MARCIA KOSER

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO TRATAMENTO DE EFLUENTE SANITÁRIO UTILIZANDO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS DE FLUXO CONTÍNUO E AERAÇÃO INTERMITENTE

JOINVILLE - SC

2012

MARCIA KOSER

AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO TRATAMENTO DE EFLUENTE SANITÁRIO UTILIZANDO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS DE FLUXO CONTÍNUO E AERAÇÃO INTERMITENTE

Dissertação de mestrado apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Processos, na Universidade da Região de Joinville.

Orientadora: Profª. Drª. Sandra Aparecida Furlan

Co-Orientadora: Profª. Drª, Andréa Lima dos Santos Schneider

JOINVILLE

2012

Catalogação na publicação pela Biblioteca Universitária da Univille

K86a

Koser, Márcia
Avaliação do desempenho do tratamento de efluente sanitário utilizando sistema de lodos ativados de fluxo contínuo e aeração intermitente / Marcia Koser ; orientadora Dra. Sandra Aparecida Furlan ; co-orientadora Dra. Andrea Lima dos Santos Schneider. – Joinville: UNIVILLE, 2012.

116f. : il. ; 30 cm

Dissertação (Mestrado em Engenharia de processos – Universidade da Região de Joinville)

1. Legislação ambiental. 2. Tratamento biológico de efluentes. 3. Conservação dos recursos hídricos. 4. Lodos ativos. 5. Reatores biológicos. 6. Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA). I. Furlan, Sandra Aparecida (orient.). II. Schneider, Andrea Lima dos Santos. (co-orient.). III. Título.

CDD 628.1

Termo de Aprovação

"Avaliação do desempenho do tratamento de efluente sanitário utilizando sistema de lodos ativados de fluxo contínuo e aeração intermitente"

por

Marcia Koser

Dissertação julgada para a obtenção do título de Mestre em Engenharia de Processos, área de concentração Engenharia de Processos e Tecnologias Limpas e aprovada em sua forma final pelo Programa de Mestrado em Engenharia de Processos.

Profa. Dra. Sandra Aparecida Furlan
Orientadora (UNIVILLE)

Profa. Dra. Andréa Lima dos Santos Schneider
Co-Orientadora (UNIVILLE)

Profa. Dra. Elisabeth Wisbeck
Coordenadora do Programa de Mestrado em Engenharia de Processos (UNIVILLE)

Banca Examinadora:

Profa. Dra. Sandra Aparecida Furlan
Orientadora (UNIVILLE)

Profa. Dra. Andréa Lima dos Santos Schneider
Co-Orientadora (UNIVILLE)

Prof. Dr. Hugo Moreira Soares
(UFSC)

Profa. Dra. Therezinha Maria Novais de Oliveira
(UNIVILLE)

Joinville, 31 de outubro de 2011.

AGRADECIMENTOS

À Deus, pela vida, por tudo.

À minha família, que demonstrou confiança e transmitiu entusiasmo, tão importante nessa caminhada.

À Professora Sandra Aparecida Furlan, pelos ensinamentos, pela orientação e pela firmeza nas cobranças.

À Professora Andréa Lima dos Santos Schneider, pela orientação e pela motivação prestada durante todo o período deste trabalho.

À Professora Elisabeth Wisbeck, pela admirável paciência ao me ajudar a escolher a linha de pesquisa do mestrado, e outros motivos.

À CAPES, pela concessão da bolsa de mestrado.

À Tigre Tubos e Conexões, por ter propiciado a realização deste trabalho

À coordenação e a Carolina Pinheiro Barbosa do MEP/UNIVILLE

Aos funcionários da Tigre Tubos e Conexões, em especial os Srs. Garcia, Lino e Walmir, que com um enorme conhecimento e disposição, sempre me ajudaram em tudo que precisei. Também a toda equipe do setor de utilidades, qualidade, centro de distribuição, recursos humanos que, de alguma forma, colaboraram com a realização deste trabalho e os resultados alcançados.

Á Camila e Carlos, que me deram a oportunidade de realizar este projeto, e também pelo companheirismo e amizade.

À Cristianne Piovezan, pela cooperação e realização das análises realizadas em laboratório.

À Geane Carla Carvalho e Anelise Cristiana Carvalho, que são os anjos na minha vida.

Aos demais colegas de mestrado e a todos aqueles que contribuíram, direta ou indiretamente, para a realização deste trabalho, e que certamente foram importantes durante todo o trajeto.

RESUMO

O cumprimento da legislação ambiental, em atendimento aos padrões de lançamento de efluentes nos corpos hídricos superficiais, é fundamental para a conservação dos recursos hídricos. O processo de tratamento implantado em uma indústria da região de Joinville, SC dispõe de um decantador seguido de um Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA). Porém, os resultados apresentados em termos de remoção de nitrogênio e fósforo estão muito abaixo do esperado e acima dos padrões exigidos pela legislação. Neste contexto, este trabalho consistiu na avaliação do tratamento de efluente sanitário desta indústria utilizando sistema de lodos ativados de fluxo contínuo e aeração intermitente, com o propósito da remoção biológica de nitrogênio amoniacal, fósforo e matéria orgânica para futura modificação do sistema de tratamento atual. A avaliação do sistema foi realizada em escala piloto, sendo alimentada por efluente sanitário bruto da indústria. Foram testadas 6 diferentes períodos de fornecimento de ar sendo o processo conduzido em dois experimentos com reciclo de lodo. No primeiro experimento, verificou-se a eficiência do sistema proposto com o fluxo de retorno de lodo para dentro do reator aeróbio. O monitoramento, nesta etapa, foi realizado uma vez por semana, com análise dos parâmetros DQO, nitrogênio amoniacal, fósforo, SST, oxigênio dissolvido, pH e temperatura. Os resultados obtidos com esta condição, analisando a entrada do reator aeróbio e a saída do decantador secundário, demonstraram que o melhor desempenho para DQO foi de 88% de eficiência de remoção alcançado na relação em que foi fornecido 6 horas de aeração e 2 horas sem aeração (condição 4), para nitrogênio amoniacal a eficiência de remoção foi de 64% quando a relação foi de 4 horas com aeração e 2 horas sem aeração (condição 3) e para o fósforo a eficiência de remoção foi de 88% quando o tempo de aeração foi de 8 horas e sem aeração de 2 horas (condição 5). No segundo experimento, o fluxo do retorno de lodo foi direcionado para o tanque pulmão que antecedia o reator aeróbio sendo mantida a mesma intermitência de aeração utilizada no primeiro experimento. Os parâmetros monitorados foram os mesmos acrescidos de nitrato, nitrito e alcalinidade. Nesta condição, analisando a entrada do reator aeróbio e saída do decantador secundário, a melhor eficiência de remoção de DQO foi de 46% para a condição 4, de nitrogênio amoniacal foi 36% para a condição 6 (aeração constante) e de fósforo foi de 8% para as condições 5 e 2 (2 horas com aeração e 2 horas sem aeração). Considerando o sistema como um todo, o processo de lodos ativados com fluxo contínuo e aeração intermitente utilizando 8 horas de aeração e 2 horas sem aeração com o fluxo de retorno de lodo para dentro do reator aeróbio (condição 5 do experimento 1) foi a condição que apresentou os melhores resultados de eficiência na remoção de DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo com 78%, 47% e 88%, respectivamente. Assim, dentre as condições testadas, esta é a mais indicada para substituir o sistema de tratamento atual da indústria (RAFA), cuja eficiência na remoção de DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo são de 61,75%, -5,9% e -0,25%, respectivamente. Há, porém, a necessidade de se aprofundar os estudos na condição escolhida, associado ao tratamento por zona de raízes, assegurando-se a estabilidade do sistema por longos períodos.

ABSTRACT

The enforcement of environmental legislation in compliance with the standards of effluent discharge in surface water bodies, is essential for the conservation of water resources. The treatment process implemented in an industry in the region of Joinville, SC has a settling tank followed by an upflow anaerobic reactor (UASB). However, the results presented in terms of removal of nitrogen and phosphorus are much lower than expected and above the standards required by legislation. In this context, this study was to evaluate the treatment of sanitary effluent of this industry using activated sludge system for continuous flow and intermittent aeration, with the purpose of biological removal of ammonia nitrogen, phosphorus and organic matter for further modification of current treatment system. The rating system was carried out in pilot scale, being fed by the raw effluent health industry. We tested six different periods of air supply and the process is conducted in two experiments with recycle sludge. In the first experiment, we verified the effectiveness of the proposed system the sludge return flow into the aerobic reactor. Monitoring at this stage, was performed once a week, with analysis of the parameters COD, ammonia nitrogen, phosphorus, TSS, dissolved oxygen, pH and temperature. The results obtained with this condition, analyzing the input and output of the aerobic reactor secondary clarifier, which showed the best performance for COD was 88% removal efficiency relative to that achieved in 6 hours was given 2 hours aeration and without aeration (condition 4) for ammonia removal efficiency was 64% when the ratio was 4 hours and 2 hours with aeration without aeration (condition 3) and phosphorus removal efficiency was 88% when the time aeration was 8 hours and without aeration for 2 hours (condition 5). In the second experiment, the flow of the sludge return was directed to the buffer tank which preceded the aerobic reactor was maintained the same intermittent aeration used in the first experiment. The monitored parameters were the same plus nitrate, nitrite and alkalinity. In this condition, examining entry and exit of the aerobic reactor of the secondary clarifier, the best COD removal efficiency was 46% for condition 4, ammonia nitrogen was 36% for condition 6 (constant aeration) and phosphorus was 8% for the conditions 5:02 (2 hours with aeration and without aeration 2 hours). Considering the system as a whole, the activated sludge process with continuous flow and intermittent aeration by using aeration and 8 hours 2 hours without aeration with the return flow of sludge into the aerobic reactor (Condition 5 of Experiment 1) was the condition that showed the best results in the removal efficiency of COD, ammonia nitrogen and phosphorus at 78%, 47% and 88% respectively. Thus, among the conditions tested, it is best to replace the current industry treatment (RAFA), whose removal efficiencies of COD, ammonia nitrogen and phosphorus are 61.75%, -5.9% and - 0.25%, respectively. There is however the need for further studies on the chosen condition, associated with treatment by the root zone, ensuring the stability of the system for long periods.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Valores de DQO e DBO indicativos da tratabilidade de um efluente.....21

Figura 3.2 - Distribuição das formas de nitrogênio no esgoto doméstico bruto.....27

Figura 3.3 - Distribuição das formas de fósforo no esgoto doméstico bruto.....33

Figura 3.4 - Representação esquemática de um reator anaeróbio de fluxo ascendente.....40

Figura 3.5 - Esquema da etapa biológica do sistema de lodos ativados de fluxo contínuo.....43

Figura 3.6 - Esquema do processo A²O.....48

Figura 3.7 - Esquema do processo UCT.....48

Figura 3.8 - Esquema do processo Phoredox.....49

Figura 3.9 - Esquema de funcionamento dos ciclos dos reatores RBS.....51

Figura 4.1 - Fluxograma atual do tratamento de efluente sanitário de uma indústria da região de Joinville.....56

Figura 4.2 - Fluxograma e dimensões do sistema de tratamento em escala piloto.....60

Figura 4.3 - Imagem da unidade experimental construída, onde 1: decantador primário, 2: tanque pulmão, 3: reator aeróbio, 4: decantador secundário.....61

Figura 4.4 - A: Imagem do difusor tipo cortina, B: Imagem dos interruptores para controle liga/desliga e C: Imagem do compressor de ar e painel.....62

Figura 4.5 - Imagem do reator aeróbio de fluxo contínuo e aeração intermitente, onde 1: motor, 2: entrada efluente, 3: entrada retorno de lodo do decantador secundário, 4: entrada mangueira de ar e 5: saída para manutenção do tanque.....63

Figura 4.6 - Imagem do reator aeróbio, destacando as entradas e saída de efluente 63

Figura 4.7 - A: Imagem da chapa de PVC colocada no fundo do decantador e B: Destaque do fundo cônico.....64

Figura 4.8 - A: Imagem do ponto de saída do efluente tratado e B: Imagem da saída do decantador para remoção de lodo.....64

Figura 4.9 - Esquema do sistema de tratamento com a representação dos pontos de coleta de amostra no primeiro experimento.....68

Figura 4.10 - Esquema do sistema de tratamento com a representação dos pontos de coleta de amostra no segundo experimento.....70

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Aceptores de elétrons típicos das reações de oxidação no tratamento de esgoto.....22

Tabela 3.2 - Relação entre as formas do nitrogênio amoniacal e o pH.....28

Tabela 3.3 - Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios.....41

Tabela 3.4 - Condições de operação do processo de lodos ativados para aeração prolongada e convencional.....44

Tabela 4.1 - Valores médios calculados a partir de medidas realizadas mensalmente entre julho e dezembro de 2010 de DQO, N-NH_4 e fósforo e respectivos desvios padrão do efluente da indústria.....58

Tabela 4.2 - Eficiências médias de remoção de DQO, N-NH_4 e fósforo do tratamento utilizado atualmente na indústria.....58

Tabela 4.3 - Dimensões da ETE atualmente em operação na indústria.....59

Tabela 4.4 - Dados de dimensionamento da unidade experimental.....60

Tabela 4.5 - Condições de operação avaliadas no primeiro e segundo experimento da unidade piloto.....67

Tabela 4.6 - Parâmetros analisados em cada ponto de coleta no primeiro experimento.....68

Tabela 4.7 - Parâmetros analisados em cada ponto de coleta no segundo experimento.....70

Tabela 5.1 - Eficiências de remoção e concentrações constatadas nos resultados do tratamento da unidade piloto e na ETE atual da indústria e, concentrações máximas permitidas na legislação.....98

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 4.1 - Vazão de entrada na estação de tratamento atual da indústria.....57

Gráfico 5.1 - Eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio (Entrada - P1; Saída - P4) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (primeiro experimento) 82

Gráfico 5.2 - Eficiência de remoção de $N–NH_4^+$ no reator aeróbio (Entrada - P1; Saída - P4) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (primeiro experimento).....83

Gráfico 5.3 - Eficiência de remoção de P no reator aeróbio (Entrada - P1; Saída - P4) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (primeiro experimento).....85

Gráfico 5.4 - Comportamento da concentração de DQO no tratamento (Entrada - P1; Entrada reator aeróbio - P2; Saída - P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....87

Gráfico 5.5 - Eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio (Entrada – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....87

Gráfico 5.6 - Eficiência de remoção de DQO no tratamento (Entrada – P1; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....88

Gráfico 5.7 - Comportamento da concentração de $N–NH_4^+$ no tratamento (Entrada reator anaeróbio – P1; Entrada reator aeróbio - P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....88

Gráfico 5.8 - Comportamento da concentração de nitrato no tratamento (Entrada do reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....89

Gráfico 5.9 - Comportamento da concentração de nitrito no tratamento (Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....90

Gráfico 5.10 - Comportamento da concentração de $N–NH_4^+$ no reator aeróbio (Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....91

Gráfico 5.11 - Eficiência de remoção de $N–NH_4^+$ no tratamento (Entrada - P1; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....92

Gráfico 5.12 - Comportamento da concentração de P no tratamento (Entrada reator anaeróbio – P1; Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....93

Gráfico 5.13 - Eficiência de remoção de P no reator aeróbio (Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....93

Gráfico 5.14 - Eficiência de remoção de P no tratamento (Entrada - P1; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....95

Gráfico 5.15 - Comportamento da concentração de SST no tratamento (Reator Aeróbio, reator anaeróbio, esgoto bruto e esgoto tratado) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento).....97

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A/M	-	Alimento/Microrganismo
A/O	-	processo aeróbio/anaeróbio
A^2O	-	processo anaeróbio/anóxico/aeróbio
CEC	-	Commission of the European Communities
DBO	-	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	-	Demanda Química de Oxigênio
ETE	-	Estação de Tratamento de Efluente
NBR	-	Norma Brasileira
$N\text{-}NH_4^+$	-	Nitrogênio Amoniacal
OAPs	-	Organismos Acumuladores de Fósforo
OD	-	Oxigênio Dissolvido
PHB	-	Poli-b Hidroxibutirato
PNSB	-	Pesquisa Nacional de Saneamento Básico
PVC	-	Policloreto de Vinila
Q	-	Vazão de efluente a ser tratado
RAFA	-	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente
RBS	-	Reator em Batelada Sequencial
S_a	-	DBO ou DQO do afluente ao processo
SS	-	Sólidos Suspensos
SST	-	Sólidos Suspensos Totais
SSV	-	Sólidos Suspensos Voláteis
TDH	-	Tempo de Detenção Hidráulico
UASB	-	Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UCT	-	University of Cape Town
w	-	Vazão de descarte de lodo
V	-	Capacidade do tanque de aeração
X_e	-	Concentração de biomassa do tanque aeróbio
X_u	-	Concentração de biomassa na saída do fundo do decantador
Θ_c	-	Idade do lodo ou tempo de retenção celular

SUMÁRIO

RESUMO

ABSTRACT

LISTA DE FIGURAS

LISTA DE TABELAS

LISTA DE ABREVIATURAS

LISTA DE GRÁFICOS

1 INTRODUÇÃO..... 16

2 OBJETIVOS..... 18

2.1 OBJETIVO GERAL..... 18

2.2 OBJETIVO ESPECÍFICO..... 18

3 REVISÃO DA LITERATURA..... 19

3.1 CRESCIMENTO POPULACIONAL E SANEAMENTO..... 19

3.2 TRATAMENTO BIOLÓGICO DE EFLUENTES..... 20

3.2.1 Condição Aeróbia..... 23

3.2.2 Condição Anóxica..... 25

3.2.3 Condição Anaeróbia..... 25

3.3 REMOÇÃO DE NUTRIENTES..... 26

3.3.1 Remoção Biológica de Nitrogênio..... 27

3.3.1.1 Amonificação..... 28

3.3.1.2 Nitrificação..... 29

3.3.1.3 Desnitrificação..... 31

3.3.2 Remoção Biológica de Fósforo..... 33

3.4 PADRÕES DE LANÇAMENTO DE EFLUENTE..... 37

3.5 PROCESSOS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO..... 39

3.5.1 Processos Anaeróbios..... 40

3.5.2 Processos Aeróbios..... 43
3.5.3 Novos Processos de Tratamento..... 48
3.5.3.1 Processo A^2O..... 48
3.5.3.2 Processo UCT..... 49
3.5.3.3 Processo Phoredox..... 49
3.5.3.4 Processo RBS..... 50
3.5.3.5 Processo de lodos ativados de fluxo contínuo com aeração intermitente.... 55
4 METODOLOGIA..... 56
4.1 DIAGNÓSTICO DA ETE EXISTENTE ATUALMENTE NA INDÚSTRIA..... 56
4.2 CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE..... 58
4.3 DIMENSIONAMENTO DA PLANTA PILOTO..... 59
4.4 DEFINIÇÃO DO TDH E DAS VAZÕES NA UNIDADE EXPERIMENTAL..... 65
4.5 PARTIDA DO REATOR E ACLIMATAÇÃO DO LODO..... 66
4.6 PLANEJAMENTO DOS EXPERIMENTOS..... 67
4.6.1 Primeiro Experimento..... 67
4.6.2 Segundo Experimento..... 69
4.7 METODOLOGIA ANALÍTICA..... 70
4.7.1 Alcalinidade..... 71
4.7.2 Fósforo..... 72
4.7.3 Nitrogênio Amoniacal..... 73
4.7.4 Nitrato..... 74
4.7.5 Nitrito..... 74
4.7.6 Demanda química de oxigênio (DQO)..... 75
4.7.7 Sólidos suspensos totais (SST)..... 76
4.8 CÁLCULO DO FATOR DE CARGA E IDADE DO LODO..... 76
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO..... 78
5.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE OS EXPERIMENTOS..... 78

5.2 EFEITO DA AERAÇÃO INTERMITENTE NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO AMONIACAL E FÓSFORO EM PROCESSO CONDUZIDO COM RETORNO DE LODO NO REATOR AERÓBIO – EXPERIMENTO 1 (EXPERIMENTO DE CARÁTER EXPLORATÓRIO)..... 81

5.3 EFEITO DA AERAÇÃO INTERMITENTE NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO AMONIACAL E FÓSFORO EM PROCESSO CONDUZIDO COM RETORNO DE LODO NO TANQUE PULMÃO – EXPERIMENTO 2..... 86

5.4 COMPARAÇÃO DO TRATAMENTO ATUAL DA INDÚSTRIA COM OS RESULTADOS DA UNIDADE PILOTO.....97

REFERÊNCIAS.....103

APÊNDICES.....115

1 INTRODUÇÃO

O grande crescimento populacional do Brasil, nos últimos anos, acelerou a deterioração da qualidade das águas, resultante, entre outros motivos, da descarga de efluentes *in natura* nos cursos d'água. A remoção efetiva dos poluentes, particularmente matéria orgânica e nutrientes, é de vital importância no controle da poluição crescente dos mananciais.

Aproximadamente 25% de todas as deficiências de um corpo d' água são devido a causas relacionadas à presença de nutrientes (EPA, 2007). Nitrogênio e fósforo são os principais nutrientes que causam a eutrofização, ou seja, o enriquecimento em nutrientes devido, especialmente, às atividades humanas em águas superficiais. As manifestações mais conhecidas da eutrofização são a proliferação de algas que ocorre, principalmente, durante o verão. Com isso, a concentração de oxigênio dissolvido diminui, ocorre a mortandade de peixes, a água escuresse e há exaustão da flora e da fauna desejáveis.

O cumprimento da legislação ambiental, em atendimento aos padrões de lançamento de efluentes nos corpos hídricos superficiais, é fundamental para a conservação dos recursos hídricos. Apesar das exigências da legislação, no país, poucas estações de tratamento de efluentes contemplam uma etapa destinada à remoção de nitrogênio e fósforo, que são os maiores problemas nos processos de tratamento.

A legislação referente ao lançamento desses compostos nos corpos receptores tem se tornado cada vez mais restritiva. No entanto, a necessidade de incorporar a remoção de nutrientes aos sistemas de tratamento incorre em custos adicionais de implantações e operação, razão pela qual há interesse no desenvolvimento de novas tecnologias menos onerosas.

Uma das possibilidades de redução dos custos de implantação consiste no desenvolvimento de sistemas compactos, com o uso de reatores mais versáteis e capazes de permitir que os diferentes processos associados à remoção de matéria orgânica e nutrientes ocorram em uma mesma unidade.

Contudo, este problema tornou-se um grande desafio para as engenharias do meio ambiente das empresas, que precisam, ao mesmo tempo,

melhorar a eficiência dos processos de tratamento, e reduzir os custos de operação e manutenção deste tipo de instalações.

A fim de enfrentar este desafio, uma indústria localizada na região de Joinville – SC decidiu investigar, com apoio da Universidade local – UNIVILLE, a viabilidade técnica de alteração do processo de tratamento de efluente sanitário atualmente em funcionamento na empresa.

O processo de tratamento implantado na indústria dispõe de dois reatores biológicos sendo que um deles é operado como decantador e o outro como Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA). Porém, os resultados apresentados em termos de remoção de nitrogênio e fósforo estão muito abaixo do esperado e acima dos padrões exigidos pela legislação.

Diante desta problemática, o presente estudo propõe investigar, em escala piloto, a viabilidade técnica da modificação do sistema de tratamento atual, aproveitando parte da estrutura existente, com o objetivo de atender aos padrões de lançamento de efluentes quanto aos parâmetros de nutrientes e matéria orgânica, definidos atualmente na legislação.

Entre os sistemas compactos com potencial para promover a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes, encontram-se os que utilizam o processo de lodos ativados com aeração intermitente e fluxo contínuo de efluente. Nestes sistemas, a remoção de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal ocorre na etapa com aeração, na presença de oxigênio dissolvido e, a remoção do fósforo ocorre nas variações entre as condições aeróbia e anaeróbia. Embora os fundamentos dos processos de remoção de nutrientes e matéria orgânica estejam estabelecidos, a aplicação no processo em estudo é uma tecnologia que não se encontra plenamente descrita e validada na literatura, razão pela qual se torna necessário seu estudo.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o desempenho de um sistema de tratamento de efluente sanitário, em escala piloto, para proposta de modificação da ETE de uma empresa de Joinville (SC) visando à remoção de nutrientes e matéria carbonácea.

2.2 OBJETIVO ESPECÍFICO

- Investigar a influência de diferentes condições de operação (tempos de fornecimento de ar com ausência de aeração no reator aeróbio e o fluxo do retorno de lodo em reatores diferentes) sobre a eficiência de remoção de matéria carbonácea, compostos nitrogenados e fósforo na estação piloto.

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 CRESCIMENTO POPULACIONAL E SANEAMENTO

Conforme estimativas das Nações Unidas, até 2050, a população mundial passará de 9 bilhões de pessoas, um aumento de quase 50% em relação ao ano 2000 (PNUMA, 2010). No caso do Brasil, dados do IBGE revelam um declínio paulatino na taxa de crescimento populacional desde os anos 60, com previsão de uma taxa negativa (-0,291%) em 2050. No entanto, em números absolutos, isso representará uma população de cerca de 215,3 milhões de habitantes contra 70 milhões estimados em 1960 (IBGE, 2008).

A cada dia, milhões de toneladas de esgoto tratado inadequadamente e resíduos agrícolas e industriais são despejados nas águas de todo o mundo. Todos os anos morrem mais pessoas das consequências de água contaminada do que de todas as formas de violência, incluindo a guerra. A contaminação da água enfraquece ou destrói os ecossistemas naturais que sustentam a saúde humana, a produção alimentar e a biodiversidade. Maior parte da água doce poluída acaba nos oceanos, prejudicando as áreas costeiras e a pesca (ONU, 2010).

A atividade que mais conduz a problemas difusos de qualidade da água é o despejo de esgotos domésticos. A contaminação fecal resulta, muitas vezes, de descargas de esgoto não tratado nas águas naturais, que é a forma de disposição de esgoto mais comum nos países menos desenvolvidos. Mesmo nos países desenvolvidos, o esgoto parcial ou inadequadamente tratado continua sendo grande fonte de comprometimento da qualidade da água (PNUMA, 2010).

Segundo a Pesquisa Nacional de Saneamento – PNSB (2008), pouco mais da metade dos municípios brasileiros (55,2%) têm serviço de esgotamento sanitário por rede coletora, marca pouco superior à observada na pesquisa anterior, realizada em 2000, que registrava 52,2%.

O sul é a região onde a falta de rede coletora de esgotamento sanitário ocupou a terceira posição, com 6,3 milhões de pessoas prejudicadas, sendo o serviço ofertado em menor escala nos Estados de Santa Catarina e Rio Grande do Sul (PNSB, 2008).

Para o Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente – PNUMA (2010), diversas tecnologias e abordagens efetivas estão disponíveis para melhorar a qualidade da água por meio da prevenção da poluição, do tratamento e da restauração de ecossistemas, variando desde as abordagens eco-hidrológicas até o tratamento propriamente dito. Para que isso se concretize, será necessário que comunidades, governos e empresas adotem tecnologias e abordagens eficazes para assegurar a qualidade da água.

3.2 TRATAMENTO BIOLÓGICO DE EFLUENTES

As técnicas de tratamento sempre tiveram como meta gerar efluentes depurados dos seus principais poluentes, de modo a minorar o impacto do seu lançamento nos cursos receptores. O nível de conhecimento científico e as tecnologias disponíveis num dado momento ditavam o padrão de qualidade que um efluente tratado poderia alcançar. Assim, houve uma época em que a simples remoção de sólidos suspensos e da matéria orgânica biodegradável (DBO) se constituiu em objetivo do tratamento (SANT'ANNA, 2010).

Os processos biológicos de tratamento reproduzem o que ocorre na natureza. No corpo d'água, a matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados inertes por mecanismos puramente naturais, fenômeno conhecido como autodepuração. Em uma estação de tratamento de esgotos a diferença é que, em paralelo a esses fenômenos básicos de autodepuração, o uso de equipamentos diversos e o conhecimento da cinética de degradação da matéria orgânica e da hidrodinâmica dos reatores biológicos utilizados em condições controladas, permitem acelerar o processo, obtendo-se elevadas eficiências de redução dos poluentes em tempos de detenção muito menores (HIGA, 2005).

Os flocos microbianos podem ser entendidos como micro-ecossistemas, que apresentam dinâmica populacional dependente das condições ambientais e nutricionais vigentes na fase aquosa. Os flocos apresentam, em geral, dimensões da ordem de 100 a 400 mm e densidade levemente superior à densidade da água. A propriedade de sedimentar com facilidade, apresentada pela massa de flocos microbianos, é denominada sedimentabilidade. Essa propriedade, que pode ser

avaliada, é afetada por muitas variáveis de processo que, por sua vez, influem nas características de tamanho, forma e agregação dos flocos (SCHMIDELL *et al.*, 2007).

A aglomeração dos sólidos e a estabilização da matéria orgânica são realizados biologicamente por microrganismos, principalmente bactérias, que convertem a matéria orgânica carbonácea dissolvida e coloidal em vários gases e tecido celular. Como o tecido celular tem um peso específico ligeiramente maior do que o da água, este pode ser removido do líquido tratado através da sedimentação (PEREIRA, 1996).

Segundo Von Sperling (1997), a unidade de massa de sólidos orgânicos e sólidos inorgânicos é normalmente expressa em termos de sólidos suspensos totais (SST). O termo sólidos em suspensão voláteis (SSV) representa a fração orgânica da biomassa e, é usualmente utilizado para expressar a concentração de microrganismos no meio. Para Van Haandel e Marais (1999), SSV representa, aproximadamente, 80% da concentração de SST em lodos biológicos.

Para Sant'Anna (2010), no que tange o tratamento biológico de efluentes, a quantificação dos agentes microbianos, responsáveis pelo funcionamento dos processos, é ainda uma questão em aberto, devido a sua inerente complexidade. Não se questiona a utilidade de indicadores globais como SST e SSV, porém deve-se ter ciência da limitada informação que os valores desses parâmetros fornecem.

Os indicadores globais mais empregados na caracterização dos efluentes são a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), que representa a quantidade de oxigênio requerida pelos microrganismos para oxidar os compostos presentes no efluente, e a Demanda Química de Oxigênio (DQO), que representa a quantidade de oxigênio necessária à oxidação química dos poluentes presentes na amostra nas condições de ensaio, sendo os dois parâmetros expressos em mg L^{-1} (SANT'ANNA, 2010).

