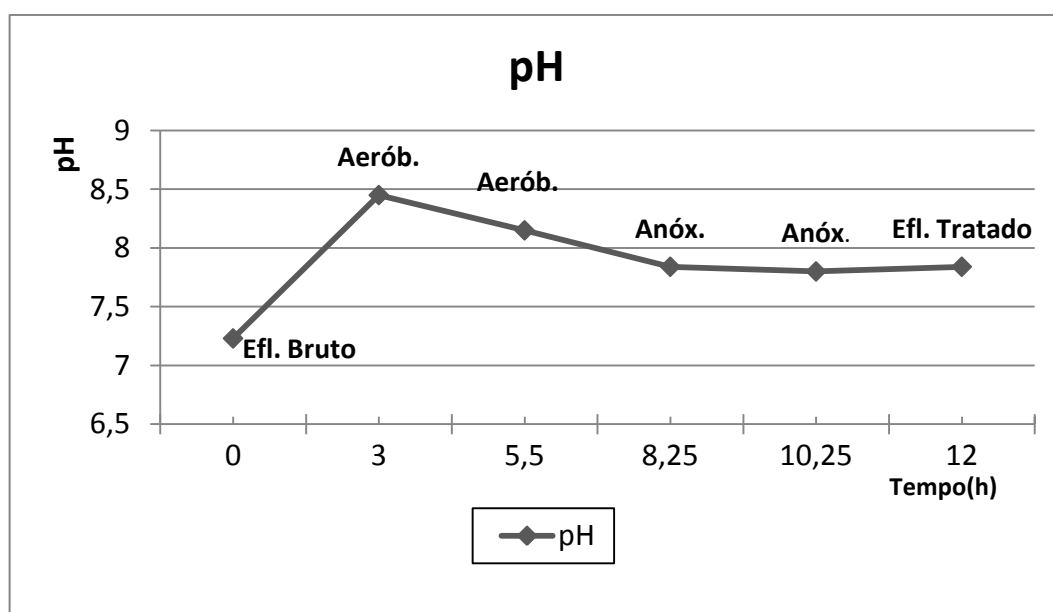


Figura 30. Perfil temporal do pH referente ao reator na etapa 2.

O monitoramento da variação da temperatura durante um processo de tratamento é fundamental, pois segundo METCALF and EDDY (2003), esta é capaz de interferir significativamente nas atividades metabólicas dos microrganismos e nas taxas de transferência de gases. As temperaturas ótimas para atividade bacteriana estão na faixa de

25 a 35°C, sendo que todos os processos biológicos aqui tratados apresentam boas taxas de remoção a 20° C.

Em certos casos a temperatura pode inibir em grande escala a taxa de remoção. Digestão aeróbia e nitrificação cessam com temperaturas acima de 50° C. Quando as temperaturas caem para aproximadamente 15° C as bactérias produtoras de metano tornam-se completamente inativas, e a aproximadamente 5° C as bactérias nitrificantes autotróficas praticamente cessam seu funcionamento.

Deste modo, pela análise da Figura 31, foi constatado que a temperatura teve uma variação entre 21,2 e 25° C, não fugindo à faixa considerada ótima pela literatura para a degradação da matéria orgânica, nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo pelas bactérias.

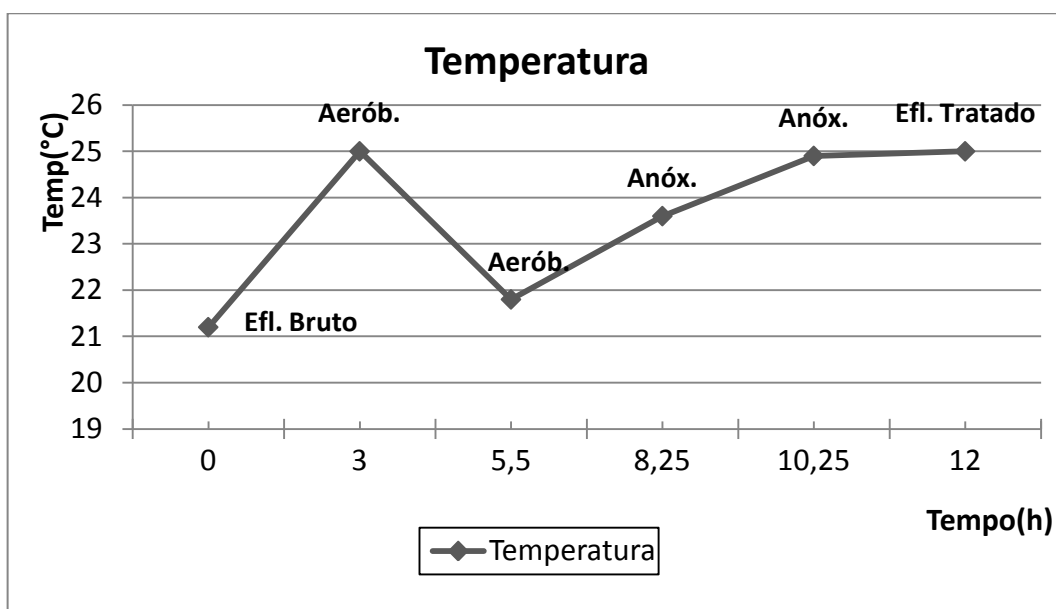


Figura 31. Perfil temporal da Temperatura referente ao reator na etapa 2.

O comportamento da DQO pode ser visualizado na Figura 32, a qual representa as variações de concentração de matéria orgânica do efluente em tratamento. Foi verificado que esta apresentou um valor inicial de 716,6 mg.L⁻¹, no efluente bruto, e uma concentração final de 143,14 mg.L⁻¹, no efluente tratado, demarcando uma remoção total de 80%. Observando-se o gráfico pode-se verificar que nas primeiras três horas da fase de areação, a DQO foi reduzida bruscamente, sendo que só nesse período, cerca de 78% foi removida; isso ocorreu devido ao consumo de matéria carbonácea pelas bactérias aeróbicas através do fornecimento de oxigênio dissolvido. Constatou-se que nas etapas seguintes, a concentração manteve-se praticamente constante devido à maior parte da matéria

carbonácea disponível já ter sido oxidada e a disponibilidade de oxigênio estar cada vez mais reduzida, visto que nessas etapas não havia aeração.

Observou-se que o ponto com maior remoção foi referente à amostra coletada após a fase de sedimentação, que corresponde ao efluente tratado final. Isso ocorreu devido à sedimentação de 1 hora e 15 minutos desenvolvida nesta fase, responsável por remoção de sólidos suspensos, incluindo material orgânico remanescente.

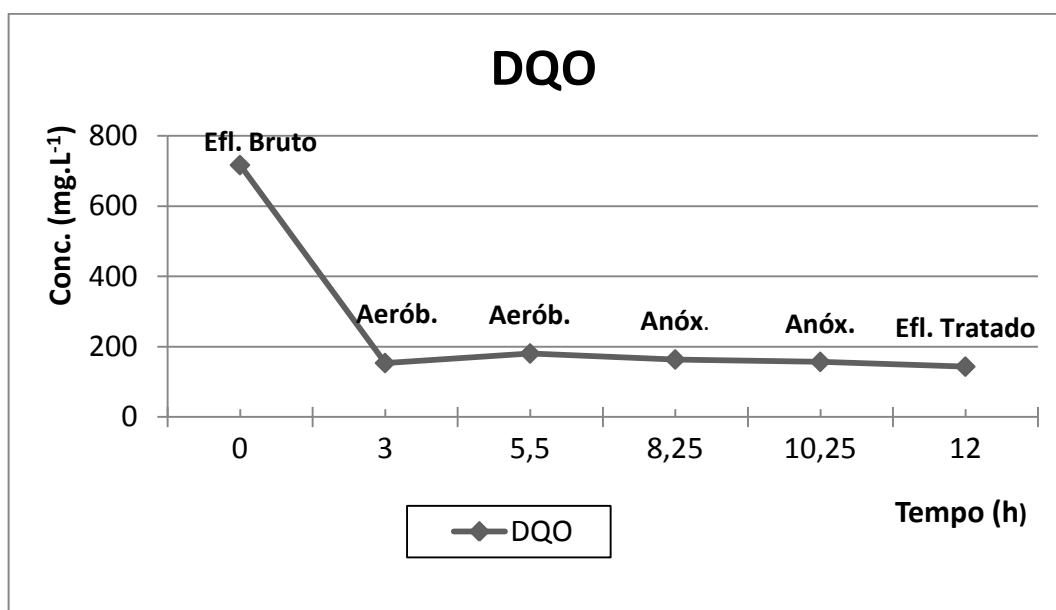


Figura 32. Perfil temporal da DQO referente ao reator na etapa 2.

Em relação aos perfis do grupo nitrogênio, mostrado na Figura 33, observou-se uma tendência de redução do nitrogênio amoniacal e aumento dos níveis de nitrito e nitrato durante o período aeróbio, com seis horas de duração nesta etapa, o que indicou a ocorrência de nitrificação, pela oxidação da amônia a nitritos e nitratos.

As concentrações iniciais, referentes ao afluente bruto de nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato, foram: 219,6 mg.L⁻¹, 1,11 mg.L⁻¹ e 2,53 mg.L⁻¹, respectivamente, e como pode ser constatado no gráfico, o nitrogênio amoniacal é reduzido de forma significativa na fase aerada, atingindo 140,0 mg.L⁻¹ no instante de 5 horas e trinta minutos; o nitrito e nitrato, aumentam para 60,7 e 49 mg.L⁻¹.

Com o início da fase anóxica, a amônia passa a ser oxidada de forma mais branda, por causa da menor disponibilidade de oxigênio dissolvido na mistura. Verificou-se que nessa fase praticamente não ocorreu o processo de desnitrificação, pois as concentrações de nitrito e nitrato não foram alteradas de forma significativa. Ao longo do processo de tratamento desta batelada, verificou-se uma remoção de nitrogênio amoniacal de 53,3% e

uma eficiência de remoção total de nitrogênio, considerando-se os processos de nitrificação e desnitrificação, de apenas 2,1%.

Essa acumulação de nitrato e nitrito no efluente final tratado pode ter sido ocasionada pelo fato das bactérias responsáveis pela desnitrificação não contarem com disponibilidade suficiente de matéria orgânica durante a fase anóxica para reduzirem tais compostos oxidados, visto que na reação de desnitrificação a matéria carbonácea tem o papel de doadora de elétrons e as formas oxidadas do nitrogênio de aceptores de elétrons. A baixa taxa de desnitrificação também pode ser explicada pela concentração de oxigênio dissolvido remanescente na fase anóxica, pois este pode inibir a redução de nitrato pela repressão da enzima redutora de nitrato das bactérias desnitrificantes. (METCALF and EDDY, 2003).

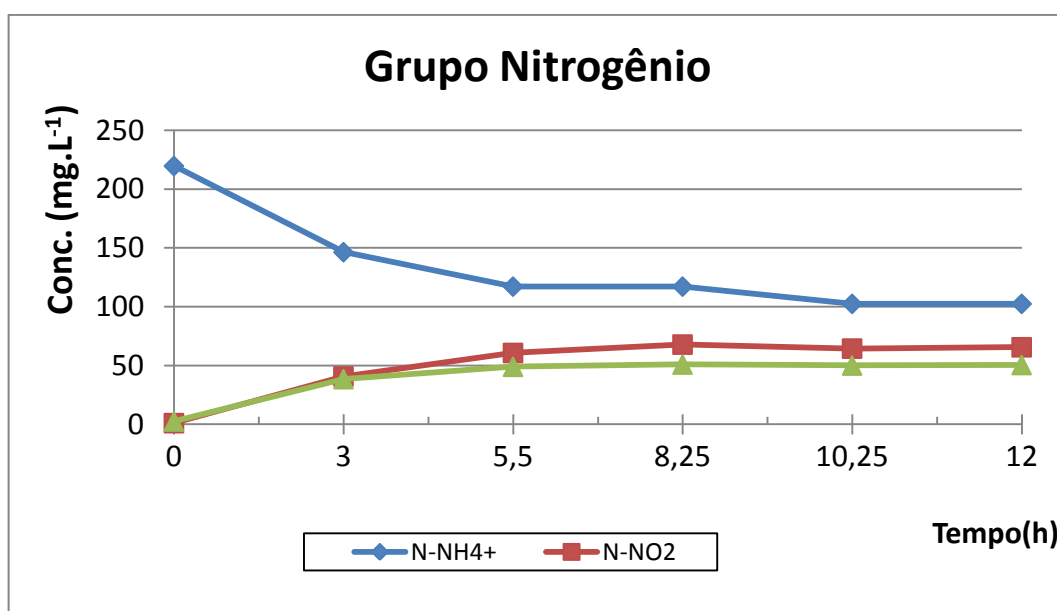


Figura 33. Perfil temporal do Nitrogênio referente ao reator na etapa 2.

