

**Camila de Aguiar Lima**

**REATOR UASB SEGUIDO DE FILTRO ANAERÓBIO  
PARA O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE  
ABATEDOURO AVÍCOLA PRÉ ACIDIFICADAS**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Ciência Animal.

Área de concentração: Epidemiologia.

Orientador: Prof. Israel José da Silva

Coorientador: Prof. Luciano dos Santos Rodrigues

Belo Horizonte / MG

Escola de Veterinária da UFMG

2014

Lima, Camila de Aguiar, 1984-

L732r      Reator UASB seguido de filtro anaeróbio para o tratamento de águas residuárias de abatedouro avícola pré acidificadas / Camila de Aguiar Lima. – 2014.  
112 p. : il.

Orientador: Israel José da Silva

Coorientador: Luciano dos Santos Rodrigues


Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Veterinária.

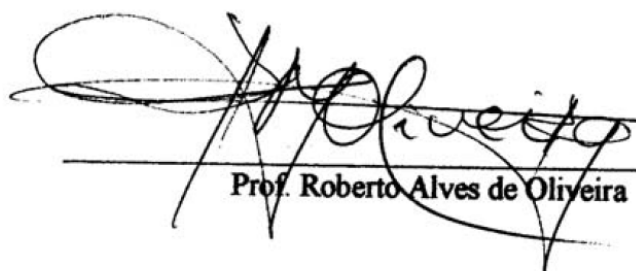
Inclui bibliografia


1. Águas residuais – Tratamento biológico – Teses. 2. Águas residuais – Purificação – Teses. 3. Frango de corte – Abate – Teses. I. Silva, Israel José da. II. Rodrigues, Luciano dos Santos. III. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Veterinária. IV. Título.

CDD – 628.162

Dissertação defendida e aprovada em 16/12/2014 pela Comissão Examinadora composta pelos seguintes membros:

  
Prof. Israel José da Silva  
(Orientador)

  
Prof. Roberto Alves de Oliveira

  
Prof. Ivanildo Evódio Marriel



Dedico este trabalho à Deus, criador de todo o Universo,  
Ao meu pai, Luiz Mário, a mente mais brilhante que já conheci;  
    À minha mãe, Helen, exemplo de força e coragem;  
Aos meus irmãos que tanto amo, Junior, Zé, Kurt, Luizinho e Eline;  
    Ao João Paulo, quase uma parte de mim;  
    À minha Dindinha e à minha prima Luíza;  
Aos meus avós, padrinho, tios, primos, sobrinhos e cunhados;  
    À todos os meus amigos.



## AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, Senhor de todas as coisas, pelo seu infinito amor. Sem Ele eu não conseguiria ter realizado este trabalho.

Ao Professor Israel José da Silva, pela orientação e ao professor Luciano dos Santos Rodrigues, pela coorientação. Agradeço imensamente pela generosidade, incentivo e por todos os conhecimentos transmitidos. Foi uma honra trabalhar com esses grandes mestres.

À Banca examinadora, formada pelos professores Ivanildo Evódio Marriel e Roberto Alves de Oliveira, pela presença e sugestões ao trabalho.

À Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG), pela oportunidade de realização desse trabalho; ao Laboratório de Saneamento do Departamento de Medicina Veterinária Preventiva da Escola de Veterinária da UFMG, por possibilitar a realização das análises do experimento.

À Embrapa Milho e Sorgo, pelo treinamento ministrado; ao Laboratório de Microbiologia do Solo e ao Núcleo de Biologia Aplicada (NBA), pelo auxílio com as análises de biologia molecular. Agradeço também aos funcionários Bianca Mattos e Ubiraci Lana.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) e à Fundação de Amparo à Pesquisa do estado de Minas Gerais (FAPEMIG) pela bolsa de estudos concedida e o apoio financeiro.

Ao Múcio, proprietário do abatedouro Frango da Hora, que gentilmente abriu as portas para a realização deste estudo; sou grata também a todos os funcionários, pela atenção e disponibilidade em ajudar.

Agradeço aos alunos de iniciação científica da UFMG, CEFET e COLTEC, que me auxiliaram e contribuíram para a conclusão desta pesquisa. Agradeço em especial à Renata De Paoli, Joyce Dutra, Matheus Campos, Vítor, Raíssa, Daniel e Zé Antônio.

Por fim, agradeço à toda a minha família, que sempre me incentivou e esteve ao meu lado, me ajudando, orientando e orando por mim.





*“O homem destrói a natureza na justificativa de sobreviver,  
a natureza luta para sobreviver para garantir a sobrevivência do homem.”*

J. Wesley



---

## SUMÁRIO

---

	<b>LISTA DE ABREVIATURAS.....</b>	<b>17</b>
	<b>RESUMO.....</b>	<b>18</b>
	<b>ABSTRACT.....</b>	<b>19</b>
<b>1.</b>	<b>INTRODUÇÃO.....</b>	<b>20</b>
<b>2.</b>	<b>OBJETIVOS.....</b>	<b>21</b>
2.1.	OBJETIVO GERAL.....	21
2.2.	OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	21
<b>3.</b>	<b>REVISÃO DE LITERATURA.....</b>	<b>21</b>
3.1.	IMPORTÂNCIA ECONÔMICA DA ATIVIDADE AVÍCOLA.....	21
3.2.	CARACTERÍSTICAS DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE ABATEDOUROS DE FRANGO E SEUS IMPACTOS AMBIENTAIS.....	23
3.3.	DIGESTÃO ANAERÓBIA.....	25
3.3.1.	Fundamentos da digestão anaeróbia.....	25
3.3.2.	Microbiologia da digestão anaeróbia.....	25
3.3.2.1.	Hidrólise.....	26
3.3.2.2.	Acidogênese.....	26
3.3.2.3.	Acetogênese.....	27
3.3.2.4.	Metanogênese.....	27
3.3.3.	Fatores que interferem na digestão anaeróbia.....	30
3.3.3.1.	Temperatura.....	30
3.3.3.2.	pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....	31
3.3.3.3.	Materiais tóxicos.....	33
3.3.3.4.	Mudanças na carga orgânica.....	34
3.4.	REATORES ANAERÓBIOS.....	34
3.5.	AVALIAÇÃO DAS COMUNIDADES MICROBIANAS.....	38
<b>4.</b>	<b>MATERIAL E MÉTODOS.....</b>	<b>40</b>
4.1.	CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	40
4.2.	DESCRIÇÃO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO.....	40
4.2.1.	Tratamento primário.....	40
4.2.2.	Tratamento secundário.....	42
4.3.	PARTIDA DO SISTEMA.....	42
4.4.	PROGRAMA DE MONITORAMENTO.....	43
4.4.1.	Alimentação.....	43
4.4.2.	Vazões e temperatura.....	43
4.4.3.	Amostragem.....	44
4.4.4.	Monitoramento.....	44
4.5.	ANÁLISE MOLECULAR DE COMUNIDADES MICROBIANAS.....	45
4.5.1.	Extração de DNA.....	45
4.5.2.	Reação em cadeia da polimerase (PCR).....	45
4.5.3.	Eletroforese em gel de gradiente desnaturante (DGGE).....	46
4.5.4.	Análise de diversidade microbiana.....	46

4.5.5.	Sequenciamento.....	46
4.6.	ANÁLISES ESTATÍSTICAS.....	46
<b>5.</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>47</b>
5.1.	CONDIÇÕES OPERACIONAIS.....	47
5.2.	PARÂMETROS DE AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA.....	48
5.2.1.	DBO.....	48
5.2.2.	DQO.....	53
5.2.3.	Sólidos.....	61
5.2.3.1.	Sólidos totais e sólidos totais voláteis.....	61
5.2.3.2.	Sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis.....	65
5.2.4.	Teores de macronutrientes.....	69
5.2.4.1.	Nitrogênio.....	69
5.2.5.	Fosfato.....	76
5.2.6.	Coliformes totais e <i>Escherichia coli</i> .....	78
5.2.7.	Óleos e graxas.....	81
5.3.	PARÂMETROS DE CONTROLE OPERACIONAL.....	83
5.3.1.	Temperatura climatológica.....	83
5.3.2.	pH.....	85
5.3.3.	Potencial de oxidação-redução (ORP) .....	86
5.3.4.	Alcalinidade (AT, AI, AP e relação AI/AP) .....	88
5.3.5.	Ácidos voláteis totais (AVT).....	95
5.4.	PERFIL DE SÓLIDOS NO REATOR UASB E FILTRO ANAERÓBIO.....	96
5.4.1.	Relação STV/ST.....	99
5.5.	PADRÕES DE LANÇAMENTO DE EFLUENTES.....	99
5.6.	BIOLOGIA MOLECULAR.....	100
5.6.1.	Análise de diversidade.....	100
5.6.2.	Sequenciamento.....	101
<b>6.</b>	<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>102</b>
<b>7.</b>	<b>RECOMENDAÇÕES.....</b>	<b>103</b>
<b>8.</b>	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>103</b>

---

#### LISTA DE TABELAS

---

Tabela 1 -	Características de efluentes de abatedouros.....	24
Tabela 2 -	Características de efluentes de abatedouros.....	24
Tabela 3 -	Árqueas metanogênicas encontradas em sistemas anaeróbios.....	28
Tabela 4 -	Vias metabólicas da metanogênese e árqueas associadas.....	28
Tabela 5 -	Faixas de temperaturas para a digestão anaeróbia.....	30
Tabela 6 -	pH ótimo para o crescimento das árqueas metanogênicas.....	31
Tabela 7 -	Efeitos de sulfetos em tratamentos anaeróbios.....	33
Tabela 8 -	Comparativo entre as condições previstas e aplicadas no reator UASB.....	47
Tabela 9 -	Estatísticas descritivas da DBO <sub>t</sub> , DBO <sub>f</sub> e DBO <sub>p</sub> do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.....	49
Tabela 10 -	Resumo das eficiências médias de remoção de DBO <sub>t</sub> , DBO <sub>f</sub> e DBO <sub>p</sub> durante	

	o período experimental.....	51
Tabela 11 -	Relação entre os valores da DBO <sub>f</sub> e DBO <sub>p</sub> com a DBOT, no afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.....	51
Tabela 12 -	Estatísticas descritivas da DQO <sub>t</sub> e DQO <sub>f</sub> do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.....	54
Tabela 13 -	Resumo das eficiências médias de remoção de DQO <sub>t</sub> , DQO <sub>f</sub> e DQO <sub>p</sub> durante o período experimental.....	56
Tabela 14 -	Relação entre os valores da DQO <sub>f</sub> e DQO <sub>p</sub> com a DQO <sub>t</sub> , no afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.....	57
Tabela 15 -	Estatísticas descritivas dos ST e STV do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.....	62
Tabela 16 -	Resumo das eficiências médias de remoção de ST e STV durante o período experimental.....	63
Tabela 17 -	Estatísticas descritivas dos SST e SSV do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	66
Tabela 18 -	Resumo das eficiências médias de remoção de SST e SSV durante o período experimental.....	67
Tabela 19 -	Médias de sólidos encontrados por Del Nery <i>et al.</i> (2007).....	69
Tabela 20 -	Estatísticas descritivas do NTK, nitrogênio amoniacal, nitrogênio orgânico, nitrito, nitrato e nitrogênio total do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	70
Tabela 21 -	Resumo das eficiências médias de remoção de nitrogênio durante o período experimental.....	75
Tabela 22 -	Estatísticas descritivas do fosfato do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	77
Tabela 23 -	Resumo das eficiências médias de remoção de fosfato durante o período experimental.....	77
Tabela 24 -	Estatísticas descritivas de coliformes totais e <i>Escherichia coli</i> do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	79
Tabela 25 -	Eficiências de remoção de coliformes totais ao longo do período experimental.....	80
Tabela 26 -	Eficiências de remoção de <i>E. coli</i> ao longo do período experimental.....	80
Tabela 27 -	Estatísticas descritivas de óleos e graxas do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	81
Tabela 28 -	Resumo das eficiências médias de remoção de óleos e graxas durante o período experimental.....	82
Tabela 29 -	Estatísticas descritivas das temperaturas mínimas, médias e máximas.....	83
Tabela 30 -	Estatísticas descritivas do pH afluente e do pH efluente do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	85
Tabela 31 -	Estatísticas descritivas do ORP afluente e do ORP efluente do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	87
Tabela 32 -	Estatísticas descritivas da alcalinidade do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	89
Tabela 33 -	Estatísticas descritivas dos ácidos voláteis totais do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.....	95
Tabela 34 -	Valores de concentração de ST, STV e STF do lodo do reator UASB e filtro anaeróbio (gL <sup>-1</sup> ).....	97
Tabela 35 -	Relações entre STV/ST.....	99
Tabela 36 -	Condições para lançamentos de efluentes x resultados encontrados.....	99

**LISTA DE FIGURAS**

Figura 1 -	Produção mundial de carne de frango (mil toneladas).....	21
Figura 2 -	Exportação mundial de carne de frango (mil toneladas).....	22
Figura 3 -	Exportação mundial de carne de frango (mil toneladas).....	22
Figura 4 -	Fluxograma geral do abate de aves.....	23
Figura 4 -	Digestão anaeróbia da matéria orgânica.....	29
Figura 6 -	Princípio da alcalinogênese.....	32
Figura 7 -	Vista geral da ETE.....	40
Figura 8 -	Peneira estática.....	41
Figura 9 -	Caixa de gordura e tanque de equalização e acidificação.....	41
Figura 10 -	Tratamento secundário (reator UASB e filtro anaeróbio).....	42
Figura 11 -	Reator UASB: (a) Caixa de distribuição de vazão, (b) Vista superior do reator aberto.....	43
Figura 12 -	Filtro anaeróbio: (a) Vista superior do filtro aberto, (b) Detalhes construtivos e distribuição do efluente.....	43
Figura 13 -	Fluxograma da ETE.....	44
Figura 14 -	Pontos de coleta.....	45
Figura 15 -	Variações diárias da vazão afluyente ao sistema de tratamento.....	48
Figura 16 -	Variações da DBOt observadas no sistema ao longo do período experimental.....	49
Figura 17 -	Variações da DBOf observadas no sistema ao longo do período experimental.....	50
Figura 18 -	Variações da DBOp observadas no sistema ao longo do período experimental.....	50
Figura 19 -	Eficiências de remoção de DBO ao longo do período experimental.....	51
Figura 20 -	Gráfico box-whiskers para DBOt ao longo do período experimental.....	52
Figura 21 -	Gráfico box-whiskers para DBOf ao longo do período experimental.....	52
Figura 22 -	Gráfico box-whiskers para DBOp ao longo do período experimental.....	53
Figura 23 -	Variações da DQOt observadas no sistema ao longo do período experimental.....	54
Figura 24 -	Variações da DQOf observadas no sistema ao longo do período experimental.....	55
Figura 25 -	Variações da DQOp observadas no sistema ao longo do período experimental.....	55
Figura 26 -	Eficiências de remoção de DQO ao longo do período experimental.....	56
Figura 27 -	Gráfico box-whiskers para DQOt ao longo do período experimental.....	58
Figura 28 -	Gráfico box-whiskers para DQOf ao longo do período experimental.....	58
Figura 29 -	Gráfico box-whiskers para DQOp ao longo do período experimental.....	59
Figura 30 -	Variações dos ST observadas no sistema ao longo do período experimental.....	62
Figura 31 -	Variações dos STV observadas no sistema ao longo do período experimental.....	63
Figura 32 -	Eficiências de remoção de ST e STV ao longo do período experimental.....	64
Figura 33 -	Gráfico de dispersão das relações entre DQOt, STV e DBOt.....	64
Figura 34 -	Gráfico box-whiskers para ST ao longo do período experimental.....	65
Figura 35 -	Gráfico box-whiskers para STV ao longo do período experimental.....	65

Figura 36 -	Variações da SST observadas no sistema ao longo do período experimental.	66
Figura 37 -	Variações da SSV observadas no sistema ao longo do período experimental	67
Figura 38 -	Eficiências de remoção de SST e SSV ao longo do período experimental....	68
Figura 39 -	Gráfico box-whiskers para SST ao longo do período experimental.....	68
Figura 40 -	Gráfico box-whiskers para SSV ao longo do período experimental.....	68
Figura 41 -	Variações do NTK observadas no sistema ao longo do período experimental.....	71
Figura 42 -	Variações do nitrogênio amoniacal observadas no sistema ao longo do período experimental.....	72
Figura 43 -	Variações do nitrogênio orgânico observadas no sistema ao longo do período experimental.....	72
Figura 44 -	Variações de nitrito observadas no sistema ao longo do período experimental.....	73
Figura 45 -	Variações de nitrato observadas no sistema ao longo do período experimental.....	73
Figura 46 -	Variações do nitrogênio total observadas no sistema ao longo do período experimental.....	74
Figura 47 -	Gráfico de dispersão das relações entre DQOt, amônia e DBOt.....	75
Figura 48 -	Eficiências de remoção de nitrogênio ao longo do período experimental.....	76
Figura 49 -	Variações do fosfato observadas no sistema ao longo do período experimental.....	77
Figura 50 -	Eficiências de remoção de fosfato ao longo do período experimental.....	78
Figura 51 -	Variações dos coliformes totais observadas no sistema ao longo do período experimental.....	79
Figura 52 -	Variações de <i>E. coli</i> observadas no sistema ao longo do período experimental.....	80
Figura 53 -	Variações de óleos e graxas observadas no sistema ao longo do período experimental.....	82
Figura 54 -	Eficiências de remoção de óleos e graxas ao longo do período experimental.	82
Figura 55 -	Temperaturas climatológicas máxima, média e mínima, observadas no sistema ao longo do período experimental.....	84
Figura 56 -	Gráfico box-whiskers das temperaturas do ar durante a fase experimental..	84
Figura 57 -	Variações de pH observadas no sistema ao longo do período experimental..	85
Figura 58 -	Gráfico box-whiskers para o pH ao longo do período experimental.....	86
Figura 59 -	Variações de ORP observadas no sistema ao longo do período experimental.....	87
Figura 60 -	Gráfico box-whiskers para o ORP ao longo do período experimental.....	88
Figura 61 -	Variações de AT observadas no sistema ao longo do período experimental.	90
Figura 62 -	Variações de AI observadas no sistema ao longo do período experimental..	90
Figura 63 -	Variações de AP observadas no sistema ao longo do período experimental..	91
Figura 64 -	Variações de AP observadas no sistema ao longo do período experimental..	91
Figura 65 -	Gráfico de dispersão dos valores de pH.....	92
Figura 66 -	Gráfico de dispersão das relações entre DQOt, AT e DBOt.....	92
Figura 67 -	Gráfico box-whiskers para AT ao longo do período experimental.....	93
Figura 68 -	Gráfico box-whiskers para AI ao longo do período experimental.....	93
Figura 69 -	Gráfico box-whiskers para AP ao longo do período experimental.....	94
Figura 70 -	Gráfico box-whiskers para a relação AI/AP ao longo do período experimental.....	94
Figura 71 -	Variações de AVT observadas no sistema ao longo do período	

	experimental.....	95
Figura 72 -	Gráfico box-whiskers para o AVT ao longo do período experimental.....	96
Figura 73 -	Concentrações de ST, STV e STF no reator UASB ao longo do período experimental.....	98
Figura 74 -	Concentrações de ST, STV e STF no filtro anaeróbio ao longo do período experimental.....	98
Figura 75 -	DGGE da região 16s rDNA.....	100
Figura 76 -	Dendrograma de similaridade do perfil do 16s rDNA PCR-DGGE de amostras coletadas em diferentes etapas do sistema.....	101
Figura 77 -	Gel de DGGE utilizado para sequenciamento.....	102



---

## LISTA DE ABREVIATURAS

---

AI	Alcalinidade intermediária
AP	Alcalinidade parcial
AT	Alcalinidade total
AVT	Ácidos voláteis totais
COV	Carga orgânica volumétrica
DBOt	Demanda bioquímica de oxigênio total
DBOf	Demanda bioquímica de oxigênio filtrada
DBOp	Demanda bioquímica de oxigênio particulada
DGGE	Eletroforese em gel de gradiente desnaturante
DQOt	Demanda química de oxigênio total
DQOf	Demanda química de oxigênio filtrada
DQOp	Demanda química de oxigênio particulada
FA	Filtro anaeróbio
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
NMP	Número mais provável
ORP	Potencial de oxidação-redução
PCR	Reação em cadeia da polimerase
SSF	Sólidos suspensos fixos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
ST	Sólidos totais
STF	Sólidos totais fixos
STV	Sólidos suspensos voláteis
TAE	Tanque de acidificação e equalização
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TP	Tratamento primário
UASB	<i>Upflow anaerobic sludge blanket</i> ou reator anaeróbio de manta de lodo

## RESUMO

A criação de frangos de corte vem se expandindo ao longo das últimas décadas, em contrapartida, a atividade tem gerado preocupações devido ao seu potencial poluidor. Este trabalho apresenta a avaliação de um sistema de tratamento de águas residuárias pré-acidificadas de abatedouro de frangos em escala real, com o objetivo de avaliar seu comportamento em função de parâmetros de projeto, operacionais e moleculares. A estação foi constituída por tratamento primário (peneira, caixa de gordura, tanque de equalização e acidificação), reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e filtro anaeróbio. O monitoramento avaliou durante 40 semanas, os parâmetros: pH, potencial redox (ORP), alcalinidade total (AT), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade parcial (AP), ácidos graxos voláteis (AVT), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), demanda bioquímica de oxigênio total (DBOt), demanda bioquímica de oxigênio filtrada (DBOf), demanda bioquímica de oxigênio particulada (DBOp), demanda química de oxigênio total (DQOt), demanda química de oxigênio filtrada (DQOf), demanda química de oxigênio particulada (DQOp), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrito, nitrato, nitrogênio orgânico, nitrogênio total, fosfato, coliformes totais e *Escherichia coli*. Semanalmente foram coletadas amostras de lodo do reator UASB e filtro para realização de análises de sólidos. Óleos e graxas foram avaliados mensalmente. A diversidade microbiana, foi avaliada por PCR, DGGE, construção de um dendrograma e sequenciamento genético. O reator operou com carga orgânica volumétrica (COV) média de 0,82 kg DQO m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup>, tempo de detenção hidráulica (TDH) de 53,28 horas e velocidade ascensional de 0,20 m h<sup>-1</sup>. Os resultados médios de remoção total de DQOt e de DBOt foram de 89,57% e 93,7%, respectivamente. As eficiências médias de remoção de ST, STV, SST e SSV, foram de, respectivamente, 56,01%, 75,16%, 83,70% e 84,25%. A eficiência média global do sistema para remoção de coliformes totais foi de 88,79% e de 91,63% para *Escherichia coli*. Apesar da amonificação, a estabilidade do processo anaeróbio não foi comprometida. O UASB operou com uma relação AI/AP média de 0,39. As análises de biologia molecular demonstraram que as comunidades bacterianas presentes são alteradas em função das diferentes etapas do processo. Concluiu-se que o reator UASB seguido do filtro anaeróbio é uma alternativa promissora para o tratamento de águas residuárias do abate de aves.

Palavras-chave: tratamento de efluentes, digestão anaeróbia, agroindústria.

## ABSTRACT

The creation of chickens has been expanding over the past decades, however, the activity has raised concerns due to their pollution potential. This paper presents the evaluation of a system for processing pre-acidified wastewater chicken slaughterhouse in full scale in order to evaluate their behavior in terms of design, operating and molecular parameters. The station consisted of primary treatment (sieve, grease trap, equalization and acidification tank), upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) and anaerobic filter. Monitoring evaluated for 40 weeks the parameters: pH, redox potential (ORP), total alkalinity (TA), intermediate alkalinity (AI), partial alkalinity (AP), volatile fatty acids (VFA), total suspended solids (TSS), volatile suspended solids (VSS), total solids (TS), total volatile solids (TVS), total biochemical oxygen demand (BOD<sub>t</sub>), filtered biochemical oxygen demand (BOD<sub>f</sub>), particulate biochemical oxygen demand (BOD<sub>p</sub>), total chemical oxygen demand (COD<sub>t</sub>), filtered chemical oxygen demand (COD<sub>f</sub>), particulate chemical oxygen demand (DQOP), total Kjeldahl nitrogen (TKN), nitrite, nitrate, organic nitrogen, total nitrogen, phosphate, total coliforms and *Escherichia coli*. Weekly sludge samples were collected from the UASB reactor and filter to perform solid analysis. Oil and grases were evaluated monthly. Microbial diversity was assessed by PCR, DGGE a dendrograma construction and gene sequencing. The reactor was volumetric organic load (VOC) average of 0.82 kg COD m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup>, hydraulic retention time (HRT) of 53.28 hours and ascending speed of 0.20 m h<sup>-1</sup>. The average results for complete removal of COD<sub>t</sub> and BOD<sub>t</sub> were 89.57% and 93.7%, respectively. The average efficiencies TS removal, TVS, TSS and VSS, were, respectively, 56.01%, 75.16%, 83.70% and 84.25%. The mean overall efficiency of the system for removal of coliforms was 88.79% and 91.63% for *Escherichia coli*. Although ammonification, the stability of the anaerobic process has not been compromised. The UASB operated with a ratio IA/PA average of 0.39. Molecular biology analyzes showed that the present bacterial communities are modified according to the different stages of the process. It was concluded that the UASB reactor followed by anaerobic filter is a promising alternative for the treatment of poultry slaughterhouse wastewater.

Keywords: wastewater treatment, anaerobic digestion, agrobusiness.

## 1. INTRODUÇÃO

Na era contemporânea, observações de natureza científica sobre as ações antrópicas da atividade agropecuária, demonstram que as mesmas são responsáveis por diversas modificações na área rural. Além de levar ao consumo dos recursos naturais sem critérios adequados e aumentar o risco de exposição à doenças, algumas dessas alterações são de caráter irreversível. Os danos podem atingir, além dos seres humanos, os ambientes naturais e físicos, constituindo-se em passivos ambientais que requerem atenções (Philippi Jr, 2005).

Nesse contexto, a criação de aves para a produção de carnes e ovos tem gerado preocupações devido ao seu grande potencial poluidor. O frango é a ave que mais se destaca no Brasil, uma vez que espécies como perus, patos, codornas, gansos, avestruzes e marrecos são criadas em menores escalas (Ceratto, 2012).

No segmento de produção de carnes no Brasil, a criação de frangos de corte vem se expandindo consideravelmente ao longo das últimas décadas, o que a tornou altamente dinâmica e tecnificada (Ceratto, 2012). Seguindo o aumento da produção de frangos, aumentou também o número de frigoríficos, que são estabelecimentos destinados ao abate e processamento destas aves.

Nesse tipo de empreendimento, devido à presença de sangue, gordura e proteínas, o efluente produzido apresenta alta carga orgânica e elevadas concentrações de sólidos, além de substratos essenciais ao crescimento de microrganismos patogênicos, sendo assim potencialmente poluente. Desta forma, torna-se necessário a busca de soluções tecnológicas para o tratamento adequado desses efluentes (Chavez *et al.*, 2005).

Atualmente, os processos de tratamento anaeróbio têm sido frequentemente indicados para o tratamento de águas residuárias com elevadas concentrações de material orgânico biodegradável, como as de abatedouros. Estes processos são interessantes devido às suas características peculiares, como por exemplo a baixa produção de lodo, baixo consumo de energia, baixo custo de implantação e operação, tolerância a elevadas cargas orgânicas e baixo tempo de detenção hidráulica (TDH). Além disso, há a possibilidade de aproveitamento energético a partir da produção de biogás decorrente da digestão anaeróbia.

É importante destacar que em virtude das altas concentrações de sólidos suspensos nestes efluentes, a fase de hidrólise da digestão anaeróbia pode ser prejudicada. Desta forma, diversos autores têm indicado o uso do processo anaeróbio em dois estágios, uma vez que a hidrólise parcial da matéria orgânica particulada ocorre no primeiro reator e a conversão dos compostos solúveis ocorre no segundo reator, atenuando o problema. (Duda & Oliveira, 2011).

Tendo em vista o impacto causado pelos efluentes da indústria avícola e visando estudar meios de evitar a poluição ambiental e a contaminação das águas, o presente trabalho tem como objetivo avaliar o desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) seguido de filtro anaeróbio em escala real no tratamento de águas residuárias de abate de frangos.

## 2. OBJETIVOS

### 2.1. OBJETIVO GERAL

- Avaliar comportamento de sistema em dois estágios em escala real no tratamento de águas residuárias de um abatedouro de frangos.

### 2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar o comportamento do sistema de tratamento em função dos parâmetros de projeto e operacionais.
- Determinar o coeficiente de remoção de matéria orgânica, nutrientes e coliformes, levando em consideração o regime hidráulico, bem como a formulação matemática pertinente.
- Avaliar a diversidade microbiana no sistema através da aplicação das metodologias de PCR, DGGE e sequenciamento.

## 3. REVISÃO DE LITERATURA

### 3.1. IMPORTÂNCIA ECONÔMICA DA ATIVIDADE AVÍCOLA

A avicultura vem atravessando um notável crescimento no Brasil. A conquista do mercado externo demonstra a comprovação da qualidade sanitária do frango brasileiro, por outro lado, a expressiva melhoria de renda da população nos últimos anos vem impulsionando o consumo interno do produto. Em termos de qualidade da produção, o abate sob inspeção Estadual e Federal também tem apresentado um grande crescimento no país (Cardoso, 2010).

Atualmente, dados publicados pela União Brasileira de Avicultura (UBABEF) apontam que o Brasil ocupa o terceiro lugar no ranking mundial de produção de carne de frangos (12.645.000 toneladasano<sup>-1</sup>), atrás apenas de Estados Unidos (16.476.000 toneladasano<sup>-1</sup>) e China (13.700.000 toneladas/ano), como ilustra a figura 1.

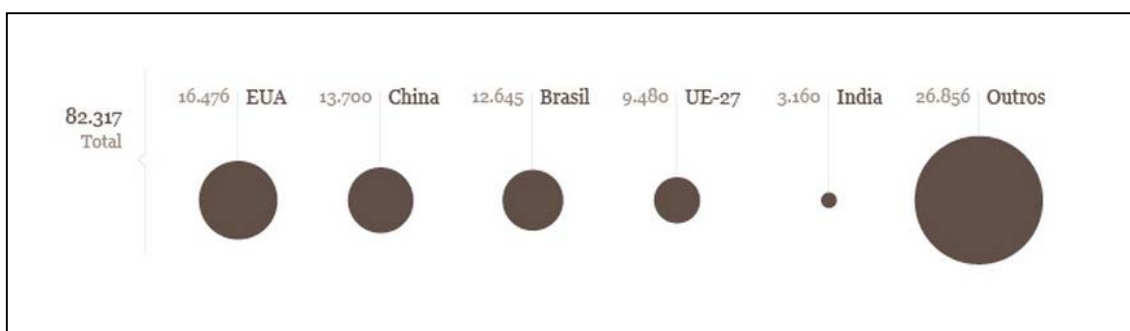


Figura 1. Produção mundial de carne de frango (mil toneladas).

Fonte: UBABEF, 2014.

Por sua vez, em relação às exportações, o primeiro lugar no ranking mundial pertence ao Brasil (3.918.000 toneladasano<sup>-1</sup>), sendo a região Sul a maior contribuinte na atividade (figura 2). Além disso, o segundo e terceiro maiores exportadores mundiais são os Estados Unidos (3.211.000

toneladas/ano) e a União Europeia (1.080.000 toneladas/ano), dados demonstrados na figura 3 (UBABEF, 2014).

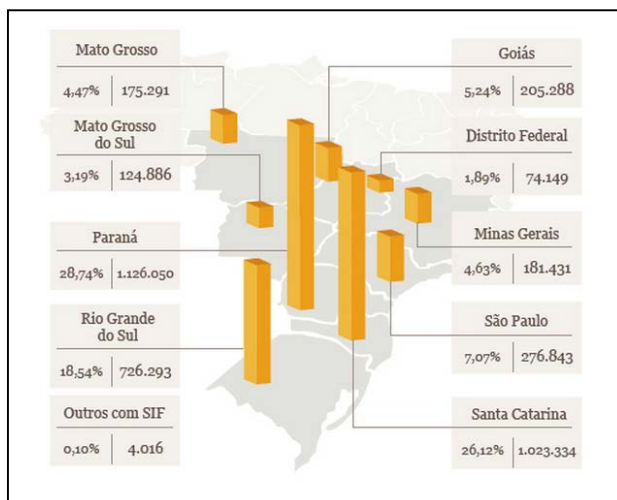


Figura 2. Exportação mundial de carne de frango (mil toneladas).  
Fonte: UBABEF, 2014.

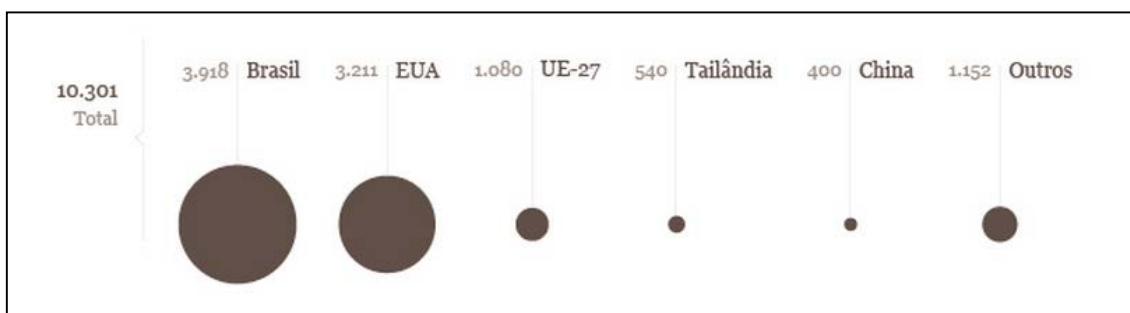


Figura 3. Exportação mundial de carne de frango (mil toneladas).  
Fonte: UBABEF, 2014.

Segundo o documento elaborado em 2013 pelo Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA) intitulado "Projeções do Agronegócio: Brasil 2012/13 a 2022/23", as projeções de carnes para o Brasil mostram que esse setor deve apresentar intenso crescimento nos próximos anos. A carne de frango é a que tem maior projeção de crescimento em sua produção no período de 2013 a 2023 e deve crescer 3,9% ao ano, superando as carnes bovina e suína, cujos crescimentos projetados para esse período são de 2,0% e 1,9% ao ano, respectivamente.