Para o autor, a DQO indica tanto substâncias biodegradáveis como substâncias não biodegradáveis no efluente e, a DQO tornou-se um parâmetro muito difundido devido à facilidade de determinação e, adota-se, em geral, a DBO (ou parâmetros assemelhados como a DQO) como representantes das fontes de carbono disponíveis no meio reacional.

De acordo com Jardim e Canela (2004), a tratabilidade biológica de um efluente é avaliada pela DBO e a recalcitrância desta mesma carga orgânica pela

DQO. Assim, para um determinado efluente, a relação DQO/DBO indica qual tipo de oxidação será efetiva na destruição da carga orgânica presente. Um efluente terá mais características de não biodegradabilidade quando maior for sua relação DQO/DBO conforme mostrado na Figura 3.1.

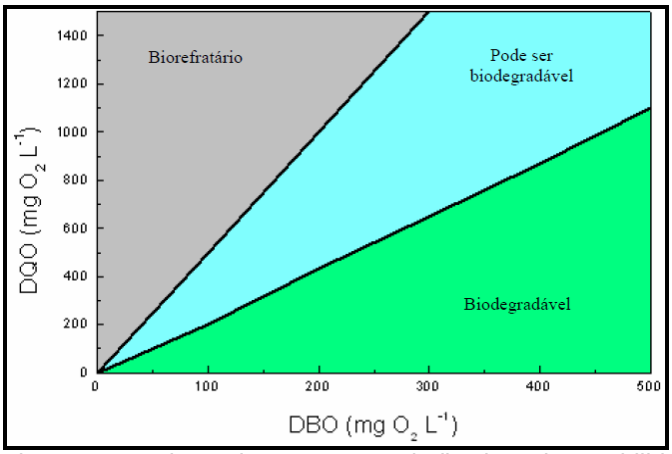


Figura 3.1 - Valores de DQO e DBO indicativos da tratabilidade de um efluente
Fonte: Jardim e Canela (2004)

Para um dado efluente, se a relação DQO/DBO for menor que 2,5 o mesmo é facilmente biodegradável. Se a relação estiver entre 2,5 e 5,0 este efluente irá exigir cuidados na escolha do processo biológico para que se tenha uma remoção desejável de carga orgânica, e se a relação DQO/DBO for maior que 5, então o processo biológico tem pouca chance de sucesso e a oxidação química aparece como um processo alternativo (JARDIM E CANELA, 2004). Para Sant'Anna (2010), esta relação para efluente doméstico é de 1,5 a 1,9.

De acordo com Metcalf e Eddy (1991), as fontes mais comuns de carbono são a matéria orgânica e o dióxido de carbono. Os organismos que usam carbono orgânico para a formação do tecido celular são chamados heterotróficos. Os organismos que absorvem carbono celular do dióxido de carbono são chamados autotróficos. As bactérias autotróficas necessitam de mais energia do que as heterotróficas para síntese de seus tecidos celulares, resultando numa taxa de crescimento menor.

Nos processos de tratamento de esgoto, os microrganismos quimioautotróficos (bactérias, fungos e protozoários) e os quimioheterotróficos (bactérias nitrificantes) são os de maior importância na remoção de nutrientes e matéria orgânica (METCALF e EDDY, 1991).

A utilização dos compostos orgânicos como fonte de energia, catabolismo, pode ser oxidativo ou fermentativo. No catabolismo, ao mesmo tempo em que ocorre liberação de energia a partir da matéria orgânica, ela é transformada em produtos estáveis (SANTOS, 2005).

Segundo Von Sperling (1996), o catabolismo oxidativo é uma reação na qual a matéria orgânica é oxidada por um agente oxidante presente no meio líquido (oxigênio, nitrato ou sulfato), enquanto que o fermentativo é aquele que ocorre na ausência de oxidante, portanto não ocorre destruição de compostos orgânicos.

O tratamento biológico de esgotos aproveita, portanto, um conjunto de microorganismos com características diferentes para a degradação da matéria orgânica, distinguindo quatro grupos de tratamento: aeróbios, anóxicos, anaeróbios e combinados. Os aceptores de elétrons mais importantes na oxidação da matéria orgânica em tratamento biológico de esgoto estão representados na Tabela 3.1 em ordem decrescente de liberação de energia (VAN HAANDEL E LETTINGA, 1994).

Tabela 3.1 – Aceptores de elétrons típicos das reações de oxidação no tratamento de esgoto

CONDIÇÕES	ACEPTOR DE ELÉTRONS	FORMA DO ACEPTOR APÓS A REAÇÃO
Aeróbias	Oxigênio (O_2)	Água (H_2O)
Anóxicas	Nitrato (NO_3^-)	Nitrogênio gasoso (N_2)
Anaeróbias	Sulfato (SO_4^-) Dióxido de carbono (CO_2)	Sulfeto (H_2S) Metano (CH_4)

Fonte: Van Haandel e Lettinga (1994)

3.2.1 Condição Aeróbia

A oxidação biológica é a conversão, pela ação bacteriana, de componentes orgânicos a formas inorgânicas, sendo que na oxidação aeróbia, as bactérias utilizam o oxigênio molecular como aceptor final de elétrons (METCALF e EDDY, 1991).

Por meio da respiração aeróbia os organismos que formam os flocos oxidam a matéria orgânica do esgoto. Segundo Sant'Anna (2010), os flocos são constituídos por um grupo de bactérias denominadas "formadoras de flocos" e outro grupo de bactérias que formam filamentos, sendo o equilíbrio entre estes grupos muito importante para assegurar a formação de flocos relativamente densos e fortes. O oxigênio necessário para essa respiração deve estar no próprio esgoto (constituindo o oxigênio dissolvido), podendo ser enriquecido pela atividade de microrganismos fotossintetizantes, por contato direto com o ar ambiente ou por introdução mecânica de difusores de ar (HIGA, 2005).

As etapas do processo de biodegradação, segundo Schmidell *et al*. (2007), consistem na adsorção dos poluentes presentes na fase aquosa nas superfícies dos filmes e flocos microbianos. Essa adsorção é rápida para material orgânico particulado e para moléculas orgânicas de elevada massa molar, no entanto, mesmo moléculas orgânicas menores são rapidamente adsorvidas nos aglomerados microbianos. A seguir as moléculas menores são transportadas no interior da matriz exopolimérica ate atingir as superfícies das células microbianas. A última etapa do processo consiste da assimilação das substâncias poluentes pelos microrganismos. Uma vez transportadas para o interior das células essas substâncias serão encaminhadas para rotas metabólicas especificas, características dos processos aeróbios de degradação. No interior das células as moléculas absorvidas podem se inserir nas rotas de catabolismo, que geram energia para síntese de novas moléculas e para as demais atividades celulares ou nas rotas de anabolismo, responsáveis pela biossíntese das moléculas essenciais ao funcionamento da célula. Segundo os autores, de modo simplificado, pode-se pensar que um átomo de carbono de uma dada molécula assimilada pela célula tem dois destinos preponderantes: pode ser constituinte de substâncias produzidas pelas células para a sua manutenção e, principalmente, reprodução, ou pode ser oxidado a CO_2, gerando energia para a atividade de síntese e outras atividades celulares.

A glicose é, quantitativamente, o principal substrato oxidável para a maioria dos organismos, sendo por isso frequentemente utilizada para ilustrar a sequência de vias metabólicas utilizadas na degradação da matéria orgânica na respiração aeróbia. O metabolismo da glicose e o Ciclo de Krebs, juntamente com a cadeia respiratória, podem realizar a oxidação completa da glicose, levando-a a dióxido de carbono e água (PICKBRENNER, 2002).

Cabe ressaltar ainda que, em condições de ausência de matéria orgânica no meio líquido, a própria massa celular, que contém material biodegradável, pode ser oxidada, pelo menos parcialmente, para compostos inorgânicos, sendo esta oxidação do material celular chamada de respiração endógena (TCHOBANOGLOUS e BURTON, 1991).

3.2.2 Condição Anóxica

Da mesma maneira que o catabolismo aeróbio, o catabolismo anóxico é uma reação redox na qual a matéria orgânica é oxidada por um agente oxidante presente no meio líquido. Quando vários aceptores de elétrons encontram-se no meio, o sistema utiliza aquele que produz a maior quantidade de energia. Isto explica por que o oxigênio é utilizado primeiramente e, após sua exaustão, o sistema deixa de ser aeróbio (HORAN, 1990). Desta forma, a respiração é dita aeróbia se o oxidante for o oxigênio molecular e anóxica se o oxidante for o nitrato ou o sulfato, havendo formação de nitrogênio gasoso, sulfeto, dióxido de carbono e água (METCALF e EDDY, 1991). O termo anóxico é frequentemente utilizado para diferenciar as condições de ausência total de oxigênio (condições anaeróbias), daquelas onde o oxigênio não se encontra disponível na forma molecular, mas apresenta-se em formas combinadas capazes de atuar como aceptores finais de elétrons (HORAN, 1990).

3.2.3 Condição Anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo biológico em que, na ausência de oxigênio, bactérias facultativas ou estritamente anaeróbias degradam compostos orgânicos complexos, convertendo-os em gases metano (60 a 70%), dióxido de carbono (40 a 30%) e outros subprodutos mineralizados (SOUZA, 2001).

Para Sant’Anna (2010), a degradação da matéria orgânica pela via anaeróbia apresenta maior complexidade comparando com o que ocorre no

processo aeróbio, pois demanda a participação de diferentes grupos microbianos com funções diferenciadas.

Aquino e Chernicharo (2005), também afirmam que o tratamento anaeróbio envolve processos metabólicos complexos, que ocorrem em etapas seqüenciais e que dependem da atividade de no mínimo três grupos de microrganismos distintos:

a) Bactérias fermentativas ou acidogênicas, que fermentam açúcares, aminoácidos e ácidos graxos resultantes da hidrólise da matéria orgânica complexa, e produzem consequentemente ácidos orgânicos, alcoóis, cetonas, dióxido de carbono e hidrogênio. Como os microrganismos fermentativos não dispõem, em condições anaeróbias, de um aceptor final de elétrons (como o oxigênio nos processos aeróbios), o substrato orgânico é ao mesmo tempo utilizado como aceptor e doador de elétrons, ou seja, uma parte do composto orgânico poluente é oxidada enquanto outra parte é reduzida;
b) Bactérias acetogênicas, que convertem compostos orgânicos intermediários como propionato e butirato, em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono, e são assim denominados porque a existência deles depende da atividade de microrganismos consumidores de hidrogênio;
c) Bactérias metanogênicas, que são as mais importantes, pois a remoção de DQO da fase líquida depende da conversão de acetato em gás metano.

Pickbrenner (2002) descreve que os diferentes grupos de bactérias que transformam o material orgânico afluente têm atividade catabólica e anabólica. Desse modo, paralelo à liberação dos diferentes produtos da fermentação, há a formação de novas células.

3.3 REMOÇÃO DE NUTRIENTES

O crescimento demográfico, a urbanização, as mudanças climáticas, a agricultura, a indústria, a mineração e o descarte de resíduos humanos, têm impacto sobre a qualidade da água. (UM WWAP, 2011).

A imensa extensão das atividades agrícolas, em todo o mundo, contribui significativamente tanto para a produtividade econômica quanto para as cargas de poluentes. Desde a década de 1970, é cada vez maior a preocupação com os

aumentos de escoamento de resíduos de nitrogênio, fósforo e agrotóxicos nas águas superficiais e subterrâneas (PNUMA, 2010).

Os nutrientes nitrogênio (N) e fósforo (P) devem ser removidos dos efluentes de modo a evitar o seu lançamento em quantidades apreciáveis nos cursos d'água receptores, uma vez que o aporte excessivo desses nutrientes nos sistemas aquáticos acelera o processo de eutrofização de lagos, lagoas e baías, com alteração das propriedades da água, diminuição da lâmina líquida e acúmulo de lodo no leito desses corpos receptores (SANT'ANNA, 2010).

Quando acontece rapidamente em conseqüência das atividades humanas a eutrofização pode ter resultados desastrosos também para as populações aquáticas devido ao desenvolvimento exagerado das algas microscópicas que constituem o fitoplancton, cuja decomposição por bactérias aeróbias leva à redução do oxigênio dissolvido na água, podendo conduzir à morte em massa de peixes (BOAVIDA, 2001).

Do ponto de vista técnico, a eutrofização dificulta a captação da água para uso humano, pois exige tecnologias de tratamento mais eficientes e mais caras (SCHMIDELL *et al.*, 2007).

3.3.1 Remoção Biológica de Nitrogênio

Segundo Von Sperling (2005), nos esgotos domésticos brutos, as formas predominantes de nitrogênio são o nitrogênio orgânico (39%) e a amônia (60%). O nitrogênio orgânico corresponde a grupamentos amina, e a amônia tem sua principal origem na uréia, que é rapidamente hidrolisada e raramente encontrada no esgoto bruto. Estes dois, conjuntamente, são determinados em laboratório pelo método Kjeldahl, constituindo o assim denominado Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) (MOTA E VON SPERLING, 2009).

De acordo com Sant'Anna (2010), o nitrogênio na forma de nitrito e nitrato é encontrado em pequenas proporções (~1,0 mg L^{-1}) nos esgotos domésticos, enquanto que concentrações entre 10 e 60 mg L^{-1} de nitrogênio amoniacal são encontrados na entrada das estações de tratamento de efluente (ETE).

Em resumo, têm-se as Equações 3.1 e 3.2:

NTK = amônia + nitrogênio orgânico (forma predominante no esgoto doméstico) (Equação 3.1)

$NT = NTK + NO2^{-} + NO3^{-}$ (nitrogênio total) (Equação 3.2)

Observa-se que a fração das formas oxidadas NOx (nitrito + nitrato) é desprezível em esgoto doméstico. O NTK pode ser ainda dividido em uma fração solúvel, dominada pela amônia, e uma fração particulada que está associada aos sólidos em suspensão orgânicos. O nitrogênio participa na constituição de praticamente todas as formas de matéria orgânica particulada do esgoto (MOTA E VON SPERLING, 2009). A distribuição do nitrogênio no esgoto bruto pode ser representada na forma esquemática ilustrada na Figura 3.2.

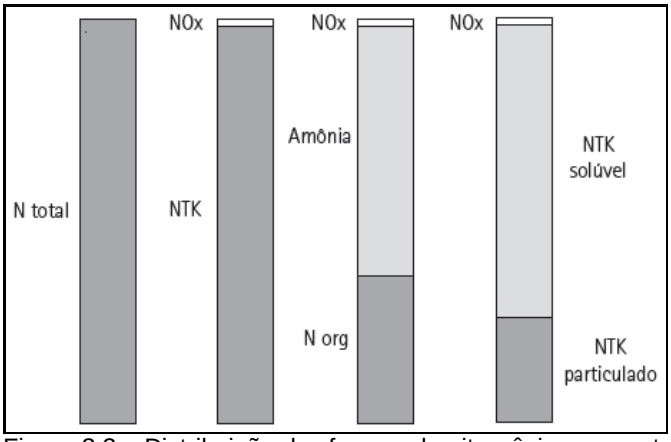


Figura 3.2 – Distribuição das formas de nitrogênio no esgoto doméstico bruto
Fonte: Von Sperling (2005)

3.3.1.1 Amonificação

Metcalf e Eddy (2003) afirmam que quando se trata de esgotos sanitários, a uréia é a principal fonte de nitrogênio orgânico, mas sua transformação para nitrogênio amoniacal é rapidamente efetuada pela presença da enzima uréase. A Tabela 3.2 apresenta as formas do nitrogênio de acordo com o pH no ambiente.

Tabela 3.2 - Relação entre as formas do nitrogênio amoniacal e o pH

pH	Forma do nitrogênio amoniacal
< 8	Praticamente todo nitrogênio amoniacal na forma de NH_4^+
= 9,5	Aproximadamente 50% NH_3 e 50% NH_4^+
> 11	Praticamente todo nitrogênio amoniacal na forma de NH_3

Fonte: Von Sperling (1997)

3.3.1.2 Nitrificação

A necessidade pela nitrificação em tratamentos de efluentes surge com a preocupação com a qualidade da água em relação ao efeito da amônia sobre o corpo receptor no que diz respeito à: concentração de oxigênio dissolvido (OD) e toxicidade dos peixes; necessidade de remoção de nitrogênio para controle da eutrofização e; necessidade do controle de nitrogênio para aplicações de reuso de água (METCALF e EDDY, 2003).

O processo de nitrificação é realizado pela ação de bactérias pertencentes a dois gêneros mais freqüentes, *Nitrosomonas*, responsáveis pela oxidação da amônia a nitrito, e *Nitrobacter*, responsáveis pela oxidação de nitrito a nitrato (SCHMIDELL *et al.*, 2007).

As Equações 3.3 e 3.4 descrevem, respectivamente, a conversão de amônia em nitrito e de nitrito em nitrato. E a Equação 3.5 apresenta a reação global de oxidação da amônia a nitrato (Metcalf e Eddy, 1991):

$$NH_4^+ + 3/2\ O_2 \rightarrow NO_2^- + 2\ H^+ + H_2O \qquad \text{(Equação 3.3)}$$

$$NO_2^- + 1/2\ O_2 \rightarrow NO_3^- \qquad \text{(Equação 3.4)}$$

$$NH_4^+ + 2\ O_2 \rightarrow NO_3^- + 2\ H^+ + H_2O \qquad \text{(Equação 3.5)}$$

Na oxidação de 1,0 g de NH_4^+ são consumidos aproximadamente 4,3g de O_2, sendo 3,43g O_2 consumidos na oxidação do íon amônio (NH_4^+) para nitrito (NO_2^-) e 1,14g O_2 na oxidação de nitrito (NO_2^-) para nitrato (NO_3^-). Juntamente com a oxidação, o oxigênio é consumido para a fixação do dióxido de carbono e nitrogênio na massa celular (METCALF e EDDY, 2003).

Devido ao baixo rendimento energético das reações de oxidação, os organismos nitrificantes crescem lentamente, com baixo rendimento celular. Para levar nitrogênio amoniacal a nitrato, faz-se necessário que o tempo de retenção celular seja suficientemente alto para permitir o desenvolvimento dos microrganismos e garantir a permanência da biomassa nitrificante no reator (LIMA, 2006).

De acordo com Sedlak (1991), Metcalf e Eddy (2003) e Von Sperling (2006), os principais fatores que influenciam a nitrificação são: temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido e presença de substâncias tóxicas ou inibidoras.

No processo de nitrificação uma alta alcalinidade é necessária, devido à liberação do íon H^+, sendo que para a oxidação de 1,0 g de $N\text{-}NH_4^+$, são consumidos 7,14g de $CaCO_3^-$ ou 8,64g de HCO_3^- (SEDLAK, 1991).

Além de influenciar diretamente no processo, o pH influencia na taxa de crescimento bacteriano. A faixa ótima de pH para a nitrificação é de 7,2 a 8,0, abaixo deste valor a taxa de nitrificação decresce (VON SPERLING, 2006).

Segundo Sedlak (1991), algumas formas do nitrogênio são tóxicas à nitrificação, porém este efeito é função do pH, uma vez que o pH influencia no equilíbrio entre as formas de N-amoniacal (NH_4^+/NH_3) e de nitrito (NO_2^-/HNO_2). Como apenas as formas não ionizadas são tóxicas, ou seja, o gás amoníaco (NH_3) e o ácido nitroso (HNO_2), a inibição causada por estes substratos será função do pH.

O oxigênio dissolvido é um fator indispensável para que ocorra a nitrificação. Portanto, deve-se manter no efluente valores altos de oxigênio dissolvido (OD), a fim de garantir que o oxigênio chegue ao interior dos flocos do lodo ativado. É recomendado um valor mínimo de OD de 2,0 mg L^{-1} a fim de garantir que não haverá problemas com os picos de N-amoniacal afluente (MARINGONDA, 2008). A nitrificação é cessada logo que a concentração de OD atinge valores críticos, porém esta é rapidamente recuperada assim que o valor de OD retorna à concentração adequada (VON SPERLING, 2006).

Segundo Lima (2006), quando se utiliza processo combinado anaeróbio/aeróbio, a nitrificação é facilitada devido a pouca quantidade de matéria orgânica presente no reator aeróbio após ter sido oxidada pelo processo anaeróbio precedente. Com isso, o consumo de oxigênio para a remoção de matéria orgânica é reduzido, bem como o tempo de detenção necessário para completar o processo

de nitrificação, pois para os organismos autótrofos (nitrificantes), há maior disponibilidade de oxigênio que é, na maioria das vezes, o composto limitante na nitrificação.

3.3.1.3 Desnitrificação

Nesta etapa, tem-se o nitrato (gerado na nitrificação e ainda possível de ser utilizado por microrganismos), como aceptor de elétrons, passando à forma de gás N_2. A reação tem o óxido nítrico (NO) e o óxido nitroso (N_2O) como possíveis intermediários, igualmente lançados na atmosfera, porém em quantidades normalmente muito baixas. Esse processo é realizado biologicamente sob condições anóxicas, caracterizadas pela ausência de oxigênio dissolvido na forma molecular, mas é associado com a presença de nitrato (ILIES, 2001).

A conversão do nitrogênio na forma de nitrato em uma forma de fácil remoção pode ser realizada por vários gêneros de bactérias heterotróficas: *Achromobacter, Aerobacter, Alcaligenes, Bacillus, Brevibacterium, Flavobacterium, Lactobacillus, Micrococcus, Proteus, Pseudomonas* e *Spirillum* (TEIXEIRA, 2006).

Os microorganismos desnitrificantes fazem parte da massa heterotrófica que utiliza oxigênio ou nitrato facultativamente como aceptor final de elétrons (HENZE, 1992). O processo envolve a transferência de elétrons de um doador de elétrons reduzido, por exemplo, um substrato orgânico, para um aceptor de elétrons oxidado, por exemplo, oxigênio, nitrato, nitrito ou sulfato. Em condições anóxicas, cujas principais características são a baixa concentração de oxigênio e a presença de nitrato, esses organismos utilizam-se deste em substituição ao oxigênio (U. S. EPA, 1993).

De acordo com Netto (2007), a desnitrificação ocorre primeiramente com o nitrato sendo reduzido a nitrito e, após, ocorre a redução do nitrito a nitrogênio gasoso (Equação 3.4).

$$NO_3^- \longrightarrow NO_2^- \longrightarrow NO \longrightarrow N_2O \longrightarrow N_2 \qquad \text{(Equação 3.4)}$$

Altas concentrações de OD não são tóxicas às bactérias desnitrificantes, entretanto, não haverá utilização dos íons NO_2^- e NO_3^-. Isso se dá pelo fato do oxigênio ser o aceptor preferencial de elétrons, fazendo com que a reação com o oxigênio seja energeticamente mais favorável. Assim, é necessário manter-se baixa concentração de oxigênio no reator, preferencialmente próxima a zero, para ocorrer a desnitrificação (NETTO, 2007).

Como fator limitante da desnitrificação tem-se a concentração de oxigênio dissolvido e a disponibilidade, no meio, de um composto orgânico doador de elétrons. A presença de oxigênio fará com que a atividade das enzimas (redutases) responsáveis pelas reações de desnitrificação seja inibida. Em culturas puras esta inibição ocorre em concentrações de oxigênio dissolvido de 0,2 mg L^{-1} e em sistemas de lodos ativados ocorre em concentrações entre 0,3 e 1,5 mg L^{-1}, provavelmente pelas limitações de difusão no floco de lodo ativado (U. S. EPA, 1993).

Um outro fator ambiental limitante é a relação DQO/N, que para a completa desnitrificação encontra-se na faixa de 2,9 a 5, variando de acordo com a fonte de carbono utilizada (HALLING-SORENSEN e JORGENSEN, 1993).

Por ser realizado por organismos heterotróficos, o processo de desnitrificação necessita de matéria orgânica como fonte de carbono para sua síntese celular. Como esse processo é usualmente a última etapa do tratamento, a maior parte da matéria orgânica que poderia ser utilizada para este fim já foi removida, havendo uma baixa relação carbono/nitrogênio no meio e tornando necessária a adição de uma fonte de carbono interna (esgoto bruto) ou externa (SCHMIDT *et al.,* 2003).

Como doador de elétrons e fonte de carbono, estes substratos orgânicos são fatores limitantes na remoção de nitrogênio e determinantes no desenvolvimento das estações de tratamento. A lista de compostos é longa e qualquer um que seja degradado em presença de oxigênio pode também ser degradado em presença de nitrito ou nitrato. Somente alguns compostos aromáticos, como benzeno, não servem como doador de elétrons pela dificuldade da enzima em romper o anel aromático (U. S. EPA, 1993).

Os compostos mais comumente utilizados como fonte de carbono são: glicose, ácido acético, metanol, etanol e, principalmente, substratos orgânicos presentes no esgoto doméstico. De acordo com Surampalli *et al*. (1997), a relação

entre o pH e a alcalinidade com a desnitrificação também é importante. A concentração de ácidos produzida na nitrificação é então reduzida na desnitrificação. Em média, cerca de 3,57 g de alcalinidade como $CaCO_3$ são produzidas por g de NO_3 consumido (METCALF & EDDY, 2003). A faixa ótima de pH para desnitrificação está entre 6,5 e 8,0.

3.3.2 Remoção Biológica de Fósforo

O fósforo se apresenta nos efluentes de diferentes formas, sendo que fosfatos, polifosfatos e ortofosfatos são comuns em esgotos domésticos. Cerca de 50% do fósforo presente nos esgotos domésticos pode estar na forma inorgânica e o fósforo presente na forma orgânica está contido nos fosfolipídeos, ésteres, polinucleotídeos etc. Em geral, a concentração total de fósforo nos esgotos domésticos está entre 5 e 25 mg L^{-1} (SANT'ANNA, 2010).

O fosfato orgânico provém, essencialmente, das excreções humanas e animais que, sofrendo decomposição biológica, origina os ortofosfatos. Os polifosfatos, por sua vez, têm origem nas matérias-primas utilizadas nas indústrias, principalmente de detergentes (SCHMIDELL *et al*., 2007).

Dentre as formas de fosfato, o ortofosfato assume maior relevância, por ser a principal forma assimilada pelos vegetais aquáticos, e pode ser encontrado sob diferentes espécies iônicas, em função do pH do meio (CHERNICHARO, 2001).

Uma outra possível classificação do fósforo presente no esgoto e quanto a sua forma como sólidos (IAWQ, 1995):

- fósforo solúvel (predominantemente inorgânico) – principalmente polifosfatos e ortofosfatos (fósforo inorgânico), acrescidos de uma pequena fração correspondente ao fósforo ligado a matéria orgânica solúvel do esgoto
- fósforo particulado (todo na forma orgânica) – ligado a matéria orgânica particulada do esgoto. A Figura 3.3 ilustra a distribuição do fósforo no esgoto doméstico.

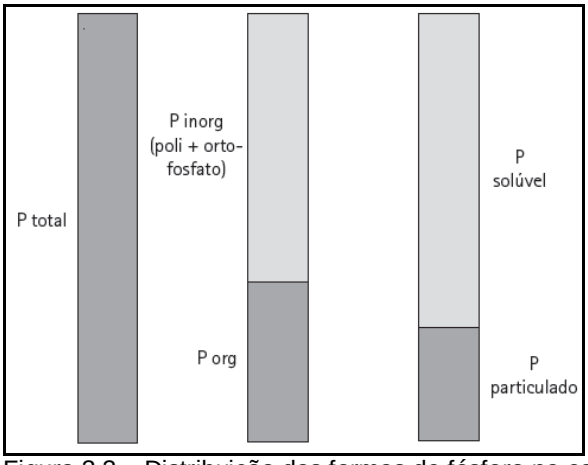


Figura 3.3 – Distribuição das formas de fósforo no esgoto doméstico bruto
Fonte: Adaptado de IAWQ (1995)

O fósforo, analogamente ao nitrogênio, é um nutriente muito importante para o crescimento e reprodução de microrganismos que promovem a estabilização da matéria orgânica, porém o efluente rico em fósforo pode provocar proliferação excessiva de algas no curso d'água receptor (SILVA *et al*., 2003), ocasionando eutrofização (WENTZEL, 1990).

O processo biológico de remoção de fósforo baseia-se na alternância entre condições aeróbias e anaeróbias, situação que faz com que um determinado grupo de bactérias assimile uma quantidade de fósforo superior à requerida para os processos metabólicos usuais (CHAO, 2006).

O mecanismo de remoção biológica de fósforo é baseado nos seguintes fatos (SEDLAK, 1991):

a) Existência de bactérias capazes de armazenar quantidades em excesso de fósforo como polifosfatos. Segundo Jeon e Park (2000), algumas bactérias têm a capacidade de estocar o fósforo na forma de polifosfato (poli-p) e carbono na forma de poli-b-hidroxibutirato (PHB);

b) Essas bactérias são capazes de remover substratos simples de fermentação produzidos na zona anaeróbia e assimilá-los como produtos de reserva dentro de suas células. Sob condições anaeróbias, essas bactérias liberam o fosfato armazenado como poli-p, devido à necessidade de armazenar substrato rapidamente biodegradável como PHB. Nessas condições, a concentração de ortofosfato no meio líquido aumenta na fase anaeróbia (SEDLAK,1991). Como o

crescimento dos organismos poli-P depende diretamente da presença de acetato no reator anaeróbio, é de vital importância que se evite a entrada de nitrato neste, uma vez que no processo de desnitrificação o acetato seria oxidado pelos organismos “normais” usando o nitrato (HAANDEL e MARAIS, 1999);

c) Na zona aeróbia, energia é produzida pela oxidação dos produtos de reserva, aumentando o armazenamento de polifosfatos nas células. Na fase aeróbia, quando a concentração de substrato prontamente biodegradável é baixa, os organismos que possuem PHB armazenado começam a degradá-lo e a utilizá-lo como fonte de carbono e energia. Parte da energia é utilizada para formar poli-p e armazená-lo no interior das células, com conseqüente diminuição da concentração de fósforo na fase líquida. Para que haja a liberação de fosfato é necessária a presença de uma fonte de carbono facilmente degradável na fase anaeróbia, como os ácidos graxos de cadeia curta, principalmente acetato (SEDLAK,1991).

Segundo Kellner e Pires (1998), o fósforo orgânico associado com o material suspenso afluente sedimenta-se na camada de lodo e é anaerobiamente decomposto. A parte solúvel do fósforo orgânico presente no sobrenadante do esgoto é mineralizada por bactérias e convertida em ortofosfato. Logo, praticamente todo o fósforo presente nos esgotos domésticos apresenta-se sob a forma de ortofosfato dissolvido.