A Figura 34 mostra o desempenho do reator em função da remoção de fósforo. Constatou-se que a maior redução dos valores ocorreu durante a fase de aeração, na qual, os microrganismos em presença de oxigênio assimilaram o fósforo presente no meio líquido com consequente 98,2% de remoção do fósforo inorgânico presente no afluente bruto. O leve aumento da concentração de fósforo na ultima amostra coletada da fase anóxica pode ter sido consequência da liberação deste pelos microrganismos assimiladores de fósforo em condições de ausência de oxigênio.

A variação total de fósforo no sistema foi de 1,66 a 0,021 mg.L⁻¹, com remoção final de 98,7%; tal eficiência elevada foi alcançada pela adição do coagulante PAC no início desta batelada para que fosse promovida uma melhor homogeneização deste com o meio

líquido, fazendo com que o material coloidal que continha o fósforo fosse coagulado e sedimentado.

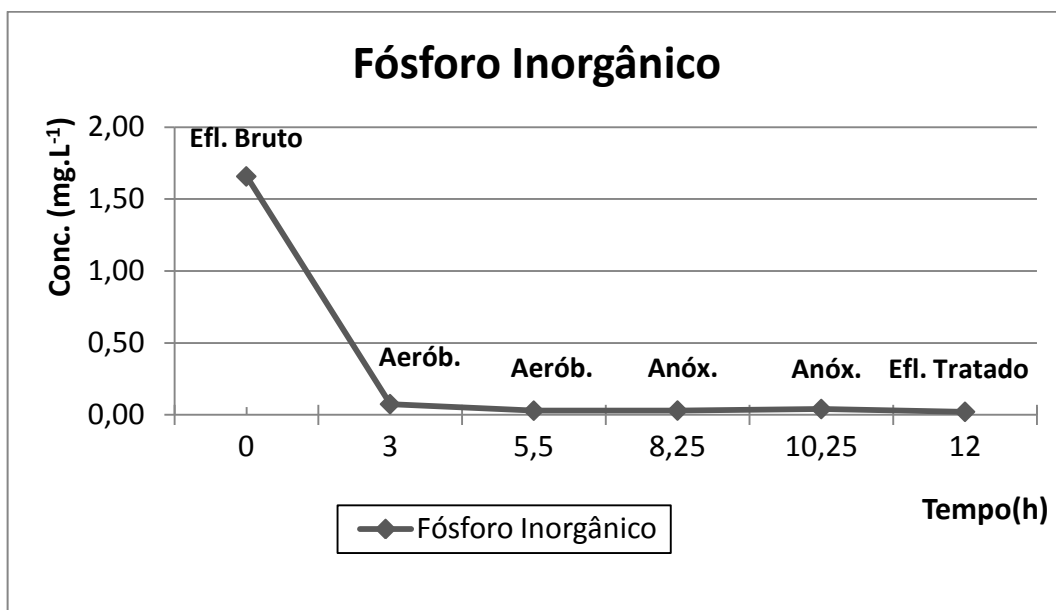


Figura 34. Perfil temporal do PO₄³⁻ referente ao reator na etapa 2.

5.5. Etapa 3: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas e 30 minutos

Com relação à remoção de DQO referente à terceira etapa (Figura 35), observou-se que o ciclo já se iniciou com alto valor de remoção, apresentando uma concentração inicial de 79,77% e valor máximo de 89,34%, o que caracteriza valores provenientes de um ciclo já aclimatado. Durante a presente etapa o afluente bruto teve média de 948,34 mg.L⁻¹ e o efluente tratado de 164,46 mg.L⁻¹, ou seja, uma eficiência de remoção média de 81,95%. Devido ao valor de 6% para o desvio padrão dos valores de remoção, a média aritmética é considerada significativa como resultado abordado

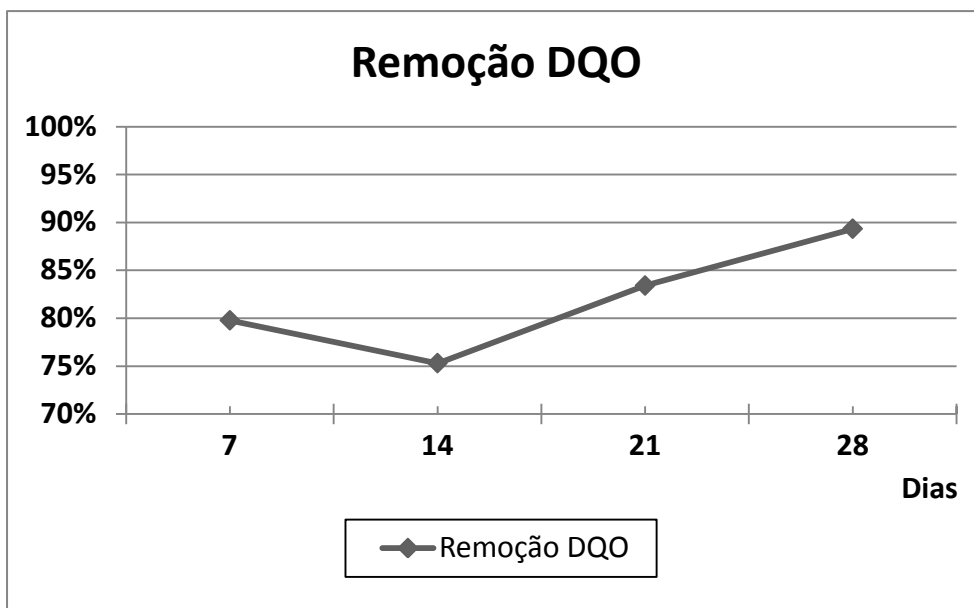


Figura 35. Evolução da remoção de DQO referente ao reator na etapa 3.

Na Figura 36, que apresenta a remoção de DBO, verificou-se que inicialmente a remoção foi de 40,57%, com pico de 83,94%. O valor médio do afluente bruto é de 95,8 mg.L⁻¹ e do efluente tratado de 31 mg.L⁻¹, com média de remoção de 67,6%. O valor médio analisado é considerado intermediário em relação a eficiência do método alcançada em etapa experimental anterior; a grande dispersão dos dados de remoção é explicada pelo elevado valor do desvio padrão: 19,3%.

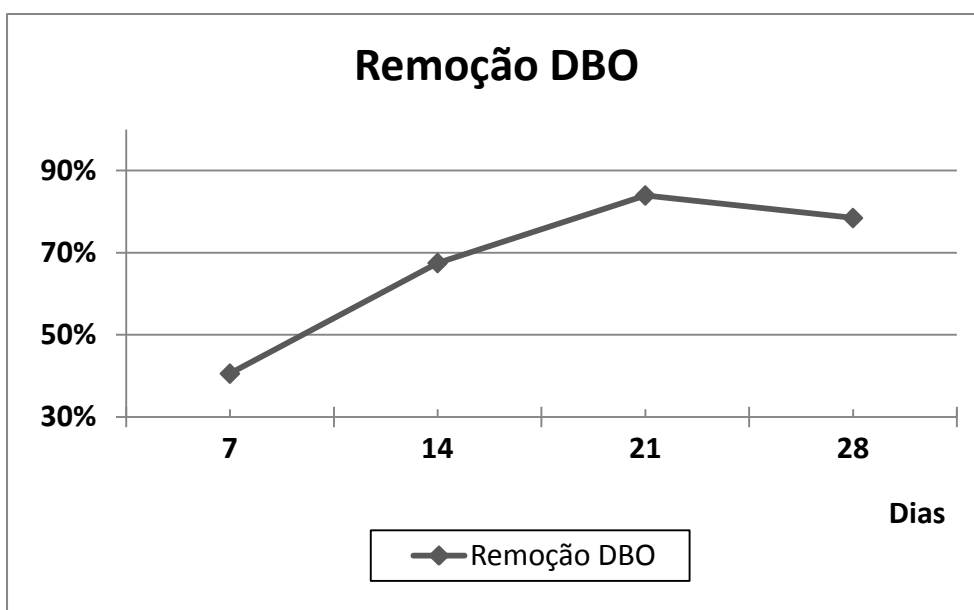


Figura 36. Evolução da remoção de DBO referente ao reator na etapa 3.

A remoção de Nitrogênio Amoniacal da segunda etapa está representada na figura 37, que abrange valores entre 46,67 e 55,85%. A média de remoção é de 51,2%, com valores médios de afluente bruto e efluente tratado de respectivamente 204,9 mg.L⁻¹ e 104,16 mg.L⁻¹. Com aproximadamente metade do Nitrogênio Amoniacal sendo oxidado e convertido a Nitrito e Nitrato, aponta-se a remoção alcançada nesta etapa como ineficiente.

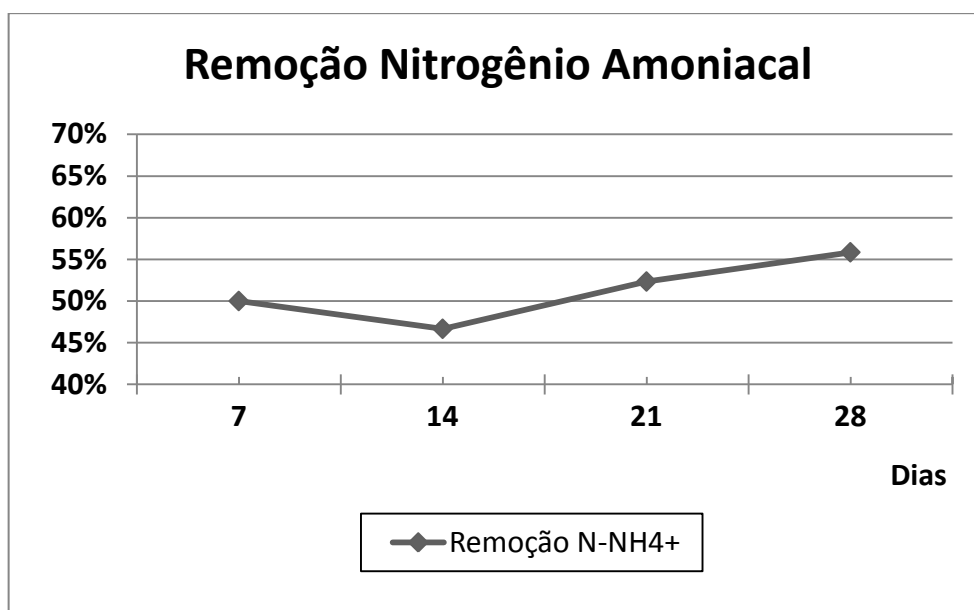


Figura 37. Evolução da remoção de N-NH₄⁺ referente ao reator na etapa 3.

A figura 38 representa a eficiência de remoção de nitrogênio da segunda etapa experimental. Apesar de a presente etapa contar com uma sequência operacional específica para melhoria do processo de desnitrificação, com 8 horas e 15 minutos de fase anóxica, tal processo biológico apresentou baixo rendimento. Com média de 51% de oxidação de amônia a nitrito e nitrato, a eficiência do processo de remoção de nitrogênio foi de apenas 12%.

Com concentrações médias de 1,8 mg.L⁻¹ de Nitrito e 2,9 mg.L⁻¹ de Nitrato no afluente bruto, e 45,7 mg.L⁻¹ de Nitrito e 42,7 mg.L⁻¹ de Nitrato no efluente tratado, comprova-se o bom rendimento do processo de nitrificação e insignificante desempenho do processo de desnitrificação, que resultou em uma reduzida taxa máxima de remoção de nitrogênio de 16,8%.

O aumento do tempo de fase anóxica e a não obtenção de resultados consideráveis relacionados ao processo de desnitrificação comprova novamente a necessidade de segunda alimentação de afluente bruto nesse período do ciclo do RSB, que serve de substrato ou fator de crescimento necessário ao metabolismo das bactérias nitrificantes redutoras do grupo N-NO_x⁻.