Assim sendo, além do aumento da produção esperado para os próximos 10 anos espera-se da mesma forma um aumento nas atividades de abate, o que dá consistência à necessidade do estudo de alternativas e tecnologias para o tratamento de efluentes provenientes de abatedouros avícolas.

### 3.2. CARACTERÍSTICAS DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE ABATEDOUROS DE FRANGO E SEUS IMPACTOS AMBIENTAIS

Na figura 4 é mostrado um fluxograma com as etapas do processamento do frango. O abate e a higienização dos equipamentos são as etapas de grande consumo de água e, conseqüentemente, de geração de efluentes (Pontes, 2009).

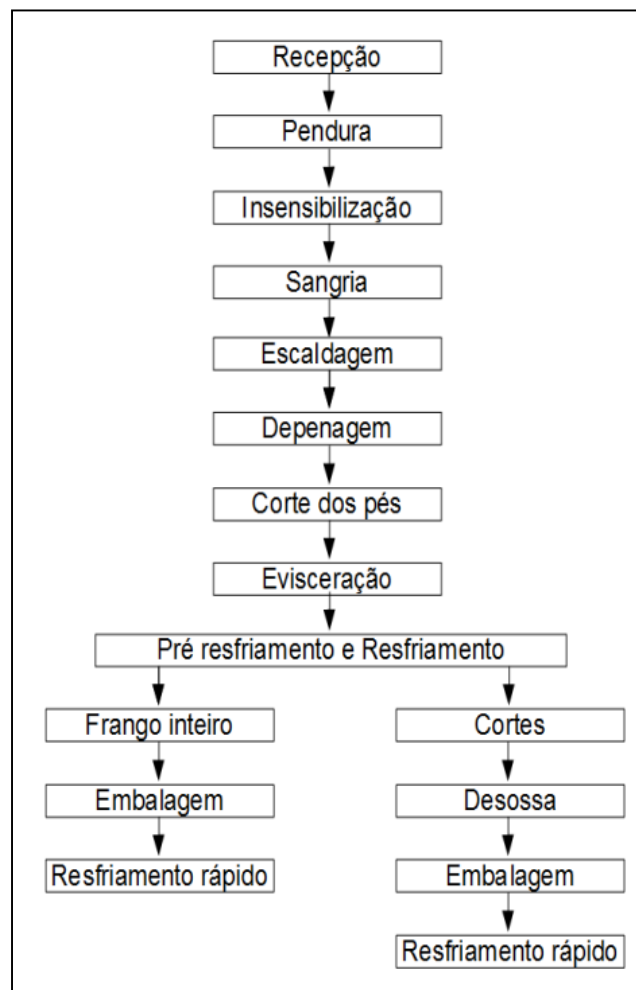


Figura 4. Fluxograma geral do abate de aves.

Fonte: Baptistotte, 2010.

Devido à presença de sangue, gorduras e proteínas, as águas residuárias provenientes de abatedouros de frangos apresentam altos valores de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e demanda química de oxigênio (DQO), parâmetros utilizados para quantificar a carga poluidora orgânica nos efluentes, além de sólidos, nutrientes, óleos e graxas (Rodrigues *et al.*, 2012).

Diversos autores têm caracterizado os efluentes de abatedouros avícolas. A tabela 1 demonstra a caracterização deste efluente segundo um estudo realizado por Del Nery *et al.* (2007).

Tabela 1. Características de efluentes de abatedouros.

Parâmetro	Mínimo	Máximo
DQO (mg L <sup>-1</sup> )	2360	4690
DBO (mg L <sup>-1</sup> )	1190	2624
Óleos e graxas (mg L <sup>-1</sup> )	249	702
pH	6,5	7,0
NTK (mgN L <sup>-1</sup> )	147	233
NH <sub>3</sub> (mgN L <sup>-1</sup> )	20	68
P (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> L <sup>-1</sup> )	33	128
ST (mg L <sup>-1</sup> )	2032	3139
STV (mg L <sup>-1</sup> )	1397	2379
SS (mg L <sup>-1</sup> )	640	1213
SSV (mg L <sup>-1</sup> )	600	1188

Fonte: Del Nery *et al.*, 2007.

Em 2008, Rajakumar & Meenambal também demonstraram algumas características do efluente de abatedouros de frangos, como se segue (tabela 2).

Tabela 2. Características de efluentes de abatedouros.

Parâmetro	Mínimo	Máximo
DQO (mg L <sup>-1</sup> )	3000	4800
DBO (mg L <sup>-1</sup> )	750	1890
Óleos e graxas (mg L <sup>-1</sup> )	800	1385
pH	7,0	7,6
NTK (mgN L <sup>-1</sup> )	109	325
NH <sub>3</sub> (mgN L <sup>-1</sup> )	16	165
P (mgPO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> L <sup>-1</sup> )	16	32
ST (mg L <sup>-1</sup> )	1400	3900
STV (mg L <sup>-1</sup> )	800	1800
SS (mg L <sup>-1</sup> )	300	950

Fonte: Rajakumar & Meenambal, 2008.

Com esses dados, pode-se observar que essas águas residuárias possuem concentrações de matéria orgânica muito superiores ao esgoto doméstico. No esgoto, a demanda bioquímica de oxigênio total (DBO) se encontra na faixa de 300 a 500 mg L<sup>-1</sup>, por sua vez, a DBO dos efluentes de abatedouros de frangos tem demonstrado ser superior. Assim sendo, o desenvolvimento de sistemas de tratamento para esses tipos de resíduos constitui-se um grande desafio tecnológico (Rodrigues, 2008; Del Nery *et al.*, 2007).

Como a implantação de um sistema de tratamento de efluentes gera um aumento do custo de produção, há a necessidade de se procurar alternativas que sejam eficientes na remoção dos poluentes e de baixo custo de implantação e manutenção, além de possibilitar o aproveitamento econômico de seus subprodutos (Rodrigues, 2008).



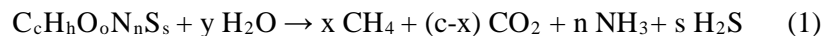
### 3.3. DIGESTÃO ANAERÓBIA

#### 3.3.1. Fundamentos da digestão anaeróbia

Alguns gêneros de bactérias são capazes de converter compostos orgânicos a formas inorgânicas através da oxidação biológica da matéria orgânica, que é um processo que pode ser aeróbio ou anaeróbio.

No processo de oxidação biológica aeróbia, bactérias aeróbias realizam respiração e utilizam o oxigênio molecular como receptor final de elétrons. Por sua vez, a oxidação biológica anaeróbia pode ocorrer através da fermentação ou respiração, sendo que há também bactérias facultativas, que se desenvolvem tanto na presença quanto na ausência de oxigênio molecular livre (Leite *et al.*, 2009).

A oxidação biológica realizada em ambientes anaeróbios resulta em alguns produtos, como o metano (CH<sub>4</sub>), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), gás sulfídrico (H<sub>2</sub>S) e traços de outros gases e ácidos orgânicos de baixo peso molecular. O balanço global deste processo, conhecido como digestão anaeróbia, pode ser representado pela Equação:



Onde:

$$x = 1/8 \cdot (4c + h - 20 - 3n - 2s)$$

$$y = 1/4 \cdot (4c - h - 20 + 3n + 3s)$$

Na equação se estima o rendimento teórico da produção de metano se a composição química do substrato for conhecida (Deublein & Steinhauser, 2008).

A digestão anaeróbia com formação de metano é apontada como responsável pela estabilização de 5% a 10% de toda a matéria orgânica disponível na Terra. Nesta contextualização, processos biológicos têm sido sugeridos para a degradação de matéria orgânica em unidades anaeróbias de tratamento de efluentes, as quais devem ser projetadas para a criação de condições favoráveis, onde a degradação ocorra de forma controlada otimizando os processos e minimizando os custos (Campos, 1994). Várias são as vantagens oferecidas pelos sistemas anaeróbios quando comparado aos tratamentos aeróbios, como o menor consumo de energia, menor produção de lodo, menor área para implantação e a possibilidade de utilização do metano produzido como biogás (Silva, 2009).

#### 3.3.2. Microbiologia da digestão anaeróbia

Para a realização da digestão anaeróbia, é necessário que haja a atuação de no mínimo três grupos fisiológicos de microrganismos: bactérias fermentativas (ou acidogênicas) bactérias sintróficas (ou acetogênicas) e microrganismos metanogênicos (Aquino & Chernicharo, 2005).

Por sua vez, a degradação ocorre em etapas sequenciais através da interação simultânea entre estes microrganismos, sendo que cada um tem uma função essencial, representando assim um sistema ecológico delicadamente balanceado (Metcalf & Eddy, 1991). Em relação às etapas, o processo é subdividido em duas fases principais, uma ácida (hidrólise, acidogênese, acetogênese) e outra metanogênica. As etapas serão detalhadas a seguir.

### 3.3.2.1. Hidrólise

Os principais componentes da matéria orgânica dos resíduos são os carboidratos, lipídios e proteínas. Na fase de hidrólise, o grupo de bactérias fermentativas (acidogênicas) convertem estes compostos orgânicos complexos (polímeros) em outros compostos mais simples (monômeros), que são os açúcares solúveis, ácidos graxos de cadeia longa e aminoácidos (Sattler, 2011).

Na hidrólise, ocorre a reação de um íon ( $M^+$  ou  $L^-$ ) com a água, formando uma substância associada. As ligações são quebradas, resultando assim na liberação de íons  $H^+$  ou  $OH^-$ , conforme demonstram as Equações a seguir (Silva, 2009):



Segundo Chernicharo (2007), de acordo com o tipo de degradação, alguns gêneros de bactérias com capacidade hidrolítica se destacam no processo de digestão anaeróbia:

- Degradação de lipídios a ácidos graxos: *Clostridium* e *Micrococcus* (gêneros produtores de lipases).
- Degradação de proteínas a aminoácidos: *Bacteroides*, *Butyvirio*, *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomonas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus* e *Bacillus* (gêneros produtores de proteases).
- Degradação de polissacarídeos a açúcares menores *Clostridium*, *Staphylococcus*, *Acetivibrio* e *Eubacterium* (gêneros produtores de amilases).

### 3.3.2.2. Acidogênese

Na fase de acidogênese, os monômeros oriundos da fase de hidrólise são absorvidos por bactérias acidogênicas, sendo metabolizados e excretados como compostos ainda mais simples. Fazem parte destes produtos os ácidos orgânicos de cadeia curta (ácidos graxos voláteis, como o propiônico e butírico), ácido láctico, álcoois (etanol), e compostos minerais, como o hidrogênio ( $H_2$ ), o dióxido de carbono e o gás sulfídrico ( $H_2S$ ) (Sattler, 2011; Silva, 2009).

No grupo de bactérias fermentativas que participam da acidogênese, podem ser citadas os gêneros *Clostridium* e *Bacteroides*. As primeiras constituem uma espécie anaeróbia que forma esporos, podendo dessa forma, sobreviver em ambientes totalmente adversos. As bactérias do gênero *Bacteroides* encontram-se comumente presentes nos tratos digestivos, participando da degradação de açúcares e aminoácidos. A maioria das bactérias acidogênicas são anaeróbias estritas, mas cerca de 1% consiste de bactérias facultativas que podem oxidar o substrato orgânico por via oxidativa. Isso é particularmente importante, uma vez que as bactérias anaeróbias estritas são protegidas contra a exposição ao oxigênio eventualmente presente no meio (Van Haandel & Lettinga, 1994; Chernicharo, 2007)

Os microrganismos fermentativos são os primeiros a atuar na degradação do substrato, por isso, são também os que mais se beneficiam energeticamente. As bactérias acidogênicas possuem elevadas taxas de crescimento, sendo que se o material a ser degradado não for facilmente hidrolisável, a etapa acidogênica poderá ser limitante do processo (Aquino & Chernicharo, 2005).

### 3.3.2.3. Acetogênese

Para a degradação de produtos como ácidos graxos com mais de dois átomos de carbono, álcoois com mais de um átomo de carbono e ácidos graxos aromáticos e de cadeia ramificada, é necessário outro grupo de bactérias fermentativas, as bactérias sintróficas (ou acetogênicas). Os microrganismos sintróficos acetogênicos convertem os compostos orgânicos produzidos na acidogênese em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono, os quais servem de substrato para as arqueas metanogênicas (Fernandes, 2004).

A fase acetogênica ocorre em duas etapas: a desidrogenação acetogênica e a hidrogenação acetogênica, detalhadas na sequência.

- Desidrogenação acetogênica: no processo atuam bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, como *Syntrophobacter wolinii* (degrada o propionato) e *Syntrophomonas wolfei* (degrada o butirato). Estas bactérias utilizam ácidos de cadeias maiores que o acético para produzir ácido acético, dióxido de carbono e hidrogênio (Fernandes, 2004).
- Hidrogenação acetogênica: no processo atuam as bactérias homoacetogênicas, que podem utilizar hidrogênio, dióxido de carbono e hexoses, como *Clostridium thermoautotrophicum* e *Acetogenium keveei*. Essa bactéria produz acidez acética a partir de hidrogênio e o dióxido de carbono e a partir do etanol (Fernandes, 2004).

### 3.3.2.4. Metanogênese

Na fase final, o acetato e o hidrogênio produzidos nas etapas anteriores são convertidos em metano e dióxido de carbono pelas arqueas metanogênicas. Atualmente, estes microrganismos são classificados dentro do domínio *Archaea*, um grupo verdadeiramente reconhecido como distinto das bactérias típicas (Rodrigues, 2008).

As arqueas metanogênicas são os principais representantes do filo Euryarchaeota, compreendendo quatro classes: Methanobacteria, Methanococci, Methanopyri e Methanomicrobia com suas respectivas ordens: Methanobacteriales, Methanococcales, Methanopyrales, Methanomicrobiales e Methanosarcinales, sendo as duas últimas pertencentes à classe Methanomicrobia. As arqueas estão distribuídas em ambientes anóxicos naturais, como sedimentos aquáticos profundos, pântanos, trato digestivo de ruminantes, animais endotérmicos e digestores anaeróbios de tratamento de resíduos. Na tabela 3, são apresentados alguns grupos de arqueas encontrados em sistemas de tratamento anaeróbio citados na literatura, bem como a morfologia típica de cada grupo (Abreu, 2007).

É importante que as populações de bactérias acetogênicas e de arqueas metanogênicas estejam em equilíbrio para que os ácidos intermediários sejam consumidos na mesma velocidade em que são formados. Quando estas populações encontram-se em desequilíbrio ou em condições ambientais desfavoráveis que levem à redução da atividade metanogênica, ocorre acumulação de ácidos no sistema e, conseqüentemente, queda do pH. Tal fato pode causar o que se denomina acidificação do conteúdo do reator, sendo uma causa comum de falha operacional em sistemas de tratamento anaeróbio (Van Handel & Lettinga, 1994).

Tabela 3. Árqueas metanogênicas encontradas em sistemas anaeróbios.

Ordem	Família	Gênero	Morfologia
<i>Methanosarcinales</i>	<i>Methanosaetaceae</i>	<i>Methanosaeta</i> <i>Methanosarcina</i>	Filamentos longos e finos Agregados de cocos irregulares
	<i>Methanosarcinaceae</i>	<i>Methanomethylovorans</i>	Dois ou quatro cocos irregulares, formando agregados
<i>Methanobacteriales</i>	<i>Methanobacteriaceae</i>	<i>Methanobacterium</i>	Filamentos curtos ou longos
		<i>Methanobrevibacter</i>	Filamentos curtos
		<i>Methanosphaera</i>	Cocos
<i>Methanomicrobiales</i>	<i>Methanomicrobiaceae</i>	<i>Methanomicrobium</i>	Filamentos curtos
		<i>Methanogenium</i>	Cocos irregulares
		<i>Methanoplanus</i>	Células formam placas finas
		<i>Methanoculleus</i>	Cocos irregulares
		<i>Methanospirillum</i>	Espirilos
	<i>Methanocorpusculaceae</i>	<i>Methanocorpusculum</i>	Cocos irregulares

Fonte: Abreu, 2007.

A metanogênese pode ser considerada uma forma de respiração anaeróbia, na qual o aceptor de elétrons pode ser o gás carbônico, o grupo metil de compostos C-1 ou o carbono do grupo metil do acetato (Chernicharo, 2007). Por sua vez, de acordo com o tipo de substrato para o crescimento e formação de metano, as árqueas metanogênicas podem ser classificadas em três grupos fisiológicos: metanogênicas metilotróficas (que utilizam compostos metilados como metilaminas, metanol e metanotiol), metanogênicas hidrogenotróficas (maioria das espécies, utilizam o gás carbônico e o hidrogênio ou alguns álcoois) e metanogênicas acetotróficas ou acetoclásticas (utilizam acetato) (tabela 4) (Abreu, 2007).

Tabela 4. Vias metabólicas da metanogênese e árqueas associadas.

Via metabólica	Ordem	Reação
Acetoclástica	<i>Methanosarcinales</i> ( <i>Methanosaeta</i> , <i>Methanosarcina</i> )	$\text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$
	<i>Methanosarcinales</i> ( <i>Methanosarcina</i> )	
Hidrogenotrófica	<i>Methanobacteriales</i>	$4\text{H}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$
	<i>Methanococcales</i>	$4\text{HCOOH} \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
	<i>Methanomicrobiales</i> <i>Methanopyrales</i>	
Metilotrófica	<i>Methanosarcinales</i> ( <i>Methanosarcina</i> )	$4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$ $4\text{CH}_3\text{NH}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 4\text{NH}_3$

Fonte: Abreu, 2007.

As árqueas metanogênicas acetotróficas são as grandes responsáveis pela produção de metano na digestão anaeróbia (cerca de 70%). Na ausência de hidrogênio no meio, esses microrganismos promovem a clivagem do ácido acético, no qual o grupo metil é reduzido a metano e o grupo carboxílico é oxidado a gás carbônico. Os microrganismos acetotróficos são representadas principalmente pelos gêneros *Methanosaeta* e *Methanosarcina*. No gênero *Methanosaeta*, as árqueas utilizam exclusivamente o acetato, por sua vez, no gênero *Methanosarcina* as árqueas possuem espécies capazes de utilizar o hidrogênio (Chernicharo, 2007; Yang e Guo, 1990).

Por sua vez, quando há disponibilidade de hidrogênio no meio, as árqueas metanogênicas hidrogenotróficas são responsáveis pela produção de metano a partir da redução do dióxido de

carbono, onde este atua como um aceptor dos átomos de hidrogênio. Observa-se que os microrganismos metanogênicos dependem do substrato fornecido pelos acetogênicos, que por sua vez, são dependentes dos acidogênicos e estes dos hidrolíticos, estabelecendo-se assim um mecanismo de interações entre esses grupos. Dessa forma, em um sistema de tratamento anaeróbio bem balanceado, todos os produtos gerados em uma etapa são convertidos para a etapa seguinte, sem a acumulação significativa de produtos intermediários. A eficiência global de conversão da matéria orgânica depende da eficiência de cada reação e do equilíbrio entre as diversas espécies de microrganismos presentes (Silva, 2009).

A figura 5 apresenta resumidamente as sequências metabólicas e os grupos microbianos envolvidos na decomposição anaeróbia da matéria orgânica.

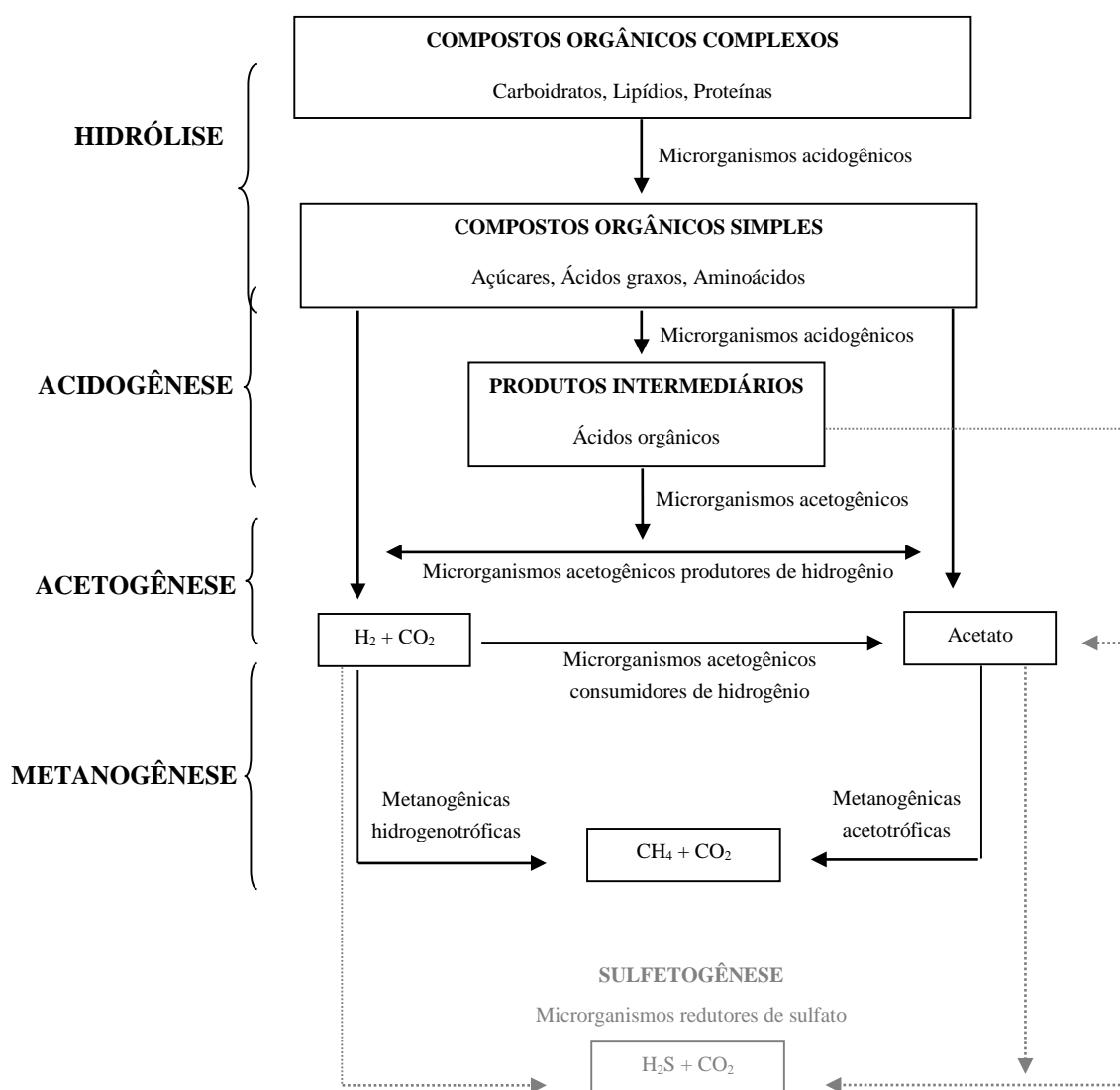


Figura 5. Digestão anaeróbia da matéria orgânica.

Fonte: Van Haandel e Lettinga, 1994; Khanal, 2008; Silva 2009.

A digestão anaeróbia pode ser seriamente afetada por diversos fatores que podem ser relativos às condições de operação do sistema ou às variações ambientais. Essas interferências são devidas à intensificação ou inibição de alguns parâmetros, como a velocidade de crescimento e decaimento microbiano e o consumo do substrato com a consequente formação de produtos das reações bioquímicas (Atkinson & Mavituna, 1987).

Por se tratar de um processo biológico, é essencial que os grupos de microrganismos encontrem condições ambientais adequadas ao seu desenvolvimento, para que assim possam realizar a conversão da matéria orgânica de forma eficiente (Rodrigues, 2008). Dessa forma, é de extrema importância que esses fatores críticos sejam devidamente monitorados.

### 3.3.3. Fatores que interferem na digestão anaeróbia

#### 3.3.3.1. Temperatura

A temperatura é um dos mais importantes fatores físicos que influenciam na biodigestão anaeróbia, uma vez que pode influenciar a termodinâmica da reação de forma direta (Mendonça, 2009). Este parâmetro determina, em parte, a velocidade de crescimento e, conseqüentemente, a densidade de microrganismos (Pereira *et al.*, 2009). Rajeshwari *et al.* (2000) observaram que o efeito da temperatura nas etapas de hidrólise e acidogênese não é significativo, em virtude da grande diversidade de microrganismos atuantes. Entretanto, as etapas de acetogênese e metanogênese são mais sensíveis, devido ao grupo de microrganismos especializados.

Apesar de a formação de metano poder ocorrer em condições extremas (0 a 97°C) (Chernicharo, 2007), três níveis de temperatura têm sido associados à digestão anaeróbia, sendo relatadas distintas faixas de valores para os diferentes autores (tabela 5).

Tabela 5. Faixas de temperaturas para a digestão anaeróbia.

Referência	Psicrófila (°C)	Mesófila (°C)	Termófila (°C)
Angelidaki & Sanders (2004)	< 20	25 a – 40	45 a 60
Rajeshwari <i>et al.</i> (2000)	0 a 20	20 a 42	42 a 75
Castro & Cortez, 1998	0 a 20	20 a 45	45 a 70
Metcalf & Eddy (1991)	-10 a 20	20 a 50	35 a 75

Fonte: Adaptado de Bohrz, 2010.

Em cada uma dessas faixas há temperaturas mínimas e máximas, que definem os limites da faixa de temperatura onde o crescimento é possível. Há também uma temperatura ótima, que é aquela que possibilita o mais rápido crescimento durante o menor tempo possível (Pereira *et al.*, 2009). De acordo com Montilha (2005) o processo ocorre de maneira satisfatória nas fases mesofílica e termofílica, sendo que abaixo de 10 °C, que a produção é reduzida e acima de 65 °C o processo de biodigestão é inibido.

Comparando a digestão mesófila à termófila, a operação na faixa termofílica produz maior quantidade de biogás, resultando em tempos de detenção hidráulica mais curtos, implicando em reatores menores, e, conseqüentemente, com menores custos. O aquecimento do reator anaeróbio para o aumento da eficiência do processo está comprovado, porém, os custos adicionais requeridos no reator termofílico devem ser considerados, o que faz com que a tendência seja optar por reatores mesofílicos, salvo casos onde os resíduos já apresentem temperaturas elevadas na sua geração (Rodrigues, 2008).

Na digestão anaeróbia, temperaturas baixas e/ou oscilações podem levar a um desbalanceamento entre as populações microbianas, com conseqüente falha no processo. Portanto, mais importante que operar na faixa ótima de temperatura é impedir a ocorrência de variações bruscas, uma vez que estas afetam a população microbiológica presente no reator (Bohrz, 2010). Em localidades que possuem baixas temperaturas ou grande variação térmica, tratamentos anaeróbios podem ser prejudicados, o que torna o processo mais viável em países de clima tropical e subtropical (Freitas, 2011).

### 3.3.3.2. pH, alcalinidade e ácidos voláteis

O pH (potencial hidrogeniônico), a alcalinidade e os ácidos voláteis são fatores de extrema importância para o processo de digestão anaeróbia, sendo altamente relacionados.

As diferentes populações microbianas presentes na digestão anaeróbia sobrevivem e se desenvolvem em faixas de pH distintas. As bactérias hidrolíticas possuem uma faixa de pH ótima em torno de 6,0, já para as acidogênicas a melhor faixa se encontra entre 5,5 e 6,0 (Beux, 2005). As arqueas metanogênicas possuem um crescimento ótimo na faixa de pH próximo à neutralidade, sendo que os valores encontrados na literatura são variados (tabela 6).

Tabela 6. pH ótimo para o crescimento das arqueas metanogênicas.

Referência Bibliográfica	Faixa de pH
Leitão <i>et al.</i> (2006)	6,5 – 7,5
Omer & Fadalla (2003)	6,8 – 7,5
Rajeshwari <i>et al.</i> (2000) e Beux (2005)	6,8 – 7,2
Ramalho (1983); Grady <i>et al.</i> (1999)	6,8 – 7,4
Van Haandel (1994)	6,3 – 7,8

Fonte: Adaptado de Bohrz, 2010.

De forma geral, baixos valores de pH estão associados a altas concentrações de ácidos voláteis, o que pode levar a falhas no processo de metanização. O pH pode interferir no processo anaeróbio pelo fato de afetar a atividade enzimática e a toxicidade de inúmeros compostos, como a amônia e o sulfeto (Pereira *et al.*, 2009; Chernicharo, 2007).

Por sua vez, a alcalinidade mensura a capacidade de neutralização de ácidos, impedindo as variações de pH quando há acréscimo da concentração de ácidos ou bases (Van Haandel e Lettinga, 1994). No monitoramento de reatores anaeróbios a verificação sistemática da alcalinidade torna-se mais importante do que a avaliação do pH. Isso se deve ao fato dos valores de pH variarem em escala logarítmica, significando que pequenos abaixamentos de pH implicam no consumo de elevada quantidade de alcalinidade, diminuindo a capacidade de tamponamento do meio (Chernicharo, 2007).

McCarty (1964) mostrou que, em meios anaeróbios, a alcalinidade total do sistema (AT) é compensada pela alcalinidade devida ao bicarbonato (ou alcalinidade parcial / AP) e pelo consumo de ácidos voláteis (ou alcalinidade intermediária / AI), representada pela Equação 4:

$$AT = AP + 0,85 \cdot 0,833 AI \quad (4)$$

A determinação da alcalinidade devida ao bicarbonato e da alcalinidade devida ao consumo de ácidos voláteis é comumente realizada a partir da metodologia proposta por Ripley *et al.* (1986), onde deve-se fazer uma titulação de 50 mL de amostra com  $H_2SO_4$  0,02N até o pH 5,75 (obtendo-se a alcalinidade parcial) e em um segundo estágio continua-se titulando até o pH 4,3 (obtendo-se a alcalinidade intermediária). Essa determinação em dois estágios tem um importante aspecto, que se refere ao significado da razão alcalinidade intermediária / alcalinidade parcial (AI/AP). De acordo com Ripley *et al.* (1986), valores de AI/AP superiores a 0,3 indicariam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia.

Para a maioria dos efluentes líquidos, quando os ácidos voláteis estão presentes em baixas concentrações os valores de AP e AI são semelhantes. Entretanto, quando a alcalinidade devida ao consumo dos ácidos voláteis ultrapassa a de bicarbonato, o sistema passa a ser instável, podendo sofrer quedas de pH a qualquer novo aumento na concentração destes ácidos (Bohrz, 2010).

Segundo Lima (2002), no processo de digestão anaeróbia ocorre uma terceira fase, a qual é denominada "fase alcalinogênica" (figura 6), com tendência de aumento do pH e a alcalinidade (devido ao bicarbonato) do meio. Assim, ocorre a produção de álcalis ou o aumento da concentração de substâncias alcalinas, afetando a presença de metais pesados, que são precipitados e levados à forma de hidróxidos, sendo, portanto, menos solúveis ou menos impactantes.

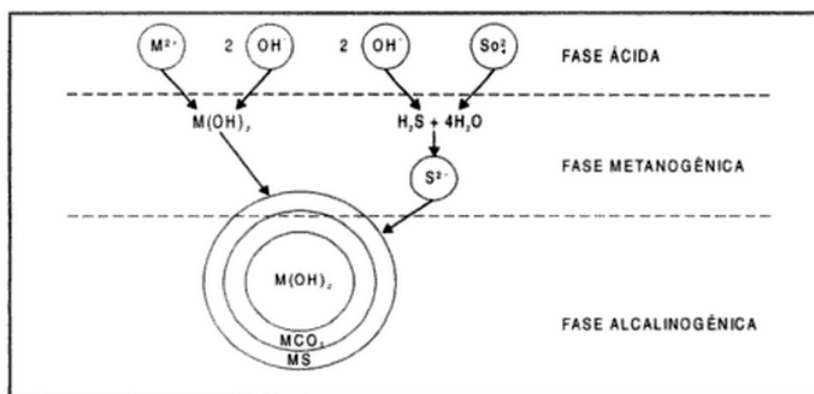


Figura 6. Princípio da alcalinogênese.  
Fonte: Lima, 2002.

Em relação aos ácidos voláteis, os mesmos são produzidos durante a digestão anaeróbia por microrganismos acidogênicos e consumidos pelas arqueas metanogênicas. Juntamente com a medida do volume de gases produzidos, os ácidos voláteis fornecem a indicação mais imediata do funcionamento do processo (Vieira e Souza, 1981). Quando os microrganismos metanogênicos estão em número suficiente e em condições ambientais favoráveis, os ácidos são utilizados tão rapidamente quanto formados, não se acumulando além da capacidade neutralizadora da alcalinidade naturalmente presente no meio. Desta forma, o pH permanece numa faixa favorável e o sistema anaeróbio é considerado em estado de equilíbrio. Caso contrário, quando há sobrecarga orgânica e hidráulica, sobrecarga tóxica, flutuações na temperatura ou outras condições operacionais adversas pode haver acumulação de ácidos no sistema. No caso, a alcalinidade é consumida rapidamente e os ácidos livres, não neutralizados, provocando assim a queda do pH e consequentes falhas operacionais (Chernicharo, 2007).



### 3.3.3.3. Materiais tóxicos

Alguns compostos químicos, quando presentes em concentrações que excedem um valor crítico, podem ser biologicamente tóxicos ao processo anaeróbio (Kroeker *et al.*, 1979). A toxicidade de um composto químico é relativa, uma vez que, dependendo da concentração, uma mesma substância pode ser estimulante ou tóxica (Souza, 1984a). Além disso, a sensibilidade dos processos anaeróbios às cargas tóxicas depende consideravelmente do tempo de retenção celular. Quanto maior for este parâmetro, maior é a capacidade do reator de assimilar cargas tóxicas (Foresti, *et al.* 1999). Diversas substâncias são consideradas tóxicas ao processo de digestão anaeróbia, como as relatadas a seguir.