Sobrinho e Samudio (2000) comentam que o fósforo removido biologicamente da fase líquida fica incorporado à massa biológica e que, apesar de se encontrarem na literatura informações sobre a remoção biológica de fósforo nessa fase, pouco tem sido publicado a respeito das características dos processos de tratamento de lodo gerado por esses sistemas e, principalmente, sobre os efeitos que o tipo de tratamento escolhido pode causar sobre o excesso de fósforo removido biologicamente.

A partir deste conhecimento, foi possível projetar confiavelmente sistemas de tratamento de lodos ativados, que possibilitaram produzir efluentes com concentrações de fósforo abaixo de 1,0 mg L^{-1}. Dessa forma, consegue-se a remoção de fósforo unicamente por meio biológico, que é considerada a melhor forma de tratamento, já que não utiliza coagulante e gera menos lodo (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

Um dos maiores problemas relacionados com a remoção química do fósforo, além, naturalmente, dos custos envolvidos na compra das substâncias, é a mineralização das águas residuárias. Os compostos químicos normalmente utilizados para fazer a precipitação química são à base de cloretos ou sulfatos, elevando a salinidade (condutividade) destas águas, o que torna o seu reuso extremamente difícil, devido a característica bastante corrosiva destes sais (SCHMIDELL *et al.*, 2007).

De qualquer forma, a eliminação do fósforo de águas residuárias vai depender da relação P/DBO. Segundo Haandel & Marais (1999) se esta relação for maior que 0,017 – 0,02, provavelmente o fósforo não poderá ser totalmente removido por via biológica. Se a relação P/DBO for menor que 0,017 – 0,02, provavelmente a remoção biológica será apropriada. Entretanto, a configuração a ser adotada para o reator sempre vai depender das características da água residuária que se pretende tratar.

Outros fatores ambientais e de projeto que também limitam a remoção biológica de fósforo são o OD, temperatura, pH, idade do lodo e os tempos de detenção nas zonas anaeróbia a aeróbia.

Estudos mostram que concentrações de OD acima de 2,0 mg L^{-1} são suficientes para garantir a eficiência do processo (SEDLAK, 1991).

Baetens *et al*. (1999) observaram uma máxima absorção de fósforo no intervalo de temperatura compreendido entre 15 e 20 ºC. Em condições de baixa temperatura, a remoção é efetiva somente com o aumento da idade de lodo.

Resultados de estudos sobre efeito do pH sugerem uma maior eficiência do processo na faixa de pH de 7,5 a 8,0. A atividade dos microrganismos passa a decair em valores de pH abaixo de 6,5 é nula em 5,2 (SEDLAK, 1991).

Idades de lodo elevadas resultam em baixa produção celular e pequenas remoções de fósforo, já que o fósforo é removido com o lodo. A formação de PHB e a liberação de ortofosfatos são processos que se desenvolvem rapidamente na presença de ácidos graxos em ambientes anaeróbios, sendo suficiente tempos entre 1 e 2 horas (DANESH & OLESZKIEWICZ, 1996).

Lee *et al*. (2007) estudaram a relação entre o tempo de retenção de sólidos e a remoção biológica de fósforo em um processo de lodos ativados com aeração intermitente e fluxo contínuo tratando efluente sanitário. Avaliando o tempo de retenção celular de 15, 20 e 30 dias, obtiveram a melhor eficiência de remoção

de fósforo quando o tempo de retenção de sólidos foi de 20 dias, chegando a 93% de eficiência.

3.4 PADRÕES DE LANÇAMENTO DE EFLUENTE

Com o gradual comprometimento da qualidade ambiental e com o surgimento de novas tecnologias, novas metas se impuseram como a remoção de nitrogênio amoniacal (nitrificação) e, posteriormente, a remoção dos nutrientes (nitrito, nitrato e fósforo). Esse nível de exigência vigora em muitos países, no que se refere ao tratamento de esgotos domésticos (SANT'ANNA, 2010).

No Brasil, a legislação que se aplica ao lançamento de esgoto e à proteção dos corpos d'água superficiais é a Resolução Conama 357, de 17 de março e 2005. Além dos padrões de qualidade dos corpos receptores, a Resolução Conama apresenta ainda padrões para o lançamento de efluentes nos corpos d'água (padrões de descarga ou de emissão).

Ambos os padrões estão de certa forma inter-relacionados. O real objetivo de ambos é a preservação da qualidade no corpo d'água. No entanto, os padrões de lançamento existem apenas por uma questão prática, já que é difícil se manter o controle efetivo das fontes poluidoras com base apenas na qualidade do corpo receptor. O inter-relacionamento entre os dois padrões se dá no sentido de que o atendimento aos padrões de lançamento deve garantir, simultaneamente, o atendimento aos padrões do corpo receptor. (MOTA E VON SPERLING, 2009). Duas situações podem ocorrer:

- Caso o efluente satisfaça os padrões de lançamento, mas não satisfaça os padrões do corpo receptor, as características do lançamento deverão ser tais que, necessariamente, atendam ao padrão do corpo receptor. Em outras palavras, nestas condições, o lançamento deverá ter características mais restritivas do que as expressas pelo padrão de lançamento usual. Esta situação pode ocorrer no caso de corpos receptores com baixa capacidade de assimilação e diluição.
- Caso o efluente não satisfaça os padrões do corpo receptor, o órgão ambiental poderá autorizar lançamentos com valores acima dos padrões de

lançamento. No entanto, esta autorização deverá ocorrer em condições excepcionais, de relevante interesse público, com fruto de estudos de impacto ambiental e, desde que permita o atendimento ao enquadramento. Esta situação pode ocorrer no caso de corpos receptores com boa capacidade de assimilação e diluição.

Pela necessidade da sustentabilidade, os padrões de lançamento de efluentes tornam-se cada vez mais restritivos. De acordo com Nocko (2008), países mais desenvolvidos e com pesquisas e tecnologias mais avançadas na área ambiental priorizam a valorização dos recursos renováveis e, portanto, suas resoluções tornam-se tendências a serem seguidas por outros países.

Os padrões de lançamento de efluentes da Comunidade Européia, por exemplo, são restritivos quando comparados aos exigidos pela Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente - Conama 357/05 (NOCKO, 2008). A Diretiva 91/271/CEE, (CEC, 2003 *apud* NOCKO, 2008) permite o lançamento de efluentes com concentrações máximas de 15 mg L^{-1} de nitrogênio total. Já a Resolução Conama 357/05 limita em 20 mg L^{-1} a concentração de nitrogênio amoniacal dos efluentes lançados, mas não limita a concentração de lançamento de nitritos e nitratos. A Resolução Conama 357/2005 também não limita o lançamento de fósforo, DQO e DBO, apenas exige que sejam respeitados as condições e os padrões de água estabelecidos para as respectivas classes de corpos d'água.

O padrão de nitrogênio amoniacal varia com o pH, de acordo com a Resolução Conama 357/05. A razão é a influência do pH sobre o equilíbrio entre as formas de amônia presente na forma de amônia livre, que é tóxica aos peixes. Portanto, na legislação, valores mais elevados de pH estão associados a concentrações permitidas de N-amoniacal mais baixas.

Segundo a Resolução Conama 357/05, em termos dos constituintes relacionados às formas de nitrogênio e fósforo, não há padrões de lançamento para nitrito, nitrato e fósforo, existindo apenas o padrão de lançamento para nitrogênio amoniacal (20 mg L^{-1}).

A Resolução Nº 001/2007, do Código Municipal de Meio Ambiente de Joinville, restringe os parâmetros nitrogênio amoniacal, fósforo total, DBO e DQO respectivamente, em 20 mg L^{-1}, 1 mg L^{-1}, 60 mg L^{-1} e 120 mg L^{-1}. Na Lei Estadual 14.675/2009, o fósforo deve atender ao limite máximo de 4 mg L^{-1} ou 75% de

eficiência na remoção, quando o lançamento do efluente é em trechos de lagoas, lagunas e estuários.

3.5 PROCESSOS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO

O tratamento de esgoto é desenvolvido, essencialmente, por processos biológicos, associados às operações físicas de concentração e separação de sólidos. Processos físico-químicos, como os a base de coagulação e floculação, normalmente não são empregados por resultarem em maiores custos operacionais e menor eficiência na remoção de matéria orgânica biodegradável. Porém, em algumas situações, notadamente quando se tem condições bastante restritivas para as descargas de fósforo, o tratamento físico-químico pode ser aplicado isoladamente ou, principalmente, associado aos processos biológicos (MATOS, 2010).

De modo a propiciar condições adequadas à microbiota envolvida no tratamento do esgoto sanitário, devem ser observados fatores ambientais e parâmetros de projeto. Fatores ambientais como pH, temperatura, requerimentos nutricionais e concentração de substrato têm grande influência no desenvolvimento dos microrganismos, mas parâmetros de projeto como tempo de retenção celular (θc), tempo de detenção hidráulico (TDH), relação A/M (alimento/microrganismos) ou f (fator de carga), assim como a configuração do sistema, têm grande importância na concepção da ETE (MENDONÇA, 2002).

Os processos biológicos podem ser classificados em função da retenção ou não de biomassa. Nos processos em que não se pratica retenção de biomassa, o tempo de detenção hidráulica (TDH), que é o tempo de passagem do esgoto pelo sistema, é equivalente ao tempo médio de residência celular, também conhecido por idade do lodo, que representa o tempo de permanência dos microrganismos no sistema. Assim, se é desejado que os microrganismos permaneçam durante determinado período no reator, os esgotos deverão ser retidos pelo mesmo período, o que torna as dimensões do sistema relativamente elevadas (MATOS, 2010).

O tratamento biológico pode, ainda, ser subdividido em dois grandes grupos, processos aeróbios e anaeróbios. Para Matos (2010), há uma tendência histórica em se comparar tais modalidades, enfatizando-se vantagens e

desvantagens de cada grupo, hoje é consenso o interesse em associá-los, obtendo-se com isso importantes vantagens técnicas e econômicas.

3.5.1 Processos Anaeróbios

Os sistemas anaeróbios têm encontrado posição de destaque no tratamento de esgotos, devido às relativas remoções de carga orgânica sem o dispêndio de energia. Contudo, não removem satisfatoriamente microrganismos patogênicos nem nutrientes (FARIA *et al.*, 2007).

Segundo Sant'Anna (2010), o sistema é sensível a poluentes tóxicos e inibidores; pode gerar odores se o projeto não for adequado; o efluente tratado é praticamente desprovido de oxigênio dissolvido e pode apresentar cor e/ou odor; a partida do reator ou a sua recuperação no caso de situação instável de funcionamento pode exigir longos tempos de operação. Outra desvantagem é citada por Matos (2010), sendo a eficiência na remoção da DBO dos esgotos do processo anaeróbio, mais baixa do que a do processo aeróbio, geralmente abaixo de 70%, demandando tratamento complementar, além disso, a nitrificação é nula.

Torna-se de grande importância, portanto, o pós-tratamento dos efluentes dos reatores anaeróbios, como uma forma de adequar o efluente tratado aos requisitos da legislação ambiental e propiciar a proteção dos corpos d'água receptores dos lançamentos dos esgotos (CHERNICHARO *et al*., 2004).

Entre os processos biológicos anaeróbios mais estudados e utilizados para tratamento de efluente sanitário, está o Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA), que consiste essencialmente de um fluxo ascendente de esgotos através de um leito denso e de elevada atividade. A estabilização da matéria orgânica ocorre na zona de reação (leito e manta de lodo), sendo a mistura do sistema promovida pelo fluxo ascendente do esgoto e das bolhas de gás (CHERNICHARO, 1997). Na zona de reação, quando o fluxo passa pela manta de lodo, os compostos orgânicos presentes no efluente são convertidos em metano e gás carbônico. O gás produzido e o lodo que tende a flutuar, atraído ou preso nas bolhas de gás, são separados do efluente líquido através do separador trifásico (gás – líquido – sólido) instalado no

topo do reator (MEYSTRE, 2007). A estrutura de um reator RAFA, está representada na Figura 3.4.

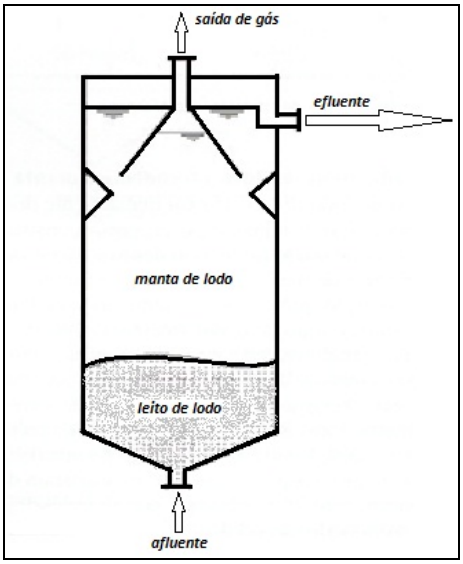


Figura 3.4: Representação esquemática de um reator anaeróbio de fluxo ascendente
Fonte: CHERNICHARO, (1997)

Em função da elevada concentração da biomassa, para Meystre (2007) o volume requerido pelo reator RAFA é bastante reduzido quando comparado com todos os outros sistemas de tratamento. Segundo o autor, os gases formados como resultado da atividade anaeróbia, principalmente CO_2 e CH_4, também auxiliam na direção ascendente do fluxo.

As vantagens e desvantagens deste processo anaeróbio são mostradas na Tabela 3.3 (FARIA *et al.*, 2007).

Tabela 3.3 – Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios

Vantagens	**Desvantagens**
• Baixa produção de sólidos, cerca de 5 a 10 vezes inferior à que	• As bactérias anaeróbias são susceptíveis à inibição por um

ocorre nos processos aeróbios;	grande número de compostos;
• Baixo consumo de energia, usualmente associado a uma elevatória de chegada. Isso faz com que os sistemas tenham custos operacionais muito baixos;	• A partida do processo pode ser lenta, na ausência de lodo de semeadura adaptado;
• Baixa demanda de área;	• Alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária
• Baixos custos de implantação, da ordem de R$ 20 a 40 *per capita*;	• A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser mais estudadas;
• Produção de metano, um gás combustível de elevado teor calorífico	• Possibilidade de geração de maus odores;
• Possibilidade de preservação da biomassa, sem alimentação do reator, por vários meses;	• Possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável;
• Tolerância a elevadas cargas orgânicas;	• Remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos insatisfatória.
• Aplicabilidade em pequena e grande escala;	
• Baixo consumo de nutrientes.	

Fonte: CHERNICHARO *et al*. (2004)

Em que pesem suas grandes vantagens, os reatores anaeróbios dificilmente produzem efluente que atende aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental brasileira. (CHERNICHARO *et al*., 2004). No entanto, a associações de sistemas combinados anaeróbio/aeróbio são vantajosas, contempla-se as potencialidades de ambos os processos biológicos, permitindo utilização de menores áreas de instalação, menor geração de biomassa e, consequentemente, menores custos de tratamento e destinação final do lodo produzido, e também se pode incluir a remoção de nutrientes (MENDONÇA, 2002 e MATOS, 2010).

3.5.2 Processos Aeróbios

O resultado da interação entre microrganismos e matéria orgânica nos tanques de aeração é a formação de flocos. Para a ocorrência de flocos densos é necessário que as principais condições ambientais dentro dos reatores estejam controladas. Uma das condições desejáveis é meio neutro em termos e pH, o que é característico do esgoto doméstico. A presença dos principais nutrientes (nitrogênio e fósforo) deve ser bem administrada. Para esgoto doméstico, sabe-se que há nitrogênio e fósforo em excesso, não havendo necessidade e adição artificial de nutrientes. O problema, na verdade, é como melhor removê-los (MATOS, 2010).

Segundo Mendonça (2002), dentre os processos biológicos aeróbios, o sistema de lodos ativados é o mais utilizado no tratamento de águas residuárias, sendo a alternativa empregada em mais de 90% das ETEs de médio e grande porte nos países desenvolvidos.

Este sistema foi provavelmente utilizado pela primeira vez há cerca de 90 anos e constituiu uma verdadeira revolução tecnológica para tratamento de águas residuárias. Baseia-se em processo biológico aeróbio e fundamenta-se no princípio de que se tem de evitar a fuga descontrolada de bactérias ativas (lodo ativo) produzidas no sistema e que, portanto, deve-se recirculá-las de modo a se manter a maior concentração possível de microrganismos ativos no reator aerado, a fim de acelerar a remoção do material orgânico das águas residuárias (MENDONÇA, 2002).

O princípio básico do sistema de lodos ativados é que os sólidos são recirculados do fundo da unidade de decantação, por meio de bombeamento, para a unidade de aeração (Figura 3.5). A biomassa consegue ser separada no decantador secundário devido à sua propriedade de flocular, uma vez que as bactérias possuem uma matriz gelatinosa, que permite sua aglutinação. O floco possui maiores dimensões, o que facilita a sedimentação (VON SPERLING, 1996).

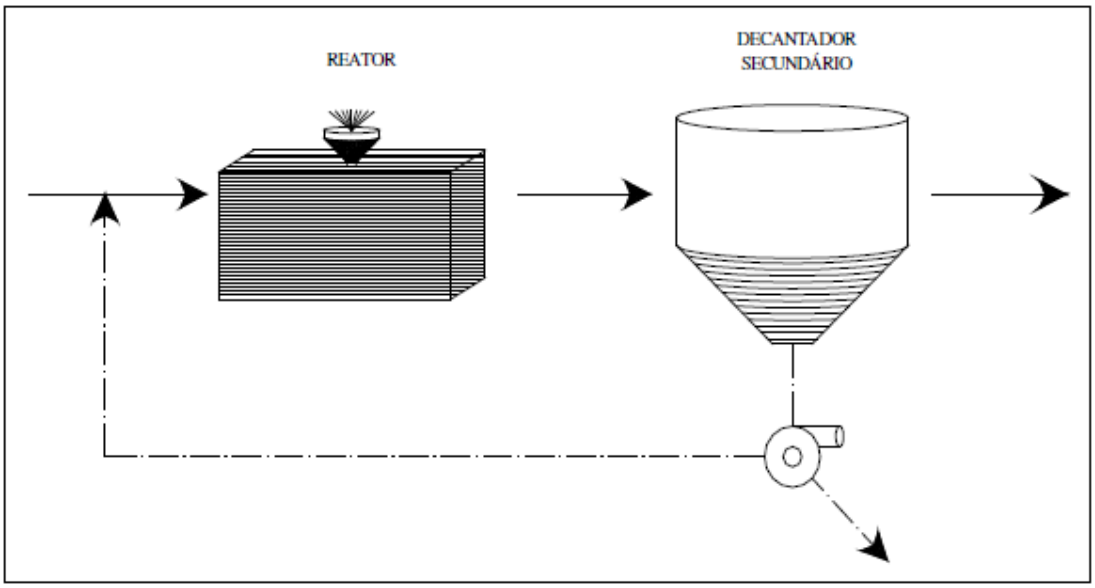


Figura 3.5 - Esquema da etapa biológica do sistema de lodos ativados de fluxo contínuo
Fonte: Von Sperling (2002)

Segundo Von Sperling (1996), os principais sistemas de tratamento por lodos ativados são descritos a seguir.

a) Lodos ativados convencional

A concentração de biomassa no reator é bastante elevada, devido à recirculação dos sólidos (bactérias) sedimentados no fundo do decantador secundário. A biomassa permanece no tanque de 4 a 10 dias, mais tempo do que o líquido, o que garante uma elevada eficiência na remoção da DBO. O lodo removido necessita de estabilização na etapa de tratamento do lodo.

b) Lodos ativados por aeração prolongada

Similar ao sistema anterior, com diferença de que a biomassa permanece mais tempo no sistema (os tanques de aeração são maiores), 20 a 30 dias. Com isso há menos DBO disponível para as bactérias, o que faz com que elas se utilizem da matéria orgânica do próprio material celular para sua manutenção.

Tabela 3.4 – Condições de operação do processo de lodos ativados para aeração prolongada e convencional

Parâmetro/Processo	**Aeração Prolongada**	**Convencional**
A/M (kgDBO5 (kgSSVd)$^{-1}$)	0,05 – 0,15	0,2 – 0,5
TDH (h)	18 – 24	3 – 8
Xe (mgSSV L^{-1})	3000 – 6000	2000 - 4000
Razão de retorno de lodo (r)	0,1 – 1,5	0,2 – 0,8
Idade do lodo – θc (d)	20 – 30	5 – 15
Eficiência – Remoção de DBO5 (%)	>90	80 - 95
Nitrificação	Avançada	Iniciada

Fonte: SCHMIDELL *et al*. (2007)

Para Sant'Anna (2010), o processo de lodos ativados é ainda o carro-chefe dos processos aeróbios, mas mesmo esse processo, já centenário, ainda apresenta desafios aos cientistas e aos técnicos.

A unidade de aeração pode ser um tanque, uma lagoa ou um valo, onde o afluente é aerado e misturado adequadamente. Existe uma entrada no reator, que permite o acesso do esgoto bruto juntamente com lodo recirculado contendo alta concentração de microrganismos ou biomassa. No tanque de aeração, ou reator, ocorrem as reações bioquímicas de degradação da matéria orgânica (e em determinadas condições, da matéria nitrogenada). A biomassa utiliza-se do substrato presente no esgoto bruto para seu metabolismo e reprodução (HIGA, 2005).

Os flocos do lodo ativado se compõem de uma substância básica gelatinosa no interior da qual vivem bactérias e protozoários. Nessa massa, a relação entre carbono, nitrogênio e fósforo está próxima de 100:5:1 (IMHOFF, 1996).

Cabe destacar, porém, que a deficiência em nutrientes no efluente, antes de passar pelo processo de tratamento, pode acarretar ineficiência do processo e mudanças na população microbiana. É comum, portanto, o estabelecimento de valores de referência para nitrogênio e fósforo, com base no teor de matéria orgânica do efluente a ser tratado. Assim, alguns autores recomendam o emprego da relação DBO_5/N/P = 100/5/1 para se dispor de adequada quantidade de macronutrientes no processo de tratamento aeróbio (SANT'ANNA, 2010). Para o autor, esse tipo de regra ou recomendação não tem validade geral, devido à

complexidade do processo de nutrição em comunidades microbianas heterogêneas e às diferentes condições operacionais impostas aos processos aeróbios de tratamento de efluentes.

Decantadores de lodo ativado são aplicados para efetuar a separação sólido (lodo biológico) - líquido (efluente) do licor misto. Os decantadores operam em regime contínuo descarregando o efluente essencialmente livre de sólidos para o corpo receptor, enquanto parte dos sólidos sedimentados é recalcada para o reator biológico e parte é descartada. Os decantadores de lodo ativado também são chamados de decantadores finais ou de decantadores secundários (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

Uma boa floculação é necessária para que se tenha recuperação de sólidos elevada no decantador secundário e um efluente final com baixa concentração de sólidos em suspensão. A perda de sólidos em suspensão juntos com o esgoto tratado é inevitável, o ajuste operacional do processo de lodos ativados consiste essencialmente em procurar encontrar as condições ambientais que levem à melhor floculação possível, reduzindo-se a perda de sólidos com o efluente final e obtendo-se maior eficiência na remoção de matéria orgânica (MATOS, 2010).

O tempo de retenção dos sólidos no sistema, denominado idade do lodo, é responsável por garantir a eficiência dos sistemas de lodos ativados (VON SPERLING, 1996).

Segundo Cakici e Bayramoglu (1995), os dois parâmetros mais significantes utilizados para controlar o processo de tratamento de efluente são a taxa de recirculação de lodo e a taxa de lodo descartado. O lodo recirculado deve produzir uma concentração suficiente de biomassa no reator para promover uma eficiência de tratamento exigida, apesar da carga orgânica e da vazão afluente serem variáveis no tempo; e o descarte de lodo é necessário para manter a taxa alimento/microrganismo (A/M) ou a idade do lodo (θc), que são os principais parâmetros operacionais do processo de lodos ativados (SCHMIDELL *et al.*, 2007). Descarregando-se mais lodo o sistema por dia o tempo de residência celular será menor e vice-versa. Esta é a principal manobra operacional visando a obtenção do equilíbrio o processo (MATOS, 2010).

Segundo Schmidell *et al.* (2007), a idade do lodo indica o tempo médio de permanência do lodo do sistema, sendo definido como a razão entre a massa de

lodo presente no sistema e a massa de lodo descarregada por dia. A escolha do valor de idade do lodo a ser adotada vai depender dos objetivos do tratamento além do tipo de tratamento a ser dispensado ao lodo descartado. Com a idade de lodo escolhida, a mesma deverá ser mantida no sistema através da descarga adequada do lodo de excesso, que poderá ser feita diretamente do reator biológico (conhecido como controle hidráulico da idade do lodo) ou então, através da vazão de lodo de retorno (van HAANDEL e MARAIS, 1999).

Em sistemas onde há a necessidade de remoção de nutrientes, a idade do lodo geralmente adotada é maior do que a utilizada para a remoção do material orgânico (3 a 5 dias). Ressalta-se que valores baixos de temperatura incorrem na adoção de idades de lodo mais elevadas para o sistema biológico (MEDEIROS, 2005).

Para sistemas de lodos ativados a relação A/M deve manter-se na faixa de 0,07 a 0,15 kg DBO_5/kg SSV.d, segundo a NBR 12209/1992, que fixa as condições exigíveis para a elaboração de projeto hidráulico-sanitário de estações de tratamento de esgoto sanitário. Esta mesma NBR também define: a quantidade de sólidos suspensos (SS) que deve ser mantido no tanque de reação em, no mínimo, 2500 mg L^{-1}; a idade do lodo entre 18 a 40 dias; valor mínimo da relação de recirculação de lodo ativado de 0,25, quando a concentração de SS é menor que 3000 mg L^{-1}, 0,5 quando a concentração de SS está entre 3000 mg L^{-1} e 4500 mg L^{-1}, e 1 quando a concentração de SS é igual ou superior a 4500 mg L^{-1}; a concentração de OD deve ser igual a 2 mg L^{-1} no tanque de aeração.

A NBR 12209/1992 é uma ferramenta utilizada por muitos para dimensionamento de estações de tratamento de efluente. Porém, apenas considera o sistema de lodos ativados de uma forma geral, não levando em conta os sistemas modificados de lodos ativados desenvolvidos, principalmente, para melhorar eficiências de remoção de nutrientes, nem as características de cada tipo de efluente a ser tratado. Para dimensionar um processo de lodos ativados modificado cada efluente deve ser estudado de forma peculiar, de preferência com resultados obtidos em tratamentos em escala piloto, avaliando o comportamento de cada parâmetro, as reações que ocorrem em cada reator e as necessidades ambientais para dimensionar a estação de tratamento com elevadas eficiências dependendo das características do efluente.

Além do que, esta NBR considera a relação fator de carga utilizando parâmetros como DBO e SSV, sendo que uma literatura mais atualizada (MATOS, 2010 e SANT'ANNA, 2010) utiliza os parâmetros DBO e SSV para relação A/M e os parâmetros DQO e SST para a relação fator de carga.

3.5.3 Novos Processos de Tratamento

Os processos combinados que se encontram estabelecidos em escala industrial são, na sua maioria, operados de modo contínuo e empregam biomassa em suspensão. Na zona anaeróbia há geração de ácidos voláteis, que permitem a estocagem de PHB pelos Organismos Acumuladores de Fósforo (OAFs) e liberação de fósforo para o meio. Na zona anóxica, quando existente, ocorre desnitrificação, e na zona aeróbia há produção de nitrato e absorção de fósforo pelos OAFs (SANT'ANNA, 2010).

Para Schmidell *et al*. (2007), a maior parte dos processos desenvolvidos para a remoção de fósforo contempla também a remoção de nitrogênio. Os mais utilizados são o Anaeróbio/Anóxico/Óxico (A^2O), *University of Cape Town* (UCT), Phoredox ou Bardenpho modificado, Reator em Batelada Sequencial (RBS) e Aeração intermitente com fluxo contínuo, os quais são descritos a seguir.

3.5.3.1 Processo A^2O

Sant'Anna (2010) descreve que no processo A^2O o lodo sedimentado é recirculado para a entrada do primeiro tanque (anaeróbio) e o conteúdo do tanque aeróbio é recirculado para o tanque intermediário (anóxico), podendo ser visualizado na Figura 3.6. Essa última corrente, denominada recirculação interna, é feita com vazões elevadas, da ordem de duas a quatro vezes a vazão de alimentação, de modo a prover suficiente nitrato e nitrito para a desnitrificação, que ocorre na etapa anóxica.

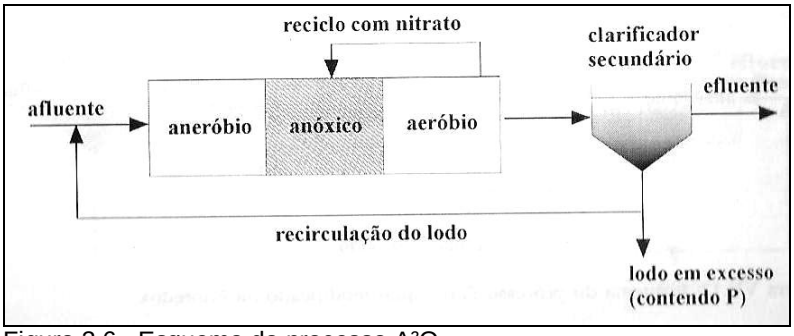


Figura 3.6 - Esquema do processo A²O
Fonte: Schmidell (2007)

3.5.3.2 Processo UCT

Já no processo UCT, uma corrente adicional de recirculação interna foi introduzida (da saída do tanque anóxico para a entrada do anaeróbio). Adicionalmente, o lodo sedimentado recirculado passou a ser introduzido na entrada do tanque anóxico, como ilustrado na Figura 3.7 (SANT'ANNA, 2010).

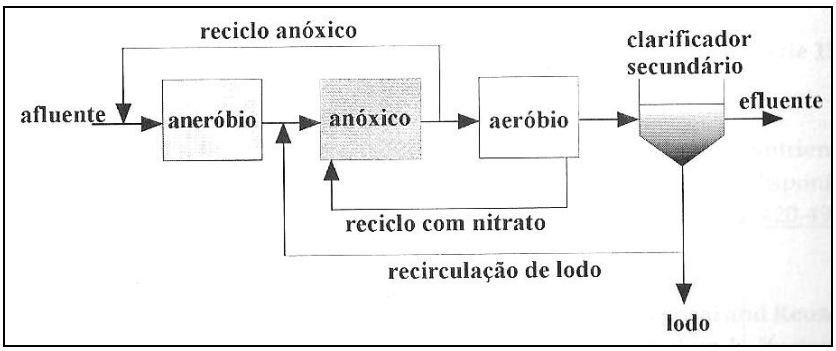


Figura 3.7 – Esquema do processo UCT
Fonte: Schmidell (2007)

3.5.3.3 Processo Phoredox

Com o objetivo de reduzir a presença prejudicial do nitrato e do nitrito na etapa anaeróbia, foi desenvolvido o processo Phoredox (cinco estágios), que também é conhecido por Bardenpho modificado. Segundo Sant'Anna (2010), isto é feito pela introdução de um segundo estágio anóxico, no qual ocorre desnitrificação

com utilização de fonte interna de carbono. Na última etapa aeróbia o nitrogênio gasoso sofre arraste e ocorre consumo do fósforo residual. O esquema do processo está representado na Figura 3.8.