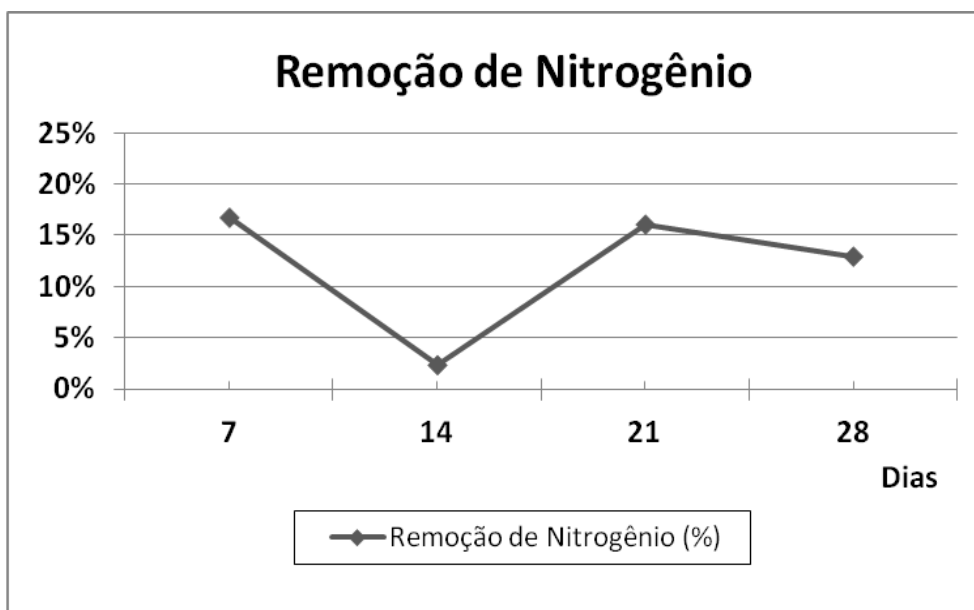


Figura 38. Evolução da remoção de Nitrogênio referente ao reator na etapa 3.

Os resultados de remoção de Fósforo (Figura 39) obtidos nesta etapa também demonstraram taxas elevadas de remoção de fósforo. Os valores de remoção mínimos e máximos foram respectivamente 78,1 e 89,8%, com média de 83,33% e baixo desvio padrão de 5%, o que comprova a representatividade do alto valor da média de remoção. O valor médio do afluente bruto é de 0,21 mg.L⁻¹ e do efluente tratado de 0,035 mg.L⁻¹.

O menor índice de remoção de fósforo comparado à etapa anterior pode ser justificado pela configuração do presente ciclo contar com maior tempo de detenção da fase anóxica. Necessita-se de um período de zona anaeróbia que permita que a fermentação seja suficiente para produzir ácidos graxos voláteis consumidos pelos organismos acumuladores de fósforo. Com tempos elevados a maior parte da DBO aplicada já foi removida da solução.

Tempos longos de zona anaeróbia podem ocasionar a liberação de fósforo sem o consumo de ácidos graxos voláteis. Quando isso ocorre, não há produtos de armazenamento de carbono suficientes dentro da celular para produzir a energia necessária para a absorção total do fósforo liberado na zona aeróbia.

Pode-se concluir que a ineficiência da remoção biológica de fósforo nesse caso comprova a tendência de o alumínio reagir com tal composto e a consequente ação do coagulante PAC, pois os resultados mesmo que inferiores aos da etapa anterior, se vistos de forma isolada, representam bons índices de remoção do seguinte parâmetro segundo a bibliografia consultada (VON SPERLING, 2002d).

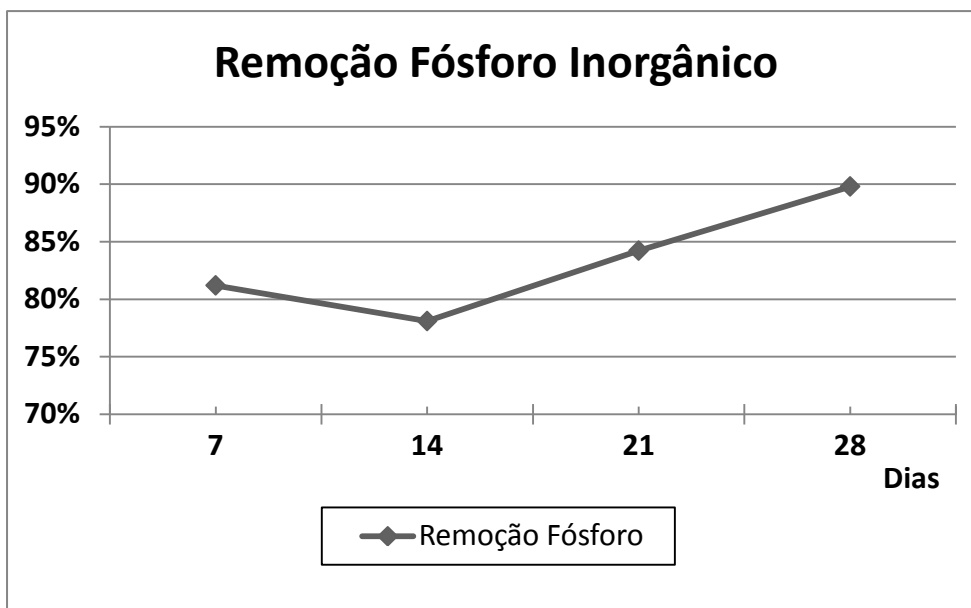


Figura 39. Evolução da remoção de PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 3.

Os valores de sólidos totais estão representados na Figura 40, e pode-se observar um baixo desempenho de remoção do reator, com 19,87% ST, 67,67% STV e um aumento de 33% de STF. O valor superior dos sólidos totais fixos do efluente tratado em relação ao efluente bruto novamente é explicado pela adição de PAC e NaOH ao sistema, estes que não são volatilizados ao fim da análise de remoção de sólidos.

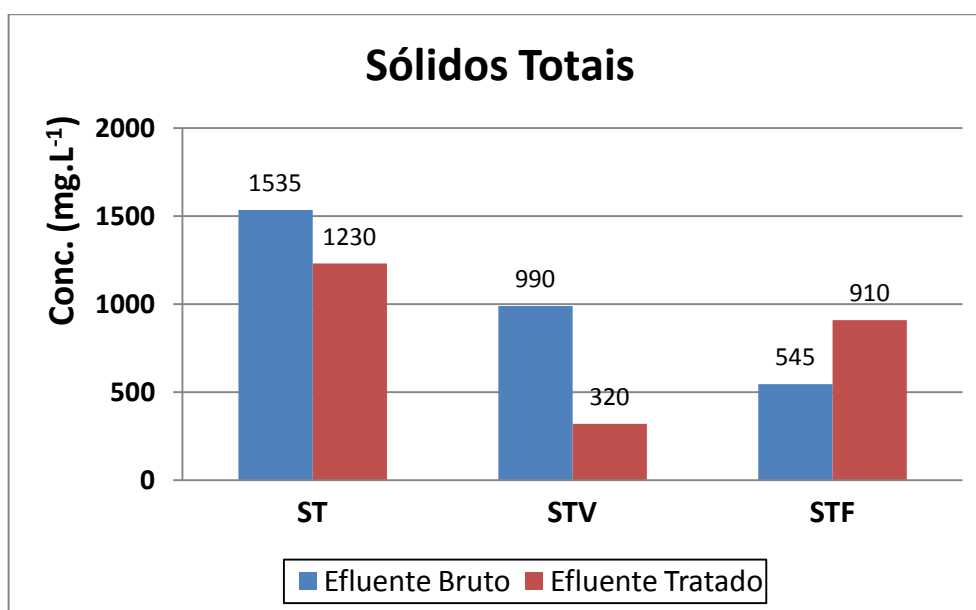


Figura 40. Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 3.

Analisando os valores de sólidos suspensos da segunda etapa (Figura 41) observou-se um melhor desempenho de remoção do reator, com 75% SST, 93,9% SSV e 34,2% SSF. Pode-se notar que o uso do coagulante PAC em condições ótimas de operação resulta em altos índices de remoção de material particulado na mistura presente no reator, o que potencializa o efeito da fase de sedimentação presente no RSB.

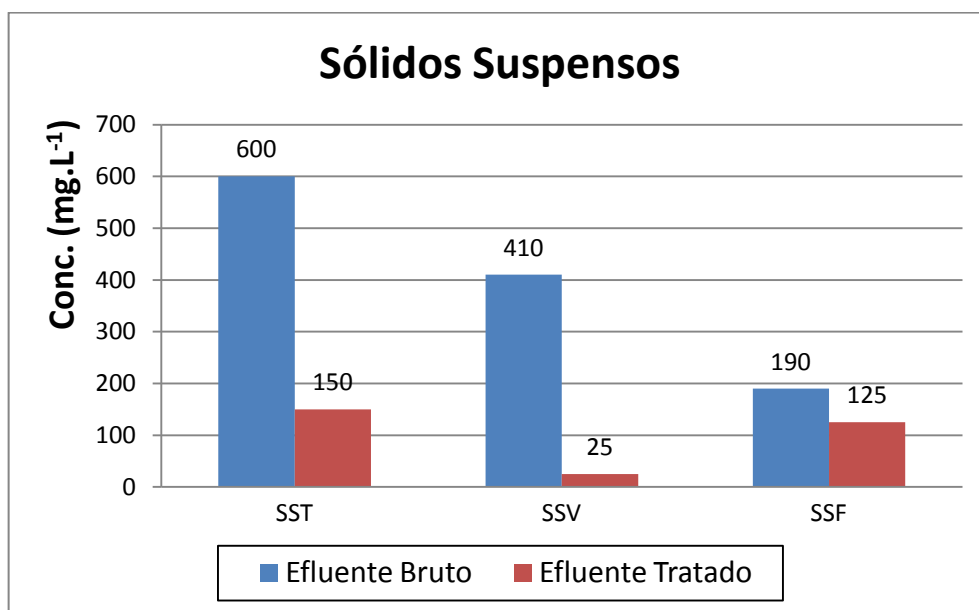


Figura 41. Evolução da remoção de Sólidos Suspensos referente ao reator na etapa 3.

5.5.1. Perfil temporal durante a etapa de desempenho do reator com fase operacional aeróbica de 2 horas e 30 minutos

Na terceira etapa o perfil temporal de oxigênio dissolvido apresentou novamente um comportamento de um perfil típico de OD em sistemas de RSB (Figura 42).

O primeiro ponto apresentou uma baixa concentração de OD, 0,75 mg.L⁻¹, correspondente a concentração do efluente bruto, mas após 2 horas do início do processo da aeração a concentração aumentou para 5,21 mg.L⁻¹. Com início do período anóxico, após 2 horas e trinta minutos de aeração, o sistema para este fim foi desligado e se iniciou a agitação. Nessa condição, a concentração de OD teve uma diminuição acelerada, atingindo 0,85 mg.L⁻¹ após 2 horas e trinta minutos, 0,7 mg.L⁻¹ após 6 horas, e por fim 0,93 mg.L⁻¹ após 8 horas e 15 minutos de fase anóxica. Essa diminuição ocorreu devido ao consumo de oxigênio dissolvido pelos microrganismos presente no lodo em suas atividades metabólicas. O ultimo ponto de coleta foi referente ao efluente tratado, após 1 hora e 15 minutos de sedimentação, este teve um valor final de 1,45 mg.L⁻¹.