- Amônia: a presença da amônia é resultante da digestão de águas residuárias ricas em compostos proteicos. Para Liu & Sung (2002), concentrações de amônia abaixo de 200 mg/L são benéficas para o processo anaeróbio, uma vez que o nitrogênio é um nutriente essencial para os microrganismos, entretanto, tanto o íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) quanto à amônia livre ( $\text{NH}_3$ ) podem tornar-se inibidores quando estão presentes em elevadas concentrações. Grady *et al.* (1998) observaram inibição do processo anaeróbio para concentrações de amônia livre maiores do que 100  $\text{mgL}^{-1}$ . Por sua vez, Chernicharo (2007) verificou que concentrações de amônia livre acima de 150  $\text{mgL}^{-1}$  são tóxicas aos microrganismos metanogênicos. Hansen *et al.* (1998) verificaram o mesmo fenômeno para concentrações superiores a 1100  $\text{mg L}^{-1}$ , já Hejnfelt & Angelidaki (2009) ressaltam que a inibição dos microrganismos metanogênicos ocorre na presença de amônia em níveis superiores a 7000  $\text{mgL}^{-1}$ .
- Sulfetos: estes nutrientes podem exercer diferentes efeitos na digestão anaeróbia, que variam de acordo com sua concentração. Quando presente em baixas concentrações, os sulfetos são fundamentais para a atividade metanogênica, podendo ser tolerado com nenhuma ou pouca aclimação da biomassa. Entretanto, em altas concentrações, o aumento dessas substâncias pode levar à inatividade dos microrganismos anaeróbios, que é rapidamente detectada pela redução na produção de gases e pelo aumento dos ácidos voláteis no processo (tabela 7).

Tabela 7. Efeitos de sulfetos em tratamentos anaeróbios.

Concentração de sulfetos ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Efeitos
Até 50	Nenhum
50 a 100	Tolerável com pouca ou nenhuma aclimação
Até 200	Tolerável com aclimação
Acima de 200	Produz efeitos tóxicos

Fonte: Adaptado de Bohrz, 2010.

- Nitratos: nos digestores, o aumento da concentração de nitratos pode resultar em conversões elevadas de nitrogênio molecular ( $\text{N}_2$ ) através do fenômeno de desnitrificação. A inibição da metanogênese é mínima sob concentrações de nitratos iguais a 10  $\text{mgL}^{-1}$  e completa quando a concentração é superior a 50  $\text{mgL}^{-1}$  (Souza, 1984a; Nuvolari *et al.*, 2003).
- Metais pesados: somente as frações solúveis dos metais pesados são tóxicas à digestão anaeróbia, desta forma, a precipitação destes metais na forma de sulfetos ou carbonatos é a maneira mais efetiva de evitar a inibição do processo (exceto para o cromo, que não

forma sulfetos suficientemente insolúveis). Em relação aos limites de toxicidade, o zinco possui limite de  $163 \text{ mgL}^{-1}$ , o cádmio de  $180 \text{ mgL}^{-1}$ , o cobre de  $170 \text{ mgL}^{-1}$  e o ferro de  $2.600 \text{ mg/L}$ . Acima destes parâmetros ocorre inibição total do processo (Souza, 1984b).

#### 3.3.3.4. Mudanças na carga orgânica

Dentre outros fatores, o controle do processo de digestão anaeróbia depende da carga orgânica presente. A mesma pode ser devida aos sólidos suspensos (SS) ou aos sólidos dissolvidos (SD). Uma contribuição adicional de SS pode levar ao decréscimo no tempo de retenção do lodo e desempenho do reator, por sua vez, uma sobrecarga devido aos SD pode acarretar no acúmulo de ácidos e conseqüente queda do pH, possibilitando uma inibição da atividade das arqueas metanogênicas (Leitão *et al.*, 2006).

### 3.4. REATORES ANAERÓBIOS

A digestão anaeróbia é um processo que ocorre em diversos ecossistemas naturais. Com o intuito de reproduzir os fenômenos da digestão anaeróbia para tratar efluentes, foram criados os reatores anaeróbios, que são sistemas compactos destinados a reduzir a matéria orgânica de águas residuárias.

Ao final da década de 1970, pesquisadores da Universidade Agrícola de Wageningen, Holanda, deram origem aos primeiros reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo, desenvolvidos a partir da observação do fenômeno de granulação da biomassa em ambientes anaeróbios. Estes reatores são conhecidos em todo o mundo pela sigla UASB (*upflow anaerobic sludge blanket*), sendo que no Brasil pode ter outras denominações, como RAFA (reator anaeróbio de fluxo ascendente) e DAFA (digestor anaeróbio de fluxo ascendente) (Vitoratto, 2004; Lettinga *et al.*, 1980).

A configuração de um UASB é baseada no regime hidráulico de fluxo ascendente, de forma que as águas residuárias entram pelo fundo do reator e o efluente deixa o reator por meio de um decantador interno localizado na parte superior do reator. A estabilização da matéria orgânica ocorre em todas as zonas de reação, sendo a mistura do sistema promovida pelo fluxo ascensional das águas residuárias e das bolhas de gás. Há também a incorporação de um dispositivo separador trifásico, que possibilita a separação do líquido dos gases e sólidos que possam ser arrastados juntamente com o esgoto. O dispositivo dispensa o uso de um meio suporte para crescimento da biomassa e garante as condições ótimas de sedimentação das partículas que se desprendem da manta de lodo, permitindo que estas retornem à câmara de digestão ao invés de serem arrastadas para fora do sistema (Chernicharo, 2007; Foresti & Oliveira, 1995).

O reator UASB possui a sua vantagem de combinar construção e operação simplificada à capacidade de acomodar altas cargas orgânicas e hidráulicas (Vitoratto, 2004; Lettinga *et al.*, 1980). Segundo Van Haandel e Lettinga (1994), o reator proporciona outras vantagens que tem aumentado o interesse pelo seu uso ao longo dos anos, como a ocupação de pequenas áreas, baixa produção de lodo, não consome energia elétrica e não necessita de equipamentos mecânicos, possuindo assim baixos custos operacionais. Além disso, como os demais sistemas anaeróbios, o reator UASB produz como subproduto o biogás, que pode ser utilizado como fonte de energia alternativa em motores de combustão interna. O lodo anaeróbio excedente pode ser utilizado como fertilizante e o líquido que sai do reator pode ser aplicado ao solo para fertirrigação de culturas agrícolas (Campos, 2006).

Desde a concepção do UASB, os avanços em sua aplicação para o tratamento de efluentes, aliados às pesquisas intensivas sobre o sistema, têm resultado na consolidação da tecnologia, para aplicação em vários tipos de indústrias (Zaiat, 2003). Atualmente, os processos de tratamento anaeróbio têm sido frequentemente apontados para tratamento de águas residuárias com elevadas concentrações de material orgânico biodegradável, como as de abatedouro avícola, sendo que o reator UASB tem obtido destaque como alternativa para o tratamento deste tipo de efluente. Vários autores também têm demonstrado que os processos anaeróbios têm funcionado com outros tipos de efluentes com altas cargas orgânicas (como o de suinocultura, por exemplo), o que será descrito na sequência.

Del Nery *et al.* (2007) estudaram o comportamento de dois reatores UASB (denominados "A" e "B") em uma estação de tratamento de efluentes de abatedouro de frangos durante quatro anos, os quais obtiveram desempenhos semelhantes. As eficiências de remoção da demanda química de oxigênio total (DQOt) e da demanda química de oxigênio filtrada (DQOf) foram  $67 \pm 9\%$  e  $85 \pm 4\%$ , respectivamente, no reator A e  $67 \pm 6\%$  e  $85 \pm 3\%$ , respectivamente, no reator B. Em relação aos óleos e graxas, as eficiências de remoção de foram, de  $61 \pm 17\%$  no reator A e  $62 \pm 19\%$  no reator B. Estes resultados indicam desempenho e estabilidade satisfatória dos reatores com uma carga orgânica volumétrica (COV) de  $1,6 \pm 0,4 \text{ kg DQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$  e uma velocidade ascensional de  $0,3 \pm 0,1 \text{ m h}^{-1}$ .

Atuanya & Aigbirior (2002) pesquisaram a viabilidade da aplicação do reator UASB para o tratamento de águas residuárias contendo dejetos de aves. Foi utilizado um reator em escala piloto de 3,5 litros, o qual foi operado durante 90 dias. A maior taxa de remoção de DQOt encontrada foi de 78%, com COV de  $2,9 \text{ kg DQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$  e TDH de 13,2 horas.

Caixeta *et al.* (2002) estudaram um reator UASB de 7,2 litros para o tratamento de águas residuárias de abatedouro. O reator operou durante 80 dias, com TDH de 14, 18 e 22 horas. A remoção de DQOt variou de 77% a 91% e a de DBOt foi de 95%. Sólidos suspensos totais (SST) obtiveram eficiência de remoção variando entre 81% a 86%. Nacheva *et al.* (2011) avaliaram o desempenho de um reator UASB de 15 litros operado à temperatura ambiente ( $20,9^{\circ}\text{C}$  a  $25,2^{\circ}\text{C}$ ) para o tratamento de efluentes de abatedouros. Foram encontradas taxas de remoção de 90% de DQOt sob COV de  $15 \text{ kg DQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$ .

Del Nery *et al.* (2001) avaliaram o desempenho do reator UASB em escala real ( $450 \text{ m}^3$ ) tratando efluentes de um abatedouro de aves. A COV inicial foi de  $0,51 \text{ kg DQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$ , a qual foi gradualmente aumentada num período de 144 dias (valor máximo de  $2,1 \text{ kg DQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$ ). A redução de DQOt foi superior a 80% e a concentração de ácidos graxos voláteis foi inferior a  $100 \text{ mgL}^{-1}$ .

Pereira-Ramirez *et al.* (2004b) utilizaram um reator UASB em escala piloto (16 litros) no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Foi utilizado TDH de 12 horas, sob COV total média de  $23 \text{ kg DQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$  e COV solúvel de  $11 \text{ kg DQOm}^{-3}\text{d}^{-1}$ . A eficiência de remoção da DQOt variou de 68% a 85%, sendo que o melhor desempenho aconteceu com o reciclo de 3:1, adição de  $\text{NaHCO}_3$  na alimentação e velocidade ascensional de  $0,35 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ . O reator obteve sua melhor eficiência na remoção da carga orgânica quando foi mantida a relação entre ácidos voláteis totais e alcalinidade em valores próximos a 0,20. A maior remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) foi de 81%, já as reduções de amônia ( $\text{NH}_4$ ), nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e fósforo total (P) apresentaram valores médios de 16,7%, 9,4% e 20,4%, respectivamente.

Oliveira (1997), avaliou o efeito da concentração de sólidos suspensos totais (SST) (500, 1000, 1500 e 2000 mgL<sup>-1</sup>) no desempenho e características do lodo de dois reatores UASB de bancada, com volume de 10,5 litros cada, tratando águas residuárias de suinocultura. O autor submeteu os reatores a diferentes COV (0,82 a 8,03 g DQOL<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>, distintos TDH (30, 20, 12 e 8 horas) e temperaturas (ambiente, 25°C e 30°C). Concluiu que a COV e não o TDH foi o parâmetro limitante para afluentes com concentrações de SST de 1000 a 2000 mg L<sup>-1</sup>, e que para afluentes com concentrações menores que 1000 mg L<sup>-1</sup>, o TDH foi o parâmetro limitante. Para COV até 5 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>, foram observadas eficiências de remoção de DQOt e SST superiores a 85%.

Campos *et al.* (2005) utilizou um reator UASB (11,7 litros) em escala laboratorial no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com COV de 1,42 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>, DQO de 1806 mg L<sup>-1</sup> e SST de 1810 mg L<sup>-1</sup> em temperatura mesofílica (27°C). A remoção de DQOt e SST foi de 84% e 58%, respectivamente.

Kalyuzhnyi *et al.* (2000), em reator UASB de bancada (2,6 L), tratando águas residuárias de suinocultura com DQOt de 7,1 a 10 g L<sup>-1</sup> e DQOf de 0,6 a 2,1 g L<sup>-1</sup>, aplicaram COV de 4 a 6 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>, com TDH de 24 a 33,6 horas. Foram alcançadas eficiências de remoção de DQOt de 60 a 85% e de DQOf de 67 a 89%.

Campos *et al.* (2004) avaliaram o desempenho de reator UASB em escala laboratorial no tratamento de efluente de laticínio. Os autores utilizaram como substrato leite tipo B diluído, com DQO média de 2.500 mgL<sup>-1</sup>, sob TDH de 20, 18, 16 e 12 horas e condições mesofílicas. O reator apresentou eficiências de remoção de DQOt de 43%, 52%, 39% e 24% e de sólidos totais (ST) de 22%, 17%, 17% e 22% para os respectivos TDH. Os autores atribuíram essas eficiências relativamente baixas ao alto teor de óleos e graxas no afluente e ressaltaram a necessidade de unidades de polimento para atender aos padrões de lançamento.

Assim como o reator UASB, outros tipos de reatores anaeróbios têm sido apontados para o tratamento de águas residuárias com altas cargas orgânicas, como o filtro anaeróbio (FA) e o reator anaeróbio compartimentado (ABR). Além disso, tem sido estudada também a utilização de sistemas de tratamento anaeróbio de águas residuárias em dois estágios, o que pode levar ao aumento da eficiência da remoção da matéria orgânica e ao aperfeiçoamento de projetos. No caso, o sistema pode ser executado com baixos tempos de detenção hidráulica, resultando em unidades de tratamento compactas e de baixo custo, podendo-se também aumentar a eficiência de remoção de patógenos, fósforo, nitrogênio e metais, melhorando a qualidade do efluente final (Santana & Oliveira, 2005; Duda, 2010).

Neto & Oliveira (2009) avaliaram o desempenho de processo anaeróbio, em dois estágios, compostos por reator ABR (530 litros) e reator UASB (120 litros), instalados em série, em escala piloto, submetidos a TDH de 60, 36 e 24 horas no primeiro reator, e 13,6; 8,2 e 5,4 horas no segundo reator. O sistema foi alimentado com águas residuárias de suinocultura, com concentrações médias de sólidos suspensos totais variando de 4.591 a 13.001 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências médias de remoção de DQOt variaram de 69 a 84% no reator ABR e de 39 a 58% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 94% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, com carga orgânica volumétrica (COV) na faixa de 11,5 a 18,0 g DQOL<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup> no reator ABR, e de 4,2 a 13,4 g DQOL<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup> no reator UASB. As maiores eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes (99,7%), DQOf (94%), SST (96%), NTK (71%) e fósforo total (61%) foram obtidas com o TDH de 73,6 horas e temperatura média de 24,6 °C, aplicando-se a

menor COV (11,5 g DQOL<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup> no reator ABR e 4,2 g DQOL<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup> no reator UASB) com a maior concentração de SST do afluente (13.001 mgL<sup>-1</sup>).

Santana & Oliveira (2005) trabalhando em escala piloto, avaliaram o desempenho de dois reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST de 2.216 mgL<sup>-1</sup> a 7.131 mgL<sup>-1</sup>. Os reatores possuíam volumes de 908 e 188 litros, com TDH de 62,3 e 31,1 horas no primeiro reator e de 12,9 e 6,5 horas no segundo reator e COV de 3,40 a 14,44 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> no primeiro reator e de 2,25 a 18,70 DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> no segundo reator. As eficiências médias de remoção para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios variaram de 86 a 93% para DQOt e de 87 a 88% para SST.

Rodrigues *et al.* (2010) avaliaram um sistema de tratamento de águas residuárias de suinocultura constituído de decantador seguido de reator UASB, em escala real. Os resultados médios de remoção total de DQOt e de DBOt foram de 93 e 92%, respectivamente. O TDH do decantador variou de 0,9 a 2,2 dias, o que fez com que operasse como reator acidogênico e obtivesse bom desempenho na remoção de matéria orgânica e sólidos. O reator UASB apresentou eficiências médias de remoção de DBOt e DQOt de 87 e 85%, respectivamente, para COV aplicadas variando de 1,1 a 17,5 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> e TDH variando de 1,7 a 4,1 dias. Por sua vez, o desempenho do sistema de tratamento na remoção de SST foi de 88% e de SSV de 85%.

Iamamoto (1999) operou dois reatores UASB de 705 litros instalados em série, com o afluente com concentração de DQO de 1,05 a 3,25 gL<sup>-1</sup> e SST de 0,34 a 1,74 gL<sup>-1</sup>, com COV variando de 1,05 a 5,31 g DQOLD<sup>-1</sup> e TDH de 23,5 e 14,7 horas, no primeiro reator, obtendo eficiências de remoção de DQOt no conjunto dos reatores de 69% a 82% e de SST de 66% a 93%. A associação em série de dois reatores UASB diminuiu o efeito do arraste de sólidos do primeiro reator, mantendo o sistema de tratamento estável.

Langenhoff & Stuckey (2000) avaliaram o desempenho de um reator ABR (10 litros) com 8 câmaras, tratando leite semidesnatado diluído, com DQO de 500 mgL<sup>-1</sup> a diferentes temperaturas (35, 20 e 10°C). O reator foi operado inicialmente com TDH de 80 horas à 35°C e este tempo foi reduzido progressivamente até 10 horas. Todos os TDH testados resultaram em mais de 80% de remoção de DQOt. As temperaturas também foram reduzidas a 20°C e 10°C, havendo diminuição da eficiência de remoção de DQOt de 70% para 60%, respectivamente.

Duda e Oliveira (2011) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) seguido de um filtro anaeróbio, instalados em série, com volume total de 300 e 190 litros, respectivamente, no tratamento de águas residuárias de suinocultura. As COV aplicadas no reator UASB foram de 12,4; 15,5; 23,2 e 26,3 g DQOLD<sup>-1</sup>. Para o pós-tratamento do efluente do sistema anaeróbio em dois estágios foi utilizado um filtro biológico percolador com volume total de 250 litros. No sistema de tratamento anaeróbio e de pós-tratamento foram observadas eficiências médias de remoção de DQOt, SST, nitrogênio total e fósforo total de até 98%, 99%, 78% e 84%, respectivamente.

Rajakumar & Meenambal (2008) avaliaram um filtro anaeróbio com baixa velocidade de fluxo ascendente tratando efluente de abatedouro de frango. A maior eficiência de DQO foi de 78%, com uma COV de 10,05 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> e TDH de 12 horas, demonstrando eficácia no processo.

Pereira-Ramirez *et al.* (2004a) alimentaram em um filtro anaeróbio com efluente de suinocultura tratado por um reator UASB. O filtro possuía 12 litros, com material suporte com área específica

volumétrica de  $450 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$ , operando com tempo de detenção hidráulica de 8,5 horas. A maior eficiência de remoção da matéria orgânica pelo filtro foi obtida durante o tratamento com alcalinidade de  $1500 \text{ mg CaCO}_3\text{L}^{-1}$  na alimentação do UASB e com velocidade ascensional de  $0,08 \text{ m}^3\text{m}^2\text{h}^{-1}$  no reator, tendo uma remoção de 66,71% da DQOt e 41,57% para DQOf. De acordo com os autores, o filtro anaeróbio pode ser utilizado como unidade de pós-tratamento de efluente de reator UASB operando com águas residuárias de suinocultura.

Rodrigues *et al.* (2014) estudou um reator UASB em escala real no tratamento de águas residuárias de suinocultura. O reator apresentou eficiências médias de remoção de DBO e DQO de 87% e 85%, respectivamente, para COV variando de 1,1 a  $17,5 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  e TDH variando de 1,7 a 4,1 dias. As eficiências médias de remoção de SST e SSV foi de 63,1% e 62%, respectivamente.

As pesquisas sobre novas configurações de reatores anaeróbios têm se intensificado nos últimos anos, indicando não somente a necessidade de se buscar alternativas aos sistemas já estabelecidos, mas de se desenvolver configurações otimizadas, que forneçam o máximo desempenho, segurança operacional e que apresentem baixo custo. Dessa forma, os reatores anaeróbios estão em constante evolução a fim de tornar a biotecnologia anaeróbia viável para aplicação ao tratamento de águas residuárias e, principalmente, estabelecer as situações nas quais os sistemas anaeróbios podem ser empregados com segurança (Zaiat, 2003).

### 3.5. AVALIAÇÃO MOLECULAR DAS COMUNIDADES MICROBIANAS

Apesar do grande número de estudos envolvendo reatores anaeróbios, comparativamente existem poucas informações sobre a diversidade, composição e a dinâmica dos ecossistemas microbianos presentes nestes sistemas. Desta forma, pesquisas nesse sentido podem contribuir para a compreensão do funcionamento, monitoramento e otimização das condições operacionais dos reatores anaeróbios (Duda, 2010).

Atualmente sabe-se que cerca de 99% dos microrganismos encontrados em ambientes naturais não são cultiváveis em meios de uso padrão, sendo que, por muitos anos, microbiologistas ignoraram o desafio de caracterizar organismos não cultiváveis. Entre as décadas de 1960 e 1970 alguns cientistas sugeriram que meios de cultura não capturavam o espectro completo da diversidade microbiana e especulava-se que as bactérias que não cresciam em meios de cultura não eram viáveis (Duda 2010; Pessoa Filho, 2010).

Na década de 1980, foi demonstrado que os genes do DNA ribossomal (rDNA) poderiam ser utilizados como ferramentas de medida de divergência evolutiva. A partir disso, diferentes técnicas moleculares foram desenvolvidas empregando o gene ribossomal bacteriano como marcador da diversidade filogenética (Pessoa Filho, 2010).

O DNAr é parte integrante do ribossomo, uma estrutura celular responsável pela síntese de proteínas que está presente em todas as células, considerado um biomarcador. A região 16S compõe a subunidade menor dos ribossomos presentes em organismos procariontes (bactérias e arqueas), sendo que a variação genética do DNAr 16S tem sido explorada para inferir relações filogenéticas entre os microrganismos. Esta técnica é aplicável também para se determinar a diversidade genética de comunidades microbianas e identificar microrganismos não cultiváveis (Abreu, 2007).

A amplificação da região 16S a partir de uma amostra ambiental foi seguida do desenvolvimento e utilização de outras técnicas, como a reação em cadeia da polimerase (PCR) eletroforese em agarose e a eletroforese em gel com gradiente desnaturante (DGGE) (Pessoa Filho, 2010). Os resultados obtidos mediante a PCR-DGGE podem também ser utilizados para construir dendogramas, que é um diagrama que resulta de uma análise estatística de determinados dados, que leva a agrupamentos e à sua ordenação hierárquica ascendente.

A PCR é uma técnica que permite a amplificação de uma região de interesse no DNA, sendo determinado por um par de *primers*, que são pequenas sequências de nucleotídeos de DNA construídas artificialmente, sendo complementares e específicas. Cada ciclo de replicação *in vitro* de DNA envolve três etapas básicas, a desnaturação, anelamento e extensão. De forma geral, com 25 a 40 ciclos é possível produzir em poucas horas milhões de cópias específicas de DNA, até mesmo quando a amostra de partida contém apenas uma única sequência alvo original. Já a DGGE é uma técnica que tem sido intensamente utilizada, que permite a separação de fragmentos amplificados de DNA de mesmo tamanho - mas que têm diferenças na sua constituição química (Abreu, 2007).

A principal limitação dos métodos moleculares é a quantidade de ácidos nucleicos recuperada das amostras ambientais, sendo difícil assegurar uma eficiente recuperação por qualquer técnica de extração. Para minimizar tais problemas é necessário utilizar um método de extração de DNA eficiente para todos os tipos de células presentes na amostra, bem como realizar várias extrações de uma mesma amostra para garantir a homogeneidade do DNA extraído. A amplificação por PCR de genes de DNAr é uma outra fonte de erros que podem afetar os resultados de avaliação da diversidade por outras técnicas moleculares subsequentes. Por causa de sua alta sensibilidade, a técnica de PCR pode apresentar falhas ou efeitos indesejáveis se houver DNA em excesso na amostra de partida ou qualquer contaminação cruzada com outra amostra, gerando resultados falso-positivos (Abreu, 2007).

A aplicação de metodologias moleculares em amostras ambientais baseadas em extração direta de ácidos nucleicos (independentes do cultivo) permite a avaliação mais precisa das comunidades microbianas no ambiente e a descoberta de novos grupos de microrganismos (Duda, 2010). Apesar dos resultados destas análises não gerarem informações fisiológicas, as similaridades encontradas entre espécies fisiologicamente conhecidas permitem fazer inferências sobre o papel ecológico e funcional de um microrganismo detectado. Mesmo com as dificuldades inerentes ao processo, técnicas de biologia molecular ainda são as melhores ferramentas disponíveis para estudo da diversidade microbiana em reatores (Abreu, 2007).

Duda (2010) realizou um trabalho onde avaliou o desempenho de um reator UASB seguido de filtro anaeróbio instalados em série, no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Com a aplicação da técnica de biologia molecular (metagenômica) foram identificadas no lodo do reator UASB e do filtro áruqueas metanogênicas das famílias *Methanomicrobiaceae*, *Methanobacteriaceae*, *Methanosaetaceae* e *Methanosarcinaceae*.

Abreu (2007) realizou um estudo da diversidade microbiana metanogênica em reatores UASB tratando esgoto sanitário. Os resultados sugeriram que os reatores avaliados apresentavam uma comunidade de áruqueas similar, constituída principalmente por filamentos típicos de *methanosaeta*, confirmando a importância e a predominância deste grupo microbiano na cadeia final de degradação anaeróbia em reatores UASB.

## 4. MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

O trabalho foi realizado na estação de tratamento de efluentes (ETE) do abatedouro Frango da Hora, situado em Sete Lagoas/MG. A região possui clima tropical de altitude, com verões quentes e chuvosos e invernos secos, com precipitação média anual de 1362,9 mm e temperatura média anual de 20,9 °C (Ferreira & Souza, 2011).

### 4.2. DESCRIÇÃO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO

O abatedouro Frango da Hora possui capacidade de abater até 3000 aves dia<sup>-1</sup>, desta forma, a ETE foi dimensionada para atender a um consumo de água na planta de 30 litros por ave, que resulta em uma vazão afluente teórica de 90 m<sup>3</sup>dia<sup>-1</sup>.

Para medição da vazão, na entrada e saída da ETE foi instalada uma calha Parshall. O sistema de consistiu de tratamento preliminar, primário e secundário, ilustrados (figura 7) e detalhados na sequência.



Figura 7. Vista geral da ETE.

#### 4.2.1. Tratamento primário

O tratamento primário tem a finalidade de remover sólidos grosseiros por meio de mecanismos físicos e também remover óleos e graxas. Na ETE em estudo, ele foi constituído de peneira estática de aço inoxidável com 1,0 mm de diâmetro de abertura de malha (figura 8), caixa de gordura de 12 m<sup>3</sup> e tanque de equalização e acidificação (TAE) de 24 m<sup>3</sup> (figura 9). Dentro do tanque foi colocada uma bomba de rotor aberto com capacidade de 10 m<sup>3</sup>h<sup>-1</sup>.





Figura 8. Peneira estática.



Figura 9. Caixa de gordura e tanque de equalização e acidificação.

#### 4.2.2. Tratamento secundário

O tratamento secundário constitui-se de um processo biológico, onde a matéria orgânica é consumida pelos microrganismos e transformada em metano, CO<sub>2</sub> e lodo. No sistema, ele foi composto por um reator UASB de 108 m<sup>3</sup> seguido de um filtro anaeróbio de 120 m<sup>3</sup> (figura 10). Ambas as estruturas foram construídas em concreto armado, sendo que o reator UASB foi impermeabilizado com fibra de vidro para se evitar problemas de corrosão em seu interior.



Figura 10. Tratamento secundário (reator UASB e filtro anaeróbio).

#### 4.3. PARTIDA DO SISTEMA

Segundo Lopes (2011), a partida do sistema foi realizada conforme metodologia sugerida por Chernicharo (2007). Como inóculo, foi utilizado lodo de uma lagoa anaeróbia empregada no tratamento de águas residuárias de suinocultura, o qual foi transportado por caminhões tanque de capacidade de 8 m<sup>3</sup>.

Após a inoculação, o lodo permaneceu em repouso por aproximadamente 48 horas, para aclimatação da biomassa às condições ambientes. Após o período de repouso, a alimentação com esgoto bruto foi iniciada, com 50% da vazão total do empreendimento, em dias alternados. Após o enchimento, o sistema foi deixado em repouso por 24 horas, período a partir do qual foi iniciado o bombeamento do volume total.

#### 4.4. PROGRAMA DE MONITORAMENTO

##### 4.4.1. Alimentação

A alimentação do sistema foi feita por gravidade até o tanque de equalização, e partir daí o efluente foi bombeado para o reator UASB. Por meio de uma caixa de distribuição com oito repartições, o efluente foi distribuído de forma homogênea no fundo do reator, e do UASB foi encaminhado para o filtro anaeróbio por gravidade, também utilizando uma caixa de distribuição (figuras 11 e 12).

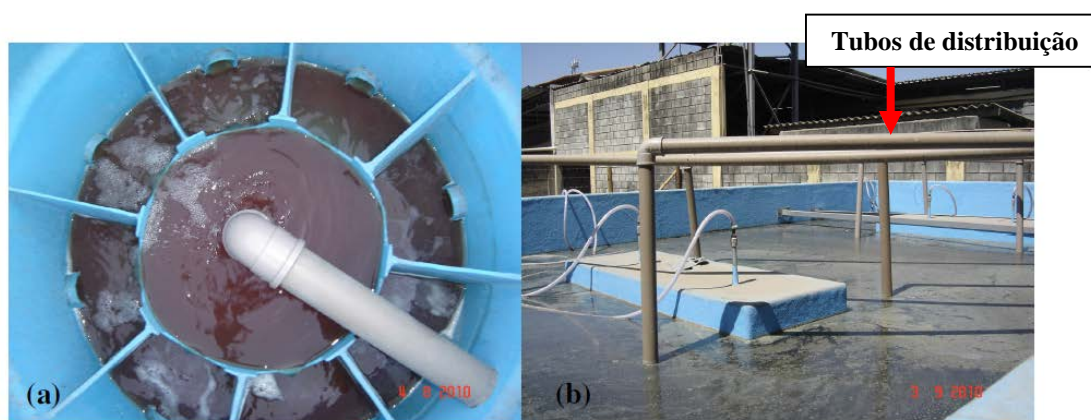


Figura 11. Reator UASB: (a) Caixa de distribuição de vazão, (b) Vista superior do reator aberto.  
Fonte: Lopes, 2011.

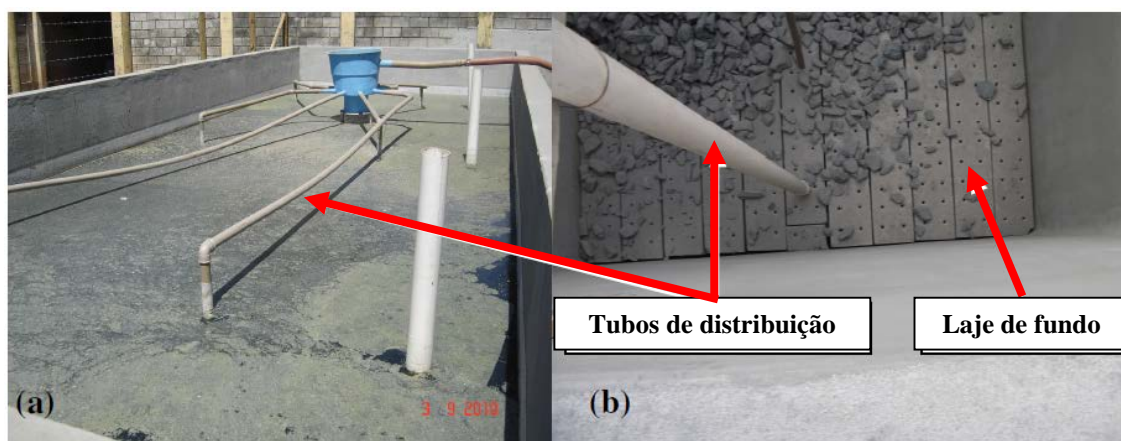


Figura 12. Filtro anaeróbio: (a) Vista superior do filtro aberto, (b) Detalhes construtivos e distribuição do efluente.  
Fonte: Lopes, 2011.

##### 4.4.2. Vazões e temperatura

As vazões foram medidas durante o período de abate (08:00 às 14:00 horas) através de um hidrômetro, de hora em hora. Por sua vez, a temperatura ambiente mínima e máxima foi aferida em cada dia de coleta.

#### 4.4.3. Amostragem

No experimento, foram utilizados quatro pontos de amostragem: esgoto bruto, efluente do tratamento primário (peneira estática, caixa de gordura e tanque de equalização), efluente do reator UASB e efluente do filtro anaeróbico (figura 13).

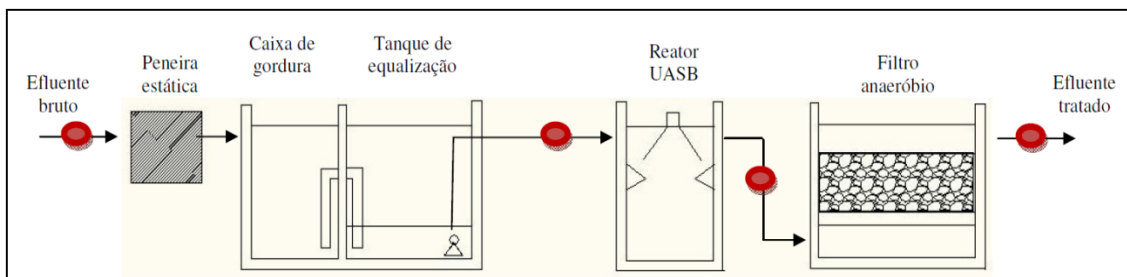


Figura 13. Fluxograma da ETE.

Fonte: Lopes, 2011.

O monitoramento do sistema foi realizado durante 40 semanas, compreendendo os meses de janeiro à agosto de 2014. As coletas foram realizadas semanalmente durante o período de abate, sendo que as amostras foram compostas a partir de amostras simples coletadas a cada 60 minutos. Além disso, semanalmente foram coletadas também amostras de lodo do reator UASB e do filtro anaeróbico (cada coleta foi feita em um único ponto no terço inferior) para o estudo da produção de sólidos.

Todas as amostras foram acondicionadas em frascos plásticos previamente higienizados e identificados, sendo preservadas em gelo e enviadas imediatamente para processamento no Laboratório de Saneamento da Escola de Veterinária da UFMG.

#### 4.4.4. Monitoramento

O monitoramento do sistema foi realizado através de análises físico-químicas e microbiológicas. Os seguintes parâmetros foram avaliados semanalmente nos quatro pontos de amostragem: pH, potencial redox (ORP), alcalinidade total (AT), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade parcial (AP), ácidos graxos voláteis (AVT), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), demanda bioquímica de oxigênio total (DBOt), demanda bioquímica de oxigênio filtrada (DBOf), demanda bioquímica de oxigênio particulada (DBOp), demanda química de oxigênio total (DQOt), demanda química de oxigênio filtrada (DQOf), demanda química de oxigênio particulada (DQOp), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrito, nitrato, nitrogênio orgânico, nitrogênio total, fosfato, coliformes totais e *Escherichia coli*. Óleos e graxas foram avaliados mensalmente. Em relação às amostras de lodo, foram realizadas semanalmente apenas análises de sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos.