Figura 3.8 – Esquema do processo Phoredox
Fonte: Schmidell (2007)

Os processos discutidos até então possuem alta complexidade de dimensionamento e manutenção, por possuirem em vários tanques e cada um ter processos diferentes, além de haver o risco da necessidade de combinar o tratamento biológico com tratamentos químicos para suprir a fonte externa de carbono, adição de nutrientes, correção de pH e adição de coagulantes (SCHMIDELL, 2007).

Os processos descritos a partir de agora visam, além da remoção de nutrientes e matéria orgânica, também à redução de custos com a estrutura, manutenção e energia, assim como redução do espaço físico ocupado para a instalação da estação de tratamento.

3.5.3.4 Processo RBS

O reator em batelada sequencial (RBS) é um sistema biológico de tratamento de águas residuárias, constituído por um ou mais reatores, onde se realizam, sequencialmente, em uma mesma unidade, a oxidação da matéria carbonácea, a remoção de nutrientes e a separação sólido-líquido através da sedimentação (SOUZA e FORESTI, 1996).

Este sistema de tratamento opera por ciclos de funcionamento diário, com uma duração constante, englobando, geralmente, as seguintes fases: enchimento, reação, sedimentação, descarte e descanso. Este tipo de tecnologia tem sido

aplicado em águas residuais domésticas, usualmente em áreas com reduzida disponibilidade de espaço e baixos caudais (Metcalf & Eddy, 2003).

Segundo Schmidell *et al*. (2007), o RBS permite uma grande flexibilidade de operação, podendo ser operado tanto para a oxidação do carbono, quanto para a remoção de nitrogênio e de fósforo. Conforme os autores, a liberação de fósforo e o consumo de DQO facilmente degradável ocorrerão na fase anaeróbia, e a incorporação de fósforo ocorrerá na fase aeróbia, seguindo com a sedimentação e a retirada do lodo em excesso, contendo o fósforo.

As quatro fases do processo utilizando RBS são descritas a seguir e podem ser visualizadas na Figura 3.9 (PICKBRENNER, 2002).

a) Enchimento

Corresponde ao período de alimentação do esgoto a ser tratado no reator. Esse enchimento pode ser estático, com mistura ou com aeração, dependendo do objetivo do tratamento de esgoto em questão. O enchimento estático envolve a introdução do esgoto sem mistura ou aeração. O enchimento com mistura pode resultar em desnitrificação, caso existam nitratos do ciclo operacional anterior dentro do reator. Já em condições estritamente anaeróbias, este mesmo tipo de enchimento pode propiciar o processo de liberação de ortofosfatos e conseqüente formação de PHB pelas bactérias removedoras de fósforo. O enchimento com aeração resulta no início imediato dos processos de degradação dos substratos e conseqüente redução do período de aeração. O ciclo de enchimento pode ser controlado por bóias ou temporizadores.

b) Reação

Esta etapa pode compreender mistura, aeração ou ambos. A reação somente com mistura resulta em desnitrificação, caso existam nitratos e matéria orgânica no reator. Condições estritamente anaeróbias favorecem a fermentação, com sequente formação de PHB e liberação de ortofosfatos para o meio. Na reação aeróbia pode ocorrer degradação da matéria orgânica, nitrificação e absorção de ortofosfatos pelas bactérias removedoras de fósforo. Como no caso da etapa de enchimento, de acordo com o objetivo de tratamento de esgoto planejado, podem

ser utilizadas estratégias compreendendo a alternância entre reação aeróbia e reação anóxica/anaeróbia. A duração da fase de reação pode ser controlada por temporizadores, pelo nível do líquido ou pelo grau de tratamento, através do monitoramento do reator.

c) Sedimentação

Após o período de reação, a agitação e/ou aeração são desligadas, permitindo a separação sólido/líquido, análoga à operação de um decantador secundário em uma ETE convencional.

d) Descarte

Corresponde à retirada do efluente clarificado.

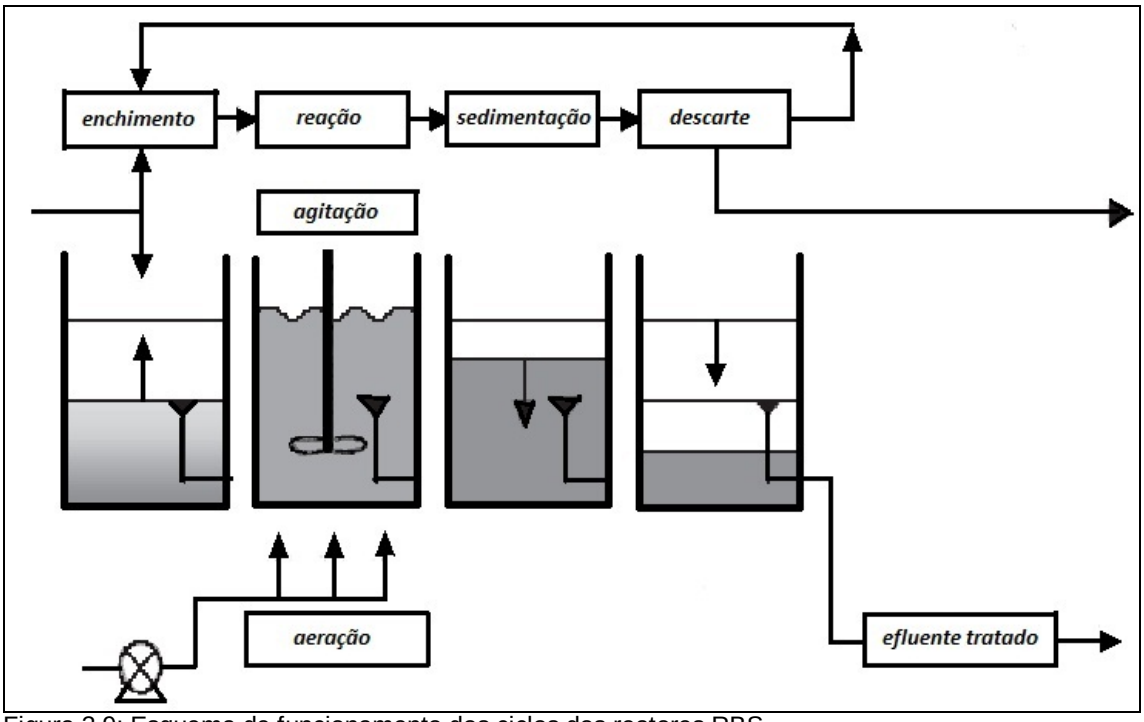


Figura 3.9: Esquema de funcionamento dos ciclos dos reatores RBS
Fonte: ANJO (2008).

Ferreira *et al*. (2007) realizaram ensaios experimentais tratando efluente sintético, simulando as características físico-químicas de uma água residual doméstica com DQO de 544 mg L^{-1}, nitrogênio total de 77 mg L^{-1} e fósforo de 19 mg

L^{-1}, em um sistema RBS. Em ciclos (TDH) de 4 e 6 horas foi verificado que a concentração média de nitrogênio total no efluente tratado foi inferior no ciclo de 6 horas (8,6 mg L^{-1}) em comparação com o ciclo de 4 horas (13,8 mg L^{-1}). Já a concentração de fósforo foi reduzida a uma eficiência de 74%, sendo avaliada apenas no ciclo de 4 horas. A quantidade de biomassa (SSV) no tanque de aeração foi mantida em aproximadamente 2332 mg L^{-1} e o oxigênio dissolvido numa faixa de 2 a 6 mg L^{-1}.

Os resultados de Pes (2009) mostraram que o uso de condições óxico-anóxicas aliadas com aeração prolongada são as mais adequadas para o tratamento de efluentes da suinocultura. O autor utilizou 18 horas de aeração seguidas de 2 horas em condições anóxicas e decantação do lodo, obtendo assim, remoção de 90% da DBO, 80% do nitrogênio total e 70% do fósforo. Para isso, as condições foram mantidas com pH entre 7,5 e 8,0 e OD entre 2,0 mg L^{-1} e 3,0 mg L^{-1}.

Em uma pesquisa realizada por Mahvi *et al*. (2004), utilizando RBS com fluxo contínuo apenas em escala laboratorial, com efluente sintético, foram avaliados diferentes TDH (16,7h, 14h e 12,4h). Os melhores resultados foram obtidos com a condição de TDH de 16,7 horas para os parâmetros DQO (94,9%), nitrogênio (71,4%) e SST (99%). Porém, para a remoção de fósforo (38,5%) esta condição foi a menos favorável. Para os autores a remoção biológica de fósforo em um sistema sem verdadeiras fases anaeróbias (com ausência de nitrato) não dará um resultado satisfatório, sendo sugerida a precipitação química combinada. Porém privaria o sistema das vantagens de possuir fácil manutenção e operação.

Conforme Van Haandel e Marais (1999), no metabolismo aeróbio e/ou anóxico subsequentes à zona anaeróbia o fósforo é capturado em uma quantidade superior à quantidade liberada na fase anaeróbia, sendo eliminado do sistema através do descarte do lodo de excesso.

Recentemente, têm-se incorporado aos sistemas de lodos ativados as chamadas câmaras anóxicas onde, em um compartimento misturado, porém não aerado, introduz-se o esgoto e o lodo de retorno, a montante do trecho aerado. O volume da câmara anóxica representa um acréscimo em torno de 30% de volume do tanque de aeração. Além da remoção do fósforo e desnitrificação, resulta também em combate ao crescimento excessivo de organismos filamentosos (MOTA, 2010).

Na zona anaeróbia há geração de ácidos voláteis, que permitem a estocagem de PHA pelos OAPs e liberação de fósforo para o meio. Na zona

anóxica, quando existente, ocorre desnitrificação e remoção do fósforo por organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes (DOAPs). Na zona aeróbia há produção de nitrito e absorção de fósforo pelos OAPs (SANT'ANNA, 2010).

A condição anaeróbia, antes de entrar no reator aeróbio, permite a liberação do fósforo para o meio e a utilização dos ácidos voláteis disponíveis. Porém a liberação do fósforo é lenta e os sólidos devem ser retidos no tanque por períodos de cerca de 12 horas (SANT'ANNA,2010).

Entretanto, Pickbrenner (2002) comprovou que houve alteração da cinética dos processos biológicos em um sistema de tratamento do tipo lodos ativados que utilizou efluente de um UASB para tratamento em um RBS, devido à inibição por sulfeto ou à sua combinação com outras substâncias contidas no afluente. Desenvolveu um sistema RBS em escala piloto, tratando o efluente anaeróbio real de um UASB com o intuito de avaliar a remoção biológica de nitrogênio e fósforo. O processo de nitrificação não se desenvolveu, possivelmente devido ao efeito conjunto de tempos de detenção baixos nas etapas aeróbias dos ciclos, com a ação tóxica de sulfetos produzidos no tratamento anaeróbio. Os resultados de remoção de fósforo não foram confiáveis, pois apresentou períodos alternados de eficiência. Devidos aos resultados insatisfatórios o autor comprovou, através de testes de inibição por sulfeto, com efluente anaeróbio, que o efeito de sua combinação com outras substâncias contidas no lodo ativado alterou a cinética dos processos biológicos.

Em experimentos, em escala laboratorial, realizados por Pickbrenner (2002), os resultados obtidos demonstraram eficiências de remoção de DQO e nitrificação de 93,3% e 98,9%, respectivamente. O processo de desnitrificação não ocorreu suficientemente devido às baixas concentrações de matéria orgânica do efluente anaeróbio. Segundo o autor, a remoção biológica de fósforo foi prejudicada pelos baixos valores de DQO afluentes e pelas idades de lodo extremamente longas estabelecidas (20 dias), em função da aplicação da estratégia de controle de processo baseado na concentração de SSV no efluente (2,0 g L^{-1}). Para suprir a baixa concentração de matéria orgânica (DQO), foi testado um RBS com alimentação contínua e aeração intermitente, obtendo-se assim, a remoção de 87,3% de nitrogênio amoniacal e 92,9% de DQO, assim como 40,4% de desnitrificação.

3.5.3.5 Processo de lodos ativados de fluxo contínuo com aeração intermitente

Um sistema de aeração intermitente com fluxo contínuo, ou lodo ativado com aeração intermitente, foi estudado por Choung e Kim (2000), para esclarecer a possibilidade de remoção simultânea de nitrogênio, fósforo e matéria orgânica. Este sistema era composto por zonas aeróbias, anóxicas, anaeróbias em um único tanque, apenas controlando o tempo de fornecimento de ar e agitação do meio. O tempo e a sequência de reação no reator foi de 1 hora aerando com agitação, 1 hora em ambiente anóxico com agitação, 1,5 horas anaeróbio sem agitação, e novamente 1,5 horas aerando com agitação. O efluente sintético foi preparado com concentrações de 400 mg L^{-1} de DQO, 20 mg L^{-1} de nitrogênio amoniacal e 5 mg L^{-1} de fósforo. Mantendo-se a concentração de 4000 mg L^{-1} de SS no meio, θc de 30 dias, TDH de 14,3 horas e a relaηγo A/M de 0,13 kg DBO $(kg.SS.dia)^{-1}$, os autores obtiveram eficiências de remoção de DQO superiores a 90%, concentrações de fósforo inferiores a 0,5 mg L^{-1} e concentração de nitrogênio amoniacal inferior a 3,0 mg L^{-1}, operando o sistema em escala laboratorial durante quatro meses.

Cheng e Lio (2001) utilizaram o sistema de aeração intermitente com fluxo contínuo para remoção biológica do nitrogênio de resíduos de suínos após ter passado por um digestor anaeróbio. Dentro do reator foi mantido uma concentração de SSV de 1980 mg L^{-1}, um TDH de 3 dias e θc de 20 dias, a uma temperatura de 25ºC. Utilizando intervalos de aeração ligada/desligada de uma hora e mantendo OD entre 4 e 6 mg L^{-1}, os autores obtiveram uma eficiência de remoção média de nitrogênio total de 91% e nitrogênio amoniacal de 92%.

Já Luo *et al*. (2002) testaram, no mesmo sistema de tratamento, as eficiências de remoção nitrogênio e fósforo, com resíduos de suínos, porém, com aeração intermitente e contínua. A remoção de nitrogênio foi menor quando a aeração era intermitente. Já para a remoção de fósforo, a eficiência de remoção permaneceu em 75% em vinte e quatro horas de aeração contínua e também com aeração intermitente.

4 METODOLOGIA

Este estudo foi desenvolvido utilizando efluente proveniente de sanitários e restaurante de uma indústria localizada na cidade de Joinville, Santa Catarina.

4.1 DIAGNÓSTICO DA ETE EXISTENTE ATUALMENTE NA INDÚSTRIA

A ETE existente na empresa foi projetada para tratar águas residuárias provenientes dos banheiros e de cozinha industrial, que geram em média, 48 m³ de efluente bruto por dia. O fluxograma do processo de tratamento existente hoje na indústria é mostrado na Figura 4.1.

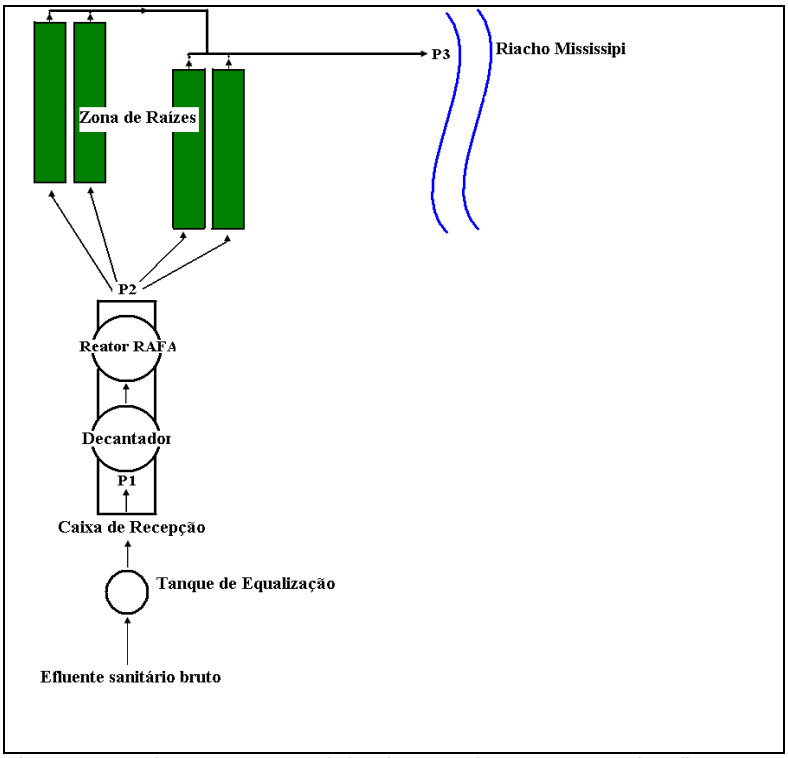


Figura 4.1 - Fluxograma atual do sistema de tratamento de efluente sanitário de uma indústria da região de Joinville.

O efluente bruto passa por um sistema de gradeamento fino, com malha de 20mm, na entrada do tanque de equalização e, então, é bombeado para a caixa

de recepção. O sistema de equalização funciona com bóias que indicam os níveis máximo e mínimo de efluente no tanque, acionando ou desacionando automaticamente a bomba de recalque. Sendo assim, a vazão de efluente que chega na ETE, atualmente, não é constante. Da caixa de recepção, o efluente passa diretamente para o decantador. A maior parte dos sólidos decantam nesta etapa, passando para o RAFA apenas os sólidos menores que não foram retidos. O efluente entra no reator pela parte inferior do tanque, a fim de manter o fluxo de entrada em contato com a biomassa ativa no sistema, que se encontra em maior concentração nesta zona. Após passar pelo reator, o efluente passa por um polimento em zonas de raízes. A espécie cultivada na zona de raízes é a *Taboa sp*.

Para quantificação da vazão média de entrada de efluente na ETE foi necessário a medição manual, no tanque de equalização (receptor de efluente bruto). As medições foram realizadas em intervalos de tempo de uma hora, em diferentes dias dos meses de fevereiro e março de 2010.

As médias das vazões medidas em cada horário estão apresentadas no Gráfico 4.1.

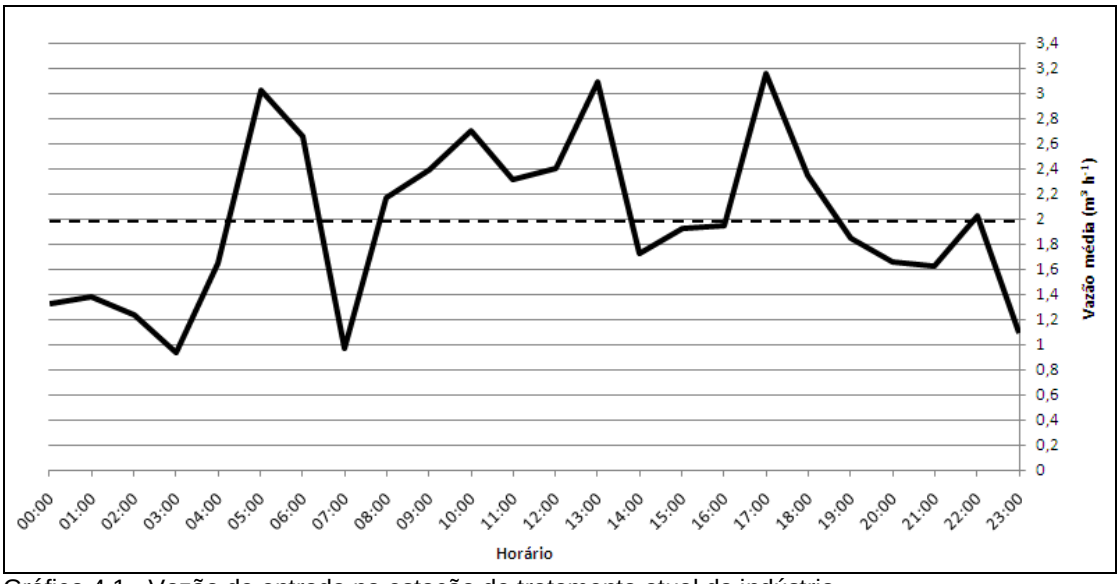


Gráfico 4.1 - Vazão de entrada na estação de tratamento atual da indústria

A linha contínua representa a vazão média de cada horário medido e a linha tracejada indica a vazão média diária no período, que foi igual a 2 $m^3 h^{-1}$.

4.2 CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE

De acordo com dados fornecidos pela indústria, a Tabela 4.1 apresenta as características, em termos de valores médios de DQO, N-NH_4 e fósforo, obtidos mensalmente no período de julho a dezembro de 2010, e os respectivos desvios padrão, do efluente bruto e do efluente na saída do RAFA da ETE atualmente em funcionamento na indústria. Já a tabela 4.2 apresenta, também de acordo com dados da indústria, as eficiências do tratamento da ETE existente na indústria para os parâmetros em questão.

Tabela 4.1 – Valores médios calculados a partir de medidas realizadas mensalmente entre julho e dezembro de 2010 de DQO, N-NH_4 e fósforo e respectivos desvios padrão do efluente da indústria

PARÂMETRO	***ESGOTO SANITÁRIO BRUTO***	***SAÍDA RAFA***
DQO (mg L^{-1})	924,3 ± 274,6	306,7 ± 120,5
Nitrogênio amoniacal (mg L^{-1})	49,9 ± 15,1	57,2 ± 15,7
Fósforo (mg L^{-1})	11,1 ± 2,7	9,1 ± 0,5

Fonte: Indústria da Região de Joinville – SC.

Tabela 4.2 – Eficiências médias de remoção de DQO, N-NH_4 e fósforo do tratamento utilizado atualmente na indústria

Parâmetros	**Eficiência RAFA (%)**	**Desvio Padrão**
DQO (mg L^{-1})	65,8	9,6
Nitrogênio amoniacal (mg L^{-1})	-16*	14
Fósforo (mg L^{-1})	15	17

Fonte: Indústria da Região de Joinville – SC.

* Concentração na entrada do tratamento é menor que a concentração na saída.

As dimensões do tanque de equalização, do decantador e do reator em operação na indústria, estão apresentadas na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 - Dimensões da ETE atualmente em operação na indústria

	Equalizador	**Decantador**	**RAFA**
Altura (m)	4,9	5	5
Diâmetro (m)	1,16	3	3
Volume (m^3)	5	32	32

Os dados observados na Tabela 4.1 demonstram que o esgoto bruto apresentou concentrações médias de DQO de 924,3 mg L^{-1}, NH_4 de 49,9 mg L^{-1} e o P de 11,1 mg L^{-1}. Estes valores conferiram a este esgoto, segundo Metcalf e Eddy (1991), uma caracterização típica de esgoto concentrado.

4.3 DIMENSIONAMENTO DA PLANTA PILOTO

Com base na literatura pesquisada e com o objetivo de aproveitar, posteriormente, a estrutura da ETE existente na indústria, optou-se por testar um processo do tipo lodos ativados, por possuir estrutura similar, simplicidade de operação, possibilidade de fornecer condições adequadas para remoção de matéria orgânica e nutrientes em apenas um reator, economia de energia devido aos tempos de aeração interrompida, e a necessidade de estudos mais aprofundados, deste processo, com efluente sanitário bruto. A planta piloto foi construída no laboratório da estação de tratamento de efluentes da indústria.

Ao dimensionar o tanque pulmão levou-se em consideração um volume suficiente para manter o abastecimento de efluente uma vez ao dia. Porém, durante testes com água verificou-se que a vazão de entrada no reator biológico variava conforme a mudança do nível de efluente no tanque pulmão. Portanto, construiu-se um decantador primário, a fim de servir, também, como ponto de alimentação diária do sistema e acondicionamento do efluente. Uma bóia no tanque pulmão manteve o nível de efluente constante.

O decantador primário foi dimensionado para alimentar duas unidades experimentais, sendo abastecido, inicialmente, de forma manual. Após alguns meses, criou-se uma ligação direta entre a ETE da indústria e a unidade

experimental, passando a entrar efluente bruto no decantador primário toda vez que a bomba da estação era acionada, mantendo-se o nível com uma bóia.

Os tanques da unidade experimental de tratamento do efluente foram construídos com tubos de PVC, utilizando as dimensões apresentadas na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Dados de dimensionamento da unidade experimental

Dimensões	Decantador Primário	Tanque pulmão	Reator Biológico	Decantador Secundário
Altura útil (mm)	920	240	340	340
Diâmetro (mm)	400	300	200	200
Volume útil (L)	115	17	10	10

A Figura 4.2 apresenta o fluxograma do processo com o dimensionamento das unidades.

O reator biológico e o decantador secundário foram dimensionados com o objetivo de reaproveitar futuramente a estrutura da ETE existente, utilizando-se, para tanto, uma escala de redução de 1:15. O decantador primário e o tanque pulmão foram adicionados no projeto piloto apenas por razões hidráulicas do sistema, como citado anteriormente.

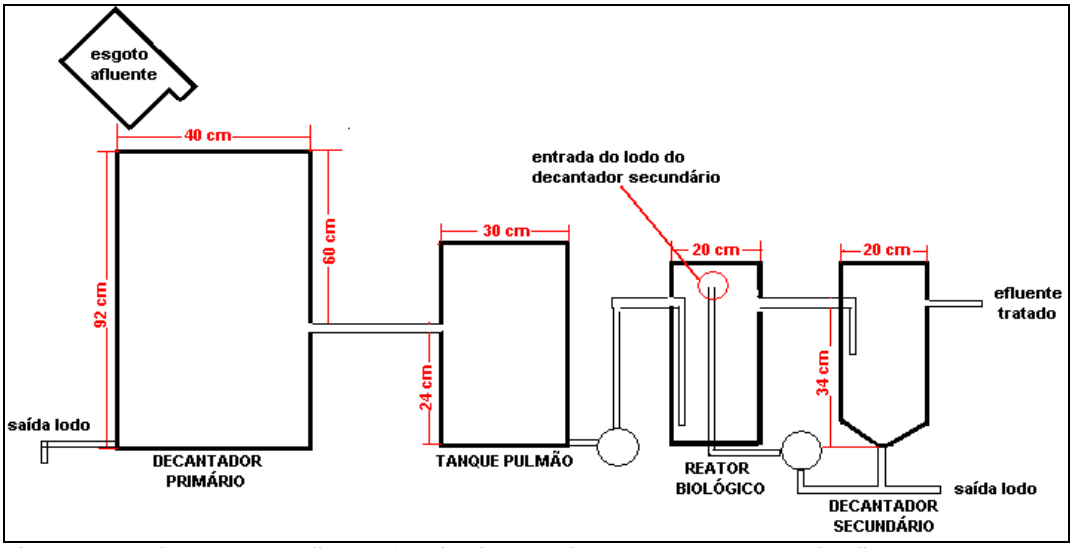


Figura 4.2 – Fluxograma e dimensões do sistema de tratamento em escala piloto

A unidade experimental foi mantida em temperatura ambiente durante toda a pesquisa.

A ligação tanque pulmão-reator biológico e o retorno do lodo do decantador secundário para o reator, foram feitos com mangueira de silicone com diâmetro interno de 8 mm e externo 12 mm. As ligações entre as unidades reator-decantador secundário e decantador primário-tanque pulmão, foram feitas com tubos de PVC de 20 mm, para garantir o escoamento livre e por gravidade, conforme mostrado na Figura 4.3.

Figura 4.3 – Imagem da unidade experimental construída, onde 1: decantador primário, 2: tanque pulmão, 3: reator aeróbio, 4: decantador secundário

O fornecimento de ar para o reator foi feito por meio de um difusor tipo cortina (Figura 4.4 A), da marca Resun Air Curtain, ligado a um compressor tipo pistão, isento de óleo, com capacidade de 112 litros de ar por minuto, da marca Puma modelo PBH 112/8H, com ajuste manual da pressão de ar.

Para o controle liga/desliga das bombas e do misturador, montou-se um conjunto de interruptores identificados, como mostra a Figura 4.4 B. Para controle do

tempo de fornecimento de ar utilizou-se uma válvula solenóide ligada a um painel digital, onde o tempo de fornecimento de ar foi definido manualmente. A Figura 4.4 C mostra o painel e o compressor.

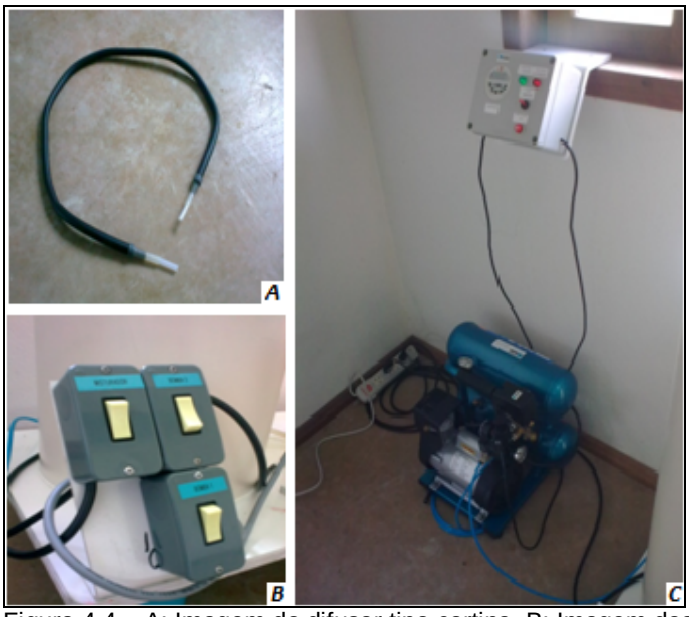


Figura 4.4 – A: Imagem do difusor tipo cortina, B: Imagem dos interruptores para controle liga/desliga e C: Imagem do compressor de ar e painel

O reator biológico (Figura 4.5) possuia um motor na tampa (1) fazendo com que uma pá de PVC rotacionasse dentro do tanque proporcionando a agitação do efluente. O efluente bruto (2) era bombeado do tanque pulmão para o reator com uma vazão constante controlada pela bomba peristáltica. O lodo acumulado no fundo do decantador secundário era retornado para o reator pela entrada (3), com uma vazão controlada por uma bomba peristáltica. O ar era conduzido até o fundo do reator por uma mangueira (4) e disperso no líquido por um difusor. O reator possuia uma saída no fundo do tanque (5) para realizar possíveis manutenções.