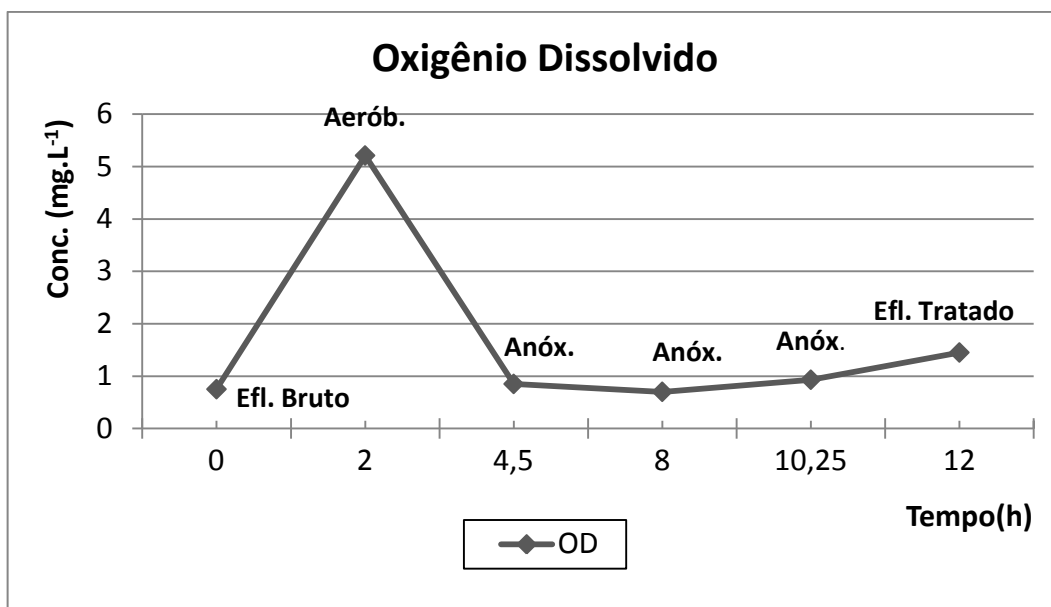


Figura 42. Perfil temporal do OD referente ao reator na etapa 3.

A avaliação da variação do parâmetro pH na Figura 43 constatou que os valores deste variaram entre 7,1 e 8,36, índices favoráveis para o desenvolvimento de todos os processos de remoção biológica que ocorrem no RSB segundo a bibliografia consultada. A faixa de pH considerada neutra ocorreu devido ao tamponamento da solução presente no reator com NaOH, em função da adição prévia do coagulante PAC, que tornava o meio mais ácido.

Da análise da curva de pH (Figura 43) nota-se que o efluente bruto, representado no primeiro ponto do gráfico, apresentou pH de 7,1. Durante o período de aeração o valor da única amostra coletada foi 8,36. Não foi possível nessa configuração de ciclo verificar a tendência de decréscimo do valor de pH com o avanço do período de reação aeróbia devido à curta duração deste.

Na fase anóxica o valor de pH foi praticamente constante das três amostras coletadas, entretanto a variação do período aponta um decréscimo em relação ao valor da fase anterior: 8,15. Ao final da fase de sedimentação o valor foi de 7,8.

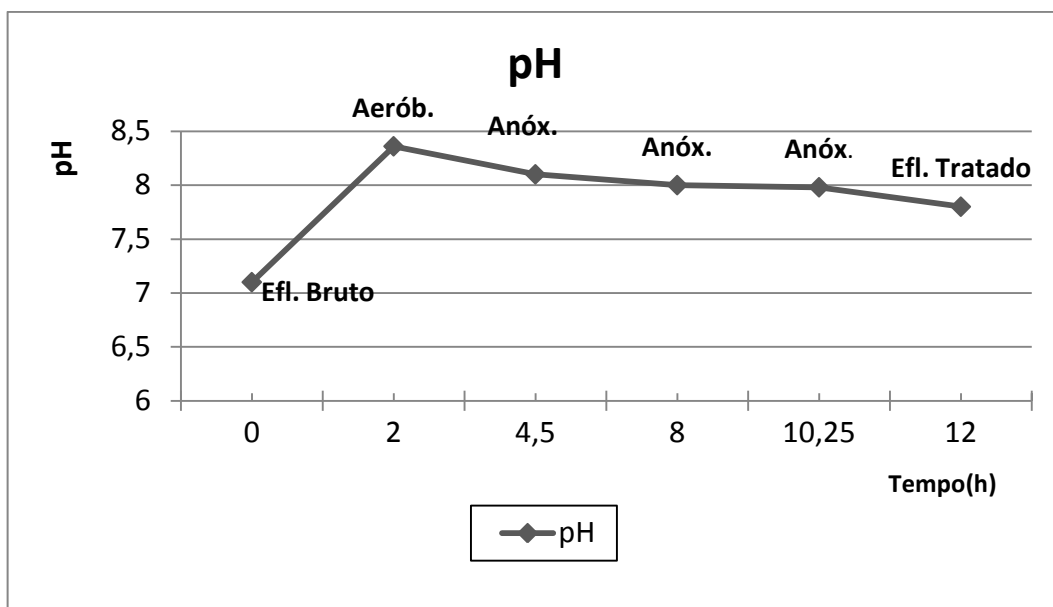


Figura 43. Perfil temporal do pH referente ao reator na etapa 3.

Pela análise da Figura 44, foi constatado que a temperatura teve uma variação entre 18,4 e 23° C, com média dos valores de todas as amostras de 21,1°C. O valor médio obtido no perfil de análise da temperatura apesar de próximo ao intervalo de valores ótimos foi considerado baixo. A alteração das condições climáticas durante a coleta de amostras do perfil referente à terceira etapa experimental evidenciou a necessidade de alteração da posição do pino do mecanismo regulador do aquecedor submersível utilizado no reator, para que esse emitisse mais calor para a mistura promovendo a manutenção da temperatura dentro da faixa ótima para atividade bacteriana.

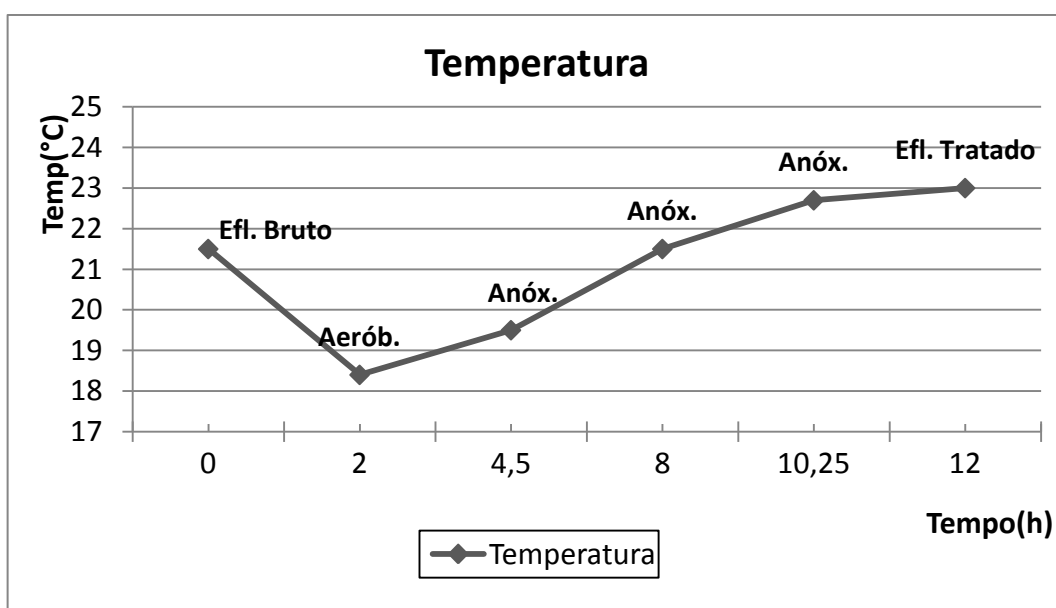


Figura 44. Perfil temporal da temperatura referente ao reator na etapa 3.

A Figura 45 mostra a variação dos valores de DQO durante uma batelada referente à terceira etapa do experimento. Foi verificado um valor inicial de $614,5 \text{ mg.L}^{-1}$, no efluente bruto, e uma concentração final de $146,5 \text{ mg.L}^{-1}$, no efluente tratado, caracterizando uma remoção total de 76%. Observando-se o gráfico pode-se verificar que nas duas primeiras horas da fase de aeração, a DQO foi reduzida bruscamente, sendo que só nesse período, 72,2% foi removido em função do consumo de matéria carbonácea pelas bactérias aeróbicas por meio do fornecimento de oxigênio dissolvido. Constatou-se que nas amostras seguintes a concentração manteve-se praticamente constante, o que se assemelha ao perfil de DQO da etapa 2, devido a pouca disponibilidade de oxigênio; pode-se comprovar assim a grande influência da fase aeróbia na oxidação biológica de matéria orgânica.

Observou-se que o ponto de maior remoção foi referente à amostra coletada após a fase de sedimentação, que corresponde ao efluente tratado final. A seguinte fase desenvolveu-se em 1 hora e 15 minutos e foi responsável pela remoção de sólidos suspensos, incluindo material orgânico remanescente.

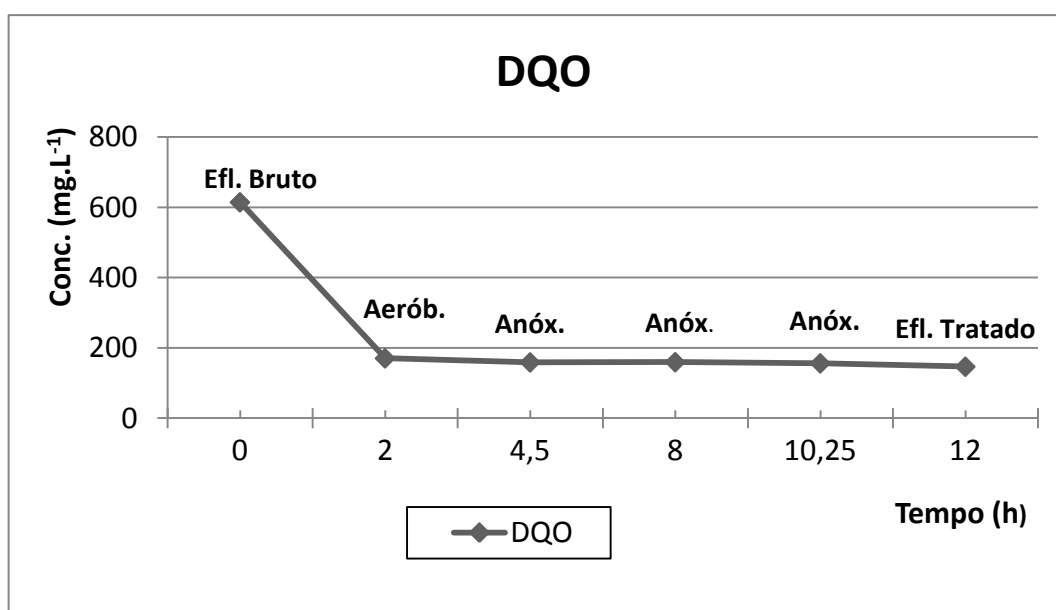


Figura 45. Perfil temporal da DQO referente ao reator na etapa 3.

O gráfico representado na Figura 46 descreve o comportamento do Nitrogênio Amoniacal, Nitrito e Nitrato durante a batelada em estudo na terceira etapa experimental. Verificou-se que ocorreu o processo de nitrificação durante a fase aeróbica, com redução de nitrogênio amoniacal e aumento dos níveis de Nitrito e Nitrato.

O consumo de nitrogênio amoniacal na fase aeróbia desta etapa, até a segunda hora, foi de 205 a $131,8 \text{ mg.L}^{-1}$ e o aumento de nitrito e nitrato foram de $0,8$ a $37,1 \text{ mg.L}^{-1}$ e $1,6$ a $36,4 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente. No início da fase anóxica a desnitrificação ainda não

pode ser verificada, pois o oxigênio dissolvido remanescente da etapa anterior continuou a oxidar a amônia que chegou à concentração de $117,2 \text{ mg.L}^{-1}$, fazendo com que os valores de Nitrito e Nitrato, no mesmo instante de 4 horas e trinta minutos, chegassem a respectivamente 45,3 e $38,9 \text{ mg.L}^{-1}$. Deve-se ressaltar que o oxigênio dissolvido ainda presente na fase anóxica também age como inibidor da reação de redução do nitrato.

Com o desenvolvimento da fase anóxica até o final da batelada, verificou-se novamente no experimento que praticamente não ocorreu o processo de desnitrificação, pois as concentrações finais de nitrito e nitrato foram de respectivamente 42,7 e $33,3 \text{ mg.L}^{-1}$. Pode-se então verificar na presente etapa um índice de remoção de nitrogênio amoniacal de 50% e uma eficiência de remoção total de nitrogênio de apenas 13,9%, considerando-se os processos de nitrificação e desnitrificação.

Observou-se que a remoção de Nitrogênio Amoniacal ao final do perfil ocorreu por sedimentação devido à ação do coagulante PAC no material particulado da mistura.