As análises físico-químicas foram realizadas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (2012), com exceção das alcalinidades, que foram efetuadas segundo a metodologia descrita por Jenkins *et al.* (1983) e Ripley *et al.* (1986). As análises microbiológicas foram realizadas utilizando-se o kit Colilert®.

#### 4.5. ANÁLISE MOLECULAR DE COMUNIDADES MICROBIANAS

Foram realizadas análises da diversidade microbiana no sistema através das metodologias de PCR, DGGE e sequenciamento. Para a realização das análises de biologia molecular, foram coletadas amostras em triplicatas em cinco pontos do sistema (figura 14): afluente do UASB, lodo do UASB, efluente do UASB e afluente do filtro, lodo do filtro e efluente do filtro. Após a coleta, as amostras foram conservadas individualmente a 4°C até o processamento, que ocorreu no CNPMS (Centro Nacional de Pesquisa em Milho e Sorgo)

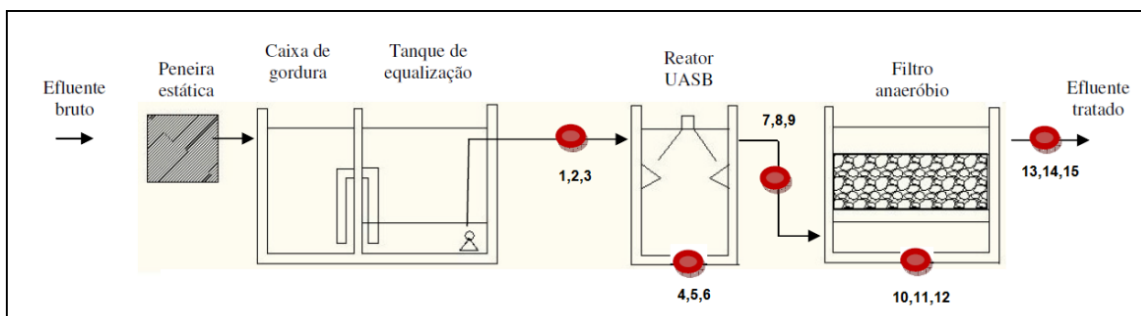


Figura 14. Pontos de coleta.

Legenda: amostras 1, 2, 3 (afluente UASB), amostras 4, 5, 6 (lodo UASB), amostras 7, 8, 9 (efluente UASB / afluente filtro); amostras 10, 11, 12 (lodo filtro) e amostras 13, 14, 15 (efluente filtro).

##### 4.5.1. Extração de DNA

Para a extração de DNA, primeiramente as amostras foram centrifugadas e aproximadamente 0,5g do pellet formado foi utilizado para a extração de DNA, a qual foi realizada com o “Fast Kit DNA for Soil” BIO 101, de acordo com as recomendações do fabricante. A detecção de DNA nas amostras foi realizada através de eletroforese em gel de agarose, as imagens foram visualizadas e capturadas em um fotodocumentador Eagle Eye II (Stratagene, La Jolla, CA, USA) sob luz UV e a quantificação através de espectrofotometria (I NanoDrop AD-1000).

##### 4.5.2. Reação em cadeia da polimerase (PCR)

As amostras de DNA foram amplificadas com *primers* genéricos para bactérias baseados na região de 16S rDNA: 968F-GC - 5'-CGC CCG CCG CGC GCG GCG GGC GGG GCG GGG GCA CGG GGGG AAC GCG AAG AAC CTT AC-3' (sequências sublinhadas denotam o *clamp*) e 1401r - 5'-CGG TGT GTA CAA GAC CC-3' (Felske *et al.*, 1996).

As reações de amplificação foram realizadas em um volume final de 50 µL com 5 µL de tampão 10X, 2 µL de dNTP 2,5mM, 2,5 µL de MgCl<sub>2</sub> 50mM, 37,25µL de água ultra pura esterilizada, 1µL de cada primer, 3 µL de DNA 10ng/ µL e 0,25 µL de Taq DNA polimerase 5 U/µL (Invitrogen, Carlsbad, CA, USA). As condições de PCR foram: 95°C por 2 minutos, 35 ciclos de 94°C por 30 segundos, 55°C por 30 segundos e 72°C por 1 minuto, seguidos de 72°C por 5 minutos.

#### 4.5.3. Eletroforese em gel de gradiente desnaturante (DGGE)

A análise por DGGE foi realizada utilizando Dcode Universal Mutation Detection System (Bio-Rad Laboratories, Hercules, CA, USA). Os produtos da reação de PCR foram aplicados em um gel de poliacrilamida em tampão TAE 1x (20 mM tris-acetato [ph 7,4] 0,5 mM EDTA). Os gradientes de desnaturação foram de 35-60%, formados com 6% de solução estoque de acrilamida contendo entre 0 e 100% de desnaturantes (7M ureia e 40% formamida deionizada). Os fragmentos foram separados por eletroforese a 80 V por 16 horas em tampão TAE 0,5 X a uma temperatura constante de 60°C, posteriormente, o gel foi corado com GelRed.

#### 4.5.4. Análise de diversidade microbiana

A matriz de similaridade entre as amostras foi inferida a partir da imagem do gel de DGGE, usando o programa BioNumerics versão 6.1 (Applied Maths, Sint Martens Latem, Bélgica) com o método Dice e uma tolerância de posição 1%. Posteriormente foi construído um dendrograma pelo método UPGMA (Unweighted Pair Group With Mathematical Average).

#### 4.5.5. Sequenciamento

Para a realização do sequenciamento, foi feita uma nova reação de PCR seguida de DGGE. Na segunda etapa foram utilizados os seguintes *primers* específicos de arqueas: AR4F (5'-TCYGGTTGATCCTGCCRG-3') (Hershberger *et al.*, 1996) e 1492R (5'-CGGTTACCTTGTTACGACTT-3') (Lane *et al.*, 1985). As reações de amplificação foram realizadas em um volume final de 50µL com 1µL de dNTP 10nM, 2µL de MgCl<sub>2</sub> 25mM, 10µL de tampão, 30,25µL de água ultra pura esterilizada, 2µl de cada primer, 2µl do produto da primeira reação, 0,5µl de HiDi e 0,25µl de Taq DNA polimerase (Invitrogen, Carlsbad, CA, USA). As condições de PCR foram: 95°C por 5 minutos, 30 ciclos de 95°C por 45 segundos, 55°C por 45 segundos e 72°C por 90 segundos, seguidos de 72°C por 5 minutos. Os fragmentos amplificados foram separados por eletroforese em gel de agarose e as imagens visualizadas e capturadas pelo fotodocumentador. A análise por DGGE foi realizada nas mesmas condições, sendo corada com nitrato de prata.

As bandas de interesse presentes no gel de DGGE foram excisadas, purificadas e reamplificadas com o mesmo par de *primers* e programas de ciclos de PCR citados anteriormente. Uma vez purificados e quantificados, os produtos de PCR das bandas foram sequenciados no Núcleo de Biologia Aplicada (NBA) da EMBRAPA Milho e Sorgo.

As reações de sequenciamento foram realizadas com o kit Big Dye Terminator v. 3.1 (Applied Biosystems, USA) de acordo com recomendações do fabricante e analisadas no sequenciador ABI Prism 3100 (Applied Biosystems). Em relação às análises dos dados, as sequências de DNA foram devidamente processadas e comparadas com as informações disponíveis no *GenBank* (<http://www.ncbi.nlm.nih.gov>).

### 4.6. ANÁLISES ESTATÍSTICAS

Os resultados de monitoramento foram avaliados por meio de estatística descritiva básica (média, mediana, desvio padrão, coeficiente de variação, mínimo, máximo, 1º quartil e 3º quartil) e gráficos box-whiskers.

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1. CONDIÇÕES OPERACIONAIS

O abatedouro Frango da Hora funcionou de terça à sábado e possuía capacidade de abater até 3.000 frangos.d<sup>-1</sup>. A ETE foi dimensionada para vazão média de 90 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup> devido ao fato de que a Portaria nº 210/98 estipula um consumo médio de 30 litros por ave abatida, que deve apresentar características de potabilidade, recomendando-se a sua cloração entre 2 e 5 mg L<sup>-1</sup> de cloro residual livre.

O comportamento diário das vazões dos efluentes oriundos da indústria de abate difere das vazões observadas nos esgotos domésticos. Além do fato de que estes somente serão produzidos durante o turno de trabalho da indústria, eles não apresentam estabilidade em sua geração e a extensão da rede coletora é ínfima quando compara à rede coletora de esgotos urbanos.

Devido às peculiaridades industriais, a vazão diária produzida foi inferior à estimada pelo projeto, o que provocou alterações nos demais parâmetros utilizados. Com o resultado da vazão foi possível calcular o tempo de detenção hidráulica (TDH), a carga orgânica volumétrica (COV) e a velocidade ascensional do reator UASB, valores apresentados na tabela 8.

Tabela 8. Comparativo entre as condições previstas e aplicadas no reator UASB.

Parâmetro	Projeto	Real
Vazão média (m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	90	57,81
COV (kg DQO m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	3,96	0,82
TDH UASB (horas)	28	53,28
Velocidade ascensional (m h <sup>-1</sup> )	0,48	0,20

Durante o período experimental, o abatedouro processou até 3.000 frangos por dia (média de 2400), sendo a vazão per capita por ave abatida de 24 litros. O valor médio da vazão do afluente ao reator UASB (57,81 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) foi inferior ao da vazão de projeto (90 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>). No reator, a média dos valores de COV foi de 0,82 kgDQO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, o TDH médio foi de 53,28 horas (2,22 dias) e a velocidade ascensional apresentou valor de 0,20 m h<sup>-1</sup>. No filtro anaeróbico a COV foi de 0,42 kgDQO m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e o TDH médio foi de 50,4 horas (2,10 dias).

O abatedouro realizou as operações de abate e limpeza no período de 8:00 horas às 17:00 horas, entretanto, a geração de efluentes não foi contínua. A figura 15 apresenta as variações médias de vazão das águas residuárias afluentes do sistema de tratamento no período de um dia.

Pode-se observar três grandes picos de vazão correspondentes aos horários de 9:15 às 10:15, 11:00 às 12:15 e 14:45 às 15:30, já nos outros períodos as vazões são mais baixas. O primeiro pico ocorre logo após o começo do abate devido ao início das operações de limpeza, já o segundo é decorrente (além da limpeza) da liberação da água do tanque utilizado para corar as carcaças dos frangos. O último pico ocorre devido à limpeza final do abatedouro que é realizada diariamente ao final das atividades. Este comportamento intermitente não foi significativo para produzir grandes mudanças nesse sistema e nem afetar a sua eficiência, devido ao tanque de acidificação e equalização e sua capacidade nominal maior que a vazão de trabalho.

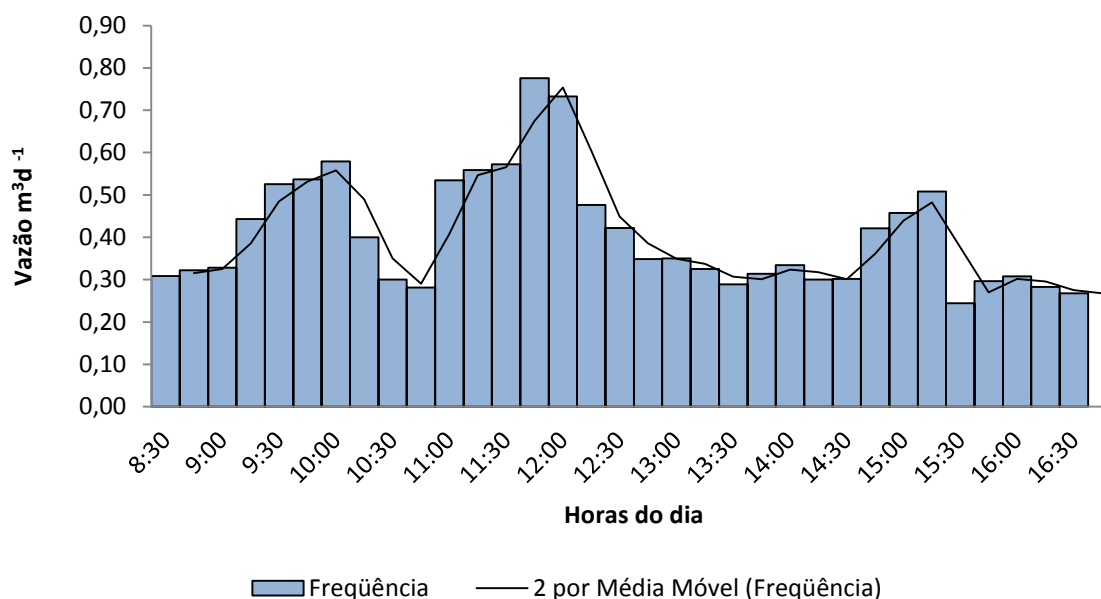


Figura 15. Variações diárias da vazão afluyente ao tratamento primário.

## 5.2. Parâmetros de avaliação da eficiência

### 5.2.1. DBO

As estatísticas descritivas das concentrações de DBO<sub>t</sub>, DBO<sub>f</sub> e DBO<sub>p</sub> do afluyente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro estão demonstradas na tabela 9 e as variações durante o período experimental ilustradas nas figuras 16, 17 e 18.

Observou-se maiores variações dos valores de DBO no afluyente e efluente do tratamento primário, já os efluentes do reator UASB e do FA apresentaram menores variações ao longo do experimento. A DBO<sub>t</sub> afluyente apresentou valores que variaram de 870 mg L<sup>-1</sup> a 1890 mg L<sup>-1</sup> e valores médios de 1490±273 mg L<sup>-1</sup>. A DBO<sub>f</sub> afluyente variou de 345 mg L<sup>-1</sup> a 1410 mg L<sup>-1</sup>, com média de 781±175 mg L<sup>-1</sup> e a DBO<sub>p</sub> afluyente variou de 60 mg L<sup>-1</sup> a 2220 mg L<sup>-1</sup>, com média de 710±251 mg L<sup>-1</sup>. O efluente do tratamento primário apresentou DBO<sub>t</sub> variando de 540 mg L<sup>-1</sup> a 1380 mg L<sup>-1</sup>, com média de 935±200 mg L<sup>-1</sup>, a DBO<sub>f</sub> variou de 270 a 690, com valores médios de 484±109 mg L<sup>-1</sup> e a DBO<sub>p</sub> variou de 120 a 1050, com valores médios de 484±109 mg L<sup>-1</sup>. No efluente do reator UASB, a DBO<sub>t</sub> variou de 90 mg L<sup>-1</sup> a 450 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 189±77 mg L<sup>-1</sup>, por sua vez, a DBO<sub>f</sub> variou de 48 mg L<sup>-1</sup> a 219 mg L<sup>-1</sup> e apresentou média de 112±37 mg L<sup>-1</sup> e a DBO<sub>p</sub> variou de 15 mg L<sup>-1</sup> a 231 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 83±57 mg L<sup>-1</sup>. A DBO<sub>t</sub> efluente do filtro variou de 42 mg L<sup>-1</sup> a 216 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 94±44 mg L<sup>-1</sup>, a DBO<sub>f</sub> apresentou valores que variaram de 12 mg L<sup>-1</sup> a 93 mg L<sup>-1</sup> a valores médios de 58±21 mg L<sup>-1</sup>, já a DBO<sub>p</sub> variou de 3 mg L<sup>-1</sup> a 147 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 41±34 mg L<sup>-1</sup>.



Tabela 9. Estatísticas descritivas da DBOt, DBOf e DBOp do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
DBOt mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	33	30	31	33
	Média	1490±273	935±200	189±77	94±44
	CV (%)	18	21	41	47
	Mínimo	870	540	90	42
	Máximo	1890	1380	450	216
	Mediana	1530	915	180	90
	1° quartil	1346	818	138	60
3° quartil	1680	1080	210	108	
DBOf mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	34	33	32	31
	Média	781±175	484±109	112±37	58±21
	CV (%)	22	23	33	37
	Mínimo	345	270	48	12
	Máximo	1410	690	219	93
	Mediana	795	480	112	60
	1° quartil	694	420	86	45
3° quartil	863	540	132	72	
DBOp mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	33	29	29	30
	Média	710±251	457±198	83±57	41±34
	CV (%)	35	43	68	83
	Mínimo	60	120	15	3
	Máximo	1110	1050	231	147
	Mediana	765	450	78	36
	1° quartil	630	315	42	16
3° quartil	885	555	93	54	

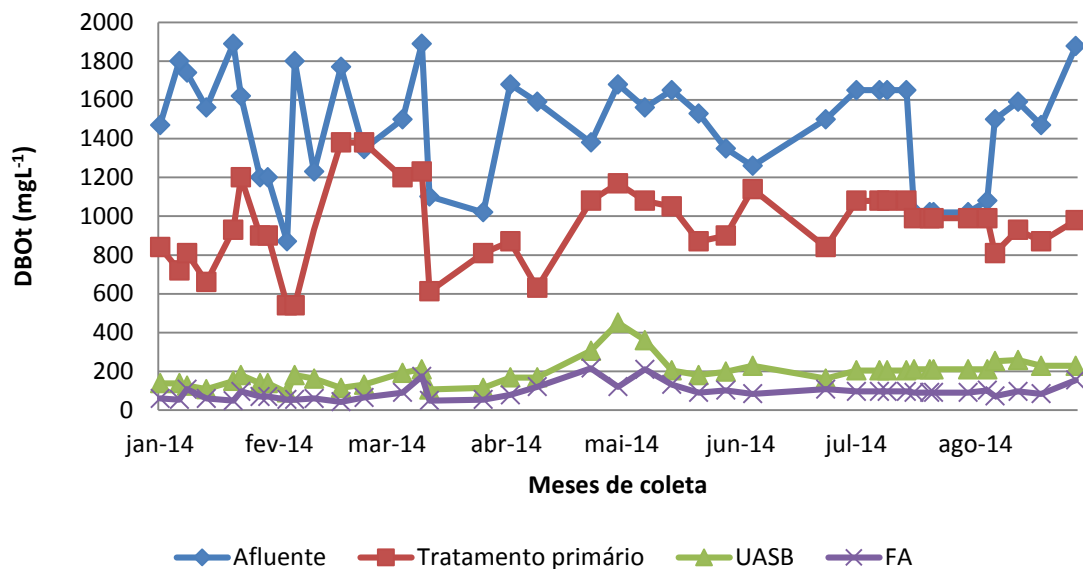


Figura 16. Variações da DBOt observadas no sistema ao longo do período experimental.

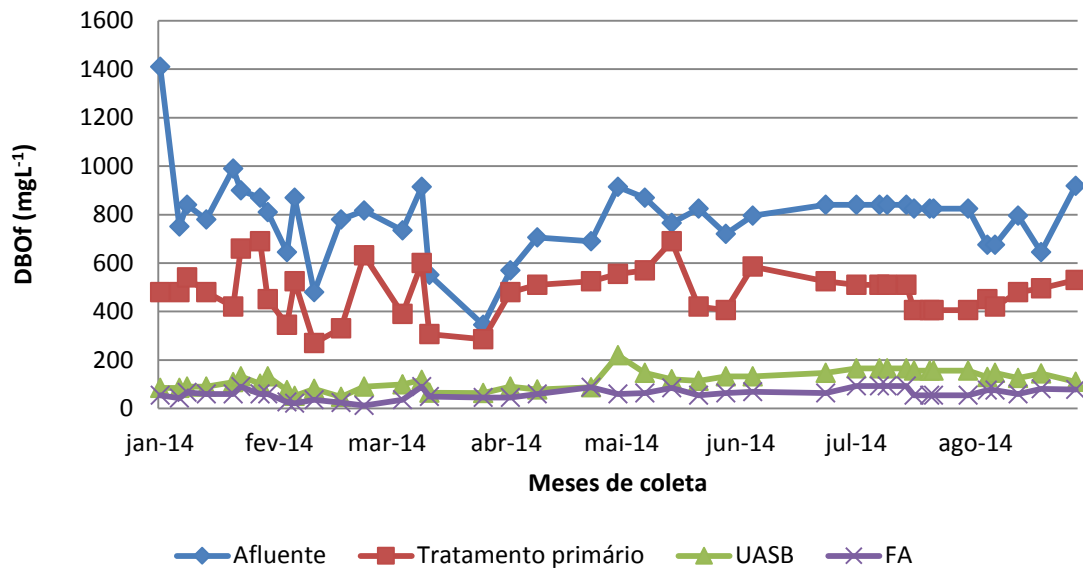


Figura 17. Variações da DBOf observadas no sistema ao longo do período experimental.

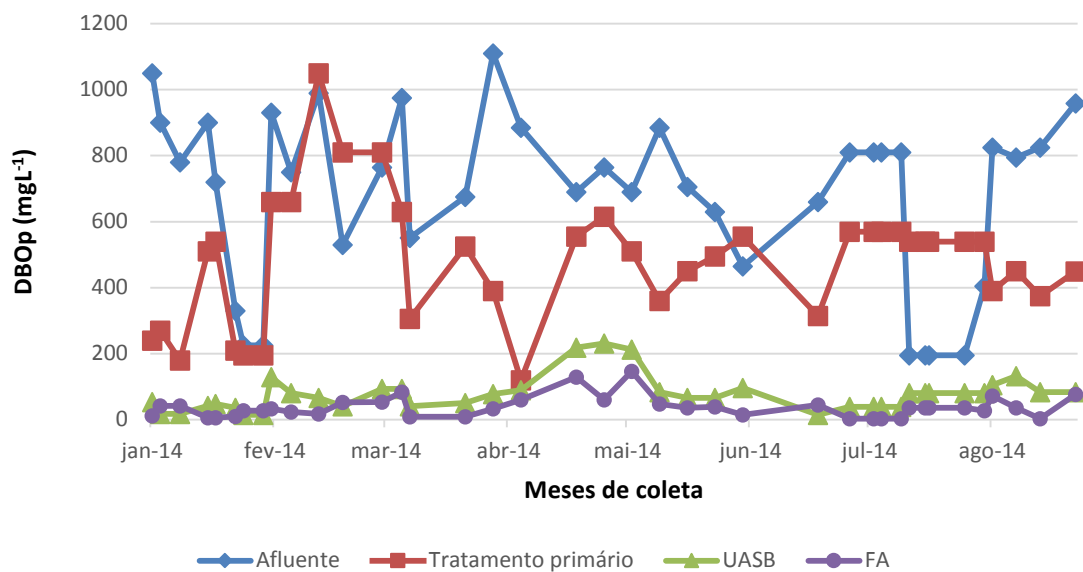


Figura 18. Variações da DBOp observadas no sistema ao longo do período experimental.

Na tabela 10 e figura 19 pode-se observar os resultados de eficiência média de remoção de DBOt, DBOf e DBOp no sistema de tratamento, que apresentou eficiência global acima de 90% para os três parâmetros. Quando se avalia cada unidade isoladamente pode-se observar que o reator UASB é responsável pela maior eficiência de remoção de DBOt, DBOf e DBOp, entretanto, observa-se também que o tratamento primário e o filtro contribuíram de forma determinante na eficiência de remoção do sistema.

Tabela 10. Resumo das eficiências médias de remoção de DBOt, DBOf e DBOp durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Tratamento primário	UASB	Filtro	
DBOt	40,53	80,22	50,38	93,70
DBOf	37,86	77,01	50,94	92,95
DBOp	35,91	79,23	60,22	94,00

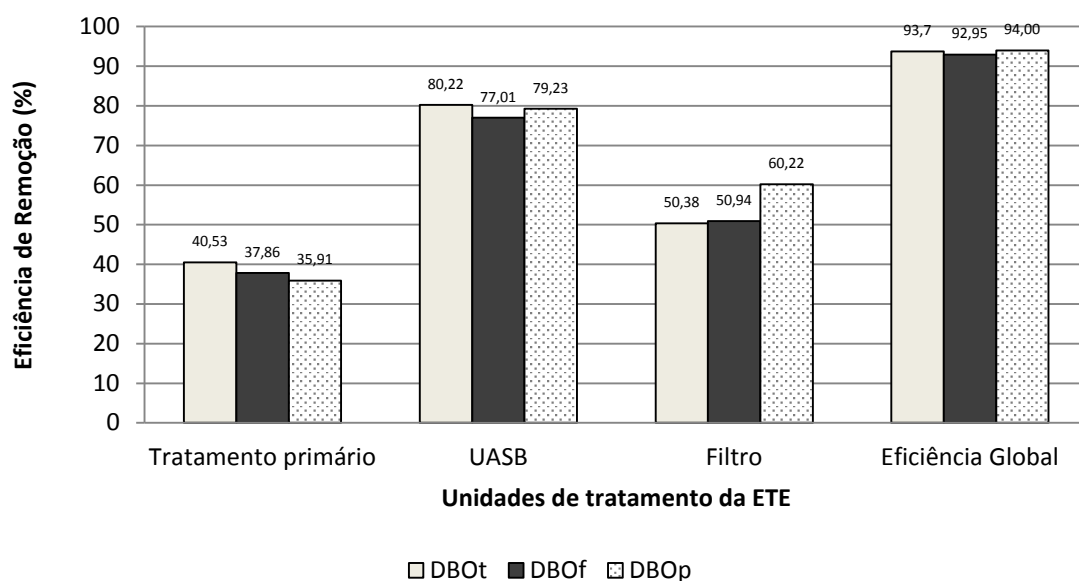


Figura 19. Eficiências de remoção de DBO ao longo do período experimental.

Em um trabalho avaliando um reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura, Rodrigues (2008) encontrou no afluente do reator valores médios de DBOt, DBOf e DBOp de  $6447 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $3283 \text{ mg L}^{-1}$  e  $2807 \text{ mg L}^{-1}$ , respectivamente. Os valores médios destes mesmos parâmetros após o reator foram de  $790 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $315 \text{ mg L}^{-1}$  e  $335 \text{ mg L}^{-1}$ , evidenciando a alta e estável eficiência do sistema, que foi de 86,9% para DBOt, 89,8% para DBOf e 83,6% para DBOp.

Na tabela 11 é apresentada a relação entre DBOf e DBOp com a DBOt no afluente e efluentes ao sistema de tratamento.

Tabela 11. Relação entre os valores da DBOf e DBOp com a DBOt, no afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.

Parâmetro	Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente filtro
DBOf / DBOt	0,52	0,52	0,59	0,62
DBOp / DBOt	0,48	0,48	0,41	0,38

No sistema de tratamento pode-se observar que há uma redução da fração particulada da DBO em relação à DBO<sub>t</sub>, pela conversão da parcela particulada em DBO<sub>f</sub>, como pode ser visto pelo aumento dessa parcela em relação a total no efluente do filtro.

Para visualizar a dispersão dos valores de DBO<sub>t</sub>, DBO<sub>f</sub> e DBO<sub>p</sub> ao longo da fase experimental, foram elaborados os gráficos box-whiskers a seguir (20, 21 e 22).

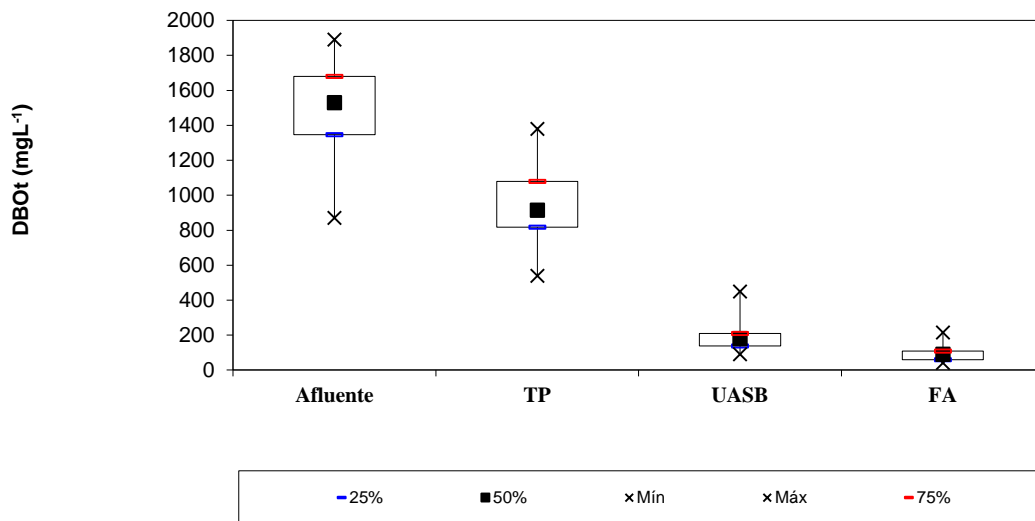


Figura 20. Gráfico box-whiskers para DBO<sub>t</sub> ao longo do período experimental.

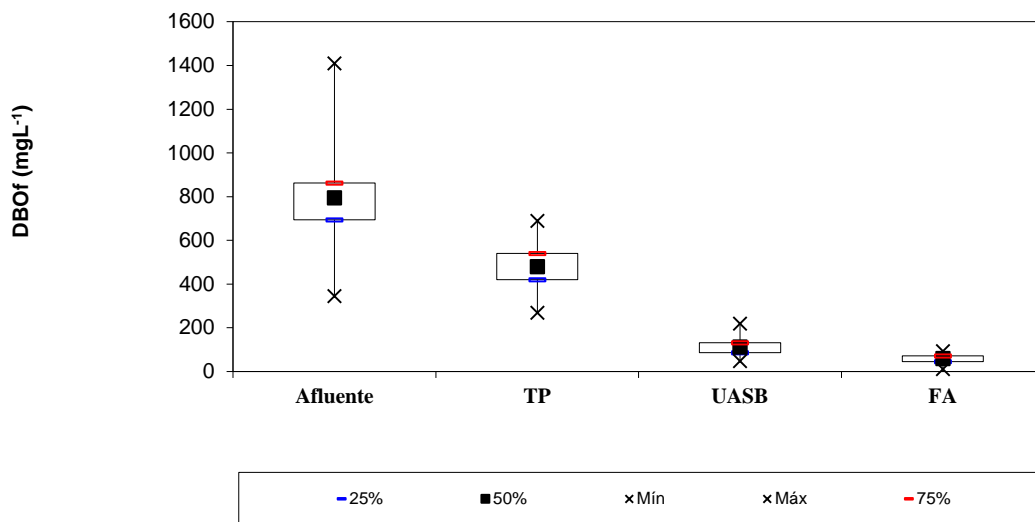


Figura 21. Gráfico box-whiskers para DBO<sub>f</sub> ao longo do período experimental.

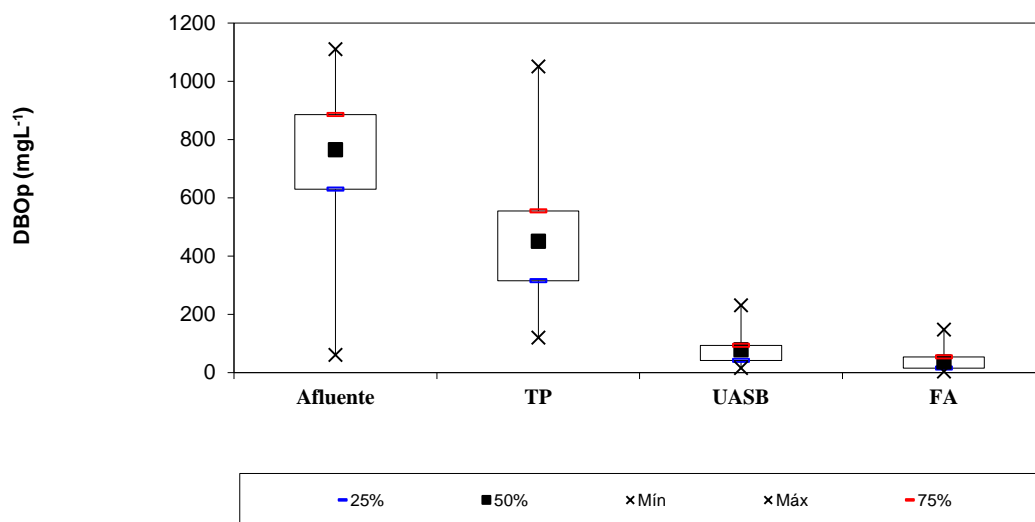


Figura 22. Gráfico box-whiskers para DBOp ao longo do período experimental.

Nos gráficos pode-se observar que ocorreu maior amplitude nos dados de DBOt, DBOf e DBOp no afluente do sistema, sendo que a variabilidade tende a diminuir ao longo da ETE. De uma forma geral, observa-se também maior discrepância entre os valores máximos em relação às outras medidas de dispersão, no afluente ao sistema.

### 5.2.2. DQO

As estatísticas descritivas dos resultados da DQOt, DQOf e DQOp do afluente e efluentes do tratamento primário, UASB e filtro são apresentadas na tabela 12 e as variações durante o período experimental ilustradas nas figuras 23, 24 e 25.

A DQOt afluente apresentou valores que variaram de 1215 mg L<sup>-1</sup> a 5226 mg L<sup>-1</sup> e valores médios de 2924±896 mg L<sup>-1</sup>. A DQOf afluente variou de 815 mg L<sup>-1</sup> a 2647 mg L<sup>-1</sup>, com média de 1174±305 mg L<sup>-1</sup> e a DQOp afluente variou de 182 mg L<sup>-1</sup> a 3871 mg L<sup>-1</sup>, com média de 1750±900 mg L<sup>-1</sup>. O efluente do tratamento primário apresentou DQOt variando de 588 mg L<sup>-1</sup> a 2491 mg L<sup>-1</sup>, com média de 1458±377 mg L<sup>-1</sup>, a DQOf variou de 408 a 1084, com valores médios de 732±166 mg L<sup>-1</sup> e a DQOp variou de 122 a 2083, com valores médios de 761±421 mg L<sup>-1</sup>. No efluente do reator UASB, a DQOt variou de 141 mg L<sup>-1</sup> a 1249 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 634±296 mg L<sup>-1</sup>, por sua vez, a DQOf variou de 110mg L<sup>-1</sup> a 571 mg L<sup>-1</sup> e apresentou média de 267±100 mg L<sup>-1</sup> e a DQOp variou de 22 mg L<sup>-1</sup> a 1420 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 447±291 mg L<sup>-1</sup>. A DQOt efluente do filtro variou de 60 mg L<sup>-1</sup> a 600 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 301±166 mg L<sup>-1</sup>, a DQOf apresentou valores que variaram de 43 mg L<sup>-1</sup> a 409 mg L<sup>-1</sup> a valores médios de 151±66 mg L<sup>-1</sup>, já a DQOp variou de 6 mg L<sup>-1</sup> a 508 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 183±140 mg L<sup>-1</sup>.