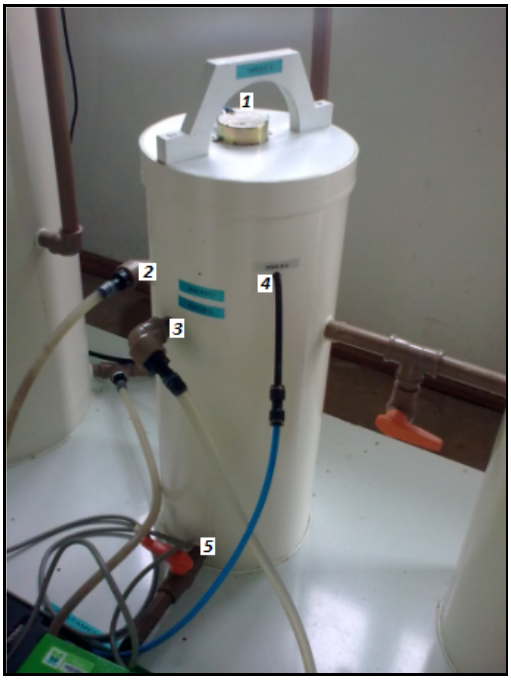


Figura 4.5 – Imagem do reator aeróbio de fluxo contínuo e aeração intermitente, onde 1: motor, 2: entrada efluente, 3: entrada retorno de lodo do decantador secundário, 4: entrada mangueira de ar e 5: saída para manutenção do tanque

Um tubo de 20 mm de PVC, conectado na entrada de efluente no reator, fez com que o fluxo de efluente entrasse pelo fundo do tanque (Figura 4.6) para impedir a passagem preferencial de efluente, que foi verificada no início do tratamento.

Figura 4.6 Imagem do reator aeróbio, destacando as entradas e saída de efluente

No fundo do decantador secundário foi colocado uma chapa de PVC (Figura 4.7 A e Figura 4.7 B) em forma cônica, evitando assim, a concentração de lodo nas laterais do fundo do tanque.

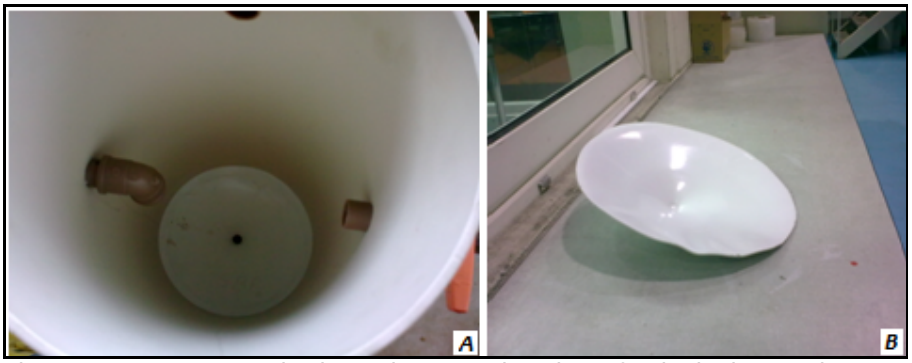


Figura 4.7 – A: Imagem da chapa de PVC colocada no fundo do decantador e B: Destaque do fundo cônico

Na saída do decantador secundário instalou-se uma tubulação de 20 mm de diâmetro para direcionamento do fluxo para um galão com capacidade de armazenamento de 20 litros, que acondicionava o efluente tratado, que era descartado diariamente (Figura 4.8 A). Montou-se ainda um sistema com registro, para interromper o fluxo no momento da remoção do galão para descarte do efluente tratado. Também foi construído um sistema com registro para remoção do lodo, na parte inferior do suporte (chapa de PVC) da unidade experimental como mostra a Figura 4.8 B.

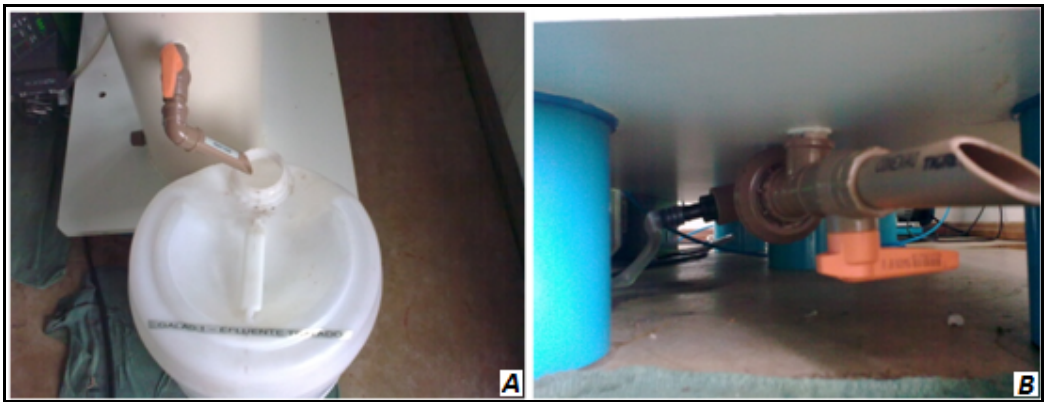


Figura 4.8 – A: Imagem do ponto de saída do efluente tratado e B: Imagem da saída do decantador para remoção de lodo

Após a construção da unidade experimental de tratamento de efluentes, em escala piloto, foi utilizado água para testes hidráulicos, adaptando os equipamentos até chegar ao funcionamento adequado do sistema.

4.4 DEFINIÇÃO DO TDH E DAS VAZÕES NA UNIDADE EXPERIMENTAL

Se o sistema avaliado em escala piloto for futuramente adaptado à ETE da Indústria, seu TDH passará a ser menor devido à inclusão da vazão de retorno de lodo, que atualmente não existe. Calculou-se, então, este TDH para ser utilizado na unidade experimental.

$$TDH = \frac{V}{Q_e + Q_r} \qquad \text{(Equação. 4.1)}$$

Sendo:

TDH = Tempo de detenção hidráulico (h)

V = volume (m^3)

Q_e = vazão de entrada ($m^3\ h^{-1}$)

Q_r = vazão de retorno de lodo ($m^3\ h^{-1}$)

Considerando-se um volume de 32 m^3 (volume do RAFA em operação na indústria), vazão de entrada de 2 $m^3\ h^{-1}$ (vazão média de entrada de efluente na ETE da indústria) e retorno de lodo de 50% da vazão de entrada de efluente, obteve-se:

$$TDH = \frac{32\ m^3}{2\ m^3\ h^{-1} + (2 \times 0{,}5)\ m^3\ h^{-1}}$$

$$TDH = 10{,}7\ h$$

Sabendo o TDH da unidade experimental, pode-se calcular a somatória das vazões de entrada (∑Q) do reator biológico:

$$TDH = \frac{V}{\sum Q} \qquad \text{(Equação. 4.2)}$$

$$10,7\ h = \frac{10\ L}{\sum Q}$$

$$\sum Q = 0,93\ L\ h^{-1}$$

A partir deste dado, obteve-se as vazões de entrada e retorno de lodo a serem utilizados na unidade experimental:

$$\sum Q = Q_e + 0,5Q_e \qquad \text{(Equação. 4.3)}$$

$$0,93\ L\ h^{-1} = Q_e + 0,5Q_e$$

$$Q_e = 0,62\ L\ h^{-1} \text{ e } Q_r = 0,31\ L\ h^{-1}$$

4.5 PARTIDA DO REATOR E ACLIMATAÇÃO DO LODO

A primeira alimentação com efluente da indústria, na unidade experimental, foi realizada no dia 8 de junho de 2010.

Para acelerar a partida do tratamento foi inoculado aproximadamente 5 litros de lodo de uma estação de tratamento de efluentes de uma indústria da região. A inoculação foi realizada no dia 17 de junho de 2010 e, por um período de aproximadamente cinco meses, o lodo permaneceu em processo de aclimatação.

O abastecimento manual de esgoto afluente era realizado diretamente no decantador primário, de onde o efluente passava, por gravidade, para o tanque pulmão, com nível de efluente controlado por uma bóia. A alimentação contínua do tanque pulmão para o reator aeróbio e a recirculação do lodo do decantador secundário para dentro do reator aeróbio, era realizada por bombas dosadoras do tipo peristálticas da marca Watson Marlow, modelo 505U.

4.6 PLANEJAMENTO DOS EXPERIMENTOS

O presente estudo foi dividido em dois experimentos. No primeiro experimento o sistema foi operado com o fluxo de retorno do lodo do decantador secundário para dentro do reator aeróbio e, no segundo experimento, o fluxo de retorno do lodo do decantador secundário foi direcionado para o tanque pulmão. Foram realizados ensaios considerando seis ciclos de variações nos períodos de aeração para cada experimento (Tabela 4.5), de forma a estudar a eficiência do sistema no que se refere à remoção de compostos orgânicos e de nutrientes (nitrogênio e fósforo).

Tabela 4.5 Condições de operação avaliadas no primeiro e segundo experimento da unidade piloto

Ensaio	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**
Tempo com aeração (h)	1	2	4	6	8	10
Tempo sem aeração (h)	1	2	2	2	2	0

O pH foi mantido entre 6,8 e 7,2, e a concentração de oxigênio dissolvido em uma faixa de 2 a 3 mg L^{-1} nos períodos com fornecimento de ar (PES, 2009) e 0,2 a 0,5 mg L^{-1} nos períodos sem fornecimento de ar. Cada ensaio teve duração de 7 dias. Considerando que o TDH foi de 10,7 horas no reator aeróbio, cada ensaio foi mantido por cerca de 16 TDHs.

4.6.1 Primeiro Experimento

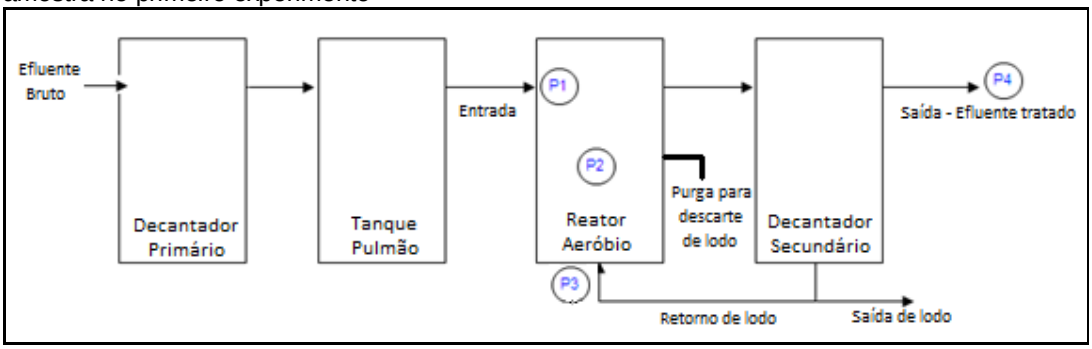
Neste experimento, o retorno de lodo do decantador secundário teve sua entrada no reator aeróbio. A vazão de entrada de efluente bruto no tanque pulmão foi de 0,61 L h^{-1} e o retorno de lodo de 50% em relação à vazão de entrada.

Foram monitorados os parâmetros: demanda química de oxigênio (DQO), nitrogênio amoniacal (N-NH^4), fósforo (P), pH, oxigênio dissolvido (OD), temperatura, e sólidos suspensos totais (SST).

As coletas das amostras para análise foram realizadas nos pontos descritos a seguir e representados na Figura 4.9.

- Ponto 1 (P1) – Entrada do reator biológico
- Ponto 2 (P2) – Interior do reator aeróbio
- Ponto 3 (P3) – Recirculação de lodo
- Ponto 4 (P4) – Efluente tratado

Figura 4.9 - Esquema do sistema de tratamento com a representação dos pontos de coleta de amostra no primeiro experimento



Os parâmetros analisados variaram em função do ponto de amostragem, conforme a Tabela 4.6.

Tabela 4.6 – Parâmetros analisados em cada ponto de coleta no primeiro experimento

Parâmetros Analisados	**P1**	**P2**	**P3**	**P4**
	$N\text{-}NH_4$	SST	SST	$N\text{-}NH_4$
	Fósforo		Vazão	Fósforo
	DQO			DQO
	pH			pH
	Temperatura			Temperatura
	OD			OD
	Vazão			Vazão

Os parâmetros pH, OD e temperatura, bem como a vazão do sistema, tiveram monitoramento diário para controle do tratamento. As análises de DQO, N-NH_4, P e SST foram realizadas uma vez no último dia de cada ensaio.

Optou-se pelos parâmetros nitrogênio amoniacal, fósforo e DQO nos pontos de entrada do reator aeróbio e saída do decantador secundário por serem os principais parâmetros de interesse quando se pretende enquadrar o efluente nos padrões de lançamento definidos na legislação.

4.6.2 Segundo Experimento

Neste experimento, o retorno de lodo do decantador secundário teve sua entrada no tanque pulmão. A vazão de entrada de efluente bruto no tanque pulmão foi de 0,61 L h^{-1} e o retorno de lodo 50% à vazão de entrada. O TDH neste reator foi de aproximadamente 18 horas. Cada ensaio teve a duração de 7 dias, ou seja, aproximadamente 9 TDH.

Foram monitorados os parâmetros DQO, N-NH_4, nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-), P, pH, OD, temperatura, alcalinidade, SST.

As coletas das amostras para análise foram realizadas nos pontos descritos a seguir e representados na Figura 4.10.

- Ponto 1 (P1) – Entrada do reator anaeróbio
- Ponto 2 (P2) – Entrada do reator aeróbio
- Ponto 3 (P3) – Efluente tratado
- Ponto 4 (P4) – Retorno de lodo
- Ponto 5 (P5) – Interior do reator anaeróbio
- Ponto 6 (P6) – Interior do reator biológico

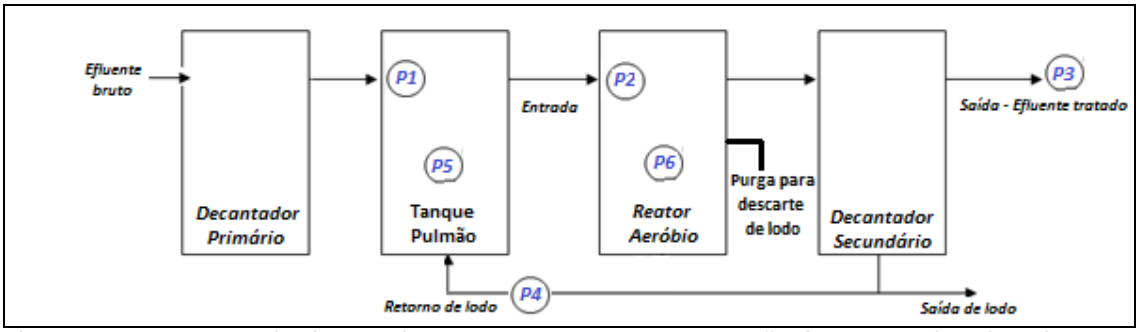


Figura 4.10 - Esquema do sistema de tratamento com a representação dos pontos de coleta de amostra no segundo experimento

Os parâmetros analisados em laboratório, em cada ponto citado na Figura 4.10, estão representados na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Parâmetros analisados em cada ponto de coleta no segundo experimento

Parâmetros Analisados	P1	P2	P3	P4	P5	P6
	$N\text{-}NH_4$	$N\text{-}NH_4$	$N\text{-}NH_4$	SST	Fósforo	SST
	Fósforo	Fósforo	Fósforo		Nitrato	pH
	DQO	DQO	DQO		SST	Alcalinidade
	SST	Nitrito	Nitrito		pH	
	pH	Nitrato	Nitrato		Alcalinidade	
	Alcalinidade	SST	SST			
		pH	pH			
		Alcalinidade	Alcalinidade			

Os parâmetros pH, OD e temperatura, bem como a vazão do sistema, tiveram monitoramento diário para controle do tratamento. As análises de DQO, $N\text{-}NH_4$, NO_2^-, NO_3^-, P e SST foram realizadas três vezes por ensaio avaliado (no primeiro, quarto e sétimo dia de cada ensaio).

4.7 METODOLOGIA ANALÍTICA

As amostras foram retiradas dos reatores conforme descrito no plano de amostragem.

As análises de pH foram realizadas com fitas de pH, marca Macherey-Nagel (pH-fix 4,5 – 10,0) e de oxigênio Dissolvido e temperatura realizadas com o Oxímetro, marca Lutron e modelo DO-5510 (oxímetro e medidor de temperatura).

As leituras de absorbância de fósforo, nitrogênio amoniacal, nitrato, nitrito e DQO foram realizadas num espectrofotômetro da marca Hach, modelo 4000 U, sendo o mesmo fornecedor dos reagentes utilizados.

As análises de fósforo, nitrogênio amoniacal, nitrato, nitrito e DQO foram baseadas no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 2005).

4.7.1 Alcalinidade

De acordo com a NBR 13736 (1996), para padronizar a solução de H_2SO_4 0,01 mol L^{-1}, deve-se transferir para um frasco Erlenmeyer, com pipeta volumétrica, 10 mL de solução de Na_2CO_3, juntar aproximadamente 90 mL de água destilada e 3 a 4 gotas de fenolftaleína. Em seguida, deve-se titular com solução de H_2SO_4 0,01 mol L^{-1} até mudança da coloração de azul esverdeada para salmão (pH 4,6). Anota-se, então, o volume gasto e, determina-se assim, o fator de correção volumétrica da solução H_2SO_4.

Para determinar a alcalinidade da amostra transferiu-se 100 mL desta amostra para um frasco Erlenmeyer, utilizando pipeta volumétrica. Adicionou-se 3 gotas de solução de fenolftaleína e, se a amostra apresentasse coloração vermelha, deveria ser titulada com H_2SO_4 0,01 mol L^{-1} até desaparecimento da cor e anotado o volume gasto. Na sequência, adicionou-se sobre a mesma amostra, ainda no frasco Erlenmeyer, 3 gotas de metil orange e, se a amostra ficasse amarela, deveria ser titulada com H_2SO_4 0,01 mol L^{-1} até coloração levemente avermelhada e anotado o volume total gasto, incluindo aquele para a fenolftaleína.

A alcalinidade à fenolftaleína é expressa pela Equação 4.7:

$$\textbf{mg } CaCO_3\ L^{-1} = \frac{V_1 \times f_c \times 0{,}01 \times 100.000}{V_a} \qquad \text{(Equação. 4.6)}$$

onde,

V_1= Volume (mL) de solução de H_2SO_4 gasto na titulação até mudança de coloração de vermelha para incolor.

f_c= fator de correção volumétrica da solução de H_2SO_4.

V_a= Volume (mL) da amostra.

A alcalinidade total é expressa pela Equação 4.2:

$$\text{mg } CaCO_3\ L^{-1} = \frac{V_T \times f_c \times 0{,}01 \times 100.000}{V_a} \quad \text{(Equação. 4.7)}$$

onde,

V_T= Volume total (mL) de solução de H_2SO_4 gastos na titulação.

f_c= fator de correção volumétrica da solução de H_2SO_4.

V_a= Volume (mL) da amostra.

4.7.2 Fósforo

Em solução altamente ácida o molibdato de amônia reage com ortofosfato para formar o ácido molibdofosfórico. Este complexo é então reduzido, pelo reagente de aminoácido, produzindo um composto altamente azul, que é medido espectrofotometricamente.

As amostras foram devidamente diluídas, quando necessário, de forma que a concentração de fósforo se situasse entre 0 e 100 mg L^{-1}.

Foram pipetados, com uma pipeta sensette, 5 mL de efluente para um frasco “total phosphorus”. Com o auxílio de um funil foi adicionado 1 g de persulfato de potássio no frasco e em seguida aquecido por 30 minutos, a 150 °C, no digestor Hach.

Após resfriamento, foram adicionados, com uma pipeta sensette, 2 mL de hidróxido de sódio 1,54 N e homogeneizado. Em seguida foi adicionado 0,5 mL de vanadomolíbdico e homogeneizado. A solução permaneceu estática por 7 minutos para reagir.

Após este tempo foi realizada a leitura em espectrofotômetro, no comprimento de onda de 420 nm. O equipamento fornece diretamente a quantidade de fósforo em PO_4^{-3} e P, em mg L^{-1}, contida no efluente.

O branco foi preparado com água destilada na mesma condição do frasco com efluente e utilizado para zerar o espectrofotômetro antes da leitura da amostra com efluente.

4.7.3 Nitrogênio Amoniacal

Compostos de amônia se combinam com cloro para formar monocloraminas. As monocloraminas reagem com salicilato para formar 5-aminosalicilato. O 5-aminosalicilato é oxidado na presença do catalisador "nitroprusside" de sódio para formar um composto de coloração azul. A cor azul é mascarada pela cor amarelo na presença do excesso de reagente para formar uma solução final de coloração verde, que é medido espectrofotometricamente.

As amostras foram devidamente diluídas, quando necessário, de modo que a concentração de nitrogênio amoniacal se situasse entre 0 e 50 mg L^{-1}.

Foi pipetado 0,1 mL de efluente para um frasco "Amver Diluent Reagent High Range", sendo adicionado um sachê de reagente de salicilato de amônia e um de cianureto de amônia. O tubo foi agitado cuidadosamente até que o meio ficasse bem homogeneizado. A solução permaneceu em repouso por 20 minutos para ocorrer reação.

Após este tempo foi realizada a leitura em espectrofotômetro, no comprimento de onda de 655 nm. O equipamento fornece diretamente a quantidade de nitrogênio amoniacal em NH_3^-, em mg L^{-1}, contida no efluente.

O branco foi preparado com água destilada na mesma condição do frasco com efluente e utilizado para zerar o espectrofotômetro antes da leitura da amostra com efluente.

4.7.4 Nitrato

O cádmio metálico reduz o nitrato da amostra a nitrito. O íon nitrito reage em meio ácido com ácido sulfanílico para formar um sal intermediário, diazônio. O sal se combina com o ácido gentísico para formar uma solução de cor âmbar que é medida espectrofotometricamente.

As amostras foram devidamente diluídas, quando necessário, de modo que a concentração de nitrato se situasse entre 0 e 30 mg L^{-1}.

Foram pipetados 1 mL de efluente no frasco de “Nitrate pretreatment solution test N” e homogeneizado cuidadosamente por 30 segundos. Após este tempo foi realizada a leitura em espectrofotômetro, no comprimento de onda de 410 nm e o visor zerado.

Com o mesmo frasco utilizado para zerar o visor foi adicionado, com auxílio de um funil, um sache de “reagente nitraVer B”. A amostra foi homogeneizada por 30 segundos e aguardada a reação durante 5 minutos. Em seguida foi realizada a leitura em espectrofotômetro, no comprimento de onda de 410 nm. O equipamento fornece diretamente a quantidade de nitrato em NO_3^--N, em mg L^{-1}, contida no efluente.

4.7.5 Nitrito

As amostras foram devidamente diluídas, quando necessário, de modo que a concentração de nitrito se situasse entre 0 e 250 mg L^{-1}.

Foram pipetados 10 mL de efluente no frasco, adicionado um sachê de reagente “NitraVer 2 nitrite”, misturado até que a amostra ficasse homogeneizada e aguardada a reação durante 10 minutos. Em seguida a amostra foi invertida suavemente por duas vezes.

O branco foi preparado com água destilada, sem o reagente “NitraVer 2 nitrite” e utilizado para zerar o espectrofotômetro antes da leitura da amostra com efluente.

Após este tempo foi realizada a leitura em espectrofotômetro, no comprimento de onda de 585 nm. O equipamento fornece diretamente a quantidade de nitrito em NO_2^--N, em mg L^{-1}, contida no efluente.

4.7.6 Demanda química de oxigênio (DQO)

O resultado de DQO em mg L^{-1} é definido como a quantidade (mg) de O_2 consumido por litro de amostra nas condições do procedimento utilizado. Neste procedimento a amostra é aquecida por 2 horas com dicromato de potássio (um forte reagente oxidante). Compostos orgânicos oxidáveis reagem reduzindo o íon dicromato ($Cr_2O_7^{-2}$) com íon crômico (Cr^{+3}) de coloração verde. Quando a faixa a ser analisada se situa entre 0 e 150 mg L^{-1} a quantidade de Cr^{+6} remanescente é determinada. Quando a faixa a ser analisada se situa entre 0 e 1500 mg L^{-1} ou 0 e 15000 mg L^{-1} a quantidade de Cr^{+3} produzido é determinado. O reagente DQO também contém íons prata, catalisador e mercúrio, usado para complexar íons cloro interferentes.

As amostras foram devidamente diluídas, quando necessário, de modo que a concentração de DQO se situasse entre 0 e 1500 mg L^{-1}.

Foram pipetados 2 mL de efluente no frasco contendo reagente para digestão de DQO, homogeneizado e, em seguida, aquecido por 2 horas, a 150 °C, no digestor Hach.

Após este tempo foi realizada a leitura em espectrofotômetro, no comprimento de onda de 620 nm. O equipamento fornece diretamente a quantidade de DQO, em mg L^{-1}, contida no efluente.

O branco foi preparado com água destilada na mesma condição do frasco com efluente e utilizado para zerar o espectrofotômetro antes da leitura da amostra com efluente.

4.7.7 Sólidos suspensos totais (SST)

Para análise de sólidos suspensos totais foi utilizado um cadinho filtrante de vidro borosilicato (50 mL), previamente seco e pesado (C_1), onde foi filtrado, a vácuo, 25 mL de amostra. A amostra foi levada a uma estufa, a 105 °C, por 1 hora. Decorrido este tempo a amostra foi colocada num dessecador para resfriar e em seguida pesada até peso constante (C_2). Para cálculo dos SST foi utilizada a Equação 4.8:

$$\mathbf{SST = \frac{(C_2 - C_1) \times 1.000.000}{V_{amostra}}} \qquad \text{(Equação. 4.8)}$$

Onde:

SST = quantidade de sólidos suspensos totais no decantador (mg L^{-1});

C_1 = peso constante do cadinho limpo (g);

C_2 = peso constante do cadinho limpo + amostra depois da estufa (g);

$V_{amostra}$ = volume total de amostra depois de filtrada (mL).

4.8 CÁLCULO DO FATOR DE CARGA E IDADE DO LODO

a) Fator de carga

A razão entre a quantidade de matéria orgânica alimentada ao reator por dia pela massa microbiana presente no reator (f) também foi monitorada. Para cada ciclo foi calculado a razão fator de carga seguindo a Equação 4.4.

$$f = \frac{Q \times S_a}{V \times X_t} \qquad \text{(Equação. 4.4)}$$

Sendo:

f = Relação fator de carga (kg DQO/ kg SST.dia)

Q = vazão de entrada do reator (L dia^{-1})

S_a = DQO afluente (kg L^{-1})

V = volume do reator (L)

X_t = SST do reator (kg L^{-1})

Cabe esclarecer que se optou por utilizar a relação fator de carga (f) para avaliar a relação entre matéria orgânica e sólidos, diferenciando da relação alimento/microrganismo nas variáveis DBO/DQO e SSV/SST devido às facilidades operacionais.

b) Idade do lodo

O descarte de lodo era realizado diariamente de acordo com os dados de X_e e X_u, obtidos nos dias de análise. O lodo era descartado no fundo do decantador secundário, como mostra a Figura 4.8 B. A quantidade a ser descartada era calculada seguindo a Equação 4.6.

$$\theta_c = \frac{V_r}{Q_w} \qquad \text{(Equação. 4.5)}$$

Sendo:

θ_c = Idade do lodo (dias)

V_r = Volume do reator (L)

Q_w = Vazão de descarte do lodo (L dia^{-1})

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 CONSIDERAÇÕES GERAIS SOBRE OS EXPERIMENTOS

O primeiro experimento consistiu no tratamento do efluente bruto da indústria por um sistema de lodos ativados com aeração intermitente, em escala piloto, direcionando o fluxo de retorno de lodo no tanque aeróbio, diferenciando do segundo experimento apenas pela mudança do fluxo de retorno de lodo para o tanque pulmão, que antecedia o reator aeróbio. Por se trabalhar com esgoto real, que apresenta em sua constituição uma vasta flora bacteriana, procedeu-se, no início do tratamento em escala piloto, a inoculação com lodo de outra indústria da região que utiliza sistema de lodos ativados. A inoculação do lodo teve, por objetivo, acelerar o processo de aclimatação para dar início às condições de testes definidas na metodologia.

O lodo coletado para ser inoculado na unidade piloto apresentou uma concentração de 4,52 gSST L^{-1}. Após um período de adaptação de 5 meses, o lodo no reator aeróbio apresentou uma concentração de 2,3 gSST L^{-1}. Esta diminuição na concentração de sólidos pode ter ocorrido devido à morte de organismos heterotróficos, causada pelas condições seletivas do meio de cultivo, as quais favoreceram o enriquecimento do lodo em microrganismos autotróficos, bem como pelo arraste de lodo ocorrido com a própria alimentação do reator, conforme descrito por Pickbrenner (2002). Alguns autores como Sant'Anna (2010), Schmidell *et al*. (2007), Mota e Von Sperling (2009) e Mota (2010), trazem as concentrações de SST recomendadas nos reatores de processos de tratamentos mais conhecidos, como o Phoredox, UCT ou Bardenpho, porém houve certa dificuldade em encontrar literaturas que tratassem das concentrações de SST ideais em processos com fluxo contínuo e aeração intermitente. Então, optou-se por tomar como base a faixa de concentração recomendada para o processo RBS, de 1 a 5 g L^{-1} (SANT'ANNA, 2010), que seria o mais próximo ao processo em questão.

No primeiro experimento não houve descarte de lodo devido a decrescente concentração de SST observada nos ensaios testados. Porém, no

segundo experimento, a vazão diária de descarte de lodo foi de 0,5 L, realizada diretamente do reator aeróbio, podendo ser observado o ponto de descarte na Figura 4.10.