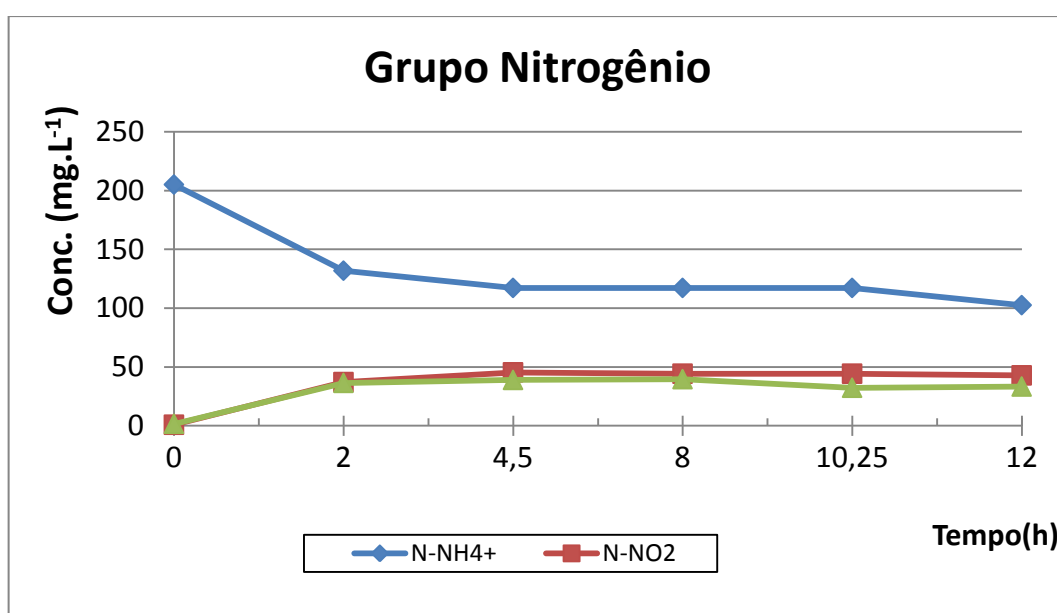


Figura 46. Perfil temporal do Nitrogênio referente ao reator na etapa 3.

O desempenho do reator em função da remoção de fósforo está demonstrado na figura 47. Constatou-se que a maior redução dos valores ocorreu durante a fase de aeração, na qual, os microrganismos em presença de oxigênio assimilaram o fósforo presente no meio líquido com consequente 98,2% de remoção do fósforo inorgânico presente no efluente bruto. O leve aumento da concentração de fósforo na ultima amostra coletada da fase anóxica pode ter sido consequência da liberação deste pelos microrganismos assimiladores de fósforo em condições de ausência de oxigênio.

A variação total de fósforo no sistema foi de 1,68 a 0,023 mg.L⁻¹, com remoção total de 98,6%. Novamente a alta eficiência alcançada pode ser explicada pela adição do coagulante PAC.

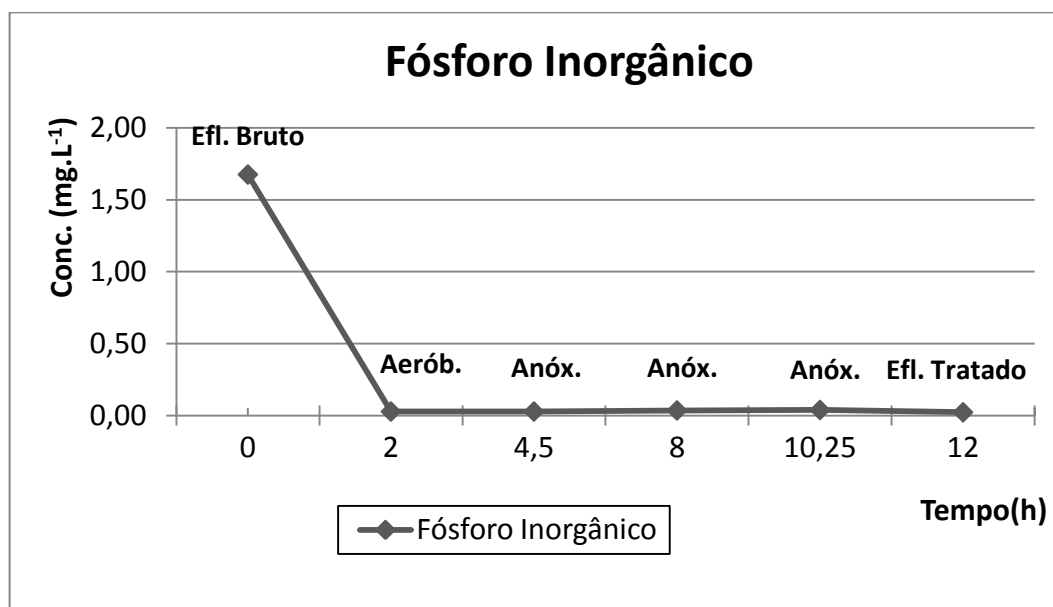


Figura 47. Perfil temporal do PO₄³⁻ referente ao reator na etapa 3.

Observou-se pela análise dos perfis temporais desenvolvidos que as variáveis monitoradas se estabilizam dentro de um intervalo de tempo entre 3 e 5 horas ao longo do período que caracteriza a batelada. O fato descrito ocorre devido à alta disponibilidade de OD na mistura nas três primeiras horas nas Etapas 2 e 3, promovendo assim alta oxidação de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal.

A grande quantidade de compostos oxidados resulta na diminuição da concentração de DQO e aumento da concentração de Nitrito e Nitrato, e também na assimilação do fósforo inorgânico por microrganismos aeróbios (METCALF & EDDY, 2003).

Devido ao intuito desta etapa da pesquisa ser direcionado a otimização do processo de desnitrificação, a estabilização das variáveis Nitrito e Nitrato em concentrações elevadas influenciou o planejamento do tempo das fases operacionais do reator, e assim o tempo de reação anóxica cresceu conforme era observado que os nitratos não estavam sendo reduzidos a N₂ atmosférico. Segundo Von Sperling (2002), a remoção biológica de nitrogênio é alcançada em condições de ausência de oxigênio e na presença de nitratos.

5.6. Etapa 4: Desempenho do reator com fase operacional aeróbia de 2 horas

Os resultados de remoção de DQO (Figura 48) da última etapa, apesar do curto período de aeração, variaram entre 79,4 e 85,4%. O afluente bruto teve valor médio de 835,7 mg.L⁻¹ e o efluente tratado de 135 mg.L⁻¹ durante o período em que foi desenvolvida a etapa, ou seja, uma eficiência de remoção média de 83,3%. O valor de remoção média é considerado representativo estatisticamente devido ao mínimo valor de desvio padrão dos dados de remoção: 2,7%.

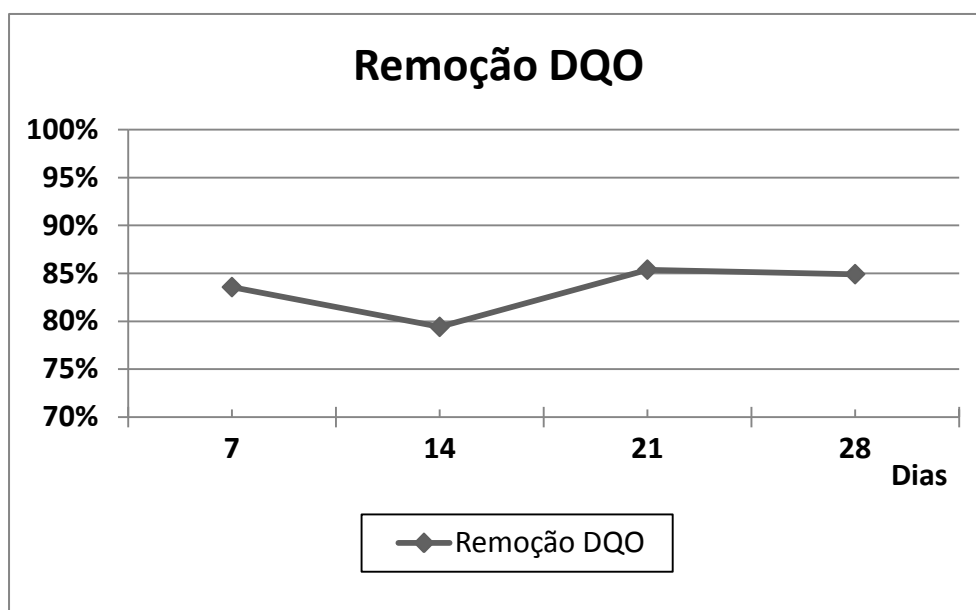


Figura 48. Evolução da remoção de DQO referente ao reator na etapa 4.

Na Figura 49, que apresenta a remoção de DBO da quarta etapa, verificou-se que inicialmente a remoção foi de 62,8%, com pico de 79,2%. Apesar do valor máximo obtido a remoção média calculada foi de 65,9%, com valor médio do afluente bruto de 53,3 mg.L⁻¹ e do efluente tratado de 18 mg.L⁻¹. A discrepância representada pelo dado de 79,2% é refletida no valor de desvio padrão dos dados de 8,9%.

As condições variáveis de amostragem para o método de quantificação de DBO, relacionadas com medição de OD nas amostras, podem ter sido determinantes para o ocorrido nesta etapa. Em geral a remoção média pode ser considerada eficiente perante a menor disponibilidade de OD no meio.

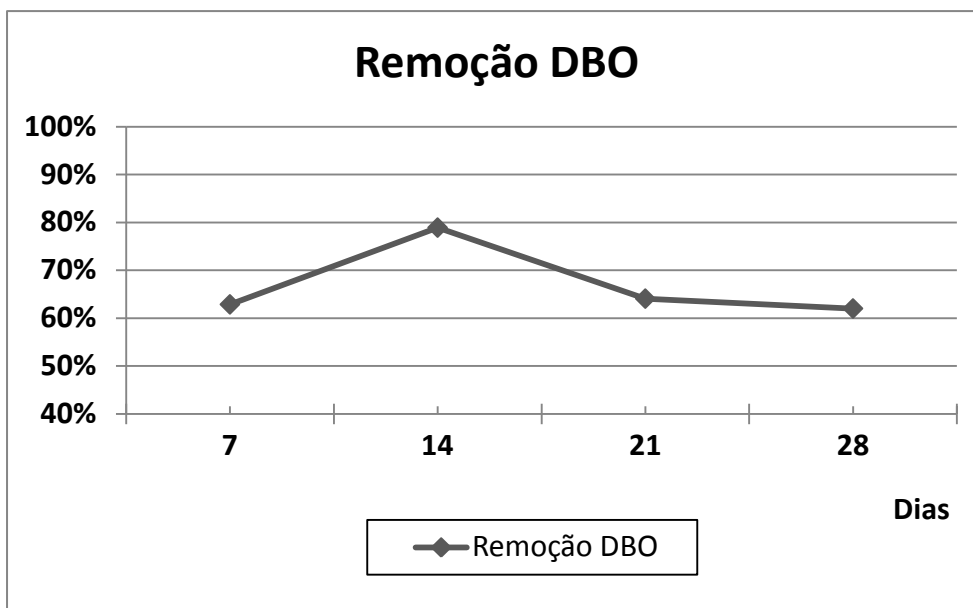


Figura 49. Evolução da remoção de DBO referente ao reator na etapa 4.

Em relação à remoção de Nitrogênio Amoniacal pode-se notar pouca variação entre os dados da Figura 50, que possuiu valores entre 20 e 26,7%, média de 22,5%, e um consequente desvio padrão de apenas 2,8%. O baixo valor de remoção média nesta etapa ocorreu devido à configuração de ciclo adotada, que disponibilizou pouca quantidade de OD impossibilitando que grande quantidade de Nitrogênio Amoniacal fosse oxidada a Nitrato e Nitrito. Os valores médios do efluente bruto e do efluente tratado foram respectivamente $219,6 \text{ mg.L}^{-1}$ e $170,2 \text{ mg.L}^{-1}$.