Tabela 12. Estatísticas descritivas da DQOt e DQOf do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
DQOt mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	39	39	40
	Média	2924±896	1458±377	634±296	301±166
	CV (%)	31	26	47	55
	Mínimo	1215	588	141	60
	Máximo	5226	2491	1249	600
	Mediana	2819	1488	664	274
	1° quartil	2246	1239	378	165
3° quartil	3435	1728	865	407	
DQOf mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	39	39
	Média	1174±305	732±166	267±100	151±66
	CV (%)	26	23	37	44
	Mínimo	815	408	110	43
	Máximo	2647	1084	571	409
	Mediana	1118	737	259	140
	1° quartil	1014	625	194	124
3° quartil	1253	841	319	167	
DQOp mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	37	35	32
	Média	1750±900	761±421	447±291	183±140
	CV (%)	51	55	65	77
	Mínimo	182	122	22	6
	Máximo	3871	2083	1420	508
	Mediana	1788	735	433	160
	1° quartil	992	480	236	38
3° quartil	2257	1030	606	270	

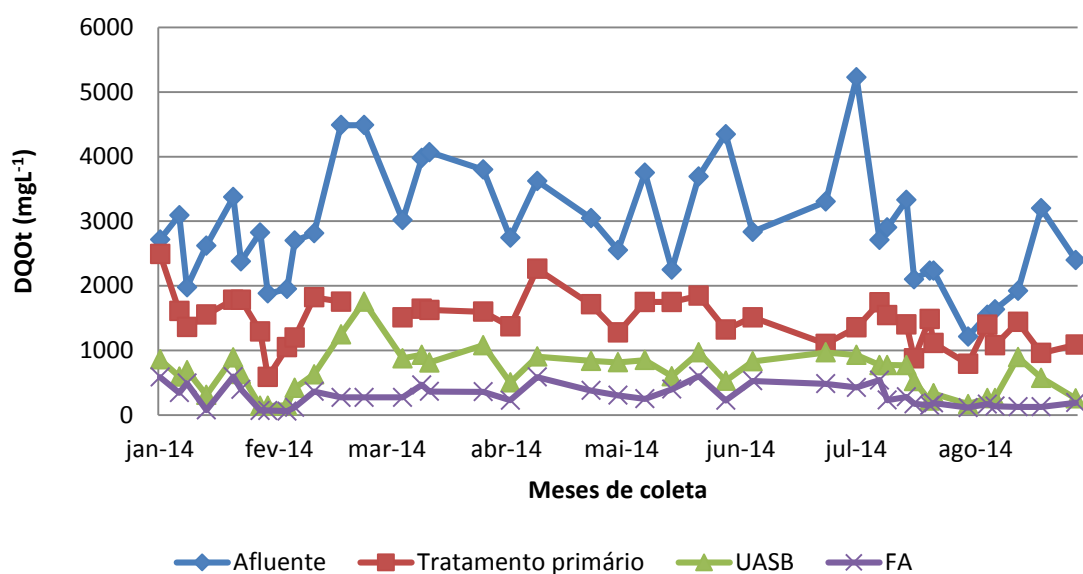


Figura 23. Variações da DQOt observadas no sistema ao longo do período experimental.

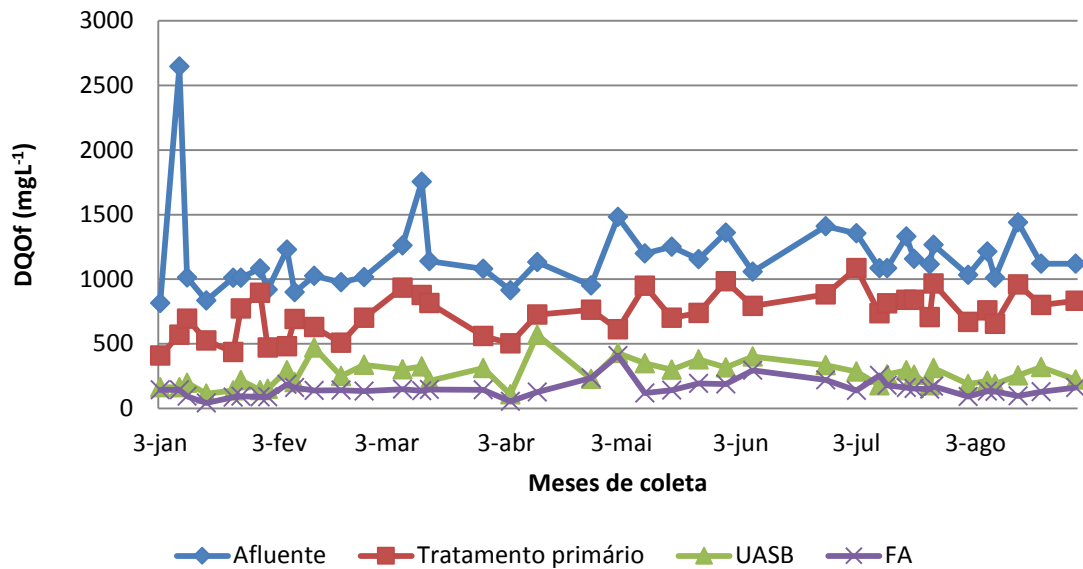


Figura 24. Variações da DQOf observadas no sistema ao longo do período experimental.

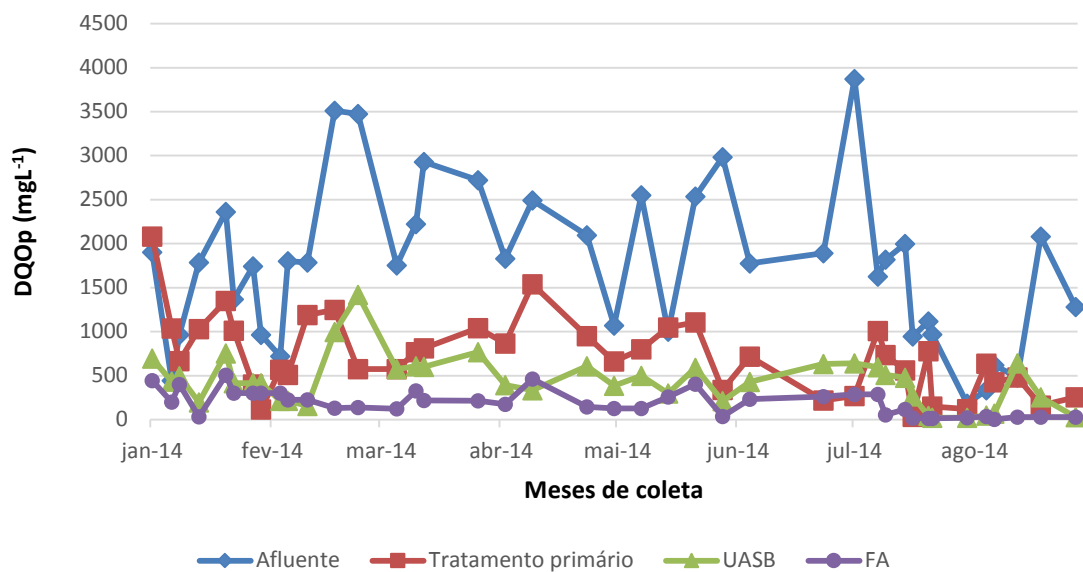


Figura 25. Variações da DQOp observadas no sistema ao longo do período experimental.

Na tabela 13 e figura 26 pode-se observar os resultados de eficiência média de remoção de DQOt, DQOf e DQOp no sistema de tratamento, que apresentou eficiência global acima de 85% para todos os parâmetros. Quando se avalia cada unidade isoladamente, pode-se observar que tanto o tratamento primário quanto o reator UASB e o filtro anaeróbio contribuíram de forma importante no acréscimo de eficiência de remoção de DQO do sistema, entretanto, o reator UASB obteve uma eficiência ligeiramente maior quando comparado às outras unidades de tratamento.

Tabela 13. Resumo das eficiências médias de remoção de DQOt, DQOf e DQOp durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Tratamento primário	UASB	Filtro	
DQOt	48,05	56,63	50,67	89,57
DQOf	36,16	63,13	40,53	87,29
DQOp	60,47	51,36	58,07	87,98

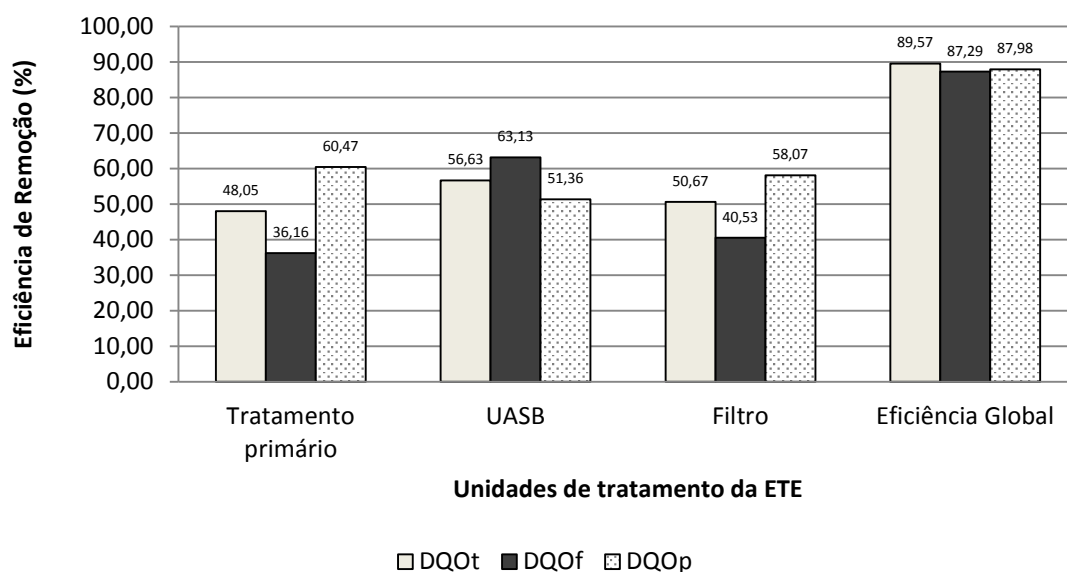


Figura 26. Eficiências de remoção de DQO ao longo do período experimental.

O reator UASB operou com TDH variando de 24,72 horas a 212,64 horas e COV variando de 0,13 kgDQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> a 1,56 kgDQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>, apresentando as maiores eficiências de remoção de DQOt (57,16%) e DQOf (63,13%) quando comparado às outras unidades da ETE. Por sua vez, o tratamento primário foi responsável pela maior remoção de DQOp (58,07%), o qual operou com TDH variando de 23,52 horas a 201,12 horas e COV variando de 0,04 kgDQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> a 0,99 kgDQO m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>.

Fernandes e Oliveira (2006) realizaram uma pesquisa em escala piloto avaliando o processo anaeróbico em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Os reatores foram instalados em série, em escala-piloto (volumes de 530 e 120 L, respectivamente), submetidos a TDH de 56 a 18 horas no primeiro reator e de 13 a 4 horas no segundo reator. Por sua vez, a COV aplicada esteve na faixa de 5,05 a 10,12 kg DQOm<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> no reator ABR e de 2,83 a 9,63 kg DQOm<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> no reator UASB. As eficiências médias de remoção de DQOt variaram de 71,1 a 87,5% no reator ABR e de 41,5 a 50,1% no reator UASB, resultando em valores globais de remoção de 86,8% a 94,9%, os quais foram semelhantes ao encontrado no presente trabalho.

Bruno e Oliveira (2008) realizaram um trabalho avaliando a eficiência do tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores UASB em dois estágios, em



escala de bancada, submetidos a TDH de 4,0; 5,2 e 6,2 dias e COV de 5,8; 3,0 e 3,6 g DQO total L<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>, no primeiro reator, e TDH de 2,0; 2,6 e 3,1 dias e COV de 5,8; 0,5 e 0,4 g DQO total L<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>, no segundo reator. Os valores médios de DQO do afluente variaram de 15.440 a 23.040 mg O<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>. As eficiências médias de remoção de DQO total foram de 66 a 98%.

Neto (2007) avaliou o desempenho de processo anaeróbio em dois estágios composto por reator ABR e reator UASB instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 litros e 120 litros, respectivamente), tratando águas residuárias de suinocultura. Os TDH foram de 60 horas a 24 horas no primeiro reator e de 13,6 horas a 5,4 horas no segundo reator. As eficiências médias de remoção de DQOt variaram de 69 a 88% no reator ABR e de 34 a 58% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 95% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, resultados semelhantes ao encontrados neste trabalho. A COV foi de 11,51 g DQOLd<sup>-1</sup> a 21,12 g DQOLd<sup>-1</sup> no reator ABR e de 4,21g DQOLd<sup>-1</sup> a 13,29 g DQOLd<sup>-1</sup> no reator UASB.

Teixeira *et al.* (2009) avaliaram o desempenho de um reator UASB tratando esgoto doméstico pré tratado em uma unidade de peneiramento forçado (UPF), resultando na redução do tamanho médio de partículas da matéria orgânica afluente. Os experimentos foram conduzidos em dois reatores UASB em escala de demonstração idênticos, sendo um precedido da UPF e o outro utilizado como controle. Os resultados apontaram que, após a adaptação da biomassa às novas condições cinéticas e hidráulicas (reduzido TDH seguido de alta carga biológica aplicada), a redução do tamanho das partículas resultou na seleção de uma comunidade microbiana de maior atividade metanogênica específica (quatro vezes superior à do reator controle). Isso propiciou um melhor desempenho do reator UASB precedido da UPF, o qual apresentou uma maior eficiência de remoção de DQOt (65 versus 54% no reator controle), e um efluente com menor DQOp (48 versus 74 mgL<sup>-1</sup> no reator controle).

Sakar *et al.* (2009) relataram um estudo em escala piloto utilizando um reator UASB tratando efluente de abatedouro de frangos submetidos à COV de 2,9 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> e TDH de 13,2 horas, obtendo remoção de DQOt de 78%. Já Del Nery *et al.* (2013), avaliaram um reator UASB tratando o mesmo tipo de efluente, aplicando COV de 1,89 ± 0,56 kg DQOm<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup> e TDH de 1,17 ± 0,10 d, que apresentou remoções de DBOt e DQOt de 70% e 65%, respectivamente.

Os bons resultados médios de remoção DQOt (89,57%) no sistema avaliado pelo presente trabalho podem estar relacionados também à COV média (0,82 kg DQO m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup>)<sup>-1</sup>, inferior à apresentada por outros trabalhos.

Na tabela 14 é apresentada a relação entre DQOf e DQOp com a DQOt ao longo do sistema.

Tabela 14. Relação entre os valores da DQOf e DQOp com a DQOT, no afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.

Parâmetro	Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente filtro
DQOf / DQOt	0,40	0,50	0,40	0,50
DQOp / DQOt	0,60	0,50	0,60	0,50

Observa-se que o teor de matéria orgânica dissolvida aumenta no tratamento primário, reduz no reator UASB e aumenta novamente no filtro anaeróbio, já o teor de matéria orgânica particulada é reduzido no tratamento primário, aumenta no reator UASB e reduz novamente no filtro anaeróbio.

Para visualizar a dispersão dos valores de DQOt, DQOf e DQOp ao longo da fase experimental, foram elaborados os gráficos box-whiskers 27, 28 e 29.

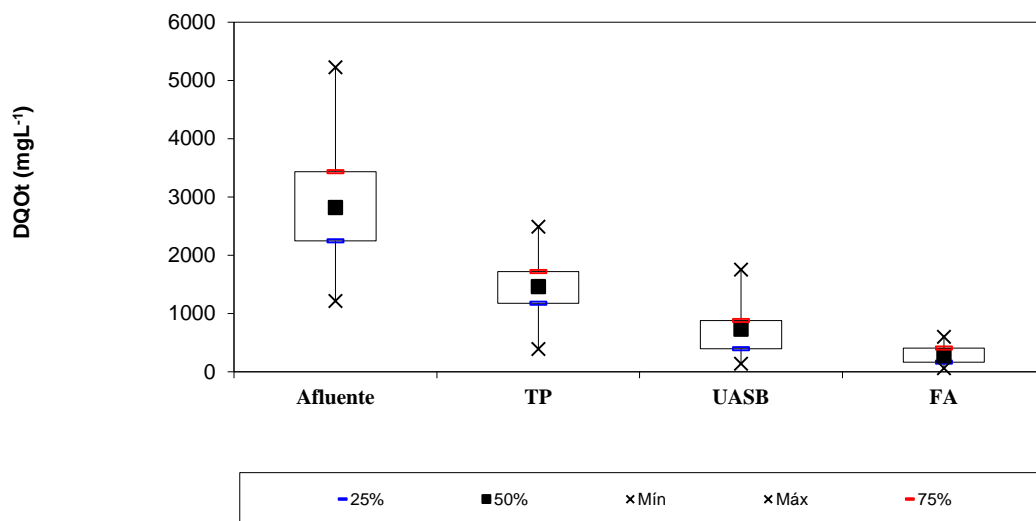


Figura 27. Gráfico box-whiskers para DQOt ao longo do período experimental.

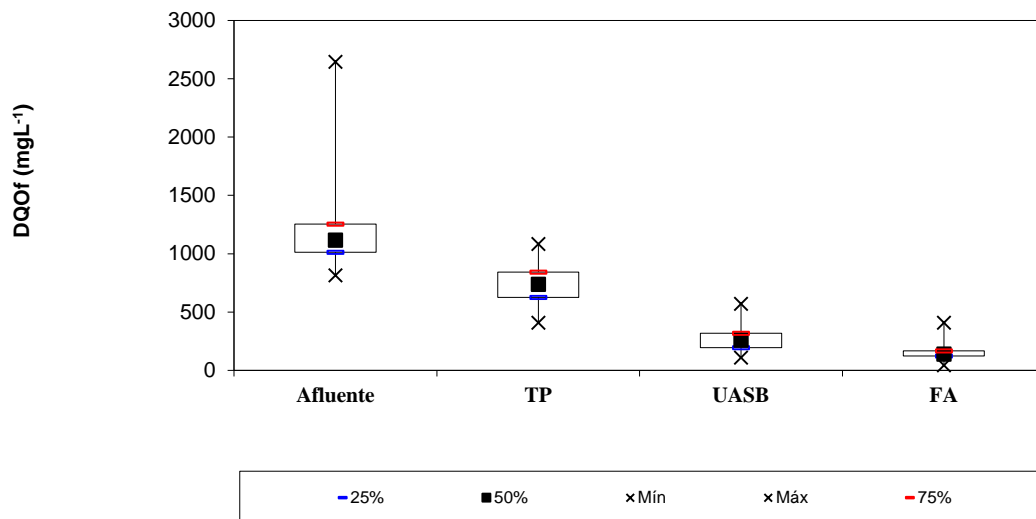


Figura 28. Gráfico box-whiskers para DQOf ao longo do período experimental.

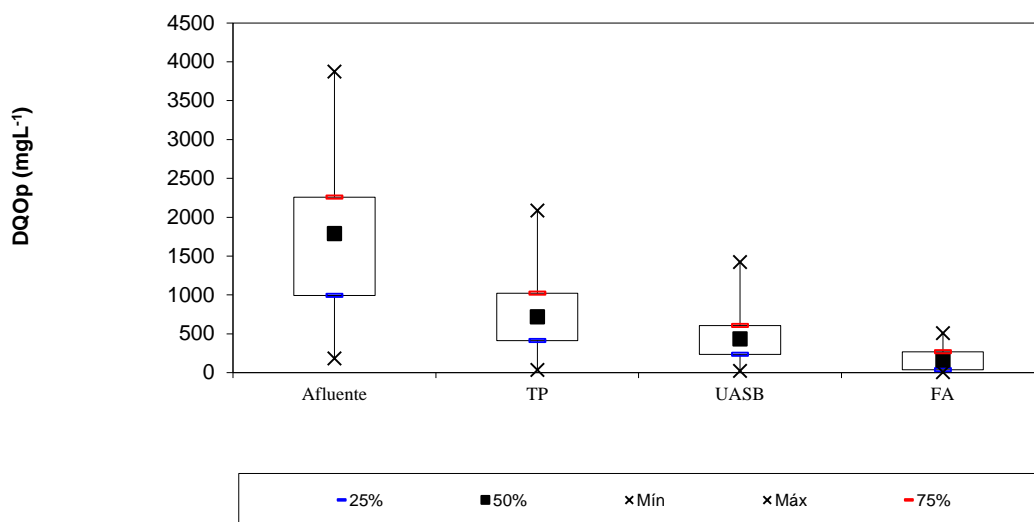


Figura 29. Gráfico box-whiskers para DQOp ao longo do período experimental.

Nos gráficos pode-se observar que, de forma semelhante à DBO, ocorreu maior amplitude dos dados de DQOt, DQOf e DQOp no afluente do sistema, sendo que a variabilidade tende a diminuir ao longo da ETE. Observa-se também uma maior discrepância entre os valores máximos em relação às outras medidas de dispersão, no afluente ao sistema.

Tomando como exemplo o reator UASB, considerando que houve remoção de DQOt da ordem de 56 % (sendo as remoções de DQOp realizada por mecanismos físicos e de DQOf por meios biológicos), é possível postular que: aferir o comportamento da DQOt no tempo, implica na inferência da atividade metanogênica, uma vez que, as medidas de gases confirmam a produção de metano. Em sendo verdadeira essa hipótese, este axioma pode ser justificado pela aplicação das notações do cálculo diferencial que fundamenta-se na noção de taxa de variação da concentração de uma substância em relação ao tempo. Assim, tomando-se as variações da DQOt no tempo, ou taxa de declínio e aplicando as notações do cálculo diferencial, podemos dizer que:

$$DQOt = f(t) \quad (5)$$

Sejam  $t_1$  e  $t_2$  dois instantes, e  $t_2 > t_1$ . Sendo  $f(t_1)$  e  $f(t_2)$  os correspondentes valores de DQOt medidos no intervalo de tempo. Fazendo agora, uma diferenciação no intervalo de tempo de  $t_1$  a  $t_2$ , a variação total da DQOt pode ser expressa na forma:

$$\Delta DQOt = f(t_2) - f(t_1) \quad (6)$$

Para  $\Delta DQOt \leftarrow 0$  implica em um aumento de carga ou ineficiência; e para  $\Delta DQOt \rightarrow 0$  implica em um decréscimo da fração orgânica ou maior eficiência do processo.

A variação média da DQOf por unidade de tempo no intervalo  $t_1$  a  $t_2$  pode ser descrita pela expressão:

$$\frac{\Delta DQOt}{\Delta t} = \frac{f(t_2) - f(t_1)}{(t_2 - t_1)} \quad (7)$$

Esta expressão, na verdade, mede a eficiência de remoção da carga orgânica por ação da atividade específica (nessa hipótese, a atividade metanogênica), via taxa de variação da DQO ou taxa de degradação específica.

Um exercício numérico serve para comprovar a aplicabilidade do modelo e justificar o axioma aqui postulado. Assim, tomando os dados médios da DQOt listados na tabela 13, aplicando-se os valores na fórmula (7), é possível determinar a taxa de degradação do reator UASB, e aferir sua respectiva eficiência em termo de redução de carga orgânica.

DQO<sub>1</sub>: entrada UASB (1458 mgL<sup>-1</sup>)

DQO<sub>2</sub>: saída UASB (634 mgL<sup>-1</sup>)

Δt = 1 dia

$$\frac{\Delta DQOt}{\Delta t} = 56,51\%$$

Esse valor obtido é semelhante ao valor encontrado na tabela 13 (56,63%). Considerando os erros da estatística e de que se trata de um processo biológico, pode-se afirmar que esses valores são praticamente iguais.

Esse postulado, também pode ser comprovado pela aplicação direta do conceito de eficiência de um sistema real, onde o trabalho líquido (η) é igual a razão entre a carga orgânica que entra no reator e a carga orgânica remanescente, ou seja:

$$\eta = \left[ 1 - \left( \frac{DQOt_2}{DQOt_1} \right) \right] \cdot 100 \quad (8)$$

Onde:

DQOt1 (1458 mg.L<sup>-1</sup>) = Demanda química de oxigênio medida na entrada do UASB

DQOt2 (641 mg.L<sup>-1</sup>) = Demanda química de oxigênio na saída do UASB

Resultando em: η = 56,51%

Pelas notações do cálculo diferencial, pode-se representar o comportamento da DQOt em relação ao tempo por uma função exponencial de (t), ou seja, uma equação do tipo:

$$\frac{dN}{dt} = -\lambda N \quad (9)$$

A equação 10 tem solução do tipo:

$$N = N_0 e^{-\lambda t} \quad (10)$$

Onde:

$\frac{dN}{dt}$  = variação da concentração de poluentes que entra no sistema no instante t

N<sub>0</sub> = concentração inicial de poluentes que entra no sistema

$\lambda$  = taxa de degradação ou taxa de remoção de poluentes

t = tempo

Por essa equação podemos postular que: “A eficiência é função da concentração de poluentes que entra no sistema e da atividade decompositora específica em um intervalo de tempo”.

Isso implica em dizer que: quanto maior a carga poluente, maior a concentração e a atividade microbiana no tempo, resultando em maior eficiência do sistema.

Há indícios da existência de uma função de equilíbrio, onde a carga poluente que entra é equivalente à concentração microbiana no intervalo de tempo, ou seja, a maior eficiência ocorre quando  $dN/dt = dC/dt$ . Essa expressão equivale à equação de Monod (1948) sendo também válida para os sistemas de tratamento de efluentes tal como aqui estudado, guardadas as devidas diferenciações processuais e a complexidade das populações e relações entre microrganismos contidos nos reatores anaeróbios.

Aplicando agora a mesma formulação para as demais unidades do sistema, tomando como base a DQOt obtém-se os seguintes resultados:

- Filtro anaeróbio: 52,52%
- Sistema global: 89,70%

Pela análise dos resultados, podemos inferir que o reator UASB apresentou maior eficiência relativa em termos de remoção de DQOt, seguido do filtro anaeróbio. Vale ressaltar que o alinhamento ou a montagem do sistema em série permitiu obter maior eficiência em termos de remoção de poluentes, onde o valor 89,57% mostra que o sistema, por ser biológico, e, portanto, influenciado por inúmeros fatores endógenos e exógenos, é eficiente para o fim a que se destina nos limites de COV aplicados.

### 5.2.3. Sólidos

#### 5.2.3.1. Sólidos totais e sólidos totais voláteis

As estatísticas descritivas dos resultados dos ST e STV do afluente e efluentes do tratamento primário, UASB e filtro são apresentadas na tabela 15 e as variações durante o período experimental ilustradas nas figuras 30 e 31.

Pode-se observar que as maiores variações de STV ocorreram nos efluentes do sistema, as quais foram amortecidas ao longo da ETE. O afluente apresentou valores de ST que variaram de 1895 mg L<sup>-1</sup> a 3350 mg L<sup>-1</sup> e valores médios de 2515±421 mg L<sup>-1</sup> e STV variando de 1310 mg L<sup>-1</sup> a 2655 mg L<sup>-1</sup>, com média de 1819±321 mg L<sup>-1</sup>. O efluente do tratamento primário apresentou ST variando de 1385 mg L<sup>-1</sup> a 2905 mg L<sup>-1</sup>, com média de 1750±295 mg L<sup>-1</sup>, já os STV variaram de 730 a 1685, com valores médios de 1099±210 mg L<sup>-1</sup>. No efluente do reator UASB, os ST variaram de 810 mg L<sup>-1</sup> a 1920 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 1275±212 mg L<sup>-1</sup>, por sua vez, os STV variaram de 300 mg L<sup>-1</sup> a 1000 mg L<sup>-1</sup>, com média de 602±151 mg L<sup>-1</sup>. O efluente do filtro apresentou ST variando de 650 mg L<sup>-1</sup> a 1380 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 1079±161 mg L<sup>-1</sup> e os STV apresentaram valores que variaram de 200 mg L<sup>-1</sup> a 720 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 445±109 mg L<sup>-1</sup>.

Tabela 15. Estatísticas descritivas dos ST e STV do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
ST mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	2515±421	1750±295	1275±212	1079±161
	CV (%)	17	17	17	15
	Mínimo	1895	1385	810	650
	Máximo	3530	2905	1920	1380
	Mediana	2455	1693	1278	1080
	3º quartil	2749	1846	1396	1195
STV mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	1819±321	1099±210	602±151	445±109
	CV (%)	18	19	25	25
	Mínimo	1310	730	300	200
	Máximo	2655	1685	1000	720
	Mediana	1793	1058	568	445
	3º quartil	1996	1218	650	506

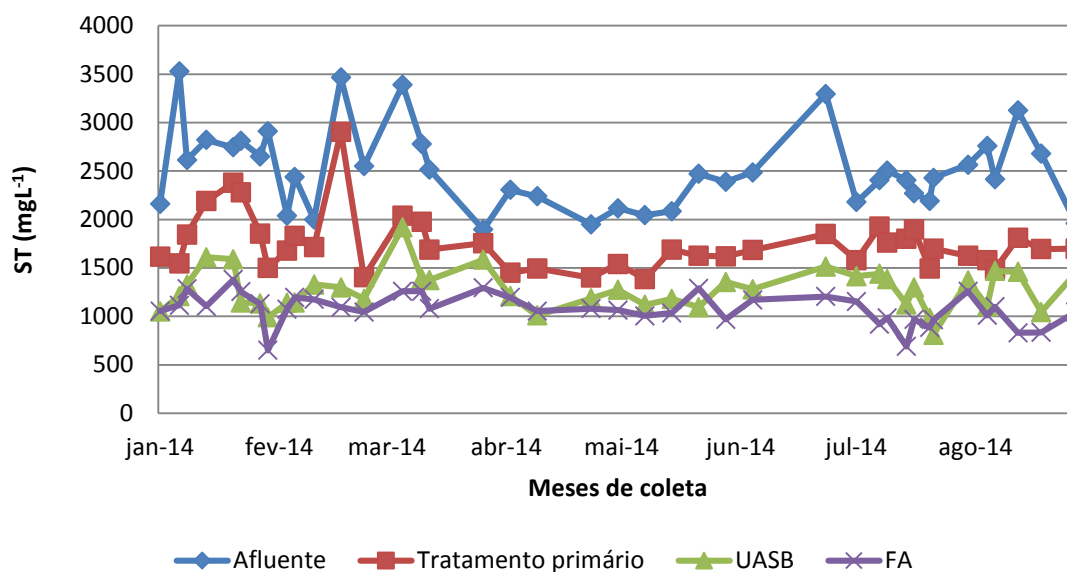


Figura 30. Variações dos ST observadas no sistema ao longo do período experimental.

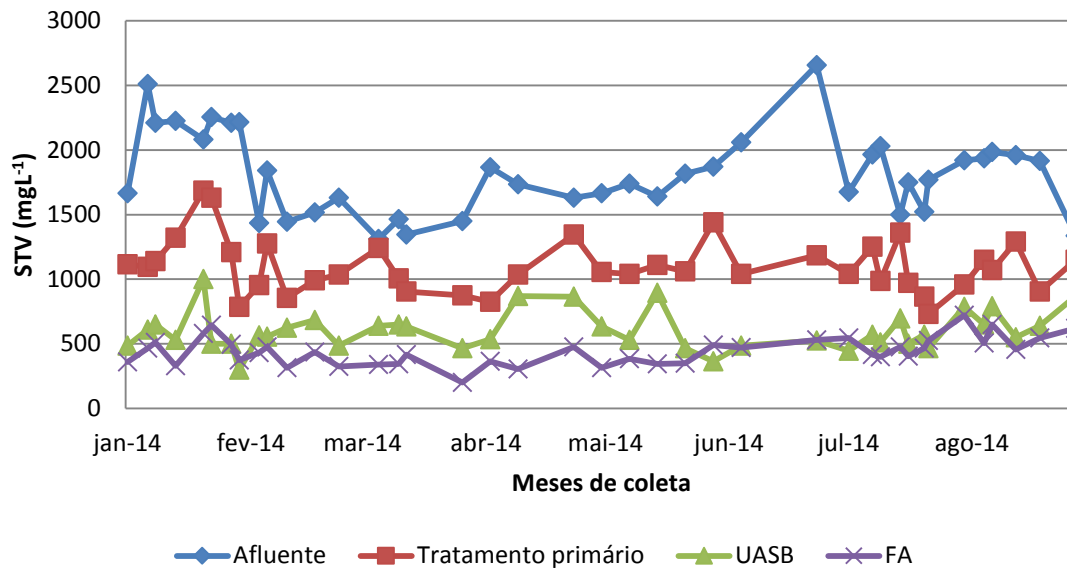


Figura 31. Variações dos STV observadas no sistema ao longo do período experimental.

As eficiências médias de remoção de ST foram de 29,52%, 26,19% e 14,00%, para o tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio, respectivamente. Para STV as eficiências médias de remoção foram de 38,29% para o tratamento primário, 44,10% para o reator UASB e 22,65% para o filtro anaeróbio. O desempenho do sistema de tratamento na remoção de ST e STV foi de 56,01% e 75,16%, respectivamente (tabela 16 e figura 32).

Tabela 16. Resumo das eficiências médias de remoção de ST e STV durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Tratamento primário	UASB	Filtro	
ST	29,52	26,19	14,00	56,01
STV	38,29	44,10	22,65	75,16

Observa-se que o tratamento primário e o reator UASB apresentaram desempenho similar em relação à remoção de ST e STV, os quais foram os principais contribuintes para a eficiência de remoção do parâmetro do sistema. O menor desempenho do filtro anaeróbio pode ser explicado pela perda de lodo de baixa sedimentabilidade, o que ocorreu a partir do final do mês de maio, provavelmente devido ao decaimento da temperatura ambiente.