Optou-se por retirar o lodo, no processo de descarte de lodo, diretamente do tanque de aeração, pois não é necessária análise de SSV para calcular a vazão de descarte. Esta vazão diária foi calculada a partir da idade do lodo definida em 20 dias que, segundo Lima (2006), para levar nitrogênio amoniacal a nitrato, faz-se necessário que o tempo de retenção celular seja suficientemente alto para permitir o desenvolvimento dos microrganismos e garantir a permanência da biomassa nitrificante no reator. Porém os autores consideram uma idade muito alta para a remoção biológica de fósforo. Esta observação, no entanto, contradiz os resultados obtidos por Lee *et al*. (2007), ao estudarem a relação entre a idade do lodo e a remoção biológica de fósforo em processos com aeração intermitente. Entre 15, 20 e 30 dias, a melhor eficiência, de 93,3%, foi observada com idade do lodo de 20 dias. Porém esta pesquisa foi realizada com esgoto sintético, sem possíveis inibidores e variações de cargas.

O sistema de lodos ativados com aeração intermitente traz consigo a necessidade de automação em termos de equipamentos mecânicos. Ocorreram vários problemas no decorrer da pesquisa, principalmente em função de ser um experimento em escala piloto, desenvolvido numa estação de tratamento de efluente, com esgoto real e, também, por não contar com operadores em tempo integral. Por se tratar de um sistema de lodos ativados, o efeito principal percebido em decorrência destes problemas, esteve relacionado a falhas dos equipamentos utilizados para produzir aeração no reator aeróbio. Segundo Mota e Von Sperling (2009) períodos sem aeração, em plantas desenvolvidas com o objetivo de remover nutrientes, afetam primeiramente o desenvolvimento de bactérias nitrificantes, que são bastante sensíveis a tais mudanças. Além disso, quanto à remoção biológica de fósforo, períodos sem oxigênio dissolvido interrompem a sequência de absorção de fosfatos do meio líquido, durante a fase aeróbia. Ocorre um desequilíbrio do processo com consequente perda de eficiência. A ocorrência deste fato incorreu em períodos onde as concentrações de fósforo no efluente apresentaram-se bem maiores que no afluente. Outro problema enfrentado várias vezes foi a interrupção da alimentação por motivos de entupimento da bóia, problemas mecânicos na ETE atual da indústria, diminuição de funcionários por férias coletivas e ainda paralisação

total das atividades da indústria por motivos de melhorias e construções. O período sem alimentação nunca ultrapassou dois dias, porém, já foi considerado tempo suficiente para alterar e prejudicar a biomassa presente, uma vez que a eficiência na remoção de nitrogênio e fósforo está diretamente ligada a altas concentrações de matéria orgânica. Segundo Mota e Von Sperling (2009) quanto menor for a relação N/DQO e P/DQO melhores serão as condições para a remoção de nutrientes. Tal situação provocou uma diminuição exacerbada nas concentrações de SST no reator aeróbio, muitas vezes devendo ser adiado o ensaio a ser avaliado até que o sistema se recuperasse. Em algumas ocasiões, optou-se pela inoculação de lodo para acelerar a recuperação de sólidos no sistema.

Outros problemas também ocorreram como desgaste da mangueira de silicone devido ao movimento rotacional da bomba peristáltica, causando o vazamento do fluxo de efluente bruto ou retorno de lodo, ou até a paralisação da bomba devido ao desligamento ou rápida queda de energia no local, precisando ser ligada manualmente após a falta da energia.

Outra questão a ser relatada foi a modificação da metodologia de análises que ocorreu no experimento 2. Neste experimento, as amostras foram filtradas antes dos procedimentos de análises dos parâmetros definidos na metodologia, o que não foi feito no primeiro experimento.

Cabe enfatizar que o processo utilizado na unidade piloto, em questão, foi uma modificação do sistema de lodos ativados. Portanto, utilizou-se os dados de razão de retorno de lodo, fator de carga, TDH, idade do lodo, concentração de sólidos, eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrificação obtidos em literatura, para definir e comparar o processo a partir desses dados. Pois como relatado anteriormente, esses valores não foram encontrados em literatura para lodos ativados de fluxo contínuo e aeração intermitente.

Como a definição da idade do lodo foi feita inicialmente em 20 dias e, a partir disso, optou-se por uma razão de retorno de lodo de 50%, esperava-se que o processo apresentasse, no decorrer da pesquisa, características para lodos ativados tipo aeração prolongada, como pode ser observado na Tabela 3.4. Porém os resultados caracterizaram um sistema mais próximo do tipo convencional do que do tipo aeração prolongada, considerando que a nitrificação foi iniciada e não avançada e a relação A/M permaneceu na faixa de 0,2 a 0,5. O valor do TDH do sistema de aeração na unidade piloto foi de 10,7 horas, sendo um parâmetro fixo, para que

fosse mantido as mesmas relações de construção da ETE existente na indústria, e para ser considerado aeração prolongada seria necessário um TDH maior, entre 18 e 24 horas.

Os resultados de todas as análises físico-químicas realizadas neste trabalho são apresentados no Apêndice A para o primeiro experimento e no Apêndice B para o segundo experimento. Cabe estacar que o pH no primeiro experimento manteve-se sempre próximo a 7, e a alcalinidade, nitrito e nitrato não foram monitorados nesta etapa.

As pequenas variações nas concentrações médias de alcalinidade afluente e efluente do reator aeróbio, observadas no Apêndice B, servem também como indicativo da ausência dos processos de oxidação nos reatores.

5.2 EFEITO DA AERAÇÃO INTERMITENTE NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO AMONIACAL E FÓSFORO EM PROCESSO CONDUZIDO COM RETORNO DE LODO NO REATOR AERÓBIO – EXPERIMENTO 1 (EXPERIMENTO DE CARÁTER EXPLORATÓRIO)

O efeito da aeração intermitente sobre a remoção de matéria orgânica, nitrogênio amoniacal e fósforo, sob diferentes condições de operação, em processo conduzido com retorno de lodo no reator aeróbio são apresentados nos Gráficos 5.1, 5.2 e 5.3, respectivamente.

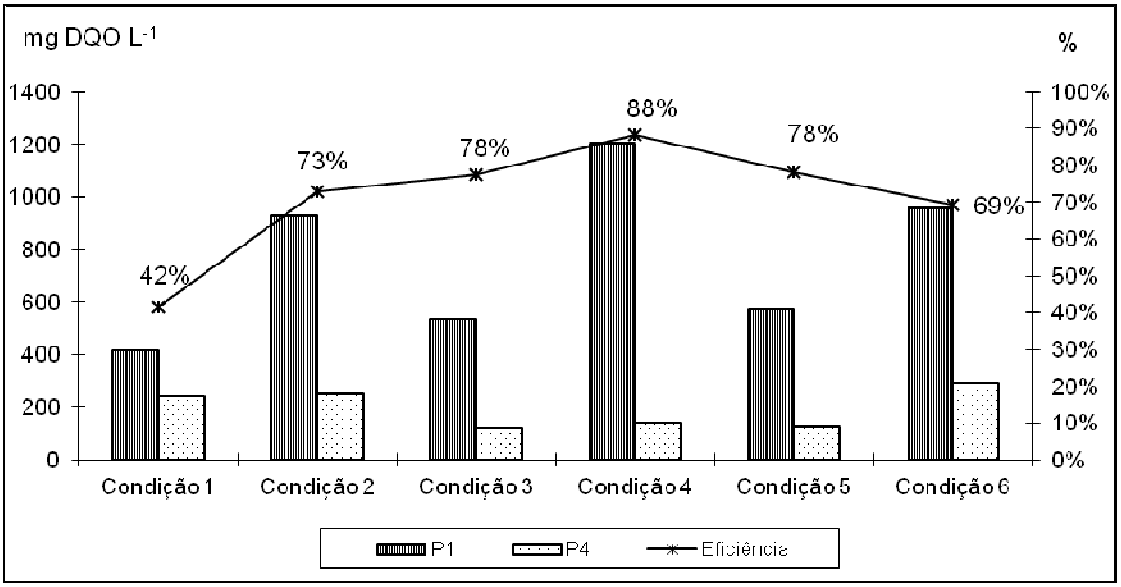


Gráfico 5.1 - Eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio (Entrada - P1; Saída - P4) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (primeiro experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

Analisando-se o gráfico 5.1, observa-se que apesar da concentração de DQO na entrada do reator ter oscilado bastante, a concentração de DQO no efluente final manteve-se sempre inferior a 300 mgDQO L^{-1}. No entanto, apenas o efluente da condição 3 apresentou concentração de DQO dentro dos limites preconizados pela legislação (120 mgDQO L^{-1}).

Neste experimento foi feita apenas uma amostragem para cada condição testada, a qual foi realizada no sétimo dia após o início da operação do sistema em cada condição. Embora tenham sido mantidos 16 tempos de detenção, o fato de não se ter feito mais amostragens durante o período, não permite assegurar que o sistema estivesse operando realmente em estado estacionário. Este fato compromete uma análise mais acurada dos resultados e a comparação entre percentuais de eficiência de remoção obtidos nas diferentes condições avaliadas. No entanto, ao se analisar o Gráfico 5.1, fica claro que o sistema permite a remoção de matéria orgânica num valor médio de cerca de 70%. Pelo mesmo motivo, fica comprometida a análise comparativa para os demais parâmetros investigados.

O Gráfico 5.2 apresenta as eficiências de remoção do nitrogênio amoniacal no reator aeróbio nas diferentes condições avaliadas em escala piloto. Pode-se observar que o sistema estudado promoveu a remoção de nitrogênio

amoniacal em todas as condições, à exceção da condição 1. Desconsiderando-se esta condição, chega-se a um percentual médio de remoção próximo de 50%.

Na nitrificação, bactérias autotróficas mediam a oxidação de amônia para nitrito e, principalmente, nitrato. Este processo requer a presença de oxigênio dissolvido e, para Mota e Von Sperling (2009), só é possível em ambiente aeróbio. Então, esperava-se que na condição com aeração constante o resultado de remoção de nitrogênio amoniacal fosse o melhor, comparado às demais condições.

Sant'Anna (2010) cita que a baixa relação A/M ou o fator de carga e altos valores de idade do lodo também favorecem a nitrificação. Contudo, existem outros fatores que podem interferir ou inibir a nitrificação, tais como a presença de altas concentrações de nitrito, amônia e sulfetos bem como a natureza do efluente.

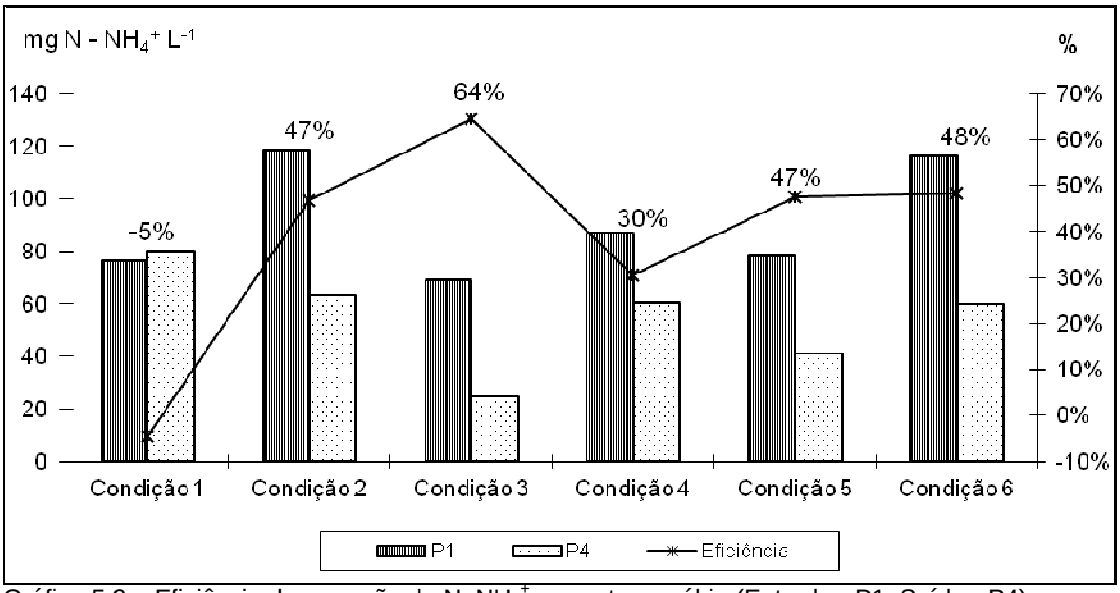


Gráfico 5.2 – Eficiência de remoção de N–NH_4^+ no reator aeróbio (Entrada - P1; Saída - P4) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (primeiro experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

A completa ineficiência do processo de nitrificação na condição 1, quando se fornecia uma hora de aeração e uma hora sem aeração, pode estar relacionada ao fato de 1 hora com fornecimento de ar não ter sido suficiente para a oxidação do nitrogênio amoniacal e, também, não ter sido suficiente para o crescimento das bactérias nitrificantes. Devido ao baixo rendimento energético das reações de oxidação, os organismos nitrificantes crescem lentamente, com baixo rendimento celular e, além disso, o oxigênio dissolvido é um fator indispensável para que ocorra

a nitrificação (MATOS, 2010). Segundo Von Sperling (2006), a nitrificação é cessada logo que a concentração de OD atinge valores críticos, próximos a zero, porém esta é rapidamente recuperada assim que o valor de OD retorna à concentração adequada.

Portanto, deve-se manter no efluente altas concentrações de oxigênio dissolvido (OD), a fim de garantir que o oxigênio chegue ao interior dos flocos do lodo ativado. Para Maringonda (2008), é recomendado um valor mínimo de OD de 2,0 mg L^{-1} a fim de garantir que não haverá problemas com os picos de nitrogênio amoniacal afluente, o que foi mantido na unidade piloto (2 a 3 mg L^{-1}). Mas como o objetivo desta pesquisa também foi avaliar a remoção biológica de fósforo, a intermitência no fornecimento de ar foi necessária para ocorrer o processo de incorporação e liberação de fósforo.

O Gráfico 5.3 apresenta os resultados de remoção de fósforo obtidos no primeiro experimento, quando o retorno do lodo foi efetuado no reator aeróbio.

Atribui-se o fato de se encontrar maiores concentrações de fósforo no efluente tratado nas condições 1 a 3, à ausência de descarte de lodo. Como o lodo do decantador secundário era recirculado para o reator com aeração intermitente, este lodo, rico em fósforo, retornava ao sistema acarretando o acúmulo de fósforo, uma vez que o tempo de aeração nestes ensaios não foi suficiente para ocorrer a incorporação do fosfato, acumulado no reator, pelos OAPs. Observou-se que a remoção de fósforo iniciou a partir da condição 4. Isto pode ter ocorrido devido ao vazamento na linha de retorno de lodo, simulando (ou representando) um descarte, e, consequentemente, a remoção de parte do fósforo acumulado no lodo biológico, e também pelo fato do tempo de aeração combinado com o tempo sem aeração ser maior, possibilitando a incorporação do fosfato pelos OAPs.

Na prática, há vários fatores que podem prejudicar a eficiência e a confiabilidade do sistema de tratamento. Um desses fatores se refere à estabilidade operacional. Para Mota e Von Sperling (2009), o lodo no sistema de tratamento é um enorme reservatório de fósforo e, em condições adversas, este fósforo pode ser liberado para a fase líquida. Para os autores, tal situação pode surgir quando há interrupção de aeração no reator aeróbio, condição que pode ser obtida na aeração intermitente. Só há liberação de fosfato na condição anaeróbia, mas, na condição aeróbia e com baixas concentrações de matéria orgânica prontamente biodegradável, o PHB intercelular passa a ser utilizado, permitindo assim, o acúmulo

de fosfato no interior dos OAPs (SEDLAK, 1991). Como no reator anaeróbio a concentração de fósforo será igual a um fator 0,5 da concentração de ácidos voláteis seqüestrado, em torno de 100 mg L^{-1} em esgoto doméstico, chega-se à conclusão de que uma interrupção da aeração durante algumas horas pode resultar em um efluente com dezenas de mg L^{-1} de P. Por esta razão, nas situações em que se deseja baixos teores de P no efluente, é bastante comum a adoção de etapas de polimento para a remoção de sólidos em suspensão do efluente do lodo ativado (MOTA e VON SPERLING, 2009).

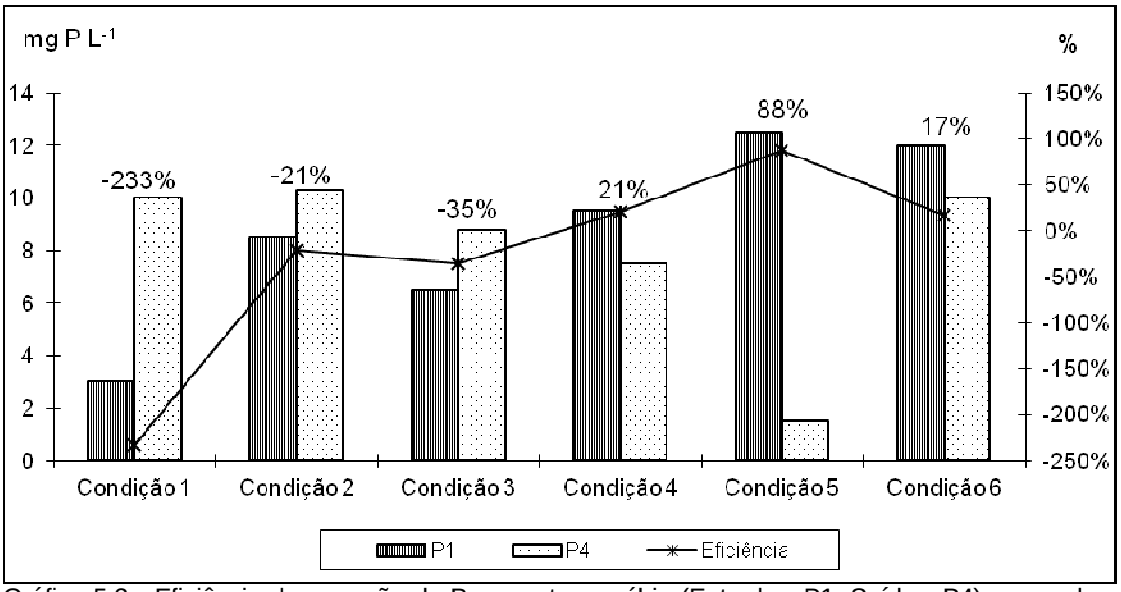


Gráfico 5.3 - Eficiência de remoção de P no reator aeróbio (Entrada - P1; Saída - P4) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (primeiro experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

A incorporação de fósforo pelos OAPs na fase aeróbia de um sistema é diretamente proporcional à quantidade de fosfato liberada durante a fase anaeróbia (SCHMIDELL, 2007), isto é, quanto mais fosfato for liberado na fase anaeróbia, mais fosfato será incorporado na fase aeróbia pelos OAPs e a remoção biológica do fósforo ocorre com o descarte do lodo em excesso.

Devido a problemas analíticos os resultados relativos às concentrações de sólidos solúveis totais deste experimento não serão discutidos.

Cabe ressaltar que uma variabilidade sazonal muito significante foi observada nas concentrações de todos os parâmetros que caracterizaram o esgoto bruto. Isto é decorrente, principalmente, da dinâmica da indústria e do clima,

podendo ter diluições do esgoto em épocas de chuvas intensas. Esta variação também foi observada por CHANG *et al.* (2010), LU *et al*. (2008), JUNG *et al*. (2005) e PICKBRENNER (2002). Para verificar a sazonalidade das características de entrada do esgoto bruto realizou-se análises de P, NH_4^+ e DQO no efluente bruto na condição 5 do primeiro experimento. A segunda coleta de amostra do efluente bruto foi realizada 20 horas depois da primeira. Os resultados mostraram consideráveis variações: de 3 mg L^{-1} para 50,5 mg L^{-1} no parâmetro P; de 96 mg L^{-1} para 79,5 mg L^{-1} no parâmetro NH_4^+; e de 120 mg L^{-1} para 1185 mg L^{-1} no parâmetro de DQO, sem ter ocorrido eventuais modificações no clima durante as 20 horas.

5.3 EFEITO DA AERAÇÃO INTERMITENTE NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO AMONIACAL E FÓSFORO EM PROCESSO CONDUZIDO COM RETORNO DE LODO NO TANQUE PULMÃO – EXPERIMENTO 2

Com base na análise do experimento 1, o experimento 2 foi planejado e conduzido com três amostragens em cada condição, de modo a conhecer melhor a estabilidade do sistema.

Os Gráficos 5.4, 5.5 e 5.6 apresentam os resultados obtidos para remoção de DQO no experimento 2, que teve o retorno de lodo no tanque pulmão.

A concentração de DQO foi monitorada nos pontos P1 (entrada do efluente bruto), P2 (entrada do reator biológico) e P3 (saída do decantador secundário) no primeiro, no quarto e no sétimo dia de teste para cada condição de aeração. Pode-se observar no Gráfico 5.4, que a DQO de entrada do efluente no processo (P1) varia muito. No entanto, esta variação parece não influenciar a concentração da DQO de saída (P3) que, à exceção do ensaio 5, apresenta pouca variação ao longo do tempo para uma mesma condição, mostrando que o sistema parece estar operando em estado estacionário.

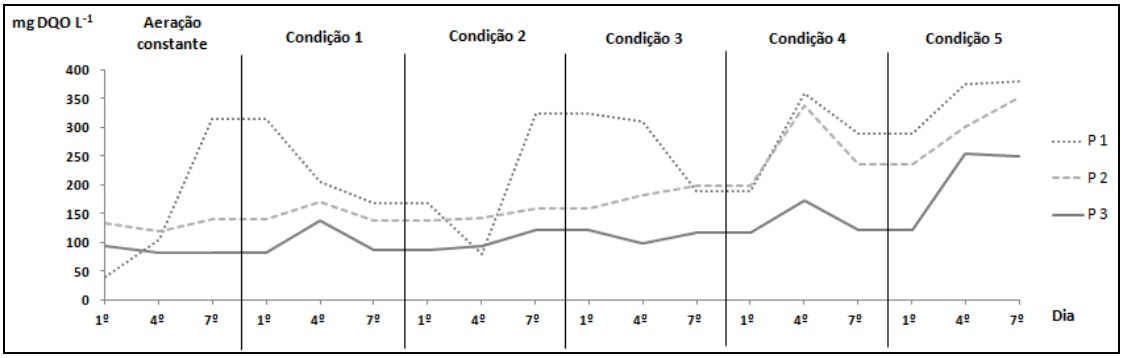


Gráfico 5.4 – Comportamento da concentração de DQO no tratamento (Entrada – P1; Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração)

Observa-se (Gráfico 5.5) que a tendência da linha de eficiência foi similar à observada no primeiro experimento, tendo uma elevação até a condição 4 (46%) e uma queda ao aumentar o tempo de aeração. Porém, as eficiências de remoção foram inferiores. No entanto, deve-se considerar que no experimento 2 houve uma alteração na metodologia, na qual foi introduzida uma etapa de filtração, eliminando a fração relativa de DQO particulada e justificando, assim, os percentuais inferiores obtidos. Nas condições 4 e 5 não foram alcançadas concentrações de DQO no efluente dentro do limite permitido na legislação.

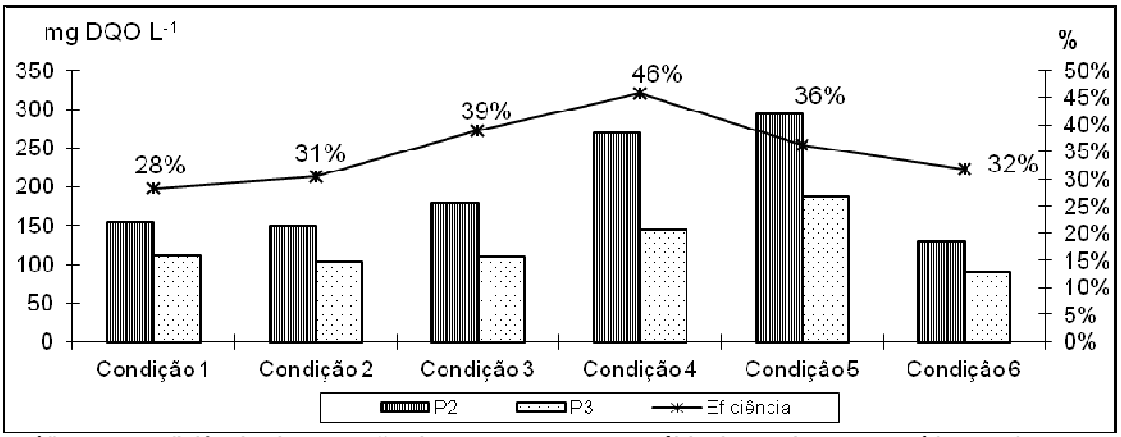


Gráfico 5.5 - Eficiência de remoção de DQO no reator aeróbio (Entrada – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

O Gráfico 5.6 apresenta os resultados obtidos no segundo experimento, considerando-se o tratamento como um todo e não apenas o reator aeróbio.

Analisando-se este gráfico, observa-se pouca variação na eficiência de remoção. No entanto, de acordo com a legislação, apenas as condições 1, 2, 3 e 6 encontram-se dentro dos limites permitidos para lançamento de efluente (mgDQO L^{-1} ≤ 120).

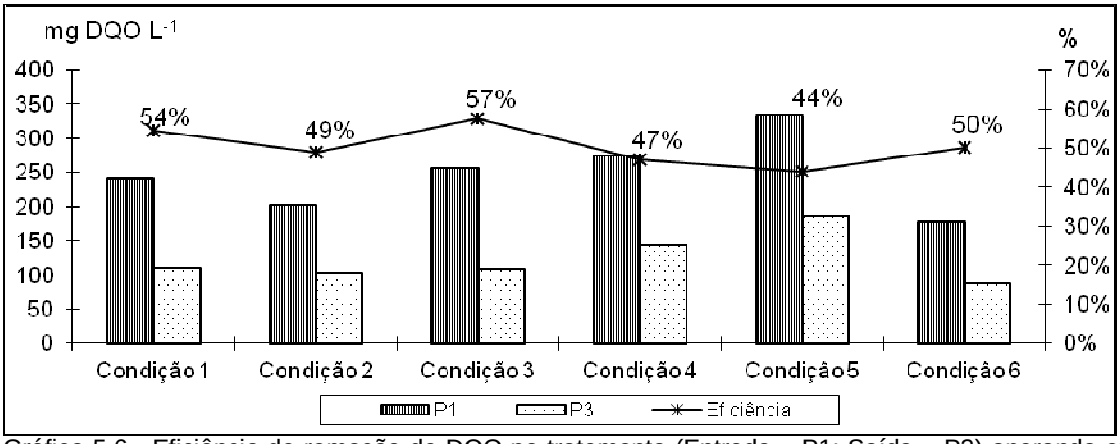


Gráfico 5.6 - Eficiência de remoção de DQO no tratamento (Entrada – P1; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

Os Gráficos 5.7, 5.8, 5.9, 5.10 e 5.11 apresentam os resultados obtidos para remoção de nitrogênio no experimento 2, que teve o retorno de lodo no reator anaeróbio.

Diferentemente do observado para a DQO, não houve considerável oscilação na concentração de nitrogênio amoniacal no afluente, variando entre 80 e 136 mg $N\text{-}NH_4^+$ L^{-1}, como mostra o Gráfico 5.7. No entanto, esta variação na concentração de nitrogênio amoniacal na entrada do processo parece influenciar sua concentração nos demais pontos.

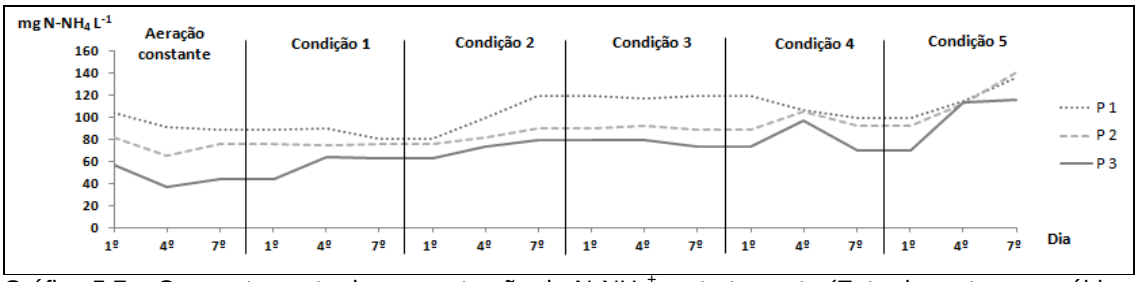


Gráfico 5.7 – Comportamento da concentração de $N\text{-}NH_4^+$ no tratamento (Entrada reator anaeróbio – P1; Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração)

Observando-se o Gráfico 5.7 sugere-se que possa ter ocorrido a oxidação anaeróbia do nitrogênio amoniacal. Pynaert *et al*. (2003), mostrou que é possível a oxidação da amônia sem o uso de oxigênio por algumas espécies de bactérias, porém isto acarreta no acúmulo do nitrito no sistema (MOTA e VON SPERLING, 2009).

Uma dificuldade adicional é introduzida quando se deseja também a remoção biológica de fósforo. Para Mota e Von Sperling (2009), nesta situação, é necessário que se mantenha uma parte do lodo em um ambiente anaeróbio, e foi o que ocorreu neste segundo experimento. Porém, esta fração do lodo não serve para a nitrificação. Deste modo, os autores afirmam que a remoção de fósforo necessariamente reduz a capacidade de remoção de nitrogênio de um sistema de lodos ativados.

O gráfico 5.8 apresenta o comportamento do nitrato na entrada do reator aeróbio (P1) e na saída do efluente tratado (P3) no experimento 2.

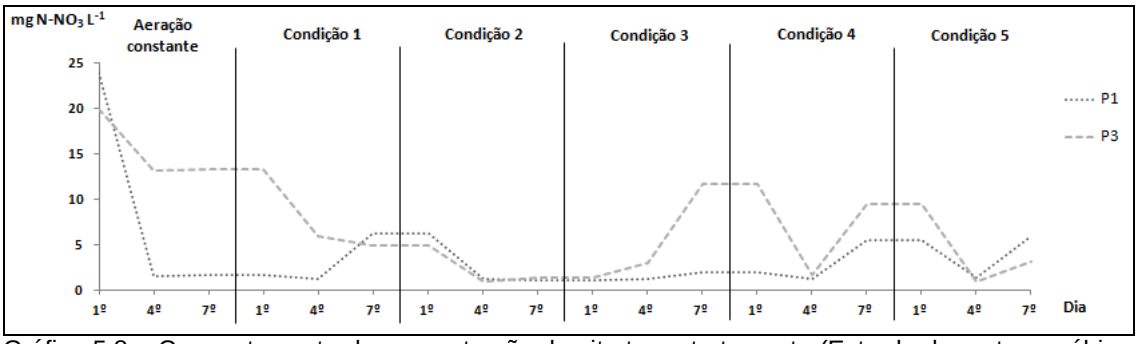


Gráfico 5.8 – Comportamento da concentração de nitrato no tratamento (Entrada do reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração)

Como pode ser observado, na maioria das condições testadas, o aumento da concentração de nitrato indica a ocorrência da nitrificação no processo, havendo as melhores eficiências na redução da concentração de nitrogênio amoniacal, nos pontos onde a concentração de nitrato de entrada e saída estão mais distantes.