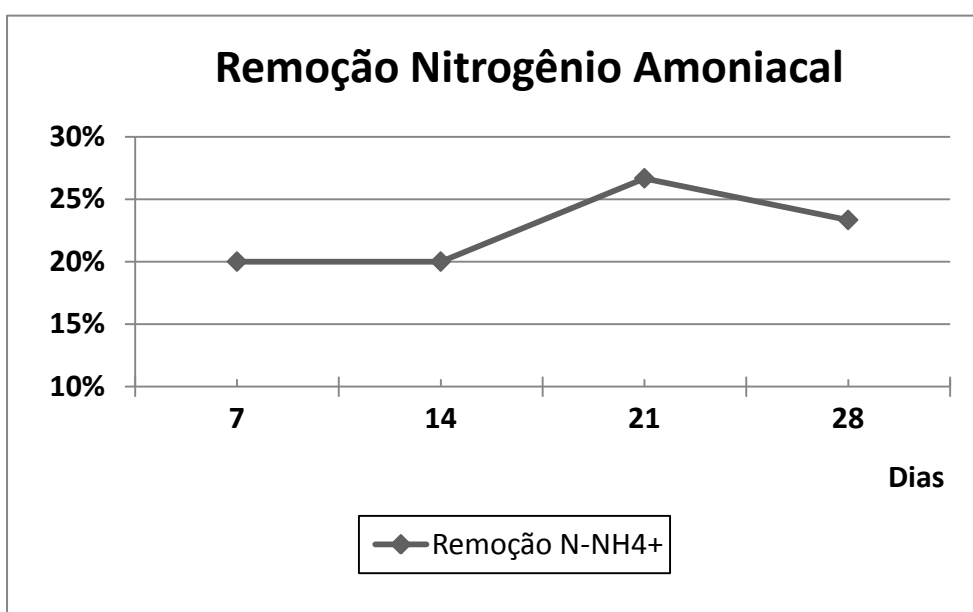


Figura 50. Evolução da remoção de N-NH_4^+ referente ao reator na etapa 4.

A Figura 51 representa a eficiência de remoção de nitrogênio na quarta etapa experimental. Na ultima configuração operacional de ciclo testada, foi disponibilizado o maior tempo de período anóxico na atual fase da pesquisa para que fosse promovido o processo de desnitrificação biológica.

Os resultados obtidos foram concentrações médias de $0,75 \text{ mg.L}^{-1}$ de Nitrito e $4,1 \text{ mg.L}^{-1}$ de Nitrato no afluente bruto, e $0,49 \text{ mg.L}^{-1}$ de Nitrito e 0 mg.L^{-1} de Nitrato no efluente tratado. Em relação à eficiência do tratamento, nessa batelada o índice de remoção total de nitrogênio, considerando-se os processos de nitrificação e desnitrificação, foi de 23,9%.

Fica comprovado que apenas o aumento do tempo de fase anóxica impossibilita a obtenção de bons resultados relacionados ao processo de desnitrificação. É imprescindível que se adicione alimentação de afluente bruto ou substrato no período anóxico do RSB, pois esta reação depende exclusivamente da quantidade de matéria carbonácea biodegradável disponível para os microorganismos desnitrificantes, possibilitando que suas reações metabólicas reduzam quantidades consideráveis de compostos nitrogenados oxidados.

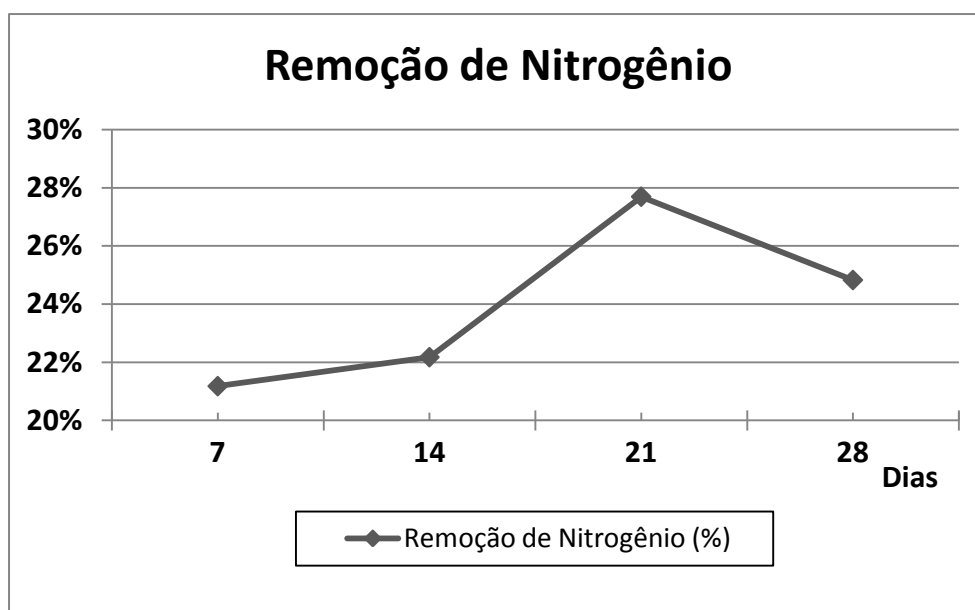


Figura 51. Evolução da remoção de Nitrogênio referente ao reator na etapa 4.

Os resultados de remoção de Fósforo (Figura 52) obtidos na última etapa indicaram altos índices de remoção mesmo com a maior duração de fase anóxica em um ciclo na pesquisa, o que novamente comprova a predominância da ação do coagulante PAC perante o alumínio em relação à atuação do processo biológico de remoção de fósforo. Os valores de remoção variaram entre 95,2 e 96,7%, com média e desvio padrão, ambos altamente eficientes, com respectivos valores de 96,3 e 0,7%. O valor médio do efluente bruto foi de $1,23 \text{ mg.L}^{-1}$ e do efluente tratado de $0,045 \text{ mg.L}^{-1}$. Os excelentes valores de remoção podem

ser explicados pelo tempo de operação total do sistema, ocasionando ótima aclimação entre biomassa e efluente, e à presença de coagulante químico.

O ocorrido na quarta etapa experimental permite que se conclua que no RSB mesmo que o mecanismo de remoção biológica de fósforo dependa da alternância entre condições anaeróbias e aeróbias, e da definição de tempos de detenção precisos referentes à ambas as condições anteriores, as diferentes configurações operacionais de ciclo desenvolvidas não surtiram efeito considerável nos índices de remoção de fósforo.

O fato anterior demonstra novamente a eficiência e predominância do processo de coagulação química e sedimentação do fósforo inorgânico na pesquisa, ocasionado pela reação química entre o alumínio que compõe o coagulante PAC e o fósforo presente na solução do reator.

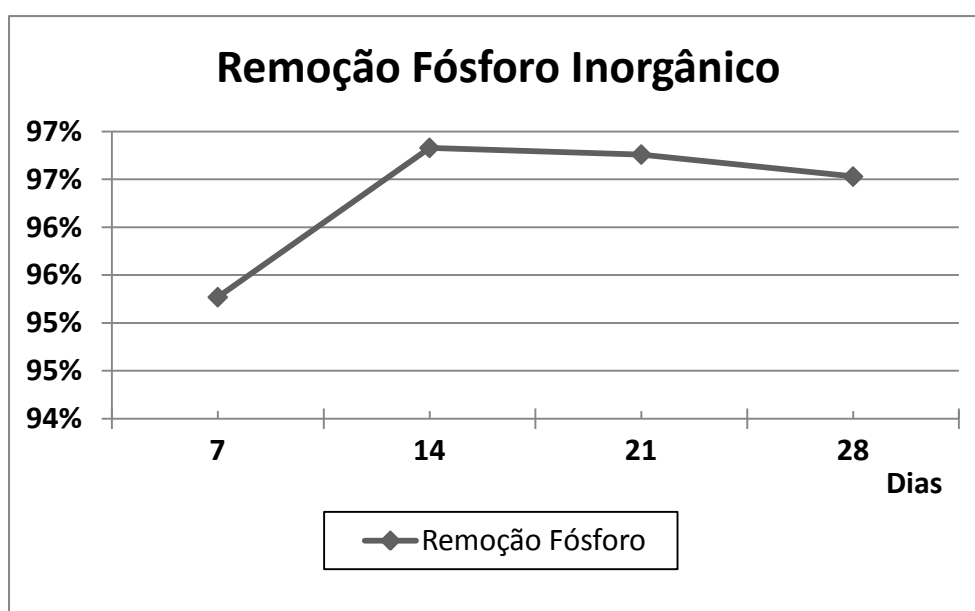


Figura 52. Evolução da remoção de PO_4^{3-} referente ao reator na etapa 4.

Ocorreu a adição de PAC e NaOH, semelhante às etapas anteriores. Tais constituintes químicos não são volatilizados no processo de calcinação dos sólidos, sendo classificados como fixos. Devido ao fato anterior, por meio da análise de sólidos totais (Figura 53) observou-se um aumento de 21,7% de STF. O baixo desempenho de remoção sólidos totais do reator na etapa 4 foi finalmente comprovado pelos índices de remoção de 27,7% de ST, e 66,2% de STV.

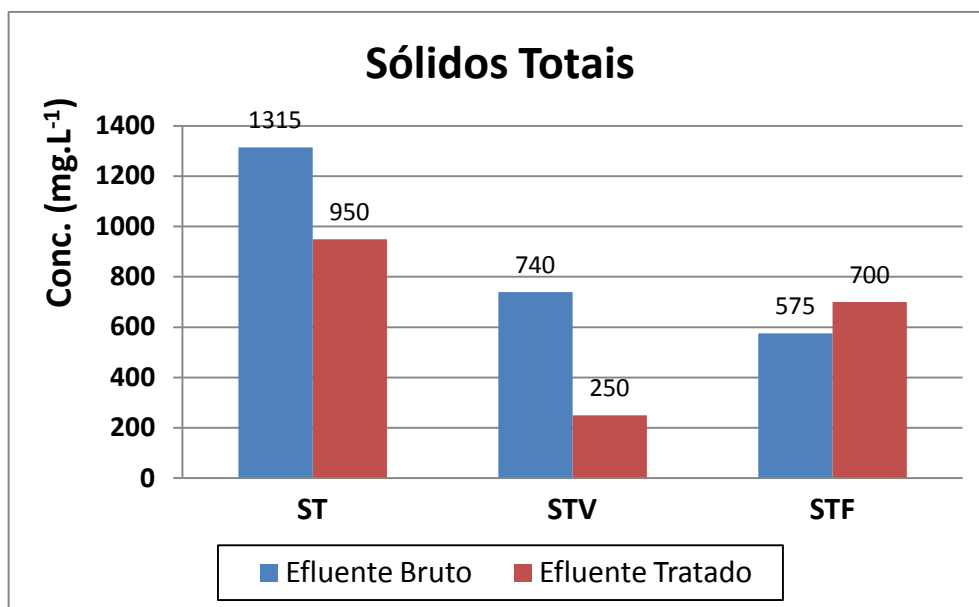


Figura 53. Evolução da remoção de Sólidos Totais referente ao reator na etapa 4.

Analisando os valores de sólidos suspensos (Figura 54) observou-se um desempenho regular de remoção do reator, com 61,2% SST, 78,9% SSV e 25% de SSF. A atuação do coagulante químico na remoção de material particulado é responsável pelos bons índices de remoção de SST.

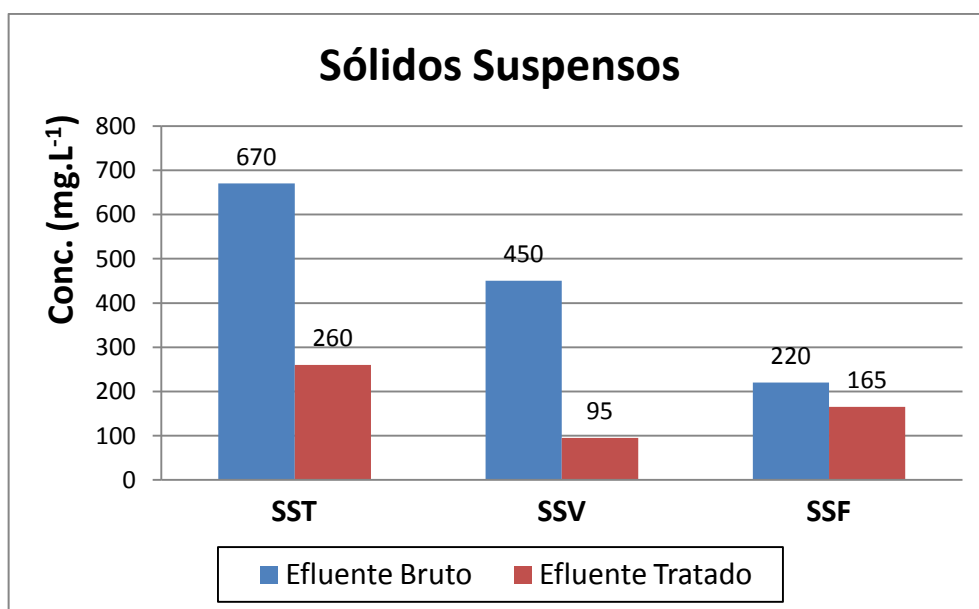


Figura 54. Evolução da remoção de Sólidos Suspensos referente ao reator na etapa 4.