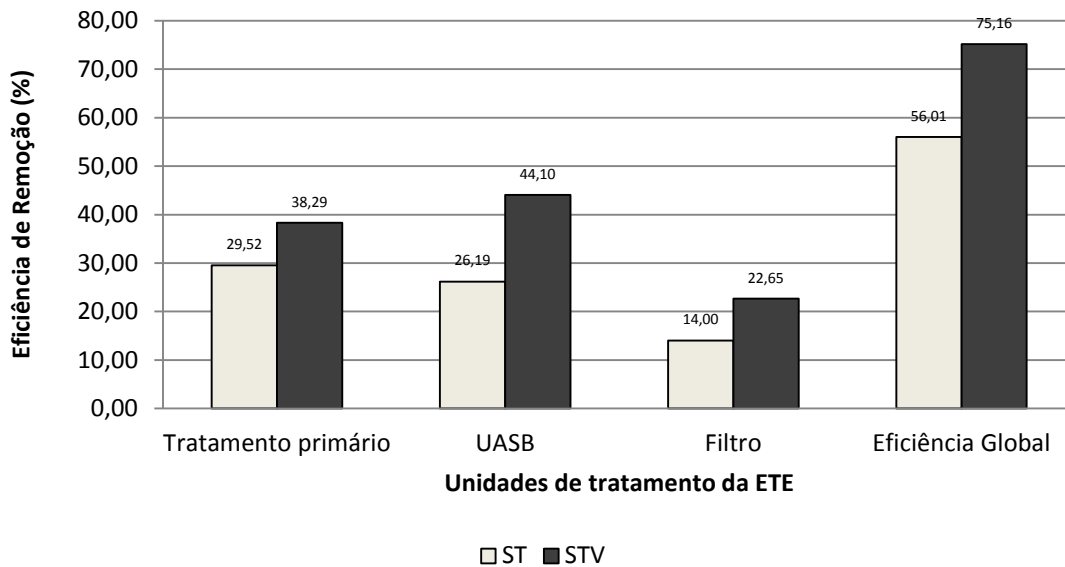


Figura 32. Eficiências de remoção de ST e STV ao longo do período experimental.

Conforme ilustra a figura 33, a curva de remoção de DQOt apresenta uma maior declividade quando comparada às curvas de remoção de DBOt e STV. Isso vem confirmar o axioma postulado, de que a eficiência é função da concentração de poluentes que entra no sistema e da atividade específica no tempo. Também pode-se observar no gráfico que a curva de DBO e de STV são semelhantes, e essa correspondência se justifica, pois a atividade microbiana remove a fração sólida volátil, enquanto que na DQO, são removidos tanto as frações orgânicas, quanto as inorgânicas.

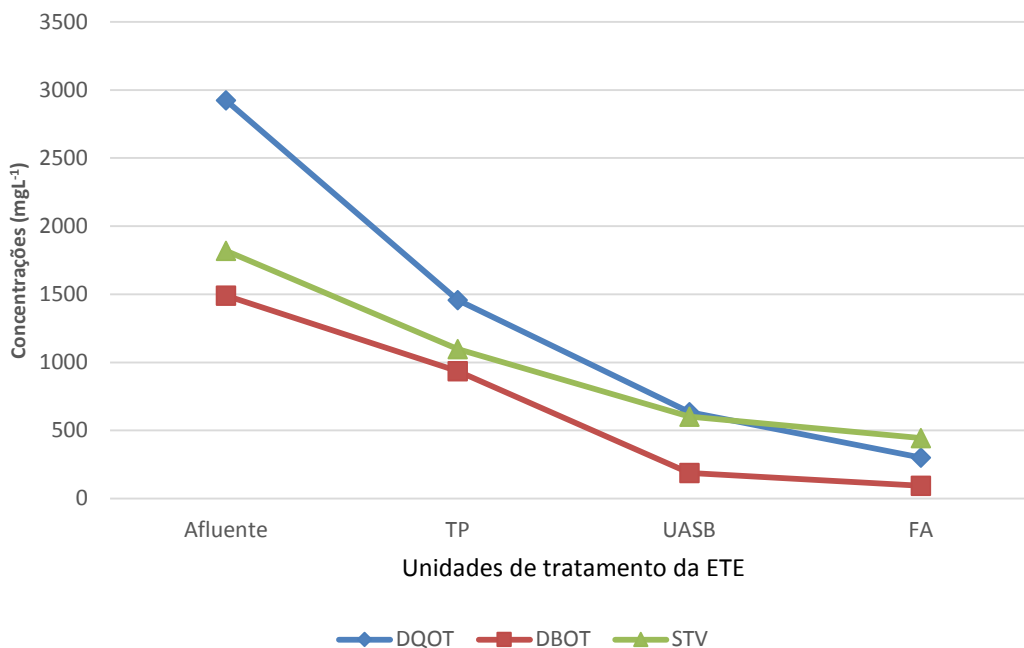


Figura 33. Gráfico das relações entre DQOt, STV e DBOt.



Nas figuras 34 e 35 ilustradas a seguir são apresentadas as dispersões dos valores da concentração de ST e STV do afluente, nos efluentes do tratamento primário, reator UASB e no filtro anaeróbio. Verificou-se a capacidade do sistema em amortecer as variações do afluente.

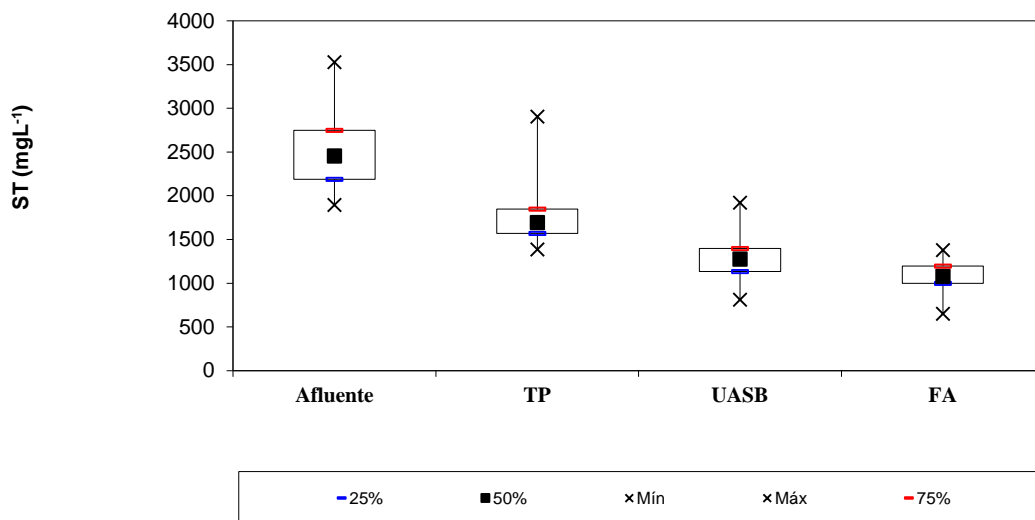


Figura 34. Gráfico box-whiskers para ST ao longo do período experimental.

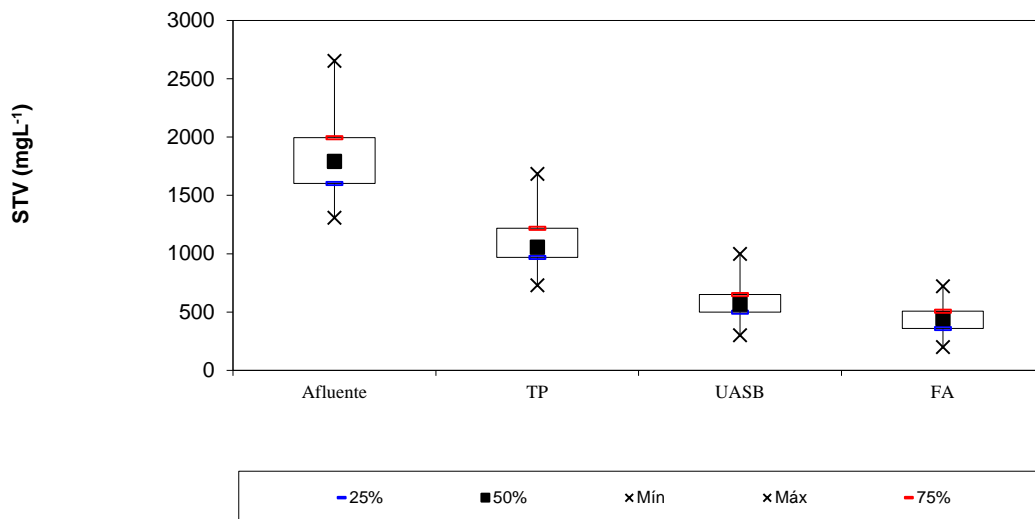


Figura 35. Gráfico box-whiskers para STV ao longo do período experimental.

### 5.2.3.2. Sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis

Na tabela 17 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas e nas figuras 36 e 37 são ilustradas as variações do parâmetro durante o período experimental.

Tabela 17. Estatísticas descritivas dos SST e SSV do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
SST mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	779±109	597±131	300±84	126±49
	CV (%)	14	22	28	39
	Mínimo	580	300	150	45
	Máximo	1047	946	490	280
	Mediana	770	577	298	124
	1° quartil	701	522	237	98
3° quartil	849	654	361	146	
SSV mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	767±109	579±127	277±79	120±49
	CV (%)	14	22	29	41
	Mínimo	555	285	143	4
	Máximo	1035	923	480	260
	Mediana	761	565	259	124
	1° quartil	694	507	224	96
3° quartil	837	653	336	140	

Observa-se que as maiores variações ocorreram no afluente do sistema, sendo amortecidas ao longo da ETE. O afluente apresentou valores de SST que variaram de 580 mg L<sup>-1</sup> a 1047 mg L<sup>-1</sup> e valores médios de 779±109 mg L<sup>-1</sup> e SSV variando de 555 mg L<sup>-1</sup> a 1035 mg L<sup>-1</sup>, com média de 767±109 mg L<sup>-1</sup>. O efluente do tratamento primário apresentou SST variando de 300 mg L<sup>-1</sup> a 946 mg L<sup>-1</sup>, com média de 597±131 mg L<sup>-1</sup>, já os SSV variaram de 285 mg L<sup>-1</sup> a 923 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 579±127 mg L<sup>-1</sup>. No efluente do reator UASB, os SST variaram de 150 mg L<sup>-1</sup> a 490 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 300±84 mg L<sup>-1</sup>, por sua vez, os SSV variaram de 143 mg L<sup>-1</sup> a 480 mg L<sup>-1</sup> e apresentou média de 277±79 mg L<sup>-1</sup>. O efluente do filtro apresentou SST variando de 45 mg L<sup>-1</sup> a 280 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 126±49 mg L<sup>-1</sup> e os SSV apresentaram valores que variaram de 4 mg L<sup>-1</sup> a 260 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 120±49 mg L<sup>-1</sup>.

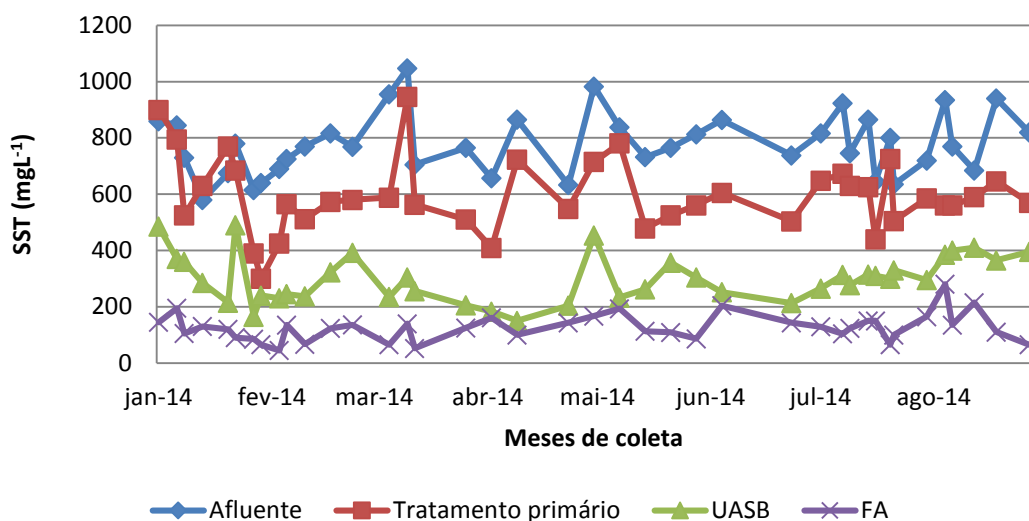


Figura 36. Variações da SST observadas no sistema ao longo do período experimental.

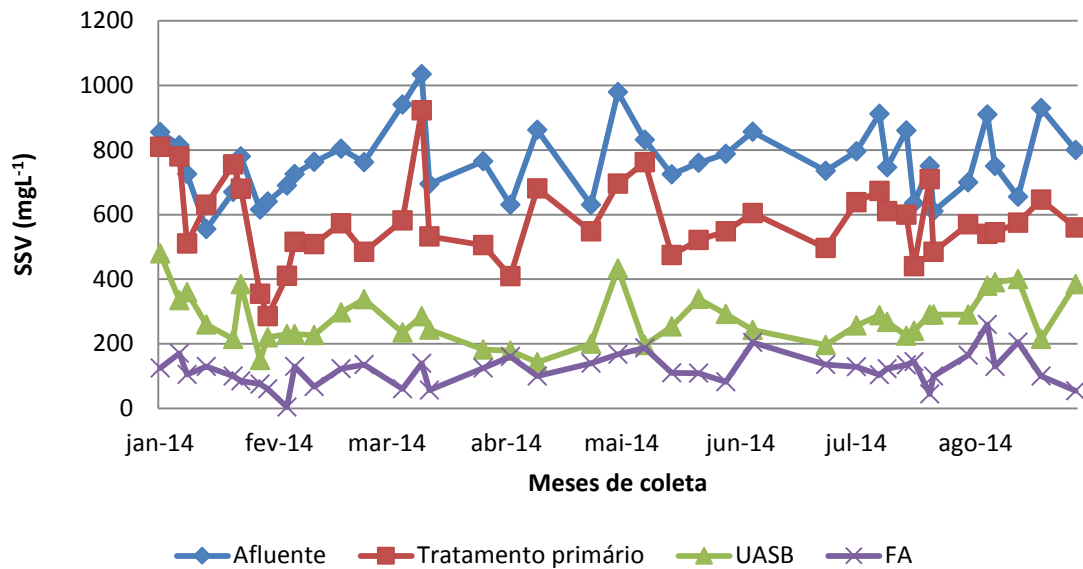


Figura 37. Variações da SSV observadas no sistema ao longo do período experimental.

As eficiências médias de remoção de SST foram de 23,33%, 48,42% e 55,73% para o tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio, respectivamente. Para SSV as eficiências médias de remoção foram de 24,32% para o tratamento primário, 50,92% para o reator UASB e 54,20% para o filtro anaeróbio. O desempenho do sistema de tratamento na remoção de SST e SSV foi de 83,70% e 84,25%, respectivamente (tabela 18 e figura 38).

Observa-se que o reator UASB e o filtro anaeróbio apresentaram desempenho similar em relação à remoção de SST e SSV, os quais foram os principais contribuintes para a eficiência de remoção dos parâmetros no sistema. Diferente do que ocorreu para os ST e STV, o menor desempenho ocorreu no tratamento primário.

Tabela 18. Resumo das eficiências médias de remoção de SST e SSV durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Tratamento primário	UASB	Filtro	
SST	23,33	48,42	55,73	83,70
SSV	24,32	50,92	54,20	84,25

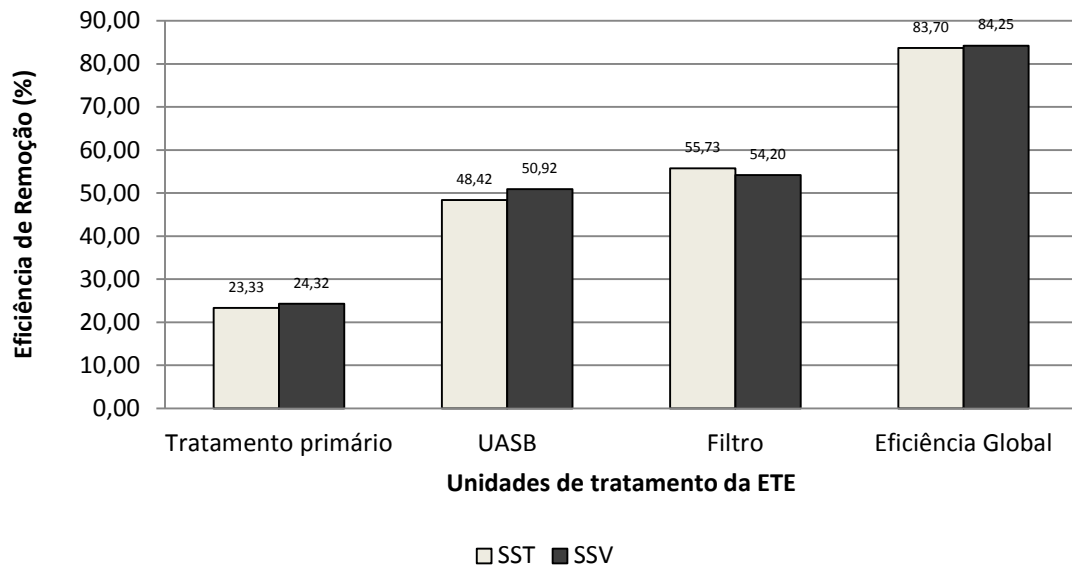


Figura 38. Eficiências de remoção de SST e SSV ao longo do período experimental.

Nas figuras 39 e 40 ilustradas a seguir são apresentadas as dispersões dos valores da concentração de SST e SSV do afluente, nos efluentes do tratamento primário, reator UASB e no filtro anaeróbio. Verificou-se a capacidade do sistema em amortecer as variações do afluente.

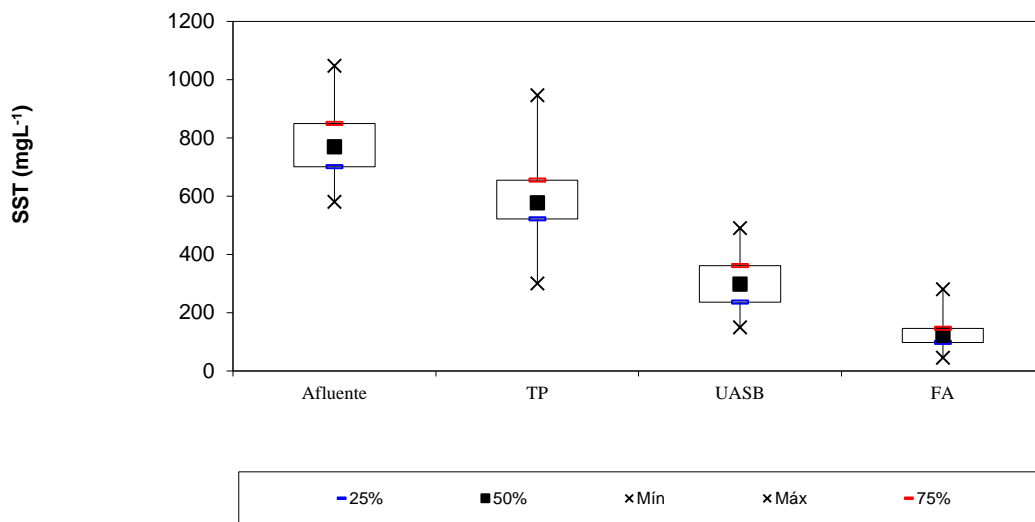


Figura 39. Gráfico box-whiskers para SST ao longo do período experimental.

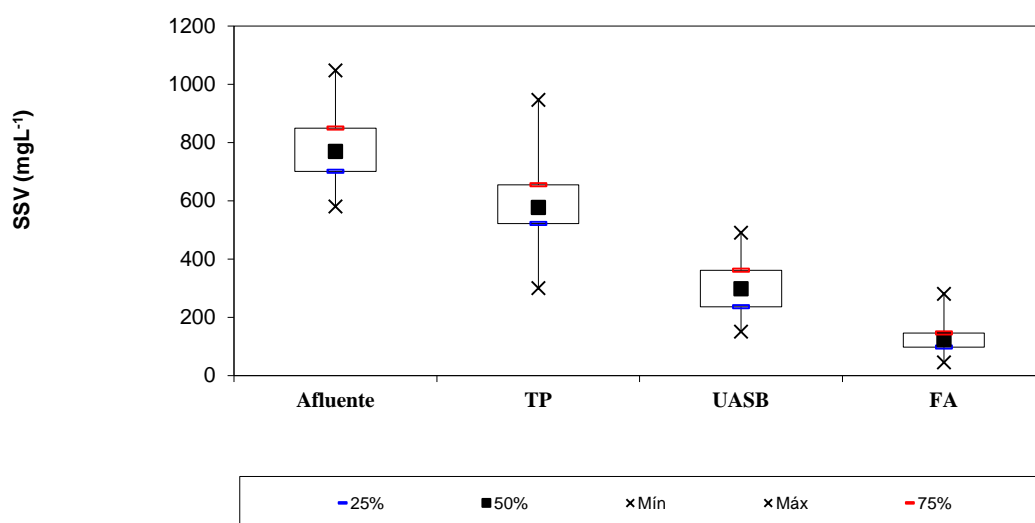


Figura 40. Gráfico box-whiskers para SSV ao longo do período experimental.

Os valores de ST, STV, SST e SSV encontrados neste trabalho foram semelhantes aos relatados por Del Nery *et al.* (2007), que realizaram um estudo em dois reatores UASB (denominados "A" e "B") tratando efluentes de abatedouro de frangos durante quatro anos. Os reatores obtiveram desempenhos semelhantes, sendo as médias dos resultados ilustrados na tabela 19.

Tabela 19. Médias de sólidos encontrados por Del Nery *et al.* (2007).

Parâmetro	Afluente dos reatores	Efluente do reator A	Efluente do reator B
ST	1669±351	1297±262	1286±241
STV	1141±251	610±238	586±179
SST	505±147	196±92	201±82
SSV	464±132	196±79	173±74

Machado e Chernicharo (1997) avaliaram três unidades piloto constituídas de um reator UASB seguido por dois filtros anaeróbios operando em paralelo (configurações ascendente e descendente). O reator UASB teve volume de 416 litros e foi operado com TDH de 6 e 4 horas. Os filtros anaeróbios tinham volumes de 102 litros, sendo operados com TDH de 24 a 1,5 horas. O sistema UASB/FA apresentou resultados médios de remoção de DQO e DBO de 85 a 95%, possibilitando a manutenção das concentrações de DQO no efluente final na faixa de 60 a 90 mg/L e valores de DBO sistematicamente abaixo de 40 mg/L. As médias globais de SS no efluente final foram mantidas abaixo de 25 mg/L. Pelos resultados conseguidos, os autores acreditam que o sistema UASB/FA pode se tornar uma alternativa atrativa para o tratamento de efluentes.

#### 5.2.4. Teores de macronutrientes

##### 5.2.4.1. Nitrogênio

Na tabela 20 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. As variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas nas figuras que seguem (41 a 46).

Tabela 20. Estatísticas descritivas do NTK, amônia, nitrogênio orgânico, nitrito, nitrato e nitrogênio total do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
NTK mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	30	30	30	30
	Média	86±19	142±17	98±14	111±13
	CV (%)	22	12	14	12
	Mínimo	56	100	78	84
	Máximo	112	182	129	143
	Mediana	87	141	97	112
	1° quartil	70	135	88	104
3° quartil	103	150	106	115	
N. amoniacoal mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	28±11	79±14	74±18	90±11
	CV (%)	39	18	24	12
	Mínimo	11	55	38	67
	Máximo	73	109	118	108
	Mediana	27	80	78	94
	1° quartil	21	67	58	80
3° quartil	34	91	84	97	
N. orgânico mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	30	30	30	30
	Média	57±24	66±21	26±17	23±19
	CV (%)	42	31	65	83
	Mínimo	25	5	2	1
	Máximo	96	113	59	58
	Mediana	54	69	23	18
	1° quartil	33	56	14	4
3° quartil	75	77	36	37	
Nitrito mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	0,02±0,0044	0,04±0,0081	0,01±0,0021	0,01±0,0013
	CV (%)	20	22	16	17
	Mínimo	0,0100	0,0200	0,0090	0,0040
	Máximo	0,0300	0,0550	0,0190	0,0100
	Mediana	0,0230	0,0370	0,0130	0,0075
	1° quartil	0,0200	0,0320	0,0110	0,0070
3° quartil	0,0250	0,0425	0,0140	0,0080	
Nitrato mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	39	40	40
	Média	10,74±1,60	6,86±1,16	3,47±0,85	2,08±0,68
	CV (%)	15	17	25	33
	Mínimo	8,50	4,62	2,10	1,21
	Máximo	15,06	9,02	5,00	4,29
	Mediana	10,28	6,96	3,55	1,87
	1° quartil	9,51	6,08	2,81	1,68
3° quartil	11,60	7,67	4,24	2,31	
N. total mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	30	30	30	30
	Média	96±19	148±19	101±15	111±18
	CV (%)	20	13	15	17
	Mínimo	66	86	66	46
	Máximo	124	190	131	145
	Mediana	97	149	98	114
	1° quartil	80	142	89	103
3° quartil	113	157	110	118	

O afluente da ETE apresentou valores de NTK que variaram de 56 mg L<sup>-1</sup> a 112 mg L<sup>-1</sup>, com valor médio de 86±19 mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio amoniacal variou de 11 mg L<sup>-1</sup> a 73 mg L<sup>-1</sup>, com média de 28±11mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio orgânico teve variações entre 25 mg L<sup>-1</sup> e 96 mg L<sup>-1</sup> e média de 57±24 mg L<sup>-1</sup>; o nitrito variou de 0,0100 mg L<sup>-1</sup> a 0,0300 mg L<sup>-1</sup> e teve média de 0,0222±0,0044 mg L<sup>-1</sup>; o nitrato variou de 8,50 mg L<sup>-1</sup> a 15,06 mg L<sup>-1</sup>, com média de 10,74±1,60 mg L<sup>-1</sup> e o nitrogênio total variou de 66 a 124, com valor médio de 96±19 mg L<sup>-1</sup>.

O efluente do tratamento primário apresentou valores de NTK variando de 100 mg L<sup>-1</sup> a 182 mg L<sup>-1</sup> e média de 142±17 mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio amoniacal variou de 55 mg L<sup>-1</sup> a 109 mg L<sup>-1</sup>, com média de 79±14 mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio orgânico teve variações entre 5 mg L<sup>-1</sup> e 113 mg L<sup>-1</sup> e média de 66±21 mg L<sup>-1</sup>; o nitrito variou de 0,0200 mg L<sup>-1</sup> a 0,0550 mg L<sup>-1</sup> e teve média de 0,0364±0,0081 mg L<sup>-1</sup>, o nitrato variou de 4,62 mg L<sup>-1</sup> a 9,02 mg L<sup>-1</sup>, com média de 6,86±1,16 mg L<sup>-1</sup> e o nitrogênio total variou de 86 a 190, com média de 148±19 mg L<sup>-1</sup>.

No efluente do reator UASB, os valores de NTK variaram de 78 mg L<sup>-1</sup> a 129 mg L<sup>-1</sup>, com valor médio de 98±14 mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio amoniacal variou de 38 mg L<sup>-1</sup> a 118 mg L<sup>-1</sup>, com média de 74±18 mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio orgânico teve variações entre 2 mg L<sup>-1</sup> e 59 mg L<sup>-1</sup> e média de 26±17 mg L<sup>-1</sup>; o nitrito variou de 0,0090 mg L<sup>-1</sup> a 0,0190 mg L<sup>-1</sup>, com média de 0,0128±0,0021 mg L<sup>-1</sup>; o nitrato variou de 2,10 mg L<sup>-1</sup> a 5,00 mg L<sup>-1</sup> e teve média de 3,47±0,85 mg L<sup>-1</sup>, por sua vez, o nitrogênio total variou de 66 a 131 e teve média de 101±15 mg L<sup>-1</sup>.

O efluente do filtro apresentou valores de NTK que variaram de 84 mg L<sup>-1</sup> a 143 mg L<sup>-1</sup>, com valor médio de 111±13 mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio amoniacal variou de 67 mg L<sup>-1</sup> a 108 mg L<sup>-1</sup>, com média de 90±11 mg L<sup>-1</sup>; o nitrogênio orgânico teve variações entre 1 mg L<sup>-1</sup> e 58 mg L<sup>-1</sup> e média de 23±19 mg L<sup>-1</sup>; o nitrito variou de 0,0040 mg L<sup>-1</sup> a 0,0100 mg L<sup>-1</sup> e teve média de 0,0076±0,0013 mg L<sup>-1</sup>; o nitrato variou de 1,21 mg L<sup>-1</sup> a 4,29 mg L<sup>-1</sup>, com média de 2,08±0,68 mg L<sup>-1</sup> e o nitrogênio total variou de 46 a 145, com valor médio de 111±18 mg L<sup>-1</sup>.

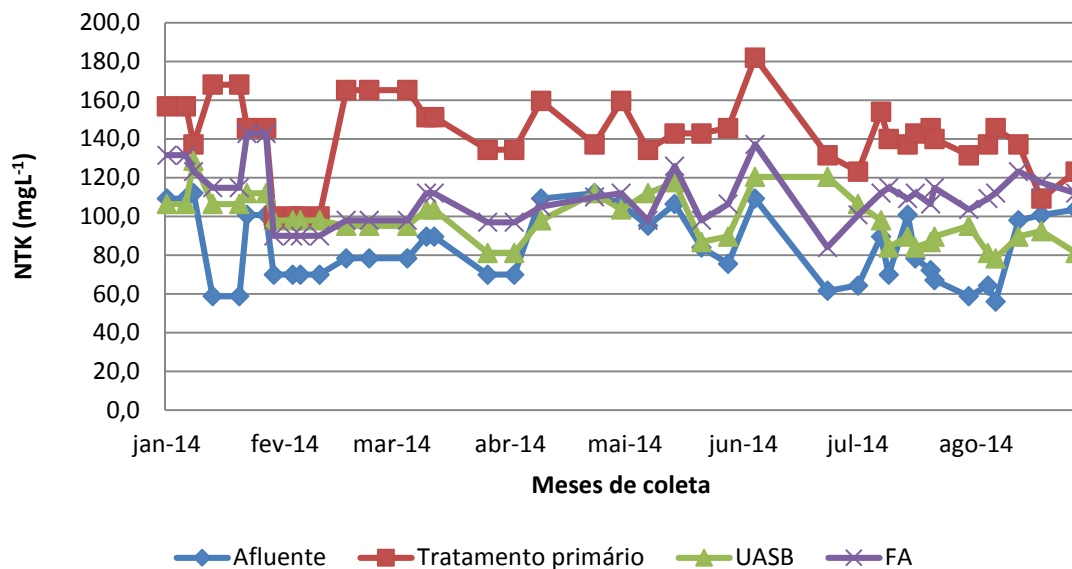


Figura 41. Variações do NTK observadas no sistema ao longo do período experimental.

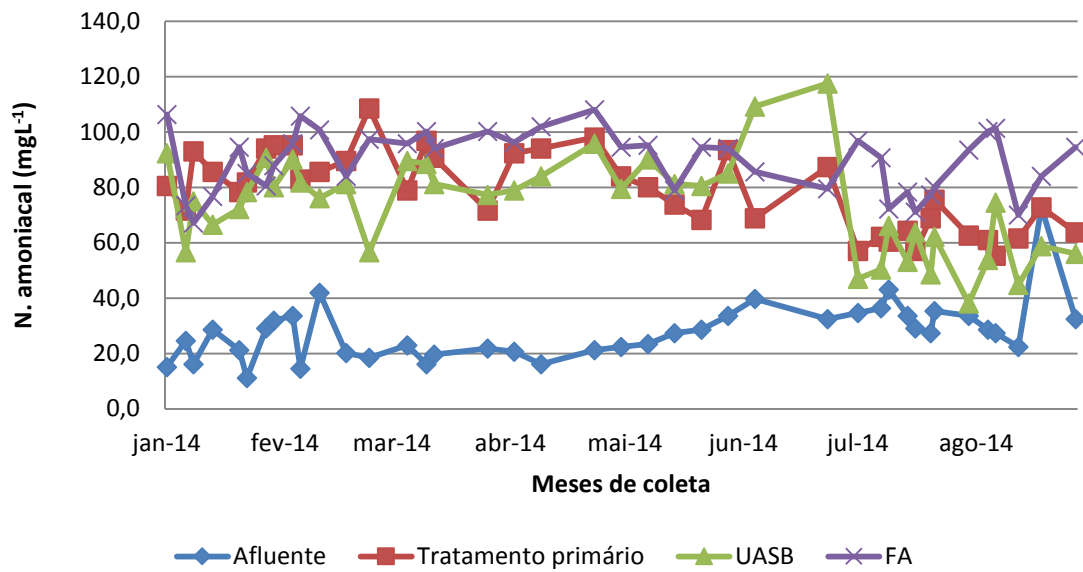


Figura 42. Variações do nitrogênio amoniacal observadas no sistema ao longo do período experimental.

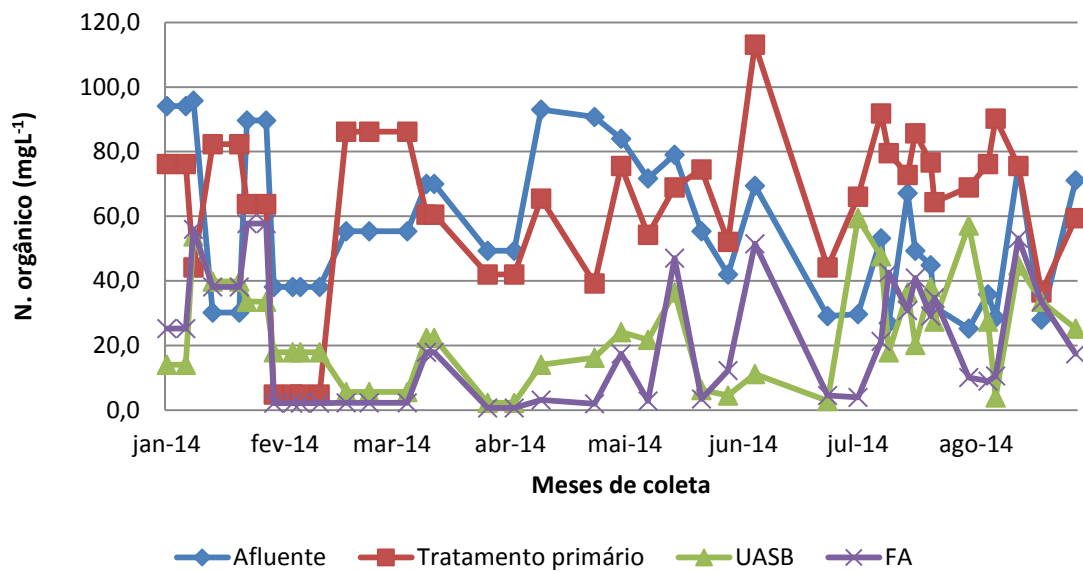


Figura 43. Variações do nitrogênio orgânico observadas no sistema ao longo do período experimental.