Os nitratos presentes no tanque pulmão podem ter sido resultantes de uma nitrificação ocorrida anteriormente, no decantador primário em uma possível condição anóxica (PICKBRENNER, 2002).

O gráfico 5.9 mostra o comportamento da concentração do nitrito no fluxo de entrada do reator aeróbio e no efluente tratado.

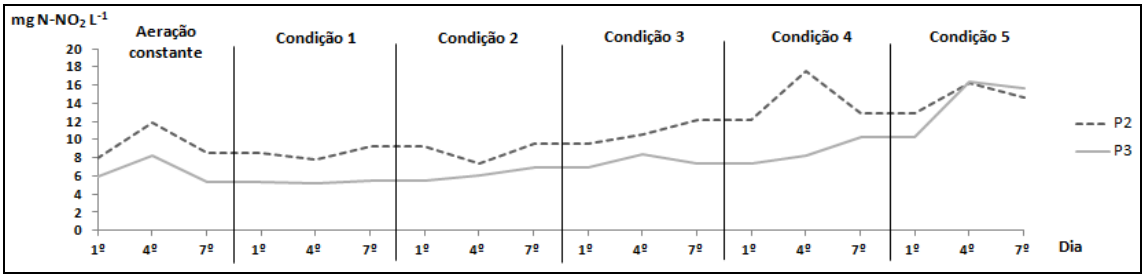


Gráfico 5.9 – Comportamento da concentração de nitrito no tratamento (Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração)

Algumas pesquisas, como a de Piedras *et al*. (2006), têm demonstrado a toxicidade do nitrito em relação aos microrganismos. O acúmulo do nitrito, em concentrações maiores que 5 mg $N\text{-}NO_2^-$ L^{-1} causam a inibição das bactérias nitrificantes, segundo Pickbrenner (2002). Observando o comportamento do nitrito, pode-se dizer que houve inibição na nitrificação, pois as concentrações na entrada do reator aeróbio foram sempre maiores que de 5 mg $N\text{-}NO_2^-$ L^{-1}.

Comparando os Gráficos 5.7 e 5.9, observa-se que a concentração de nitrogênio amoniacal no efluente aumenta ao longo do experimento, para as diferentes condições, mesmo fato ocorrido para o nitrito no reator aeróbio e no efluente, comprovando a inibição das bactérias nitrificantes.

Para evitar o acúmulo do nitrito no sistema seria necessário uma etapa para ocorrer a desnitrificação, onde o nitrato ou o nitrito é reduzido para nitrogênio molecular, tendo-se material orgânico como redutor e bactérias heterotróficas mediando o processo (MOTA e VON SPERLING, 2009).

A análise dos gráficos 5.10 e 5.11 revela que a aeração constante mostrou ser a melhor condição para ocorrer a nitrificação. No entanto, a eficiência de remoção (36%) ainda foi inferior à máxima observada no experimento 1 (64% no ensaio 3), onde o retorno do lodo foi feito no reator aeróbio.

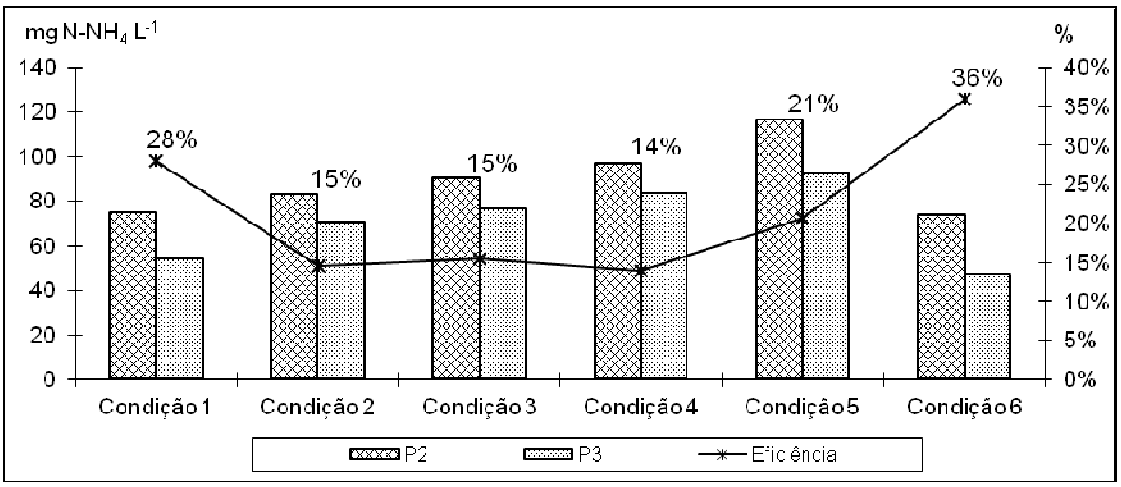


Gráfico 5.10 - Comportamento da concentração de $N–NH_4^+$ no reator aeróbio (Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

Segundo Lima (2006), quando se utiliza processo combinado anaeróbio/aeróbio, a nitrificação é facilitada devido a pouca quantidade de matéria orgânica presente no reator aeróbio, após ter sido oxidada pelo processo anaeróbio precedente, o que pode ser comprovado nos dados de concentração de DQO fornecidas no Apêndice B. Com isso, o consumo de oxigênio para a remoção de matéria orgânica é reduzido, bem como o tempo de detenção necessário para completar o processo de nitrificação, pois para os organismos autótrofos (nitrificantes), há maior disponibilidade de oxigênio, que é, na maioria das vezes, o composto limitante na nitrificação. Porém, a presença de uma condição anóxica influi sobre a eficiência da nitrificação porque o crescimento das bactérias nitrificantes só ocorre em um ambiente aeróbio (MOTA e VON SPERLING, 2009).

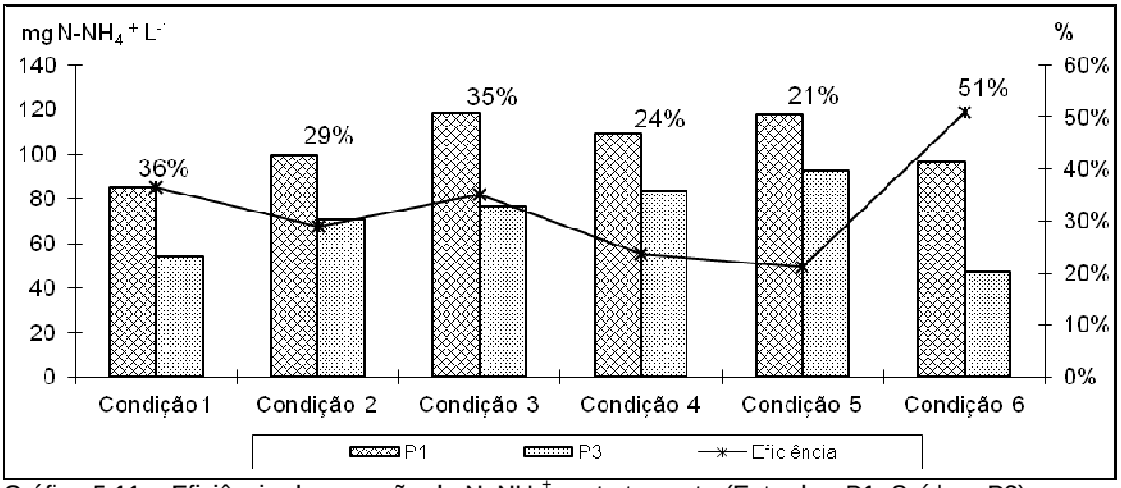


Gráfico 5.11 – Eficiência de remoção de $N–NH_4^+$ no tratamento (Entrada - P1; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

Os resultados relativos à de remoção de P para o segundo experimento, podem ser observadas nos gráficos 5.12, 5.13 e 5.14.

O Gráfico 5.12 mostra que houve uma grande variação na concentração de fósforo no esgoto bruto, porém na entrada do reator biológico e na saída do processo esta variação foi menor, mostrando uma tendência do sistema à estabilidade. A concentração de fósforo no ponto 2 permaneceu quase sempre maior que no ponto 3, indicando que houve a incorporação de fosfato pelos OAPs no reator biológico. Entretanto, a concentração no ponto 2 não foi sempre maior que a concentração no ponto 1, como era o esperado para o tanque pulmão, mostrando que não havia condições favoráveis para ocorrer a liberação de fosfato no meio anaeróbio.

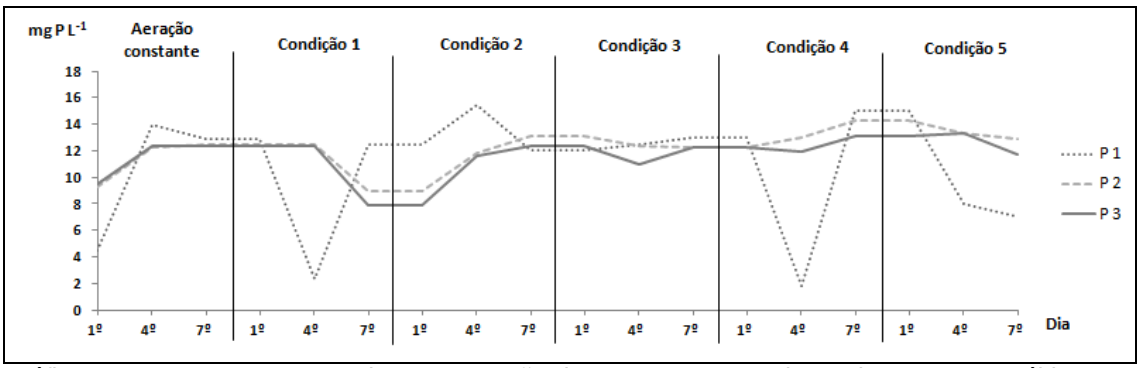


Gráfico 5.12 – Comportamento da concentração de P no tratamento (Entrada reator anaeróbio – P1; Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração)

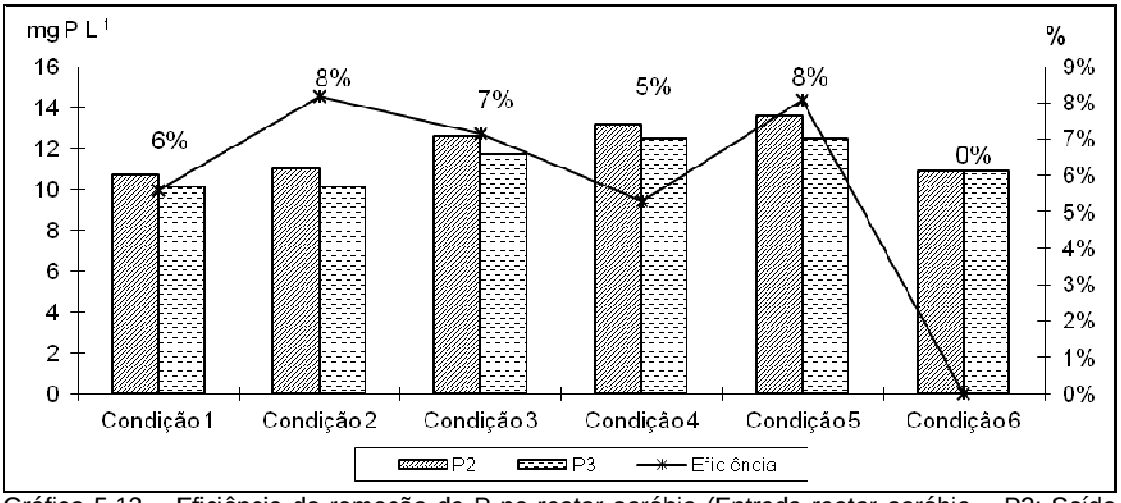


Gráfico 5.13 – Eficiência de remoção de P no reator aeróbio (Entrada reator aeróbio – P2; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

De maneira geral, as concentrações de fósforo no efluente não alcançaram os resultados esperados, definidos na Resolução Nº 001/2007, do Código Municipal de Meio Ambiente de Joinville, que restringe a concentração em 1 mgP L^{-1} para lançamento de efluente. Porém, os melhores resultados observados na absorção de fósforo no reator aeróbio foram para as condições 2 e 5.

No entanto, pode-se observar que a maior eficiência na nitrificação ocorreu quando a eficiência de remoção do fósforo foi nula (aeração constante). Este fato já havia sido observado por Sobrinho (1991) operando um sistema de lodos ativados modificado para remoção de fósforo, no qual evidenciou que a remoção de nitrogênio amoniacal pela nitrificação prejudicava a remoção biológica de fósforo. Parece bastante óbvio que, com a eficiência do processo de nitrificação e a consequente presença de nitratos no tanque pulmão, podendo ser verificada no Apêndice B, as bactérias removedoras de fósforo não encontraram condições ideais para o seu desenvolvimento.

O efeito da aeração intermitente sobre os parâmetros DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo, promoveu as melhores eficiências para as condições 4 (46%), 6 (36%), 5 e 2 (8%), respectivamente. Porém, ao analisar conjuntamente os resultados para a remoção dos nutrientes e de matéria orgânica, a condição 5 mostrou ser a melhor opção, apesar de que nenhuma das concentrações dos parâmetros

avaliados neste sistema atenderam o limite máximo permitido na legislação para lançamento de efluente neste ensaio.

Geralmente, procura-se obter uma concentração final de fósforo menor que 1 mgP L^{-1}, mas isso só é factível quando as condições são favoráveis, com baixa razão P/DQO e curta idade do lodo, o que não ocorreu neste trabalho. Mota e Von Sperling (2009) citam ainda que em tratamentos com objetivo de remoção de nutrientes não deve incluir um decantador primário, pois nesta etapa há redução apenas de matéria orgânica, aumentando a relação N/DQO e P/DQO, reduzindo a eficiência do sistema.

As concentrações de ortofosfatos, observadas no Apêndice B, mantiveram-se constantes durante o segundo experimento no tanque pulmão, aparentemente havendo pouca formação de PHB durante esta fase, e absorção de ortofosfatos no meio líquido durante a fase aeróbia. O pressuposto é que esse processo foi inibido pela presença de nitratos no tanque pulmão e pelas baixas concentrações de matéria orgânica (PICKBRENNER, 2002).

Em virtude da presença de matéria orgânica na fase anóxica, ocorreu uma nova liberação de ortofosfatos para o meio líquido, o que colaborou para desenvolver eficiências negativas nos ensaios avaliados, como mostra o Gráfico 5.14.

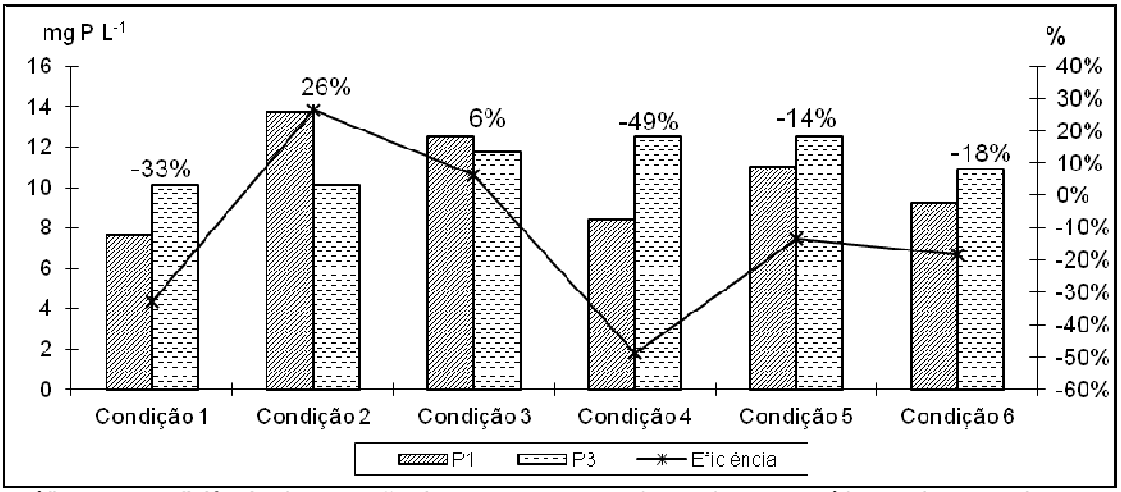


Gráfico 5.14 - Eficiência de remoção de P no tratamento (Entrada - P1; Saída – P3) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 6 (aeração constante)

A condição 2 mostrou ser a mais eficiente na remoção biológica de fósforo, com 26%, operando com 2 horas com aeração e 2 horas sem aeração e conciliando com os resultados do gráfico anterior. Já, na condição 5, observou-se grande liberação de ortofosfato no tanque pulmão porém, não houve considerável absorção na fase aeróbia, pois segundo Schmidell (2007), a incorporação de fósforo pelos OAPs na fase aeróbia de um sistema é diretamente proporcional à quantidade de fosfato liberada durante a fase anaeróbia. Isto pode ter não ter ocorrido devido a alta concentração de matéria orgânica no afluente do reator aeróbio (Gráfico 5.5). O PHB intracelular não precisou ser utilizado, limitando a absorção do fósforo na célula. Também se sabe que, períodos sem oxigênio dissolvido interrompem a sequência de absorção de ortofosfato do meio líquido, durante a fase aeróbia, o que pode ser observado na condição 1, onde a concentração de matéria orgânica no afluente do reator aeróbio era baixa, portanto favorável a absorção do ortofosfato no reator aeróbio, pois ocorreu a liberação do ortofosfato de quase 6 mg L^{-1} no reator anaeróbio. Porém devido ao fornecimento de ar de apenas 1 hora, pode-se concluir que não foi tempo suficiente para ocorrer uma alta eficiência neste ensaio.

Devido ao fato da remoção biológica de fósforo basear-se na incorporação, em excesso, de fósforo na biomassa bacteriana, a perda de sólidos em suspensão no efluente implica na elevação do teor de fósforo neste efluente. O teor de fósforo no SST dentro do reator biológico de processos de remoção biológica de P situa-se na faixa de 2,5 a 7,5% (MATOS e VON SPERLING, 2009). Portanto, a retenção de sólidos em suspensão antes do efluente final é uma condição necessária para ter um sistema de remoção eficiente de fósforo.

Para comprovar o aumento da concentração de fósforo no efluente pelo arraste de lodo foram realizadas análises de fósforo bruto e dissolvido no ensaio 5 do segundo experimento. A concentração do fósforo bruto, dissolvido e SST no efluente tratado foram 12,5 mg L^{-1}, 11,7 mg L^{-1} e 50 mg L^{-1}, respectivamente. Os resultados mostraram que apenas 1,6% da concentração de SST eram de P, indicando altos teores de P dissolvido no processo e, consequentemente, a baixa eficiência de remoção.

Segundo Mota e Von Sperling (2009), é pouco provável que se alcance a remoção biológica de fósforo em sistema com nitrificação, quando a relação DQO/N for menor que 7 e, esta relação para o afluente do reator anaeróbio em escala piloto

foi de 2,36. Contudo, utilizando os dados das características do afluente da ETE da indústria no segundo semestre de 2010, a relação DQO/N ficou em 18. Com isto, pode-se concluir que o decantador primário na estação piloto fez com que houvesse uma alta degradação da matéria orgânica, prejudicando as eficiências de remoção de nutrientes neste sistema.

Alguns fatores, já discutidos anteriormente, podem ter interferido para as baixas concentrações de sólidos, dentro do reator aeróbio (Gráfico 5.15). A capacidade de reprodução da biomassa aumenta na condição crescente de aeração, pois está associada a altas velocidades de assimilação e metabolismo dos substratos presentes no meio e, também, o acúmulo de nitrito no sistema, com concentrações bem acima de 5 mg L^{-1} em algumas condições, como pode ser observado no Gráfico 5.9, causou a inibição do crescimento das bactérias nitrificantes. Estes podem ter sido os principais fatores que interferiram no crescimento da biomassa neste sistema. Porém, a tendência da concentração foi similar as observadas nos resultados obtidos do experimento 1, decaindo após a condição 6 e estabilizando a partir da condição 3.

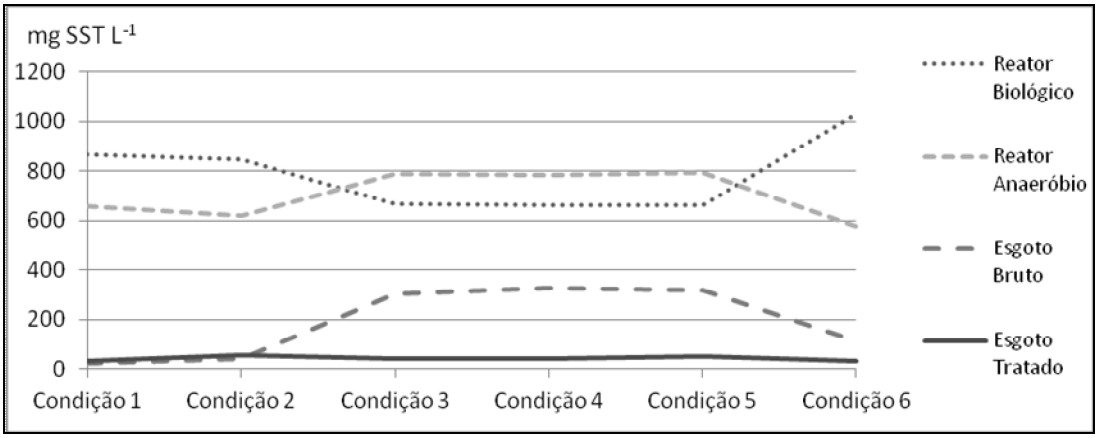


Gráfico 5.15 – Comportamento da concentração de SST no tratamento (Reator Aeróbio, reator anaeróbio, esgoto bruto e esgoto tratado) operando em escala piloto em diferentes condições de aeração (segundo experimento): Condição 1 (1 h com aeração e 1 h sem aeração); Condição 2 (2 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 3 (4 h com aeração e 2 horas sem aeração); Condição 4 (6 h com aeração e 2 h sem aeração); Condição 5 (8 h com aeração e 2 h sem aeração) e Condição 6 (aeração constante)

É conhecido que as bactérias presentes em sistemas de lodos ativados, quando temporariamente privadas de um ou mais elementos essenciais, tais como, o nitrogênio, fósforo e oxigênio, têm seus processos metabólicos convencionais paralisados. Este estado de estresse nutricional pode levar algumas bactérias à

morte, enquanto outras são capazes de utilizar rotas metabólicas alternativas (SCHMIDELL *et al*., 2007). Isto pode ser observado no momento em que se passa da aeração constante para a condição 1, em que o período de fornecimento de ar de 1 hora passou a intercalar com 1 hora sem fornecimento de ar. Pode-se observar que quando os ensaios passaram a ter períodos maiores que 4 horas com fornecimento de ar a concentração de sólidos no reator aeróbio estabilizou, mesmo quando o tempo de fornecimento de ar chegou a 8 horas. Isto mostra que apesar do tempo de aeração ser maior, a perturbação causada no reator aeróbio pelo período de 2 horas sem o fornecimento de ar, impede o aumento na concentração da biomassa no sistema, indicando um limite de crescimento celular nas condições fornecidas no ensaio.

A concentração de sólidos no efluente tratado permaneceu estabilizado durante todo o experimento, apesar das concentrações de sólidos no afluente ter sofrido algumas variações.

5.4 COMPARAÇÃO DO TRATAMENTO ATUAL DA INDÚSTRIA COM OS RESULTADOS DA UNIDADE PILOTO

Considerando que a estabilidade do sistema foi validada no experimento 2, no qual cada condição foi mantida pelo mesmo período de tempo testado no experimento 1, supõe-se que o experimento 1 também tenha atingido o estado estacionário. Partindo-se desta hipótese é possível identificar, dentre as condições testadas, aquela capaz de promover melhor remoção de matéria orgânica e nutrientes em ambos os experimentos e comparar estes resultados com aqueles da ETE em funcionamento na empresa.

A Tabela 5.1 apresenta, portanto, um comparativo entre os melhores resultados obtidos no primeiro e no segundo experimento deste trabalho, em termos de eficiência de remoção, com os dados de eficiência do tratamento atual da indústria no segundo semestre de 2010.

Tabela 5.1 – Eficiências de remoção e concentrações constatadas nos resultados do tratamento da unidade piloto e na ETE atual da indústria e, concentrações máximas permitidas na legislação

Parâmetro	Experimento 1 (ensaio 5)		Experimento 2 (ensaio 5)		RAFA		Zona de Raízes		Concentração máxima permitida
	Eficiência (%)	Concentração efluente (mg L^{-1})	Eficiência (%)	Concentração efluente (mg L^{-1})	Eficiência (%)	Concentração efluente (mg L^{-1})	Eficiência (%)	Concentração efluente (mg L^{-1})	Concentração efluente (mg L^{-1})
DQO	78	125	36	230	61,75	259	72,3	71,2	120
$N\text{-}NH_4^+$	47	41	21	115,5	-5,9	65,9	20,8	41,8	20
P	88	1,5	8	11,7	-0,25	8,8	28,5	7,2	1

A partir dos resultados obtidos com o tratamento de lodos ativados de fluxo contínuo e aeração intermitente pode-se concluir que as eficiências alcançadas foram maiores do que as eficiências alcançadas atualmente na ETE da indústria, com exceção da DQO, no segundo experimento. Pode-se ainda melhorar o processo de tratamento após as observações e problemas encontrados ao operar este tipo de tratamento em escala piloto, sendo um processo promissor, quando o objetivo é a remoção biológica de nutrientes e matéria orgânica, além de promover a sustentabilidade quando se refere ao consumo de energia, comparado ao sistema de lodos ativados mais conhecidos.

Ao optar pela substituição do sistema de tratamento atual, o processo de lodos ativados com fluxo contínuo e aeração intermitente utilizando 8 horas de aeração e 2 horas sem aeração, e com o fluxo de retorno de lodo para dentro do reator aeróbio (condição 5 do experimento 1) foi a condição que apresentou os melhores resultados de eficiência. Porém, ainda não será suficiente para atingir as baixas concentrações exigidas na legislação para lançamento de efluentes, sendo necessária uma etapa de tratamento terciário ou a combinação com um tratamento físico-químico.

Como a indústria já apresenta um processo de tratamento por zona de raízes com boas eficiências de remoção, a combinação do tratamento sugerido com o processo por zona de raízes poderá atingir ou chegar muito próximo aos valores permitidos para lançamento de efluente.

Sugere-se, porém, que seja realizado um novo experimento, em escala piloto, utilizando a condição 5 do experimento 1 associada ao tratamento por zona de raízes, assegurando-se a estabilidade do sistema por longo período, mediante

monitoramento periódico dos parâmetros do processo, antes da modificação da ETE da empresa.

CONCLUSÃO

O sistema de lodos ativados utilizando fluxo contínuo e aeração intermitente foi operado de modo a avaliar seu efeito na remoção biológica de matéria orgânica e nutrientes. Embora tenha havido a remoção de nutrientes e matéria orgânica, as maiores eficiências de remoção para cada parâmetro ocorreram em diferentes condições, quando o desempenho do reator aeróbio foi avaliado.

No primeiro experimento, em que o fluxo de retorno de lodo era direcionado para o tanque aeróbio, as maiores eficiências de remoção dos parâmetros DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo foi na condição 4 (6 horas com aeração e 2 horas sem aeração) com 88%, condição 3 (4 horas com aeração e 2 horas sem aeração) com 64% e condição 5 (8 horas com aeração e 2 horas sem aeração) com 88%, respectivamente. A condição 5 foi considerada a melhor condição para remoção simultânea dos 3 parâmetros em questão neste experimento.

No segundo experimento, onde o fluxo de retorno de lodo foi direcionado para o tanque pulmão, que antecedia o reator aeróbio, o efeito da aeração intermitente sobre os parâmetros DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo, promoveu as melhores eficiências de remoção para a condição 4 com 46%, condição 6 (aeração constante) com 36% e condições 5 e 2 com 8%, respectivamente. Porém, ao analisar conjuntamente os resultados para a remoção dos nutrientes e de matéria orgânica, a condição 5 mostrou ser a melhor opção. Com o reciclo do lodo para o tanque pulmão, houve oxidação de amônia neste reator, causando o acúmulo de nitrito no sistema e, consequentemente, inibindo o crescimento dos microrganismos nitrificantes no reator aeróbio, reduzindo, com isso, a eficiência de remoção do nitrogênio amoniacal. Também foi observada a baixa incorporação de fosfato pelos OAPs no reator aeróbio. Isso indicou que a maior parte do fósforo está dissolvida no efluente e não foi incorporado na fase aeróbia, mostrando a baixa eficiência de remoção.

O sistema se mostrou estabilizado, pois, apesar das bruscas variações nas características do afluente, não foi observado altas variações no comportamento das características do efluente no decorrer dos experimentos.

A inclusão de um decantador primário na unidade piloto reduziu a concentração de matéria orgânica no afluente do tanque pulmão, aumentando assim, as relações N/DQO e P/DQO, causando a redução das eficiências de remoção destes nutrientes no tratamento.

A partir dos resultados obtidos com o tratamento de lodos ativados de fluxo contínuo e aeração intermitente em escala piloto, pode-se concluir que as eficiências de remoção alcançadas foram maiores do que as eficiências alcançadas atualmente na ETE da indústria (exceto para DQO quando o fluxo de retorno de lodo foi direcionado para o reator anaeróbio).

O processo de lodos ativados com fluxo contínuo e aeração intermitente utilizando 8 horas de aeração e 2 horas sem aeração e com o fluxo de retorno de lodo para dentro do reator aeróbio (ensaio 5 do experimento 1) foi a condição sugerida para substituir o sistema de tratamento atual. Como a indústria já apresenta um processo de tratamento terciário por zona de raízes com boas eficiências de remoção, a combinação do tratamento sugerido com o processo por zona de raízes poderá atingir ou chegar muito próximo às concentrações permitidas para lançamento de efluente.