5.7. Levantamento dos diferentes desempenhos de remoção

Por meio dos resultados obtidos nas etapas experimentais 2, 3 e 4, com configurações de ciclo definidas, foi verificado que ocorreram variações nas eficiências de remoção de matéria orgânica, nutrientes (nitrogênio e fósforo) e sólidos, devido principalmente às condições operacionais impostas ao reator e as diferenças da concentração do Efluente de entrada. A Tabela 4 apresenta os valores médios de entrada e saída e a eficiência média de remoção das variáveis DQO, DBO, N-Amônia, Nitrogênio Total, Fósforo Inorgânico, ST e SST de cada etapa estudada.

Tabela 4. Comparação do desempenho do reator nas diferentes etapas experimentais.

		DQO (mg.L ⁻¹)	DBO (mg.L ⁻¹)	N- Amon. (mg.L ⁻¹)	Nitrog. Total (mg.L ⁻¹)	Fósf. Inorg. (mg.L ⁻¹)	ST (mg.L ⁻¹)	SST (mg.L ⁻¹)
	Efl. Bruto	1418,6	74,16	188,54	193,87	0,25	2105	1140
Etapa 02	Efl. Tratado	212,3	19,3	65,9	186,93	0,017	1720	480
	Eficiência (%)	86	74	65,4	9,9	93,3	18,3	57,89
	Efl. Bruto	948,3	95,8	214,9	219,675	0,21	1535	600
Etapa 03	Efl. Tratado	164,5	31	104,83	193,2	0,035	1230	150
	Eficiência (%)	81,9	67,6	51,2	12	83,3	19,8	75
	Efl. Bruto	835,8	53,3	219,66	224,5	1,23	1315	670
Etapa 04	Efl. Tratado	135,1	18,05	170,2	170,7	0,045	950	260
	Eficiência (%)	83,3	65,9	22,5	23,9	96,3	27,7	61,2

Para melhor análise do desempenho do sistema foi elaborado um gráfico de comparação das eficiências médias de remoção alcançadas nas etapas experimentais abordadas nesse item, no qual os parâmetros de remoção presentes na tabela 4 foram dispostos de forma a estabelecer paralelo entre o rendimento das três configurações de ciclos definidos propostas para o presente trabalho (Figura 55).

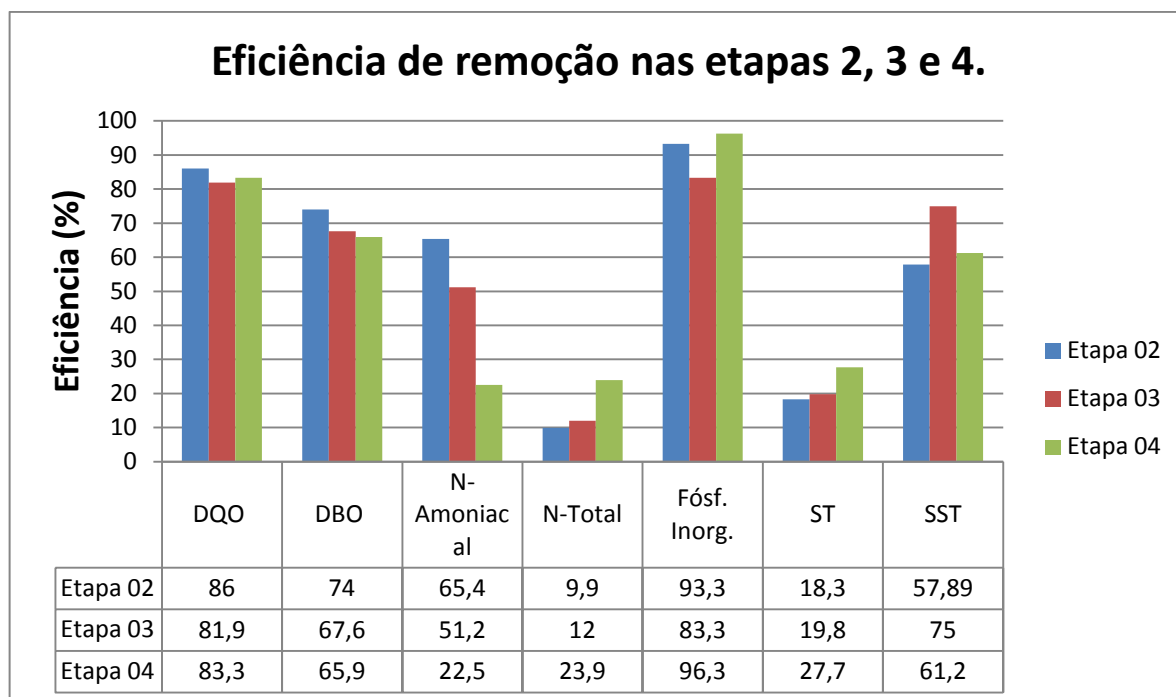


Figura 55. Comparação entre a eficiência do reator nas etapas experimentais 2, 3 e 4.

Como pode ser observado na Tabela 4 e na Figura 55, a segunda etapa com fase operacional aeróbia de 6 horas apresentou melhor eficiência de remoção nas variáveis DQO, DBO e nitrogênio amoniacal em relação às demais etapas. Os melhores índices de remoção podem ser explicados pela maior disponibilidade de oxigênio dissolvido na mistura do RSB nesta etapa, com consequente otimização dos processos de oxidação de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal.

Pode-se notar que a relação DBO/DQO referente às médias das amostras analisadas apresentou valores entre 5% e 10%; Tal fato evidencia que o efluente do RSB apresenta baixa biodegradabilidade e necessita prioritariamente de um tratamento químico, se priorizado apenas os parâmetros aqui analisados.

A baixa parcela de material biodegradável no afluente do sistema já foi prevista devido ao local do ponto de coleta deste, nas dependências do frigorífico, ser a jusante do sistema de tratamento; A presença de sistemas preliminares, primários e secundários de tratamento compostos respectivamente por grades de retenção, caixas de areia e gordura, e por fim lagoas anaeróbias é comprovadamente responsável pelas características das amostras coletadas.

Apesar da eficiência do tratamento biológico ser relacionada à presença de material biodegradável em concentração elevada, perante a parcela não biodegradável, a combinação deste tipo de tratamento com o tratamento químico, efetuado pela adição de coagulante ao sistema do RSB, culminou em resultados próximos aos ideais referentes a sistemas de tratamento exclusivamente biológicos e remoção de DQO e DBO. Por fim, de

acordo com o objetivo geral da pesquisa, a implantação do sistema de tratamento biológico visa não somente a remoção de material orgânico, mas também nutrientes como Nitrogênio e Fósforo.

Em relação à remoção de nitrogênio pode-se notar um aumento gradativo de remoção da segunda para a quarta etapa experimental, como resultado do aumento do tempo de fase anóxica no sistema. Em condições de ausência de oxigênio nitrato e nitrito são reduzidos a nitrogênio gasoso; embora o aumento de ocorrência do processo de desnitrificação tenha sido notado, este ocorreu de forma não eficiente com nível médio máximo de 23,9% na ultima configuração operacional de ciclo desenvolvida. A explicação para o ocorrido baseia-se na baixa disponibilidade de fontes de carbono para as bactérias desnitrificantes reduzirem compostos oxidados presentes na mistura do reator e em altas concentrações de oxigênio dissolvido remanescente no sistema devido à fase aeróbia anteriormente operada.

O elevado valor médio de remoção de fósforo em todas as etapas do experimento pode ser explicado pela ação do coagulante PAC, grande contribuidor para remoção devido à tendência de o alumínio reagir quimicamente com o fósforo, somada a fração removida biologicamente pelos organismos acumuladores de fósforo. O produto da reação entre o fósforo inorgânico e o alumínio é um precipitado cristalizado de fosfato de baixa solubilidade, que por ser mais denso que as demais partículas na mistura do reator, é removido por precipitação.

Analisando os valores de sólidos totais observou-se um baixo desempenho de remoção do reator na pesquisa. A adição de PAC e NaOH ao sistema elevou a concentração de sólidos totais fixos, estes não volatilizados no processo de calcinação dos sólidos. Por fim foram notados bons índices de remoção de SST, graças a atuação do coagulante químico na remoção de material particulado em suspensão na mistura.

6 CONCLUSÕES

Por meio das análises e dos resultados obtidos no presente trabalho, conclui-se que o reator sequencial por batelada apresenta alta eficiência no tratamento biológico, devido à remoção conjunta de matéria orgânica e nutrientes pela incorporação de todas as unidades de processos e operações, normalmente associadas ao tratamento convencional de lodos ativados, em um único tanque; tal fato comprova que as fases envolvidas neste tipo de tratamento de efluentes são sequências no tempo e seus períodos de execução apresentaram-se como fatores determinantes nos resultados obtidos.

Constatou-se que os melhores índices de remoção de matéria orgânica ocorreram devido a maior disponibilidade de oxigênio dissolvido na mistura do RSB, assim como a concentração de nitrogênio amoniacal oxidada e convertida a nitrato e nitrito. Já o aumento de remoção do nitrogênio, mesmo que baixo, considerando-se o processo de desnitrificação foi resultado do aumento do tempo de fase anóxica no sistema.

A obtenção de elevados valores de remoção de fósforo inorgânico ocorreu principalmente em função da aplicação do coagulante PAC à mistura presente no reator, devido à tendência de o alumínio reagir quimicamente com o fósforo. Por fim, a presença do coagulante no meio foi determinante para se alcançar bons índices de remoção de SST, mas por outro lado (juntamente com a solução de NaOH) promoveu uma baixa remoção de ST em termos globais.

Apesar do bom desempenho do RSB em termos de remoção dos parâmetros de poluição estudados na pesquisa, resultados não satisfatórios foram obtidos no processo de desnitrificação, comprometendo a quantidade total de nitrogênio a ser removida. As causas para o baixo rendimento do sistema nesse aspecto são atribuídas à ausência de matéria orgânica em concentrações suficientes para que bactérias desnitrificantes reduzissem nitrato e nitrito a nitrogênio gasoso assim como em elevadas concentrações de oxigênio dissolvido remanescente no sistema.

Para que haja bom desenvolvimento do processo de desnitrificação uma segunda alimentação de efluente industrial bruto no início do período anóxico do RSB deve ser implantada, visando melhorar a disponibilidade de doadores de elétrons resultando em menor concentração do grupo N-NO_x^- no efluente tratado e aumentar a velocidade de desnitrificação durante o intervalo de tempo descrito. A implementação de aeração intermitente ao processo incorpora uma zona aerada que poderia também oferecer muitas vantagens, tais como a melhoria da remoção de nitrogênio, economia de energia, menor produção de lodo e com um sistema estável em relação ao pH devido à desnitrificação. Segundo a bibliografia consultada, tal estratégia iria melhorar a remoção de nitrogênio em águas residuárias com baixa relação DQO/N.

Como previsto no plano inicial de trabalho todas as fases operacionais, de aeração, agitação e sedimentação teriam tempos de execução testados visando à otimização do ciclo de tratamento, mas perante a falta de sucesso na remoção de nitrogênio no RSB nas condições em que estava sendo operado, a prioridade passou a ser o balanceamento dos tempos dos processos aeróbios e anóxicos, sendo fixado o tempo de sedimentação já adotado anteriormente. O planejamento dessa estratégia para que os nitratos fossem reduzidos a nitrogênio atmosférico se baseou em pesquisas bibliográficas que afirmam ser necessárias condições anóxicas para o desenvolvimento de tal processo biológico.