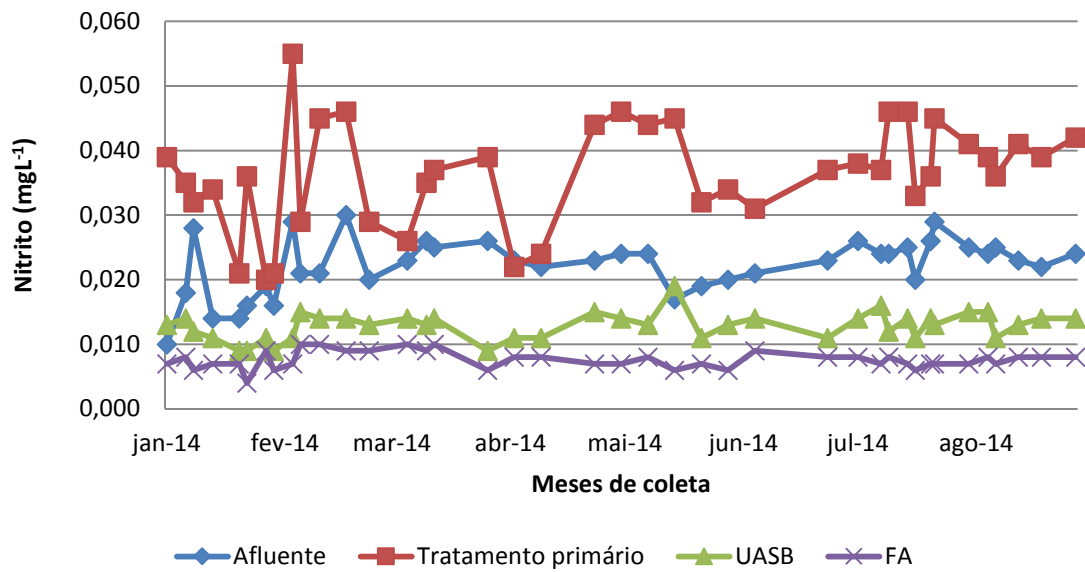


Figura 44. Variações de nitrito observadas no sistema ao longo do período experimental.

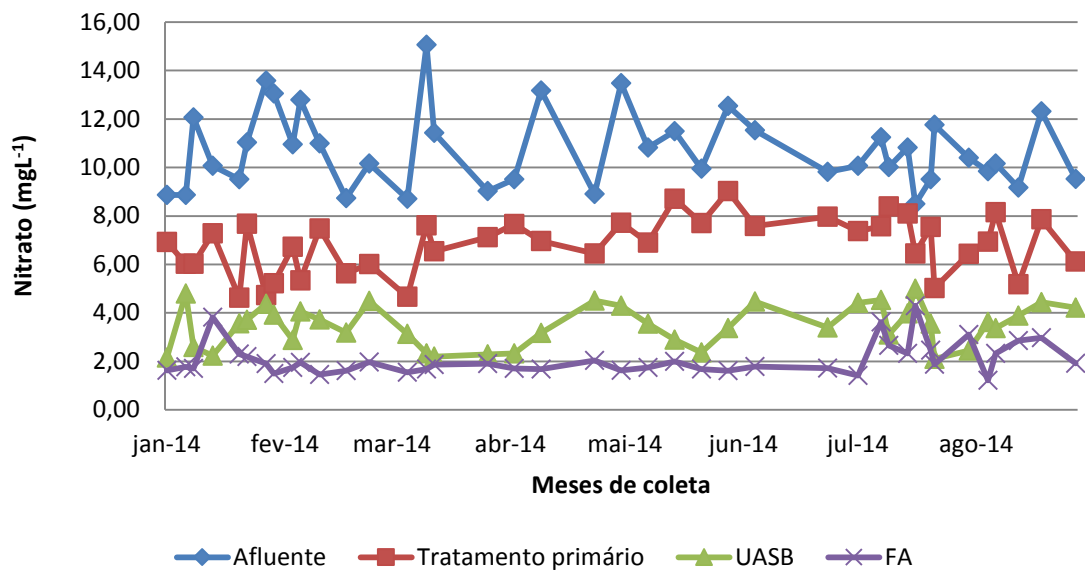


Figura 45. Variações de nitrato observadas no sistema ao longo do período experimental.

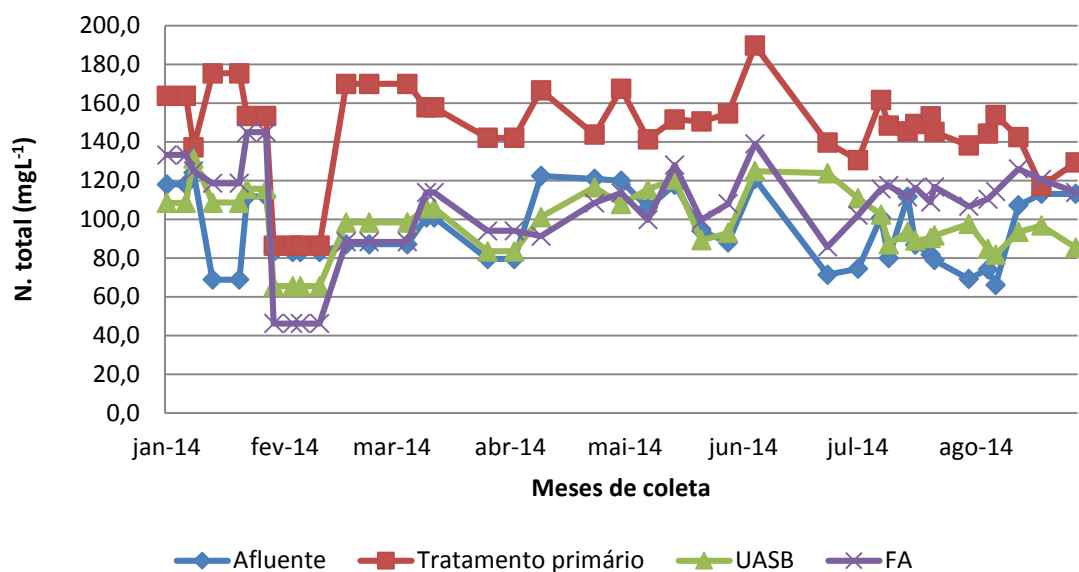


Figura 46. Variações do nitrogênio total observadas no sistema ao longo do período experimental.

Em relação ao NTK e nitrogênio amoniacal, observa-se que os parâmetros aumentam ao passar pelo tratamento primário, é reduzido no reator UASB e volta a aumentar ao passar pelo filtro. Já o nitrogênio orgânico aumenta ao passar pelo tratamento primário, reduz ao passar pelo reator UASB e continua a reduzir ao passar pelo filtro. O aumento da concentração de nitrogênio amoniacal se deve à transformação do nitrogênio orgânico em amônia pelo processo de amonificação, o que explica também a redução do nitrogênio orgânico durante a passagem pelo sistema de tratamento. Em relação ao aumento do NTK e amônia após o filtro anaeróbio, tal fato pode ser devido à liberação de biofilme junto ao efluente.

A inibição por amônia é considerada um dos fatores limitantes na estabilidade de altas cargas orgânicas volumétricas no processo de digestão anaeróbia. Segundo Hansen *et al.* (1998), a digestão anaeróbia de dejetos de suínos (um efluente com alta carga orgânica) é inibida com a presença de amônia em concentrações superiores  $4000 \text{ mg L}^{-1}$ . Neste trabalho os valores máximos de amônia ficaram abaixo deste valor, não sendo limitantes para a digestão anaeróbia, uma vez que o sistema foi eficiente na remoção de DBOt e DQOt, como pode ser observado na figura 47.

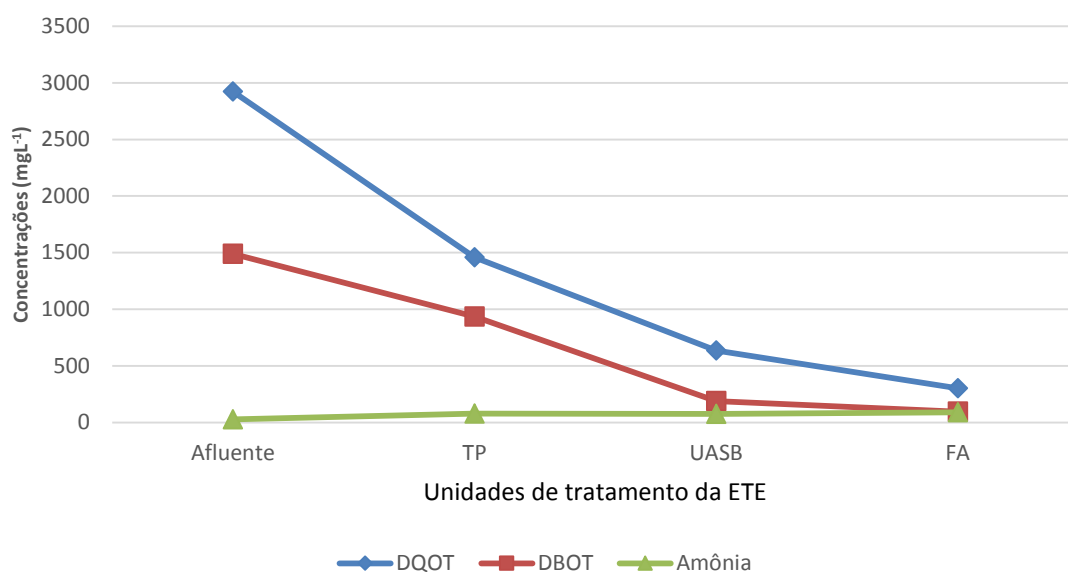


Figura 47. Gráfico das relações entre DQOt, amônia e DBOt.

O nitrito é proveniente dos resíduos de ração no afluente, e praticamente não se alterou ao decorrer do experimento. Já o nitrato foi reduzido em todas as unidades do sistema de tratamento.

As eficiências médias de remoção de nitrogênio estão ilustradas na tabela 21 e figura 48.

Tabela 21. Resumo das eficiências médias de remoção de nitrogênio durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Tratamento primário	UASB	Filtro	
NTK	-73,43	30,03	-14,70	-34,53
N. amoniacal	-229,32	5,40	-28,15	-269,95
N. orgânico	-40,38	48,98	-10,02	54,74
Nitrito	-68,94	63,43	39,83	64,47
Nitrato	36,52	47,22	36,56	80,08
N. total	-59,65	31,64	-11,06	-18,08

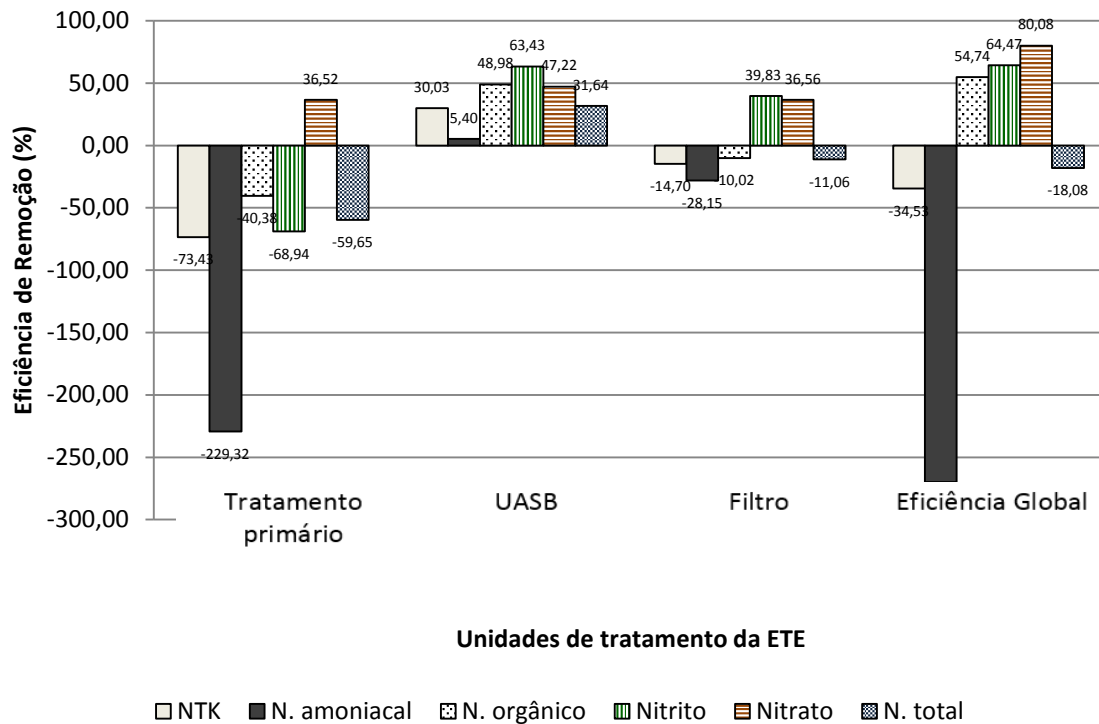


Figura 48. Eficiências de remoção de nitrogênio ao longo do período experimental.

Pode-se observar que o reator UASB apresentou baixa eficiência na remoção de NTK, já o tratamento primário e o filtro não apresentaram eficiência de remover este parâmetro, ocorrendo aumento da concentração. Esse comportamento ocorreu de forma semelhante em relação à amônia, nitrogênio orgânico e nitrogênio total. Observa-se também que o nitrito aumentou no tratamento primário, sendo reduzido nas demais etapas do tratamento. Por sua vez, o nitrato foi reduzido ao longo de toda a ETE.

#### 5.2.5. Fosfato

As principais fontes do nutriente são decorrentes dos resíduos de fósforo da ração das aves abatidas, da matéria orgânica fecal e dos detergentes empregados para limpeza. Na tabela 22 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas, já as variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas na figura 49.

O afluente apresentou valores que variaram de 2,08 mg L<sup>-1</sup> a 4,84 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 3,52±0,69 mg L<sup>-1</sup>. O efluente do tratamento primário variou de 1,41 mg L<sup>-1</sup> a 4,43 mg L<sup>-1</sup>, com média de 2,68±0,91 mg L<sup>-1</sup>. No efluente do reator UASB, os valores variaram de 0,71 mg L<sup>-1</sup> a 3,89 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 2,05±0,87 mg L<sup>-1</sup>, por sua vez, o efluente do filtro apresentou variações de 0,27 mg L<sup>-1</sup> a 3,62 mg L<sup>-1</sup>, com valores médios de 1,23±0,90 mg L<sup>-1</sup>.

Tabela 22. Estatísticas descritivas do fosfato do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
Fosfato mg L <sup>-1</sup>	Número de dados	30	30	30	30
	Média	3,52±0,69	2,68±0,91	2,05±0,87	1,23±0,90
	CV (%)	20	34	42	74
	Mínimo	2,08	1,41	0,71	0,27
	Máximo	4,84	4,43	3,89	3,62
	Mediana	3,43	2,33	1,77	0,97
	3º quartil	4,10	3,46	2,57	1,52

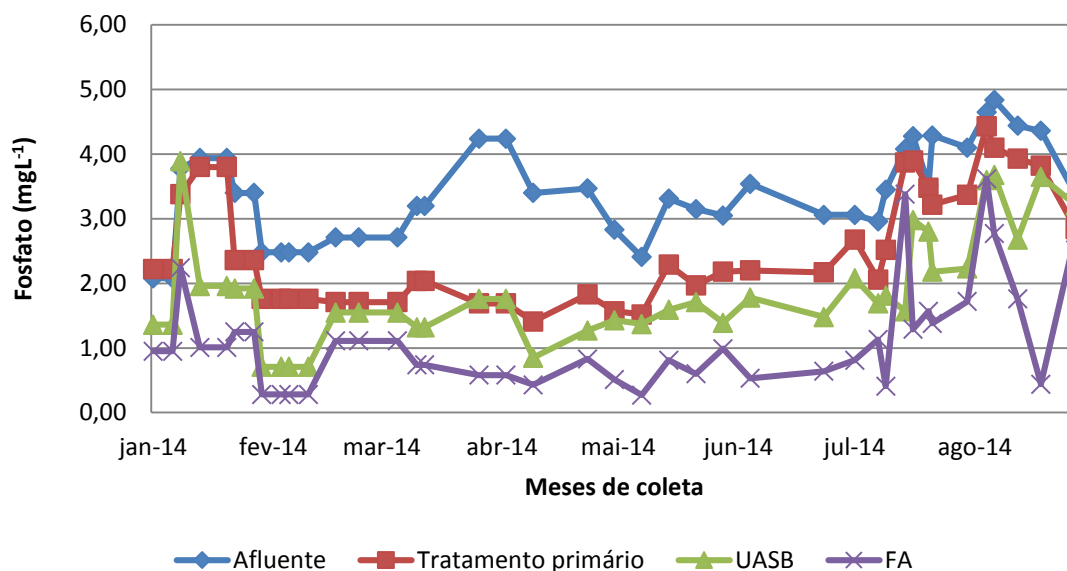


Figura 49. Variações do fosfato observadas no sistema ao longo do período experimental.

As eficiências médias de remoção de fosfato estão ilustradas na tabela 23 e figura 50.

Tabela 23. Resumo das eficiências médias de remoção de fosfato durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Tratamento primário	UASB	Filtro	
Fosfato	24,62	23,34	41,02	66,35

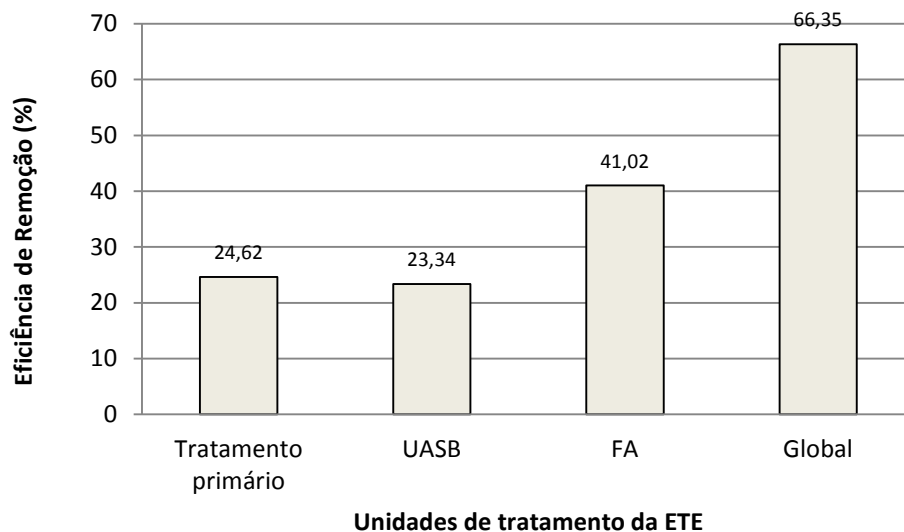


Figura 50. Eficiências de remoção de fosfato ao longo do período experimental.

Observa-se que o fosfato foi removido ao longo da ETE, sendo a maior eficiência do filtro anaeróbico (41,02%) e a menor do reator UASB (23,34%). Para ser removido, o fosfato pode ter sido incorporado à biomassa, sedimentado ou precipitado.

Em um trabalho avaliando águas residuária de suinocultura no desempenho de processo em dois estágios (reator ABR e reator UASB), Neto e Oliveira (2009) encontraram eficiências de remoção de fósforo de 61%, semelhantes ao encontrado neste estudo (66,35%).

#### 5.2.6. Coliformes totais e *Escherichia coli*

Na tabela 24 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. As variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas nas figuras 51 e 52.

O afluente apresentou valores de coliformes totais que variaram de  $2,86E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $2,42E+07$  NMP100mL<sup>-1</sup> e valores médios de  $1,71E+07 \pm 7,09E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup> e *E. coli* variando de  $6,29E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $2,42E+07$  NMP100mL<sup>-1</sup>, com média de  $1,12E+07 \pm 5,85E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup>. O efluente do tratamento primário apresentou coliformes totais variando de  $1,02E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $2,42E+07$  NMP100mL<sup>-1</sup>, com média de  $8,55E+06 \pm 8,85E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup>, já a *E. coli* variou de  $1,18E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $2,42E+07$  NMP100mL<sup>-1</sup>, com valores médios de  $5,03E+06 \pm 5,83E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup>. No efluente do reator UASB, os coliformes totais variaram de  $1,75E+05$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $2,42E+07$  NMP100mL<sup>-1</sup>, com valores médios de  $3,00E+06 \pm 5,45E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup>, por sua vez, a *E. coli* variou de  $7,19E+05$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $3,43E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup> e apresentou média de  $1,38E+06 \pm 7,21E+05$  NMP100mL<sup>-1</sup>. O efluente do filtro apresentou coliformes totais variando de  $1,00E+04$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $7,27E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup>, com valores médios de  $1,01E+06 \pm 1,52E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup> e a *E. coli* apresentou valores que variaram de  $5,80E+05$  NMP100mL<sup>-1</sup> a  $2,26E+06$  NMP100mL<sup>-1</sup>, com valores médios de  $8,41E+05 \pm 4,25E+05$  NMP100mL<sup>-1</sup>.

Tabela 24. Estatísticas descritivas de coliformes totais e *Escherichia coli* do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
Coliformes totais NMP100mL <sup>-1</sup>	Número de dados	33	33	33	33
	Média geométrica	1,71E+07± 7,09E+06	8,55E+06± 8,85E+06	3,00E+06± 5,45E+06	1,01E+06± 1,52E+06
	CV (%)	100	100	94	95
	Mínimo	2,86E+06	1,02E+06	1,75E+05	1,00E+04
	Máximo	2,42E+07	2,42E+07	2,42E+07	7,27E+06
	Mediana	2,42E+07	7,27E+06	3,33E+06	1,25E+06
	1º quartil	1,20E+07	5,16E+06	2,03E+06	8,08E+05
	3º quartil	2,42E+07	2,42E+07	4,35E+06	1,90E+06
<i>E. coli</i> NMP100mL <sup>-1</sup>	Número de dados	14	14	14	14
	Média geométrica	1,12E+07± 5,85E+06	5,03E+06± 5,83E+06	1,38E+06± 7,21E+05	8,41E+05± 4,25E+05
	CV (%)	100	100	100	100
	Mínimo	6,29E+06	1,18E+06	7,19E+05	5,80E+05
	Máximo	2,42E+07	2,42E+07	3,43E+06	2,26E+06
	Mediana	9,51E+06	4,37E+06	1,45E+06	7,75E+05
	1º quartil	8,40E+06	3,33E+06	9,29E+05	6,79E+05
	3º quartil	1,52E+07	8,57E+06	1,83E+06	9,76E+05

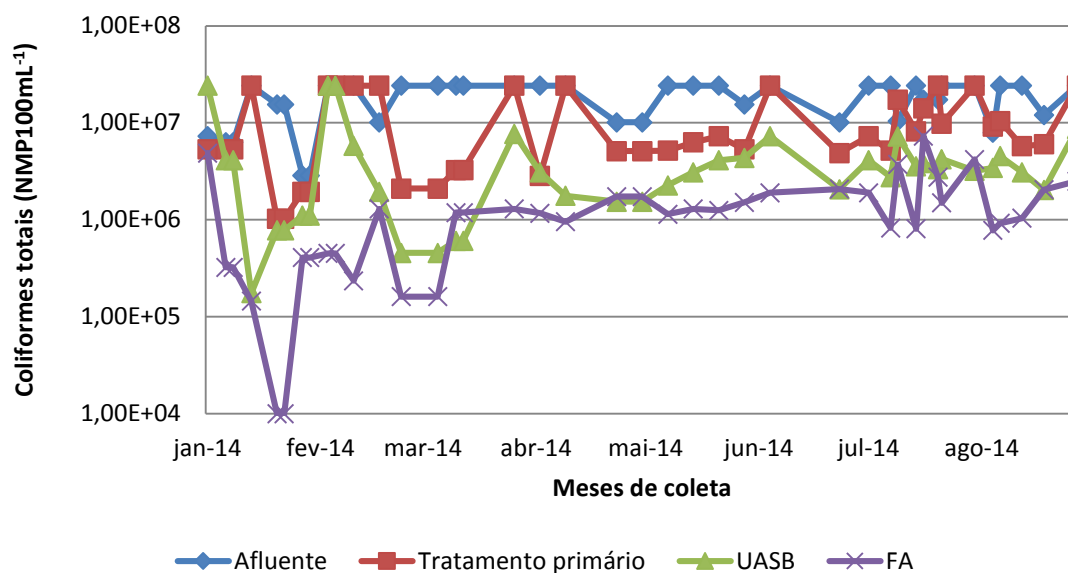


Figura 51. Variações dos coliformes totais observadas no sistema ao longo do período experimental.

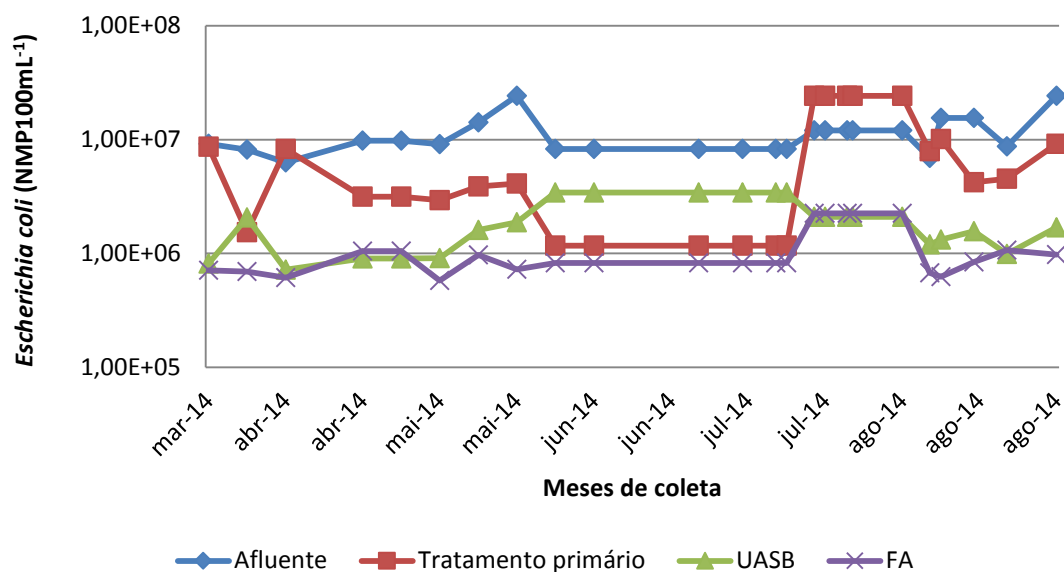


Figura 52. Variações de *E. coli* observadas no sistema ao longo do período experimental.

Nas tabelas 25 e 26 são mostradas as eficiências médias de remoção de coliformes totais e *E. coli* no sistema de tratamento durante a fase experimental. Para o cálculo das eficiências de remoção em termos de unidades logarítmicas removidas foi utilizada a Equação 12:

$$\text{Unidades log removidas} = -\log_{10}[(100 - E)/100] \quad (12)$$

Onde: E = eficiência de remoção em termos percentuais.

Tabela 25. Eficiências de remoção de coliformes totais ao longo do período experimental.

Estatísticas básicas	Eficiência (%)				Unidades log removidas			
	Tratamento primário	UASB	FA	Global	Tratamento primário	UASB	FA	Global
Nº de dados	33	33	33	33	33	33	33	33
Média	31,47	45,01	46,86	88,79	0,16	0,26	0,27	0,95
Mínimo	-139,28	-353,53	-95,23	32,82	-0,38	-0,66	-0,29	0,17
Máximo	93,41	99,28	98,72	99,94	1,18	2,14	1,89	3,19
Desvio Padrão	51,24	75,89	48,22	13,73	0,31	0,62	0,29	6,42E-02

Tabela 26. Eficiências de remoção de *E. coli* ao longo do período experimental.

Estatísticas básicas	Eficiência (%)				Unidades log removidas			
	Tratamento primário	UASB	FA	Global	Tratamento primário	UASB	FA	Global
Nº de dados	14	14	14	14	14	14	14	14
Média	38,15	49,61	32,94	91,63	0,21	0,30	0,17	1,08
Mínimo	-101,08	-191,91	-15,82	81,22	-0,30	-0,47	-0,06	0,73
Máximo	85,84	91,34	75,98	97,00	0,85	1,06	0,62	1,52
Desvio Padrão	54,83	76,52	29,18	4,09	0,35	0,63	0,15	1,81E-02



A eficiência média global do sistema para remoção de coliformes totais e *E. coli* foi de 88,79% e 91,63%, respectivamente. O sistema removeu 0,95 unidades logarítmicas para coliformes totais e 1,08 unidades logarítmicas para *E. coli*.

As eficiências apresentadas foram compatíveis com as encontradas por Sylvestre (2013), que realizou um estudo avaliando dois reatores UASB instalados em série. As eficiências médias de remoção de coliformes totais foram de 92,92 a 99,50% e de *E. coli* 94,29 a 99,56%.

A OMS (WHO, 1989) recomenda valores de coliformes termotolerantes inferiores a  $10^3$  NMP  $100\text{mL}^{-1}$  para o uso de águas residuárias na irrigação de culturas que são ingeridas cruas, campos de esporte e parques públicos. Os valores do efluente final ficaram acima deste limite, evidenciando a baixa eficiência de remoção deste parâmetro.

### 5.2.7. Óleos e graxas

Quando presentes em altas concentrações, os óleos e graxas são considerados um dos fatores capazes de desequilibrar o sistema anaeróbio. Num estudo de digestão anaeróbia de ácidos graxos de cadeia longa em reatores UASB, Rinzema e Lettinga (1993) observaram que as concentrações de lipídios no afluente iguais ou superiores a 50% da DQO, causou uma diminuição na produção de biogás, reduzindo os efeitos da mistura e o contato entre biomassa e substrato. Estes dados e sugerem a necessidade de se reduzir o nível de óleos e graxas no afluente do tratamento anaeróbio.

Na tabela 27 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. As variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas na figura 53.

Tabela 27. Estatísticas descritivas de óleos e graxas do afluente e dos efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
	Número de dados	13	13	13	13
	Média	61,55±44,62	16,34±16,83	3,20±2,09	2,85±2,08
	CV (%)	72	100	65	73
Óleos e graxas $\text{mg L}^{-1}$	Mínimo	5,00	1,51	1,00	1,00
	Máximo	168,00	52,10	6,65	5,00
	Mediana	61,50	7,18	2,67	1,00
	1º quartil	35,30	5,00	1,22	1,00
	3º quartil	73,00	27,70	5,00	5,00

O afluente apresentou valores que variaram de  $5 \text{ mg L}^{-1}$  a  $168 \text{ mg L}^{-1}$ , com valores médios de  $61,55 \pm 44,62 \text{ mg L}^{-1}$ . O efluente do tratamento primário variou de  $1,51 \text{ mg L}^{-1}$  a  $52,10 \text{ mg L}^{-1}$ , com média de  $16,34 \pm 16,83 \text{ mg L}^{-1}$ . No efluente do reator UASB, os valores variaram de  $1,00 \text{ mg L}^{-1}$  a  $6,65 \text{ mg L}^{-1}$ , com valores médios de  $3,20 \pm 2,09 \text{ mg L}^{-1}$ , por sua vez, o efluente do filtro apresentou variações de  $0,73 \text{ mg L}^{-1}$  a  $1 \text{ mg L}^{-1}$ , com valores médios de  $2,85 \pm 2,08 \text{ mg L}^{-1}$ .

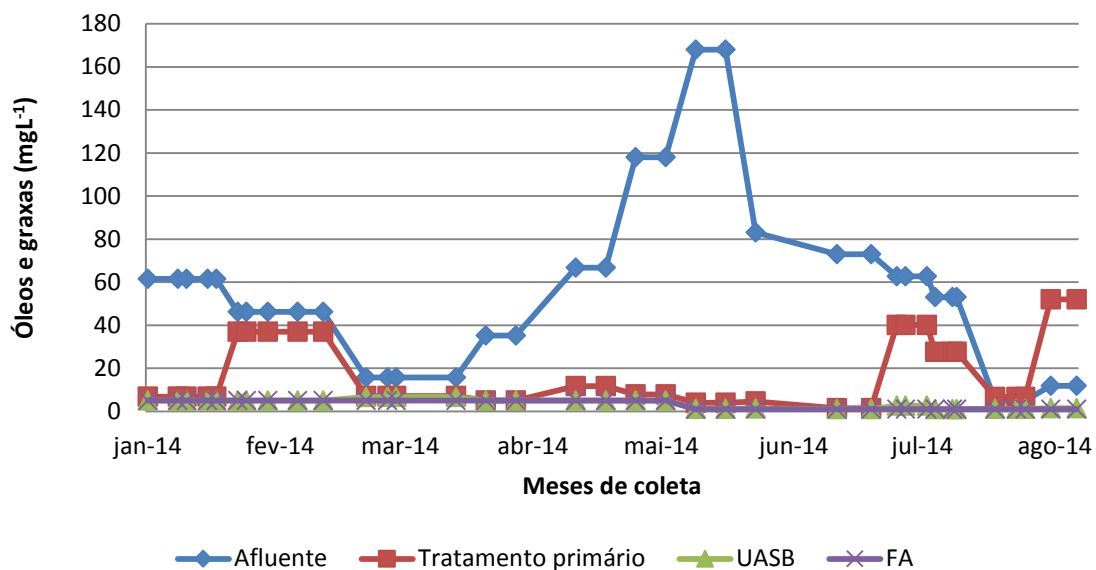


Figura 53. Variações de óleos e graxas observadas no sistema ao longo do período experimental.