Há, porém, a necessidade de se aprofundar os estudos, realizando experimento em escala piloto, nas condições sugeridas, associadas ao tratamento por zona de raízes, mantendo-se o estado estacionário por longos períodos, mediante monitoramento periódico do processo.

A intermitência na aeração mostrou ser um processo promissor quando o objetivo é a remoção de nutrientes e matéria orgânica.

PERSPECTIVAS

Este trabalho permitirá dar continuidade às pesquisas visando obter melhores eficiências na remoção de nutrientes e matéria orgânica. Como não foi encontrado dados para dimensionamento em literatura para o processo de lodos ativados com fluxo contínuo e aeração intermitente utilizando esgoto natural, recomenda-se estudos práticos com variações no TDH nos reatores anaeróbio e aeróbio e, também, razões de retorno de lodo acima de 1.

Como neste trabalho foi constatado o acúmulo do nitrito, devido a oxidação da amônia no reator anaeróbio recomenda-se a adição de uma etapa para ocorrer a desnitrificação, onde este nitrito será reduzido para nitrogênio molecular. Também é recomendado o aprofundamento das pesquisas quanto à oxidação da amônia em ambiente anaeróbio, onde a remoção do nitrogênio não chega a etapa de formação de nitrato.

Como foi verificada nesta pesquisa que a inclusão de um decantador primário reduz a eficiência de remoção de nutrientes devido ao alto consumo de matéria orgânica nesta etapa, então, para um próximo passo sugere retirar o decantador primário no processo.

Uma das análises de grande importância em processos de tratamento em que são avaliadas as condições de aeração visando à remoção de nutrientes e matéria orgânica é a utilização da respirometria. O uso desta metodologia permite analisar detalhadamente o consumo de oxigênio pelos microrganismos envolvidos nos processos de oxidação o que possibilita um diagnóstico do funcionamento do reator aeróbio com aeração intermitente. Obtendo um perfil respirométrico do reator é possível desenvolver uma ferramenta preliminar para a construção de um modelo matemático para o controle e otimização deste processo.

REFERÊNCIAS

_____. **NBR 12.209**: Projeto de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitário. 1992

ANJO, S. N. C. **Desempenho de reatores SBR para o tratamento de efluentes vínicos.** Universidade de Aveiro, Dissertação de Mestrado. Portugal, 2008.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. **Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle.** Escola de Engenharia da UFMG. Minas Gerais, 2005.

BARNES, D.; BLISS,P.J. **Biological control of nitrogen in wastewater treatment**. E. & F. N. Spon. Londres, 1983.

BARROS, A. M. de L. **Aplicação do modelo Moneris à bacia hidrográfica do rio Ipojuca, Pernambuco.** Dissertação. Universidade Federal de Pernambuco. 193 f. Recife, 2008.

BASSOI, L.J.; GUAZELLI, M. R. **Controle ambiental da água**. Curso de Gestão Ambiental. Editora Manole. São Paulo, 2004.

BAUMGARTEN, G.; SEYFRIED, C. F. **Experience and new develoments in biological pretreatment and physical pos-treatment of landfill leachate**. Water Science and Technology, v. 34. 1996.

BOAVIDA, M. J. L. **Problemas de qualidade da água: eutrofização e poluição.** Faculdade de Ciências da Universidade de Lisboa. Lisboa, 2001.

BRAGA, B,; HESPANHOL, I.; CONEJO, J.G.L.; BARROS, M.T.L.; VERAS JR., M.S.; PORTO, M.F.A.; NUCCI, N.L.R.; JULIANO, N.M.A.; EIGER, S**. Introdução à Engenharia Ambiental.** Person Education Brasil. São Paulo, 2002.

BURKE R. A.; DOLD P. L.; E MARAIS G. v. R. **Biological phosphorus removal in short sludge age activated sludge systems**. University Cape Town. Cidade do Cabo, África do Sul, 1986.

CAKICI, A.; BAYRAMOGLU, M. **An Approach to Controlling Sludge Age in the Activated Sludge Process. Water Research**. v. 29, n. 4, p. 1093-1097, 1995.

CALLADO, N. H; FORESTI, E. **Remoção biológica de fósforo em reator sequencial em batelada tratando esgoto sanitário sintético utilizando acetado de sódio como fonte exógena de carbono.** XXVIII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Cancun, México, 2002.

CHANG, J; LIANG, W; XIAO, E; WU, Z. **Effect of intermittent aeration on the treatment performance in a submerged membrane bioreactor.** Wuhan University Journal of Natural Sciences. Vol.15. No.5, 455-460, China, 2010

CHAO, I. R. S. **Remoção de fósforo de efluente de estações de tratamento biológico de esgotos utilizando lodo de estação de tratamento de água**. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2006.

CHENG, J.; LIU, B. **Nitrification/denitrification in intermittent aeration process for swine wastewater treatment.** Journal of Environmental Engineering, v. 127, n. 8, p 705 – 711, ago. 2001.

CHERNICHARO, C. A. L. **Pós-tratamento de efluentes anaeróbios**. PROSAB. Belo Horizonte, 2001.

CHERNICHARO, C. A. L.; CYBIS, L. F.; ANDRADE, C. O. N.; KATO, M. T.; FORESTI, E. **Reatores anaeróbios de manta de lodo**. In: Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. ABES. Rio de Janeiro, 1999.

CHERNICHARO, C. A. L.; HAANDEL, A. C.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. **Pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. 2004.

CHOUNG, Y. K.; KIM, H. S. **Nutrient removal and ORP monitoring in the intermittent aeration system with continuous inflow**. Environmental Technology, v. 21, n. 4, p 375 – 385, abr. 2000.

COLETTI, F. J., POVINELLI, J., DANIEL, L. A.. **Pós-tratamento por lodos ativados de efluentes provenientes de processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário: determinação de constantes cinéticas.** In: ANAIS DO 19º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. ABES, p. 660-671. Foz do Iguaçu, 1997.

DANESH, S.; OLESZKIEVICZ, J. A. **Use of a new anaerobic-aerobic sequencing batch reactor system to enhance biological phosphorus removal.** Water Science & Technology, v. 35. 1997.

EPA, United States Environmental Protection Agency. **Manual Nitrogen Control**. Cincinatti: EPA. 1993.

FABREGAS, M. T. V. **SBR tecnology for wastewater treatment: suitable operational conditions for a nutrient removal.** Universidade de Girona. Lequia, 2004.

FARIA, D. C.; ANDRADE T. S.; OLIVEIRA, A. A.; NAVAL, L P. **Eficiência na remoção de nutrientes empregando-se sistemas anaeróbios e facultativos**. Dissertação - Universidade Federal de Tocantins, 2007.

FERREIRA, C. S. S.; COSTA, M. L.; SANTIAGO, E. F.; DIAS, J. M. S.; BARBOSA, R. A. F. **Aplicação dos sistemas SBR para tratamento de águas residuais domésticas: características funcionais e operacionais.** Centro de Estudos em Recursos Naturais, Ambiente e Sociedade. Escola Superior Agrária de Coimbra. Portugal, 2007.

HALING-SORENSEN, B; JORGENSEN, S. E. **The removal of nitrogen compounds from wastewater.** Amsterdam, London, New York, Tokio: Elsevier. 1993.

HIGA, M. F. **Estudo de tratabilidade de efluentes de indústria de catalisadores químicos por lodos ativados por batelada**. Dissertação. Universidade de Campinas. Campinas, 2005.

HIPPEN, A.; ROSENWINKEL, K. H.; BAUMGARTEN, G.; SEYFRIED, C. F. **Aerobic deammonification: a new experience in the treatment of wastewater.** Water Science and Technology, v. 35. 1997.

HIPPEN, A.; HELMER, C.; KUNST, S.; ROSENWINKEL, K. H.; SEYFRIED, C. F. **Six year's practical experience with aerobic/anoxic deammonification in biofilm systems.** Water Science and Technology, v. 44. 2001.

HORAN, N. J. **Biological wastewater treatment systems. Theory and operation.**: Jhon Wiley & Sons. Chichester, 1990.

HUNIK, J. H.; MEIJER, H. J. G.; TRAMOER, J. **Kinetics of Nitrobacter agilis at extreme subtrate, product and salt concentrations.** Applied and Microbiology Biotechnology, v. 40. 1993.

ILIES, P.; MAVINIC,D.S. **The Effect of Decreased Ambient Temperature on the Biological Nitrification and Denitrification of a High Ammonia Landfill Leachate.** Water Research, Britain, v.35, n 8, p. 2065-2072. 2001.

IAWQ. Activated sludge model. International Association on Water Quality. IAWQ Scientific and Technical Reports, n.2, 1995.

IMHOFF, KARL E KLAUS. **Manual de tratamento de águas residuárias**. 21.ed. Editora Edgard Blücher ltda. São Paulo, 1996.

JARDIM, W. F.; CANELA, M. C. **Fundamentos da oxidação química no tratamento de efluentes e remediação de solos**. Universidade de Campinas, 2004.

JEON, C. O.; PARK, J. M. **Enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor supplied with glucose as a sole carbon source.** *Water Research*, v. 34, n. 7, p. 2160-2170. 2000.

JUNG, S. J.; MIYANAGA, K.; TANJI, Y.; UNNO, H. **Effect of intermittent aeration on the decrease of biological sludge amount**. Biochemical Engineering Journal. Elsevier. Vol. 27. pg 246-251. Japan, 2005.

KELLNER, E.; PIRES, E. C. **Lagoas de estabilização**: projeto e operação. ABES. Rio de Janeiro, 1998.

KETCHUM, L. H. **Design and physical features of SBR reactors**. In: First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology. Munich, Germany. 1996.

HENZE, M. **Characterization of wastewater for modeling of actived sludge processes.** Water Science and Technology. 1992.

LEE, D.; KIM, M.; CHUNG, J. **Relationship between solid retention time and phosphorous removal in anaerobic-intermittent aeration process.** Hanyang University. Journal of Bioscience and Bioengineering. USA, 2007.

LIMA, A. B. B. V. Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio em sistema seqüencial constituído de ozonização em processo biológico aeróbio. Dissertação de Mestrado. São Carlos, 2006.

LU, X.; ZHANG, B.; LIU, L.; LI, S.; FENG, Z. **Study on removal of nitrogen and phosphorus by the integrated intermittent-aeration membrane biological reactor.** Environmental Science and Engineering. China, 2008.

LUO, A.; ZHU, J.; NDEGWA, P. M. **Removal of carbon, nitrogen, ans phosphorus in pig manure by continuous and intermittent aeration at low redox potentials**. Biosystms Engineering, v 82, n. 2, p 209 – 215. 2002.

MAHVI, A. H.; MESDAGHINIA, A. R.; KARAKANI, F. **Nitrogen removal from wastewater in a continuous flow sequencing batch reactor.** Tehran University of Medical Sciences. Pakistan Journal of Biological Sciences. Iran, 2004a.

MAHVI, A. H.; MESDAGHINIA, A. R.; KARAKANI, F. **Feasibility of continuous flow sequencing batch reactor in domestic wastewater treatment.** Tehran University of Medical Sciences. American Journal of Applied Sciences. Iran, 2004b.

MARINGONDA, A. **Remoção de nitrogênio de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos empregando sistema de lodos ativados, composto por reator anoxico e aeróbio em série**. Universidade Estadual de Londrina. 2008.

MATOS, J. C. Tratamento de esgoto sanitário. Disponível em: <http://pt.scribd.com/doc/37627522/Livro-Tratamento-de-Esgotos-1>. Manaus, 2010.

MEDEIROS, D. R. **Eficiência, sedimentabilidade e composição da microfauna de sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo e em batelada, removendo nitrogênio.** Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental da Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2005.

MENDONÇA, L. C. **Microbiologia e cinética d sistema de lodos ativados como pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido**. Universidade de São Paulo, p. 5. São Carlos, 2002.

METCALF & EDDY. ***Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse***. 3. Ed. McGraw-Hill, p 1334. Nova York, 1991.

METCALF & EDDY. INC. **Wastewater Engineering – treatment and reuse**. 4. ed. McGraw-Hill Book. Nova York, 2003.

MEYSTRE, J.A. **Partida de um reator UASB, em escala piloto, para tratamento de efluente doméstico: estudo de caso para a região da Serra da Mantiqueira.** Universidade Federal de Itajubá. Dissertação. Minas Gerais, 2007.

MOTA, S. **Introdução à engenharia ambiental**. Editora ABES. Rio de Janeiro, 1997.

MOTA, F. S. B.; VON SPERLING, M. Nutrientes de esgoto sanitários: utilização e remoção. ABES. PROSAB. Fortaleza, 2009.

MULDER, J. W.; VAN KEMPEN, R. **N-removal by SHARON**. Water Quality International, v. 2. 1997.

NETTO, A. P. O. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** Monografia (Especialização em Engenharia Civil). Universidade de São Paulo. São Paulo. 2007.

NOCKO, L. M. **Remoção de carbono e nitrogênio em reator de leito móvel submetido à aeração intermitente.** Dissertação de Mestrado. São Carlos – USP, 2008.

ONU. Declaração da ONU Água para o dia mundial da água. Brasil, 2010. Disponível em <WWW.onu.org.br>. Acesso em 15 de Abril de 2011.

PES, C. D. S. **Uso de reator seqüencial em batelada (RSB) para tratamento de efluentes da suinocultura.** UNISC. Santa Cruz do Sul, 2009.

PICKBRENNER, K. **Uso de reator seqüencial em batelada (RSB) para pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio.** Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2002.

PIEDRAS, S. R. N.; OLIVEIRA, J. L. R.; MORAES, P. R. R.; BAGER, A. Toxicidade aguda da amônia não ionizada e do nitrito em alevinos de Cichlasoma facetum. Ciências agrotecnológicas. Lavras. Rio Grande do Sul, 2006.

PYNAERT, K.; SMETS, B. F.; WYLFELS, S.; BEHEYDT, D.; SICILIANO, S. D.; VERSTRAETE, W. Characterization of na autotrophix nitrogen removing biofilm fron a highly loaded lab-scale rotating biological contactor. Appl Environ Microbiol. Belgium, 2003.

PNSB / IBGE - Pesquisa Nacional de Saneamento Básico / Fundação Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, 2008.

PNUMA - PROGRAMA DAS NAÇÕES UNIDAS PARA O MEIO AMBIENTE. **Cuidando das águas**: soluções para melhorar a qualidade dos recursos hídricos. Kenya, 2010.

RABINOWITZ, B.; MARAIS, G. v. R. **Chemical and biological phosphohrus removal in the activated sludge process.** Research report. University of Cape Town, Rondebosch. África do Sul, 1971.

SANT'ANNA, G. L. Jr. **Tratamento biológico de efluentes: Fundamentos e aplicações.** Editora Interciência. Rio de Janeiro, 2010.

SANTOS, A. V. **Comportamento do reator seqüencial em batelada (RSB) sob estado estacionário dinâmico utilizando idade do lodo como parâmetro de controle operacional.** Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Tese de doutorado. Porto Alegre, 2005.

SCHMIDT, I; SLIEKERS, O; SCHMID, M.; BOCK, E. FUERST, J.; KUENEN, J.; JETTEN, M.; STROUS, M**. New concepts of microbial treatment process for the nitrogen removal in wastewater**. FEMS. Microbiology Reviews, n. 772, p. 1-12, 2003.

SCHMIDELL, W.; SOARES, H. M.; ETCHEBEHERE, C.; MENES, R. J.; BERTOLA, N. C.; CONTRERAS, E. M. **Tratamento biológico de águas residuárias**. Editora Tribo da ilha: Florianópolis, 2007.

SEDLAK, R. L. **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater**. 2. Edição. Lewis. Nova York, 1991.

SIEGRIST, H.; REITHAAR, S.; KOCH, G.; LAIS, P. **Nitrogen loss in a nitrifying rotating contactor treating ammonium-rich wastewater without organic carbon**. Water Science and Technology, v. 38. 1998.

SILVA, F. F.; FREITAS, P. S. L.; BERTONHA, A.; REZENDE, R.; GONÇALVES, A. C. A.; DALLACORT, R. **Flutuações das características químicas do efluente industrial de decularia de mandioca. Acta Scientiarum**. v. 25. Maringá,2003.

SLIEKERS, A. O.; DERWORT, N.; CAMPOS GOMES, J. L.; STROUS, M.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. S. **Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor.** Water Research, v. 36. 2002.

SOBRINHO, A. P. **Contribuição ao estudo de remoção biológica de fósforo em excesso, de esgoto sanitário, por modificação do processo de lodos ativados.** Tese. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Vol. 1 p 372. São Paulo, 1991.

SOBRINHO, A. P.; SAMUDIO, E. M. M. **Estudo sobre remoção biológica de fósforo de esgoto sanitário, através do processo de lodos ativados operado em batelada.** In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Porto Alegre, 2000.

SOUZA, J. T.; FORESTI, E. **Domestic sewage treatment in a Upflow anaerobic sludge blanket – sequencing batch reactor system.** Water Science and Technology. V. 33. 1996.

SOUZA, C. F. **Biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos: obtenção de dados e aplicação no desenvolvimento de um modelo dinâmico de simulação da produção de biogás.** 140 f. Tese. Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2001.

SOUZA, C. L. **Estudo quantitativo e qualitativo de escuma acumulada em reatores UASB tratando esgotos domésticos.** Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos. Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 2006.

SURAMPALLI, R. Y.; TYAGI, R. D.; SCHEIBLE, O. K.; HEIDMAN, J. A. **Nitrification, denitrification and phospgorus removal in sequential batch reactors**. Bioresource Technology, v.61. 1997.

TCHOBANOGLOUS e BURTON. **Wastewater Engineering Treatment, Disposal, and Reuse.** Metcalf & Eddy, Inc. Series: McGraw-Hill Series in Wastewater Resources and Environmental Engineering. 3rd Edition, McGraw-Hill, Inc., New York N. Y. USA. 1991.

TEIXEIRA, R.M. **Remoção de nitrogênio de efluente da indústria frigorífica através da aplicação dos processos de nitrificação e desnitrificação em biorreatores utilizados em um sistema de lagoas de tratamento**. Dissertação- Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2006.

United Nations World Water Assessment Programme (UN WWAP). Water and Industry. Acesso em 15 de Abril de 2011. http://www.unesco.org/water/wwap/facts_figures/ water_industry.shtml.

United States Environmental Protection Agency (US EPA). **Guidance Specifying Management Measures for Sources of Nonpoint Pollution in Coastal Waters**. US EPA, Office of Water. Washington, DC. 1993.

VAN HAANDEL, A.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: Um manual para regiões de clima quente.** Campina Grande, 1994.

VAN HAANDEL, A; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado – Teoria e aplicações para projetos e operações**. ABES. Universidade Federal da Paraíba. Campina Grande, 1999.

VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S. **Nitrification – Denitrification processes and Technologies in new contexts.** Environmental pollution, v. 102. 1998.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, v.1. 1996.

VON SPERLING, M. **Lagoas de estabilização**. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1996.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, v. 2. Belo Horizonte, 1996.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Vol. 1. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais. 3ª edição., p. 452. Belo Horizonte, 2005.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, v. 4. Belo Horizonte, 1997.

WENTZEL, M.C. **Phosphorous removal from sewage in activated sludge systems. Seminar of Association of Water Treatment Personnel**. Western Cape Group, 1990.

WETZEL, R. G. **Limmology**. WB saunders Company, 1975.

WILÉN, B.; BALMÉR, P. **The Effect of Disolved Oxigen Concentration on the Structure - Size and Size Distribution of Activated Sludge Flocs**. Water Research. v. 33, n. 2, p. 391-400, 1999.

APÊNDICES

APÊNDICE A – CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE PARA O PRIMEIRO EXPERIMENTO

Características do efluente na entrada do reator aeróbio (P1), dentro do reator aeróbio (P2) e na saída do decantador secundário (P4) da unidade piloto em diferentes condições de aeração para o primeiro experimento.

Ensaio		1	2	3	4	5	6
Condição de aeração (h)		(1-1)*	(2-2)*	(4-2)*	(6-2)*	(8-2)*	aeração constante
DQO	P 1 (mg DQO L^{-1})	415	930	535	1205	570	955
	P 4 (mg DQO L^{-1})	242	252	120	143	125	292
	Eficiência Remoção (%)	42	73	77	88	78	69
N - NH_4^+	P 1 (mg NH_4^+-N L^{-1})	76,5	118,5	69	87	78	116
	P 4 (mg NH_4^+-N L^{-1})	80	63	24,5	60,5	41	60
	Eficiência Remoção (%)	-5	47	64	30	47	48
P	P 1 (mg P L^{-1})	3	8,5	6,5	9,5	12,5	12
	P 4 (mg P L^{-1})	10	10,3	8,8	7,5	1,5	10
	Eficiência Remoção (%)	-233	-21	-35	21	88	17
PO_4^{-3}	P 1 (mg PO_4^{-3} L^{-1})	15	26	20	30	38	37
	P 4 (mg PO_4^{-3} L^{-1})	30,7	31,5	27	22,9	4,5	30,7
SST	P 2 -(mg SST L^{-1})	**	**	630	133	650	2300
	P 4 (mg SST L^{-1})	**	**	4250	2255	950	3550
f	kg DQO (kg SST dia)$^{-1}$	**	**	1,9	20,2	1,9	0,93

* (tempo com aeração – tempo sem aeração)
** problemas analíticos inviabilizaram as análises

APÊNDICE B – CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE NO SEGUNDO EXPERIMENTO

Características (valores médios) na entrada do reator anaeróbio (P1), do efluente na entrada do reator aeróbio (P2), na saída do decantador secundário (P3), do fluxo de retorno de lodo (P4), dentro do tanque anaeróbio (P5) e dentro do tanque aeróbio (P6) em diferentes condições de aeração para o segundo experimento. Entre parêntesis são apresentados os valores máximos e mínimos obtidos para cada parâmetro.

Ensaio		1	2	3	4	5	6
Condição de aeração (h)		(1-1)*	(2-2)*	(4-2)*	(6-2)*	(8-2)*	aeração constante
DQO	P 1 (mg L^{-1})	242 (169 - 315)	202,5 (80 - 325)	257,5 (190 - 325)	275 (190 - 360)	335 (290 - 380)	177,5 (40 - 315)
	P 2 (mg L^{-1})	154 (138 - 170)	149 (138 - 160)	179,5 (160 - 199)	268,5 (199 - 338)	294 (236 - 352)	130 (119 - 141)
	P 3 (mg L^{-1})	110,5 (83 - 138)	103,5 (86 - 121)	109,5 (98 - 121)	145,5 (118 - 173)	187,5 (121 - 254)	88,5 (82 - 95)
	Eficiência Remoção Reator Aeróbio (%)	28,2 (18,8 - 37,7)	29,2 (24,4 - 34)	43,4 (40,7 - 46,1)	48,7 (48,7 - 48,8)	22,1 (15,6 - 28,7)	35,1 (29,1 - 41,1)
	Eficiência Remoção Total (%)	40,9 (32,7 - 49,1)	48,4 (34 - 62,8)	53,1 (37,9 - 68,4)	55,1 (51,9 - 58,3)	33,1 (32,3 - 33,9)	47,7 (21,9 - 73,6)
N - NH_4^+	P 1 (mg L^{-1})	85 (80 - 90)	99,5 (80 - 119)	118 (117 - 119)	109 (99 - 119)	117,5 (99 - 136)	96 (88,5 - 103,5)
	P 2 (mg L^{-1})	75 (74,5 - 75,5)	82,8 (75,2 - 90,5)	90,5 (88,5 - 92,5)	96,7 (88,5 - 105)	116,5 (92,5 - 140,5)	73,7 (65,5 - 82)
	P 3 (mg L^{-1})	54 (43,5 - 64,5)	70,7 (62,5 - 79)	76,5 (73,5 - 79,5)	83,2 (69,5 - 97)	92,5 (69,5 - 115,5)	47,2 (37 - 57,5)
	Eficiência Remoção Reator Aeróbio (%)	15,1 (13,4 - 16,9)	11,2 (9,8 - 12,7)	15,5 (14 - 17)	16,2 (7,6 - 24,9)	8,9 (0 - 17,8)	36,7 (30 - 43,5)
	Eficiência Remoção Total (%)	25,1 (21,9 - 28,3)	29,6 (25,7 - 33,6)	35,1 (32 - 38,2)	19,1 (8,5 - 29,8)	8,3 (1,7 - 15)	51,9 (44,4 - 59,5)
N - NO_3^-	P 2 (mg L^{-1})	3,1 (1,3 - 6,2)	2,8 (1,1 - 6,2)	1,4 (1,1 - 1,9)	2,9 (1,2 - 5,5)	2,7 (1,1 - 5,5)	1,6 (1,5 - 1,7)
	P 3 (mg L^{-1})	8 (4,9 - 13,2)	2,4 (1 - 4,9)	5,4 (1,4 - 11,7)	7,6 (1,7 - 11,7)	5,2 (1 - 9,4)	15,4 (13,1 - 19,9)
	P 5 (mg L^{-1})	0,6 (0,5 - 0,7)	0,6 (0,5 - 0,8)	1,5 (0,8 - 1,9)	3,8 (1,3 - 8,3)	3,7 (1,3 - 8,3)	1,25 (0,5 - 2)
N - NO_2^-	P 2 (mg L^{-1})	8,6 (7,8 - 9,3)	8,8 (7,4 - 9,6)	10,8 (9,6 - 12,2)	14,2 (12,2 - 17,6)	14,6 (12,9 - 16,2)	39,5 (8 - 11,9)
	P 3 (mg L^{-1})	5,3 (5,2 - 5,5)	6,2 (5,5 - 6,9)	7,6 (6,9 - 8,4)	8,3 (7,4 - 10,3)	14,1 (10,3 - 16,4)	6,5 (5,3 - 8,3)
PO_4^{-3}	P 1 (mg L^{-1})	28, 2(7,3 - 39)	41 (37,5 - 47)	38,6 (37,5 - 40)	30,5 (5,5 - 46)	30,5 (21,5 - 46)	32 (14 - 43)
	P 2 (mg L^{-1})	32,8 (27,4 - 38,3)	34,5 (27,4 - 40)	38,5 (37,4 - 40)	40,3 (37,4 - 43,7)	41,1 (39 - 43,7)	34,7 (28,2 - 38,3)
	P 3 (mg L^{-1})	33,5 (24,3 - 38,1)	32,6 (24,3 - 38)	36 (33,7 - 38)	38 (36,4 - 40,2)	38,9 (35,9 - 40,7)	34,8 (28,4 - 38,1)
P	P 1 (mg L^{-1})	7,6 (2,4 - 12,9)	13,7 (12 - 15,5)	12,5 (12,0 - 13,0)	8,4 (1,8 - 15)	11 (7,0 - 15,0)	9,2 (4,5 - 14)
	P 2 (mg L^{-1})	10,7 (8,9 - 12,5)	11 (8,9 - 13,1)	12,6 (12,2 - 13,1)	13,2 (12,2 - 14,3)	13,6 (12,9 - 14,3)	10,9 (9,3 - 12,5)
	P 3 (mg L^{-1})	10,1 (7,9 - 12,4)	10,1 (7,9 - 12,4)	11,7 (11 - 12,4)	12,5 (11,9 - 13,1)	12,5 (11,7 - 13,3)	10,9 (9,5 - 12,4)
	Eficiência Remoção Reator Aeróbio (%)	6 (0,8 - 11,2)	3,5 (1,7 - 5,3)	5,6 (0 - 11,3)	8,4 (8,4 - 8,5)	4,6 (0 - 9,3)	(-0,6) [(-2,1) - (0,8)]
	Eficiência Remoção Total (%)	(-190) [(-416,6) - (36,8)]	11,1 [(-3) - (25,2)]	9 (6,1 - 12)	(-279,7)[(-561,1) - (12,7)]	(-66,6)[(- 67,1) - (-66,2)]	(-49,8) [(-111,1) - (11,4)]
SST	P 1 (mg L^{-1})	81,7 (20 - 115)	31,7 (20 - 40)	125 (35 - 300)	263,3 (165 - 325)	323,3 (315 - 330)	101,7 (80 - 115)
	P 2 (mg L^{-1})	57,7 (40 - 70)	36,7 (33 - 40)	386,3 (37 - 1075)	2435 (1070 - 5160)	1101,7 (1070 - 1160)	1219,3 (63 - 3110)
	P 3 (mg L^{-1})	25,7 (17 - 30)	32,3 (10 - 57)	50 (43 - 57)	36 (25 - 43)	43,3 (40 - 50)	54,3 (20 - 113)
	P 4 (mg L^{-1})	416,7 (235 - 770)	783,3 (770 - 795)	770 (730 - 795)	1560 (730 - 3220)	750 (730 - 770)	426,7 (245 - 690)
	P 5 (mg L^{-1})	600 (565 - 660)	643,3 (620 - 660)	673,3 (610 - 790)	840,7 (785 - 947)	786,7 (780 - 795)	558,3 (535 - 575)
	P 6 (mg L^{-1})	985 (865 - 1060)	855 (845 - 865)	781,7 (670 - 845)	533,3 (265 - 670)	655 (635 - 665)	1181,7 (975 - 1540)
Alcalinidade	P 1 (mg L^{-1})	350	350	360	350	330	340
	P 2 (mg L^{-1})	300	320	340	350	320	300
	P 3 (mg L^{-1})	300	320	340	320	340	320
	P 5 (mg L^{-1})	310	330	330	330	320	310
	P 6 (mg L^{-1})	320	330	330	310	300	320
pH	P 1 (mg L^{-1})	7,22	7,29	7,13	7,15	7,24	7,18
	P 2 (mg L^{-1})	7,25	7,28	7,28	7,25	7,28	7,21
	P 3 (mg L^{-1})	7,24	7,31	7,33	7,35	7,21	7,26
	P 5 (mg L^{-1})	7,19	7,22	7,08	7,12	7,12	7,18
f	Reator Anaeróbio (kg DQO (kg SST dia)$^{-1}$)	0,51 (0,34 - 0,72)	0,4 (0,16 - 0,69)	0,56 (0,32 - 0,69)	0,43 (0,32 - 0,5)	0,79 (0,48 - 0,63)	0,35 (0,1 - 0,72)
	Reator Aeróbio (kg DQO (kg SST dia)$^{-1}$)	0,34 (0,3 - 0,36)	0,38 (0,36 - 0,42)	0,52 (0,42 - 0,66)	1,42 (0,66 - 2,8)	1,01 (0,79 - 1,18)	0,25 (0,19 - 0,3)

* (tempo com aeração – tempo sem aeração)