Pode-se inferir que o estudo de diversas configurações operacionais de ciclo durante a pesquisa foi de suma importância para a obtenção de conhecimento sobre os intervalos ótimos das variáveis que interferem na cinética de crescimento e fatores ambientais influentes na atividade biológica da biomassa específica presente no RSB. De posse das condições ideais de operação e manutenção do reator sequencial por batelada e da biomassa responsável pelo tratamento biológico, pode-se afirmar que a pesquisa desenvolvida mostrou-se eficiente pelo sucesso no desenvolvimento do desempenho do sistema e pela disponibilização de recursos teóricos para apontar o que deve ser modificado no ciclo operacional do RSB para que a otimização de seu funcionamento seja completa.

Conclui-se também, que devido à necessidade de condições específicas relacionadas à remoção de cada parâmetro, torna-se difícil o estabelecimento de uma configuração ideal de ciclo que proporcione alto rendimento do RSB na remoção de todos os parâmetros abordados. De acordo com o presente trabalho, para se obter bons índices de remoção em estações de tratamento com unidades em escala real, indica-se que seja priorizado um grupo de parâmetros a ser removido que dependa das mesmas condições de operação do reator, segundo o interesse do empreendimento que irá desenvolver o tratamento perante o tipo de resíduo produzido e o local onde será descartado.

7 BIBLIOGRAFIA

AMORIM, D. G. & DADAMO, L. F. **Estudo do Desempenho de Reator Sequencial Aeróbio de Leito Fluidificado no Pós-Tratamento das Águas Residuárias de um Frigorífico**. Trabalho de Conclusão (Engenharia Ambiental) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências e Tecnologia – Presidente Prudente. 2008.

ANDREOLI, C. V. **Lodo de esgotos: tratamento e disposição final**. Vol. 6. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG; 2001.

APHA; AWWA; WEF. **Standard Methods for Examination of Water and Wastewater**. 20^a edição. Washington, D.C. APHA. 1998.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Resíduos em solo - Determinação da biodegradação pelo método respirométrico**. Norma NBR 14283. Sao Paulo, 1999.

AZEVEDO NETTO, J. M. **Técnicas de Abastecimento e Tratamento de Água**. Vol.2: CETESB, São Paulo, 1976.

BARBOSA, S. R. **Tratamento de Efluentes em Reator de Leito Fluidizado Sequencial em Batelada**. Dissertação. Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, 2004.

BORTONE, G.; GEMELLI, S.; RAMBALDI, A.; TILCHE, A. (1992). **Nitrification, denitrification and biological phosphate in sequencing batch reactors treating piggery wastewater**. *Water Science Technology*, Oxford, v.26, n.5-6, p.997-85.

BRASIL. CONAMA. CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE, Resolução 357, de 17/03/2005. **Classificação e diretrizes ambientais para o enquadramento dos corpos de água superficiais, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes**. 23 p.

CAMPOS, A. L. O. **Comportamento de Dois Reatores em Batelada Sequenciais Aeróbios com Diferentes Idades do Lodo em Excesso após Desintegração com Ultra-Som**. 2002. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

CETESB – COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL. Gasi, T. M. T. **Caracterização, Reaproveitamento e Tratamento de Resíduos de Frigoríficos, Abatedouros e Graxarias**. São Paulo: CETESB, fev. 1993.

CETESB – COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL. **Guia técnico Ambiental de Frigoríficos – Industrialização de Carne (Bovina e Suína)-série P+I**. São Paulo: CETESB, 2008.

CNPC - CONSELHO NACIONAL DA PECUÁRIA DE CORTE. **Balanço da pecuária bovínica de corte**. Site corporativo. Disponível em <http://www.cnpc.org.br>.

COSTA, T.B. **Desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. 2005. 105f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

CYBIS, L. F.; PICKBRENNER, K. **Uso de RSB em Escala Piloto para Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Coletânea de Trabalhos Técnicos. Belo Horizonte, Vol. 2, 2001, p. 193-202.

Di BERNARDO, L. **Métodos e Técnicas de Tratamento de Água**. Rio de Janeiro, RJ, Editado pela ABES (Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental), p.443. 1993.

Di Bernardo, Luiz; Di Bernardo, Ângela; Centurione Fº, Paulo - **Ensaio de Tratabilidade de Água e Resíduos Gerados em Estações de Tratamento de Água**, Rima Editora, 2002.

DIONISI, D. et al. **Sequencing Batch Reactor: Influence of Periodic Operation on Performance of Activated Sludges in Biological Wastewater Treatment**. Industrial & Engineering Chemistry Research. nº 40, 2001, p. 5110-5119.

DUMMER, M. L. **Uso de Reator Compartmentado para Remoção de Carga Orgânica e de Nutrientes a partir de Efluentes Urbanos**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental). 2008. Universidade de Santa Cruz do Sul, UNISC.

FEITOSA, N. R. ; MONTERO, R. C. ; NAKASIMA, R. T. **Plano de gerenciamento dos resíduos industriais de um frigorífico**. Trabalho de Conclusão (Engenharia Ambiental) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências e Tecnologia – Presidente Prudente. 2006.

GARCIA, G. C. P. & MOURA, R. B. **Otimização do Rendimento de um Reator Sequencial por Batelada para o Tratamento de Efluentes de Indústria de Refrigerantes**. Trabalho de Conclusão (Engenharia Ambiental) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências e Tecnologia – Presidente Prudente. 2008.

GONCALVES, R. F. ; PIOTTO, Z. C. **Influencia dos Mecanismos de Coagulacao da Agua Bruta Na Reciclagem de Coagulantes Em Lodos de Estacoes de Tratamento de Agua..** In: III SIMPOSIO ITALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL., 1996, Gramado. Anais do III SIMPOSIO ITALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL. GRAMADO/RS-BRASIL, 1996.

Hidroall do Brasil Ltda. **Policloreto de Alumínio, Informações gerais**. Disponível em: <http://www.hidroall.com.br/br/library>.

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

IBGE – Instituto brasileiro de geografia e estatística. **Pesquisas Trimestrais do Abate de Animais, do Leite, do Couro e da Produção de Ovos de Galinha**. Disponível em: http://www.ibge.gov.br/home/presidencia/noticias/noticia_visualiza.php?id_noticia=1402&id_pagina=1.

LIMA, E. R. de A. **Cálculo de Propriedades Físico-Químicas de Sistemas Coloidais via Equação de Poisson-Boltzmann**. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2008. Macedo, Jorge Antonio Barros de. **Águas & Águas**. 2. Edição, atualizada revisada. Belo Horizonte – MG. CRQ 2004.

MACÊDO, J. A. B. **Águas e Águas**. Belo Horizonte-MG: CRQ-MG, 2004.

MARTINELLI, L. A. ; SILVA, A. M. da ; CAMARGO, P. B. de ; MORETTI, L. R. ; TOMAZELLI, A. C.; SILVA, D. M. L. da ; FISCHER, E. G. ; SONODA, K. C. ; SALOMÃO; M. S. M. B. **Levantamento das Cargas Orgânicas Lançadas nos Rios do Estado de São Paulo**. Revista Biota Neotropica, FAPESP – SP, v.2, n . 2, 2002.

MATA-ÁLVARZ, J. ; MACÉ, S. ; GALÍ, A. ; DOSTA, J. **Integration of a Coagulation/Flocculation Step in a Biological Sequencing Batch Reator for COD and Nitrogen Removal of Supernatant of anaerobically Digested Piggery Wastewater**. Bioresource Technology, n. 99, 2008. pp.5722-5730.

MATIAS, W. G. **Estude des mecanismes moleculaire d’action de l’acide okadaïque, une toxine marine diarrheique, in vivo et in vitro**. 1996. 183p. Tese (Doutorado em Toxicologia Ambiental). Universite de Bordeaux, Bordeaux, França. 1996.

MESQUITA, D. P.; COELHO, M. A. Z.; FERREIRA, E. C. **Efeito do sal no Desempenho de um Reator Batelada Seqüencial**. XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Química. Santos – SP. 2006.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4th ed. New York: McGraw-Hill, 2003. 1.819 p.

OENNING JUNIOR, AIRTON. **Avaliação de tecnologias avançadas para o reúso de água em indústria metal-mecânica** / Airton Oenning Junior. – Curitiba, 2006.

ORHON, D., ARTAN, N. (1994). **Modelling of activated sludge systems**. Technomic Publishing Co., 1994. 589 p.

PACHECO, J. W. **Guia técnico ambiental de frigoríficos - industrialização de carnes (bovina e suína)**. São Paulo : CETESB, 2006. 85p. (1 CD) : il. ; 30 cm. - (Série P + L).

PACHECO, J.W.; YAMANAKA, H.T. **Guia técnico ambiental de abates (bovino e suíno)**. Série P + L. São Paulo: CETESB, 2008, 98p

PAVANELLI, G. (2000). **Eficiência de diferentes tipos de coagulantes na coagulação, floculação e sedimentação de água com cor e turbidez elevada**. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo. São Carlos.

POLEGATTO, J. C.; CORRÊA, D. P.; CANGANI, M. T. **Aplicação de coagulante PAC em RSB para tratamento de efluentes de uma indústria de abate de bovinos de Presidente Prudente/SP**. Trabalho de conclusão (bacharelado – Engenharia Ambiental), Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências e Tecnologia, 2011.

PONEZI, A. N. **Tratamento de Efluente Líquido da Indústria Cítrica por Lodo Ativado por Batelada (LAB): Tratabilidade e Microbiologia**. Tese (Doutorado em Engenharia Civil), 2000, Faculdade de Engenharia Civil, Unicamp.

RAMOS, R. O. **Clarificação de Água com Turbidez Baixa e Cor Moderada utilizando Sementes de Moringa Oleifera**. 2005. 276 f. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) - Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual De Campinas, Campinas, 2005.

SANTANA, Fernando et al. **Metodologia de Avaliação do Funcionamento de Estações de Tratamento de Águas para Abastecimento Público**. Lisboa: Universidade Nova de Lisboa, 1998. 72 p.

SANTOS, A. V. dos. **Comportamento do Reator Sequencial em batelada (RSB) sob Estado Estacionário Dinâmico Utilizando Idade do Lodo como Parâmetro de controle Operacional**. Tese (Doutorado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre. 2005.

SANTOS, R. H. **Coagulação/Precipitação de efluentes de reator anaeróbico de leito expandido e de sistema de lodo ativado precedido de reator UASB, com remoção de partículas por sedimentação ou flotação**. Dissertação de Doutorado - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos. 2006.

SCHOENHALS, M. **Avaliação da eficiência do processo de flotação aplicado ao tratamento primário de efluentes de abatedouro avícola**. Dissertação de Mestrado – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.

SEDLAK, R. (ed) (1991) **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater. Principles and practice**. Lewis Publishers. Estados Unidos. 240 p.

SHAW, D. J., **Colloid & Surface Chemistry**. 4 ed., Eastbourne, Great Britain, Elsevier Science Ltd. 1992.

SILVA, L.; MARINS, F. R. **Otimização do tratamento de efluentes da indústria de abate de bovinos por meio de adição de coagulante químico em reator aeróbio operando em batelada sequencial**. Trabalho de conclusão de curso - Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Faculdade de Ciências e Tecnologia de Presidente Prudente, 2009.

SROKA, E.; KAMINSKI, W.; BOHDZIEWICZ, J. **Biological treatment of meat industry wastewater**. Desalination, 162, p. 85-91, 2004.

U.S. EPA (1994) **Water Quality Standards Handbook**. 2d Ed., EPA-823-B-94-005^a, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.

UTSUMI, A. G. & FIGUEIRA, T. M. **Tratamento de Águas Residuárias provenientes de uma Indústria de Refrigerantes por meio de Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado**. Trabalho de Conclusão (Engenharia Ambiental) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências e Tecnologia – Presidente Prudente. 2008.

VILAS BOAS, Eduardo Valério de Barros; LIMA, Luiz Carlos de Oliveira; BRESSAN, Maria Cristina; BARCELOS, Maria de Fátima Pícollo; PEREIRA, Rosemary Gualberto F.A. **Manejo de resíduos da agroindústria**. Lavras: Gráfica Universitária UFLA/FAEPE, 2001.

VIRMOND, E. **Aproveitamento do Lodo de Tratamento Primário de Efluentes de um Frigorífico como Fonte de Energia**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

VON SPERLING, M. **Lagoas de estabilização**. Vol. 2. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG; 1996a.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Vol. 2. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG; 1996b.

VON SPERLING, M. **Dimensionamento de lodos ativados por batelada utilizando os princípios da teoria do fluxo de sólidos**. Vol. 6. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG. 2001c.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados**. Vol. 4. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG. 2002d.