As eficiências médias de remoção de óleos e graxas estão ilustradas na tabela 28 e figura 54.

Tabela 28. Resumo das eficiências médias de remoção de óleos e graxas durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Tratamento primário	UASB	Filtro	
Óleos e graxas	32,77	58,36	13,76	91,42

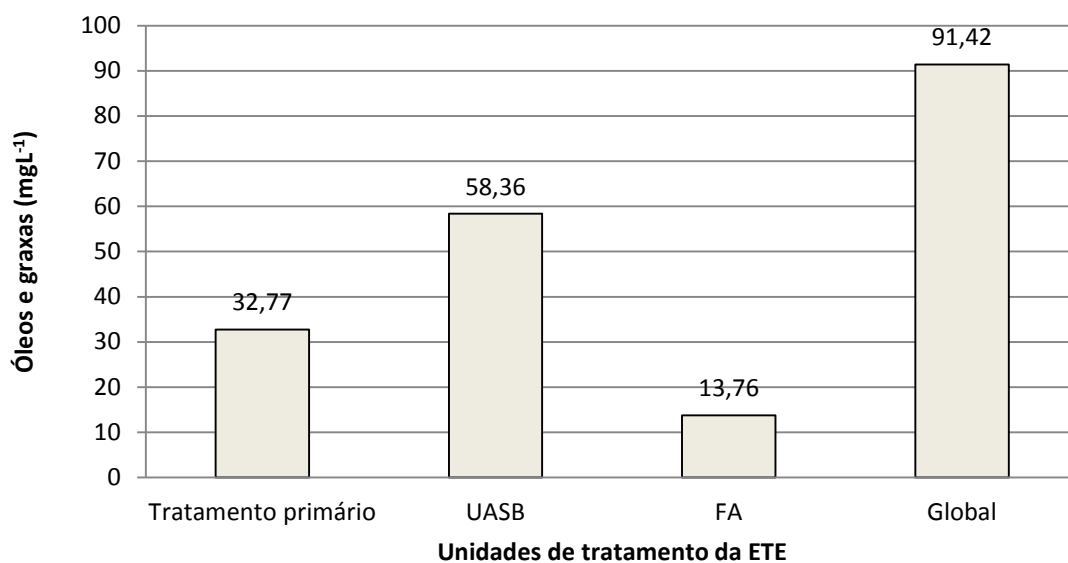


Figura 54. Eficiências de remoção de óleos e graxas ao longo do período experimental.

O sistema apresentou alta eficiência na remoção de óleos e graxas do sistema (91,42%), sendo o reator UASB o principal responsável pela remoção (58,36%).

Miranda *et al.* (2005) estudou o desempenho de um reator UASB na remoção de óleos e graxas de águas residuárias de abatedouro de bovinos e suínos, obtendo resultados de até 70% de remoção do parâmetro. Os autores reportaram que o desempenho do reator foi significativamente melhorado quando o a relação entre óleos e graxas /DQO do afluente do UASB manteve-se baixa, até cerca de 10%. No presente trabalho, a relação máxima encontrada foi de 2,0%, o que possivelmente contribui para o bom funcionamento do reator.

### 5.3. PARÂMETROS DE CONTROLE OPERACIONAL

#### 5.3.1. Temperatura climatológica

As medidas de temperatura foram realizadas *in loco*, durante o horário do abate. Na tabela 29 são apresentadas as estatísticas descritivas das temperaturas máximas e mínimas registradas.

Tabela 29. Estatísticas descritivas das temperaturas mínimas, médias e máximas.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados		
		Mínima	Média	Máxima
Temperatura °C	Número de dados	39	39	39
	Média	17,8±3,2	21,6±3,5	25,5±3,8
	Mínimo	12,0	16,0	19,0
	Máximo	22,0	26,5	31,0
	Mediana	19,0	22,0	26,0
	1° quartil	15,0	18,8	22,5
	3° quartil	20,0	24,8	29,0

Durante o período experimental, a temperatura mínima variou de 12,0 °C a 22,0 °C, com valores médios de 17,8±3,2 °C. A temperatura média obteve valores que variaram entre 16,0 °C e 26,5 °C e média de 21,6±3,5 °C. Por sua vez, a temperatura máxima variou de 19,0 °C a 31,0 °C, com média de 25,5±3,8 °C.

Na figura 55 estão apresentadas as variações das temperaturas climatológicas mínimas, médias e máximas, observadas durante o estudo do sistema de tratamento.

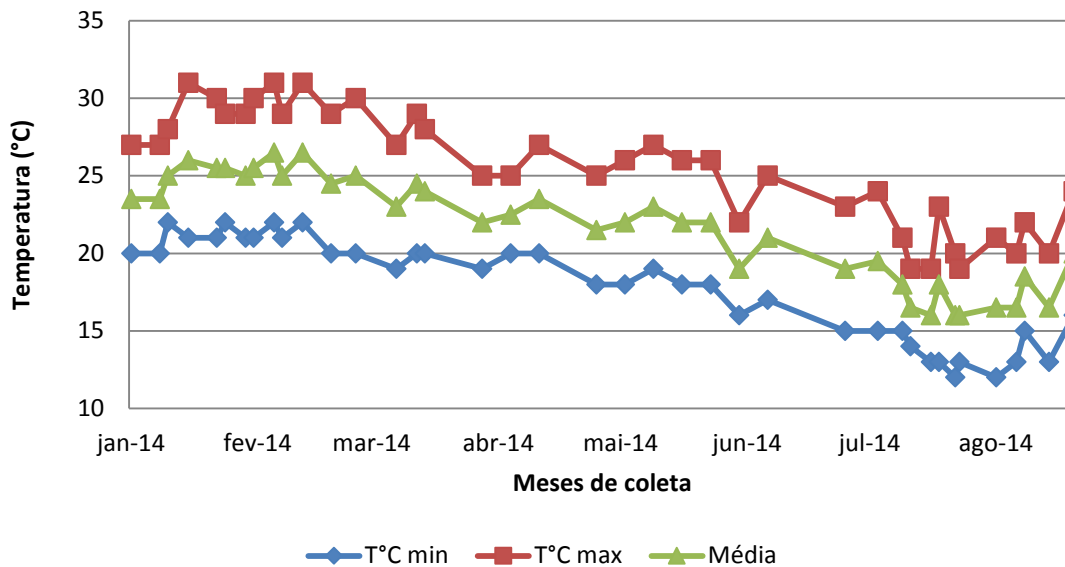


Figura 55. Temperaturas climatológicas máxima, média e mínima, observadas no sistema ao longo do período experimental.

Na figura 56 são apresentadas as dispersões dos valores da temperatura do ar (mínima, média e máxima).

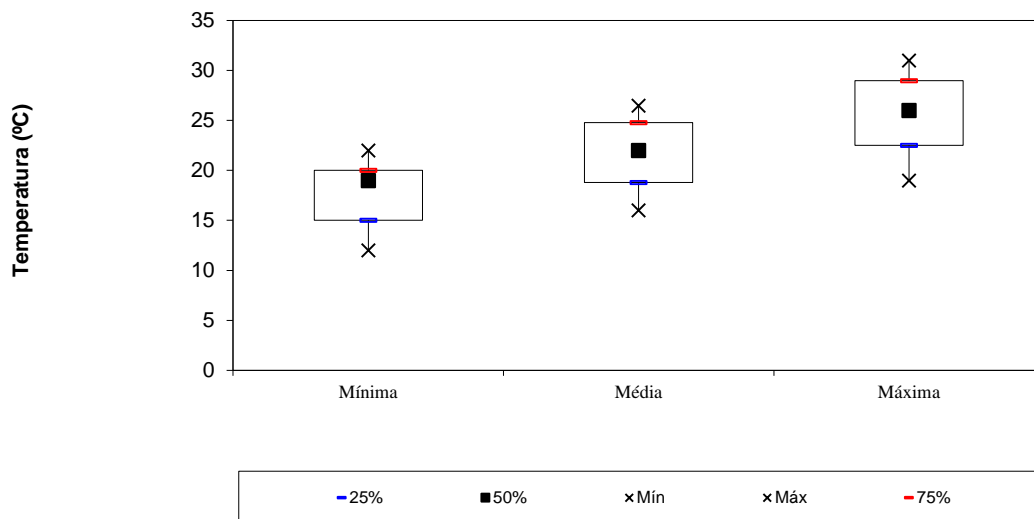


Figura 56. Gráfico box-whiskers das temperaturas do ar durante a fase experimental.

No experimento foram observadas temperaturas climatológicas médias diárias de 22°C. A maior temperatura foi de 31°C, ocorrendo nos dias 15/01/14, 05/02/14 e 12/02/14, no período de verão. Por sua vez, a menor temperatura registrada foi de 13°C, a qual ocorreu nos dias 16/07/14, 18/07/14, 23/07/14 e 06/08/14, período que corresponde ao inverno.

Com o monitoramento durante a pesquisa observou-se que em 67,5% dos dias a temperatura média situou-se entre 21°C e 27°C. Esta faixa é adequada para o processo anaeróbio de degradação da matéria orgânica, porém, fica abaixo da faixa de temperatura ótima de 30 a 35°C citada por Chernicharo (1997). Já em 32,5% dos dias as temperaturas climatológicas médias permaneceram abaixo de 20°C, com valores próximos a temperatura mínima de crescimento microbiano (faixa psicrófila).

### 5.3.2. pH

Na tabela 30 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. As variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas na figura 57.

Tabela 30. Estatísticas descritivas do pH afluente e do pH efluente do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
pH	Número de dados	40	40	40	40
	Média	6,97±0,23	6,35±0,18	6,87±0,13	7,09±0,13
	Mínimo	6,37	5,81	6,39	6,79
	Máximo	7,51	6,75	7,08	7,37
	Mediana	6,96	6,38	6,90	7,09
	1º quartil	6,87	6,23	6,81	7,00
	3º quartil	7,12	6,47	6,97	7,19

O afluente apresentou valores de pH que variaram de 6,37 a 7,51, no efluente do tratamento primário variou de 5,81 a 6,75, já no efluente do reator UASB, os valores variaram de 6,39 a 7,08, por sua vez, o efluente do filtro apresentou variações de pH de 6,79 a 7,37.

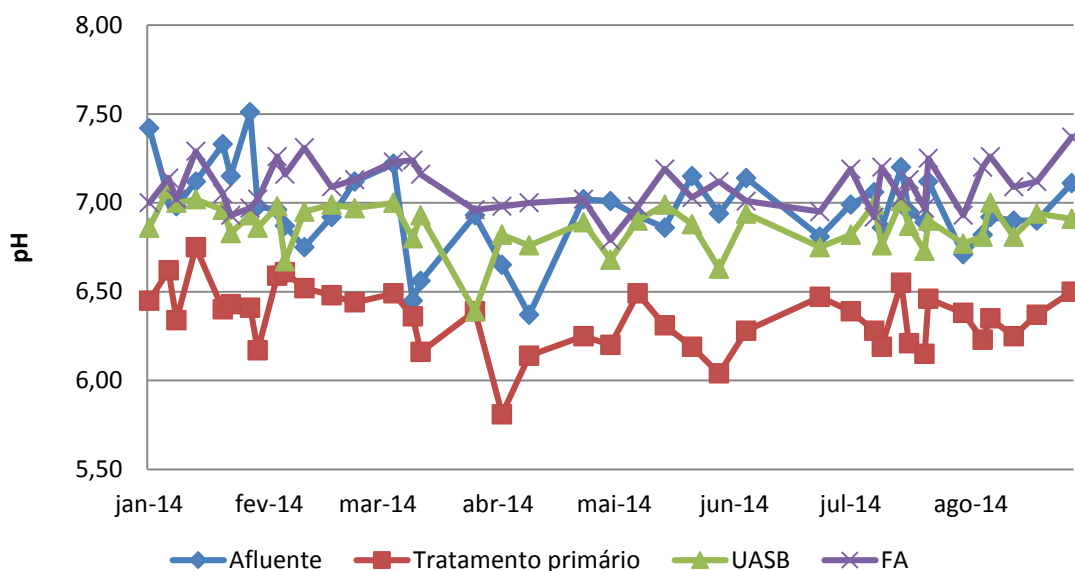


Figura 57. Variações de pH observadas no sistema ao longo do período experimental.

Para visualizar a dispersão dos valores de pH ao longo da fase experimental, foi elaborado o gráfico box-whiskers a seguir (figura 58).

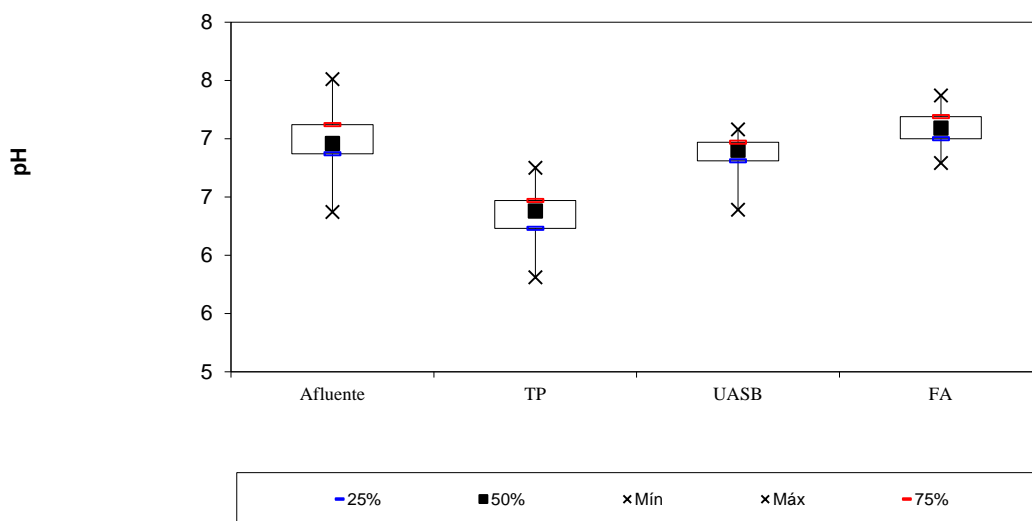


Figura 58. Gráfico box-whiskers para o pH ao longo do período experimental.

Observa-se que houve uma redução do pH ao passar pelo tratamento primário, o que aponta para a ocorrência de acidificação da água residuária dentro do tanque de acidificação e equalização. Por meio dos quartis pode-se observar que a maior parte dos valores de pH do efluente do reator UASB apresentaram baixa variabilidade e situaram-se próximos à normalidade, mostrando que o reator UASB foi operado de forma estável durante o período experimental. Além disso, segundo Chernicharo (2007) a faixa de pH situada entre 7,00 a 7,40 é a faixa ótima de crescimento dos microrganismos produtores de metano.

### 5.3.3. ORP (Potencial de oxidação-redução)

Na tabela 31 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. As variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas na figura 59.

O afluente apresentou valores de ORP que variaram de -40,0 a 3,80, o efluente do tratamento primário variou de 9,10 a 32,50, no efluente do reator UASB, os valores variaram de -22,90 a 2,30, por sua vez, o efluente do filtro apresentou variações de -36,20 a -10,10.

Tabela 31. Estatísticas descritivas do ORP afluente e do ORP efluente do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
ORP	Número de dados	40	40	40	40
	Média	-19,21±8,43	19,49±6,44	-10,65±5,81	-21,18±6,52
	Mínimo	-40,00	9,10	-22,90	-36,20
	Máximo	3,80	32,50	2,30	-10,10
	Mediana	-19,30	19,95	-9,60	-19,80
	1º quartil	-23,25	14,63	-13,75	-26,05
	3º quartil	-16,68	24,60	-6,80	-16,15

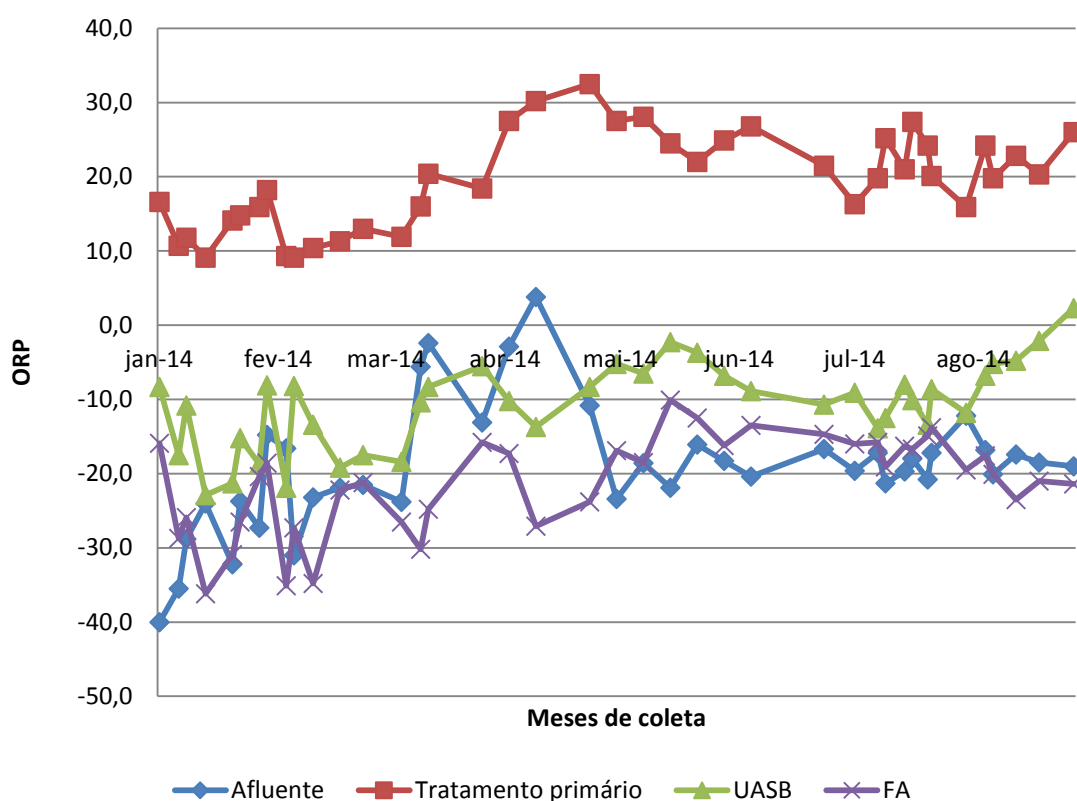


Figura 59. Variações de ORP observadas no sistema ao longo do período experimental.

O controle do processo de troca de elétrons é um forte instrumento na compreensão do fenômeno da decomposição. Como descrito nos estudos de Lima (1988), a produção de metano ocorre a valores de ORP negativos, uma vez que os microrganismos metanogênicos requerem meios reduzidos para seu efetivo crescimento. Observa-se que em relação à ORP, os valores do reator USAB e filtro anaeróbico encontram-se dentro da faixa adequada para a produção de metano.

Para visualizar a dispersão dos valores de ORP ao longo da fase experimental, foi elaborado o gráfico box-whiskers a seguir (figura 60).

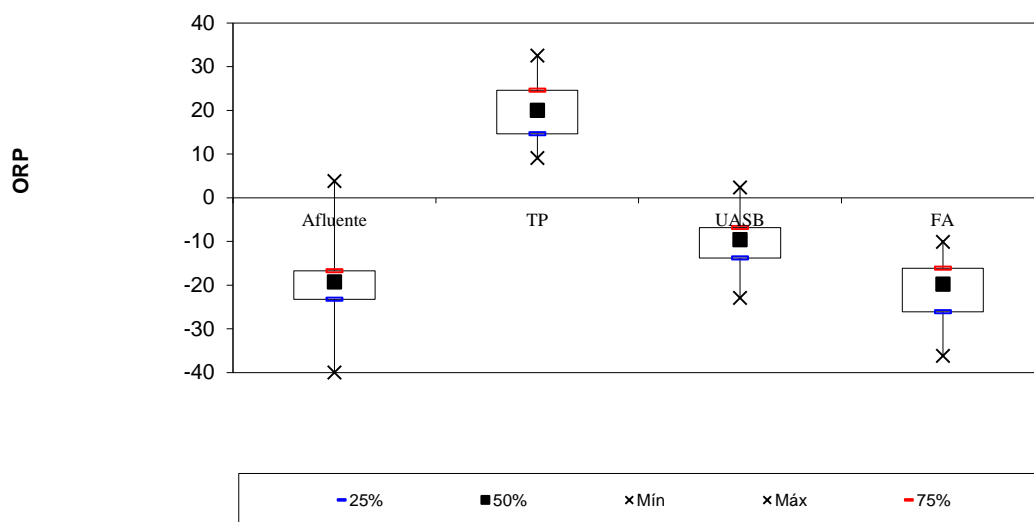


Figura 60. Gráfico box-whiskers para o ORP ao longo do período experimental.

#### 5.3.4. Alcalinidade (AT, AI, AP e relação AI/AP)

Na tabela 32 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. As variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas nas figuras 61 a 64.

O afluente da ETE apresentou valores de AT que variaram de  $1300 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $2390 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com valor médio de  $1630 \pm 194 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AI variou de  $260 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $1410 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com média de  $637 \pm 194 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AP teve variações entre  $620 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e  $1320 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e média de  $993 \pm 138 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; já a relação AI/AP variou de 0,21 a 1,44 e teve média de  $0,67 \pm 0,27$ .

O efluente do tratamento primário apresentou valores de AT que variaram de  $2150 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $3890 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com valor médio de  $2885 \pm 355 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AI variou de  $1240 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $2510 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com média de  $1981 \pm 271 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AP teve variações entre  $600 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e  $1620 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e média de  $904 \pm 252 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; já a relação AI/AP variou de 0,85 a 3,75 e teve média de  $2,33 \pm 0,62$ .

No efluente do reator UASB, os valores de AT variaram de  $3580 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $4790 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com valor médio de  $4236 \pm 270 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AI variou de  $310 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $1900 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com média de  $1167 \pm 324 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AP teve variações entre  $2090 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e  $3870 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e média de  $3076 \pm 351 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; já a relação AI/AP variou de 0,09 a 0,77 e teve média de  $0,39 \pm 0,15$ .

O efluente do filtro apresentou valores de AT que variaram de  $3600 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $4850 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com valor médio de  $4455 \pm 280 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AI variou de  $400 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  a  $1750 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ , com média de  $1196 \pm 294 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; a AP teve variações entre  $2750 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e  $4130 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$  e média de  $3260 \pm 270 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$ ; já a relação AI/AP variou de 0,10 a 0,60 e teve média de  $0,37 \pm 0,10$ .



Tabela 32. Estatísticas descritivas da alcalinidade do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
AT mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	1630±194	2885±355	4236±270	4455±280
	CV (%)	12	12	6	6
	Mínimo	1300	2150	3580	3600
	Máximo	2390	3890	4790	4850
	Mediana	1585	2840	4270	4530
	1º quartil	1518	2700	4220	4318
	3º quartil	1735	3073	4393	4630
AI mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	637±194	1981±271	1167±324	1196±294
	CV (%)	30	14	28	25
	Mínimo	260	1240	310	400
	Máximo	1410	2510	1900	1750
	Mediana	625	2015	1205	1285
	1º quartil	550	1873	990	1003
	3º quartil	693	2168	1353	1400
AP mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	993±138	904±252	3076±351	3260±270
	AVT (%)	14	28	11	8
	Mínimo	620	600	2090	2750
	Máximo	1320	1620	3870	4130
	Mediana	1010	815	3095	3235
	1º quartil	935	748	2920	3070
	3º quartil	1063	915	3248	3390
AI/AP	Número de dados	40	40	40	40
	Média	0,67±0,27	2,33±0,62	0,39±0,15	0,37±0,10
	CV (%)	40	27	38	28
	Mínimo	0,21	0,85	0,09	0,10
	Máximo	1,44	3,75	0,77	0,60
	Mediana	0,63	2,46	0,39	0,41
	1º quartil	0,52	1,96	0,31	0,31
	3º quartil	0,81	2,76	0,44	0,44

Nota-se que os valores de AT foram maiores no tratamento primário, reator UASB e filtro anaeróbio em relação ao afluente, indicando que houve geração de alcalinidade, proporcionando capacidade tampão. Os valores de AP foram mais altos nos efluentes do reator UASB e filtro anaeróbio, mostrando que houve produção da alcalinidade devida ao bicarbonato, já os valores de AI foram maiores no efluente do tratamento primário. Esses comportamentos evidenciam que houve tamponamento do pH no reator.

De acordo com Souza (1984a), valores de alcalinidade de 2500 a 5000 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> são desejáveis, pois conferem um bom tamponamento ao meio em digestão. Os valores médios de AT no reator UASB e filtro anaeróbio neste trabalho foram de 4236 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup> e 4455 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>, respectivamente, portanto, dentro da faixa estabelecida como ótima para o processo anaeróbio.

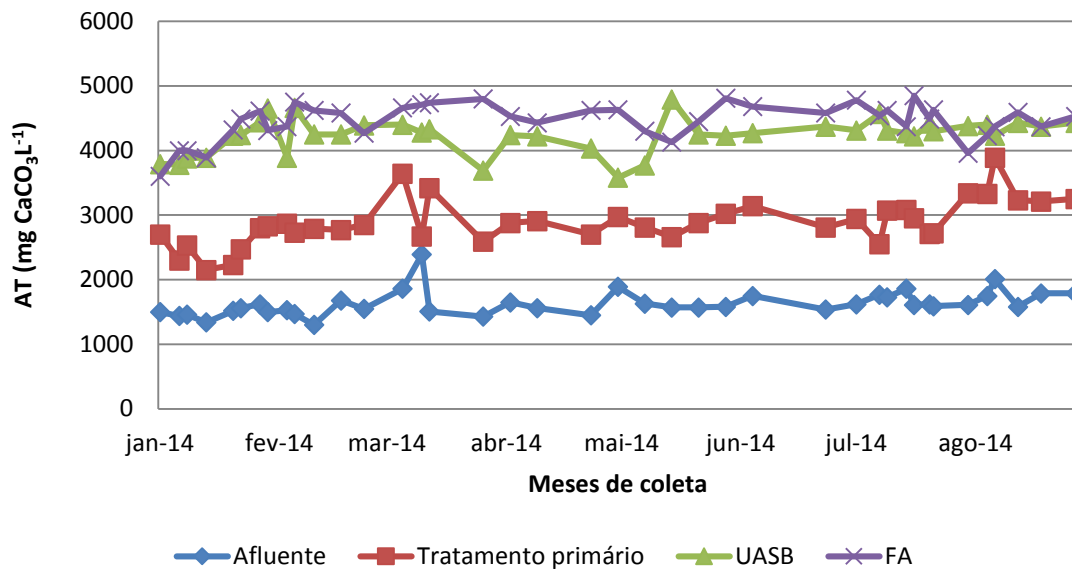


Figura 61. Variações de AT observadas no sistema ao longo do período experimental.

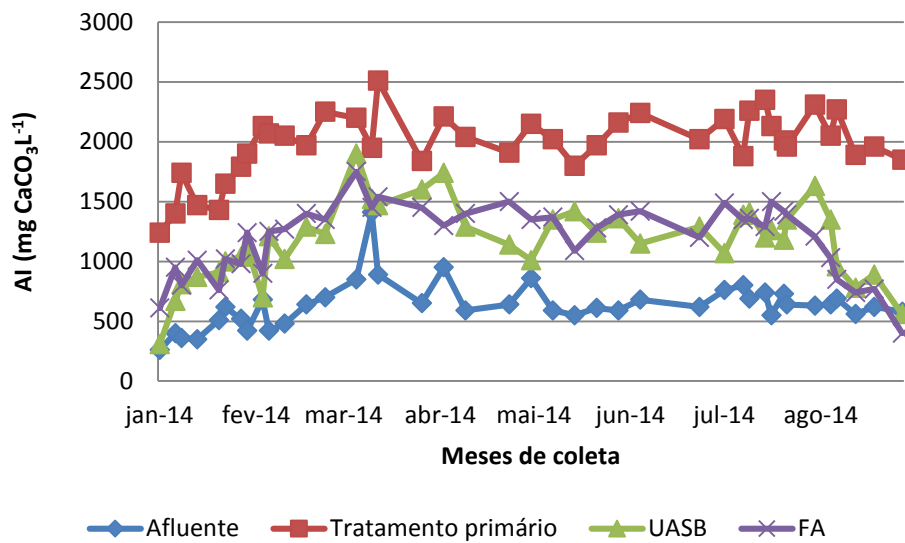


Figura 62. Variações de AI observadas no sistema ao longo do período experimental.

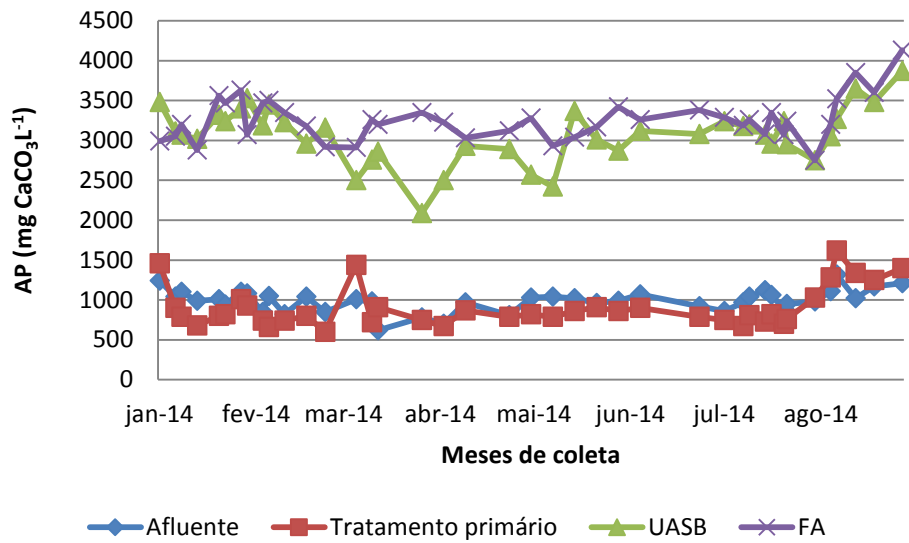


Figura 63. Variações de AP observadas no sistema ao longo do período experimental.

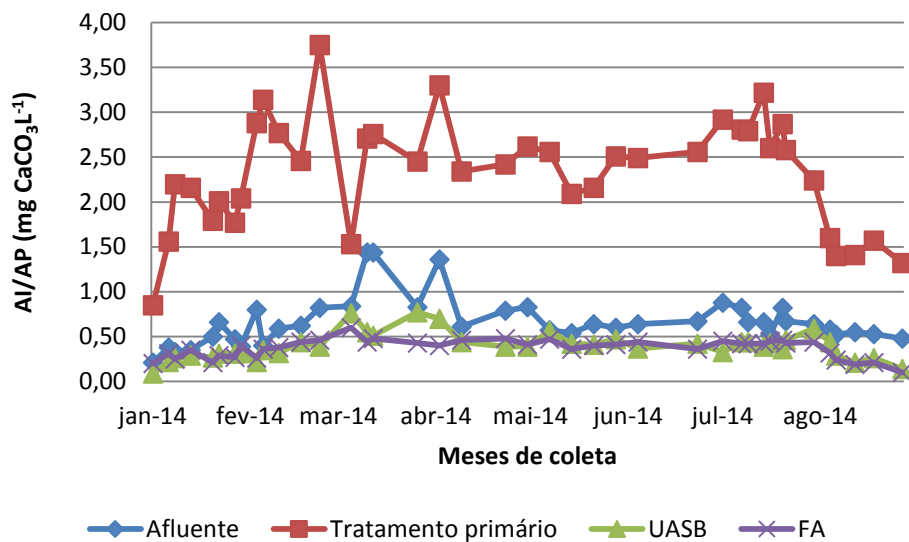


Figura 64. Variações de AP observadas no sistema ao longo do período experimental.

As figuras 65 e 66 indicam que na digestão anaeróbia há uma tendência de elevação do pH no final do processo e geração de alcalinidade em relação ao tempo, em função das reações bioquímicas que ocorrem no meio. Segundo Lima (2002) a formação de hidróxidos pode levar a um possível aumento da capacidade do meio de tamponar e precipitar metais pesados, tornando o efluente mais estável e os metais menos solúveis.

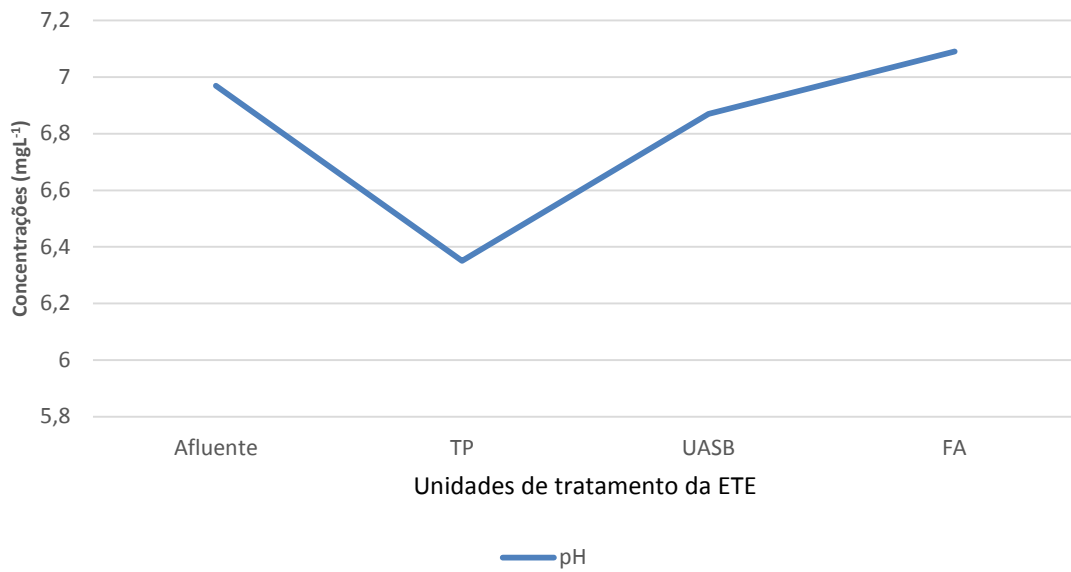


Figura 65. Gráfico dos valores de pH.

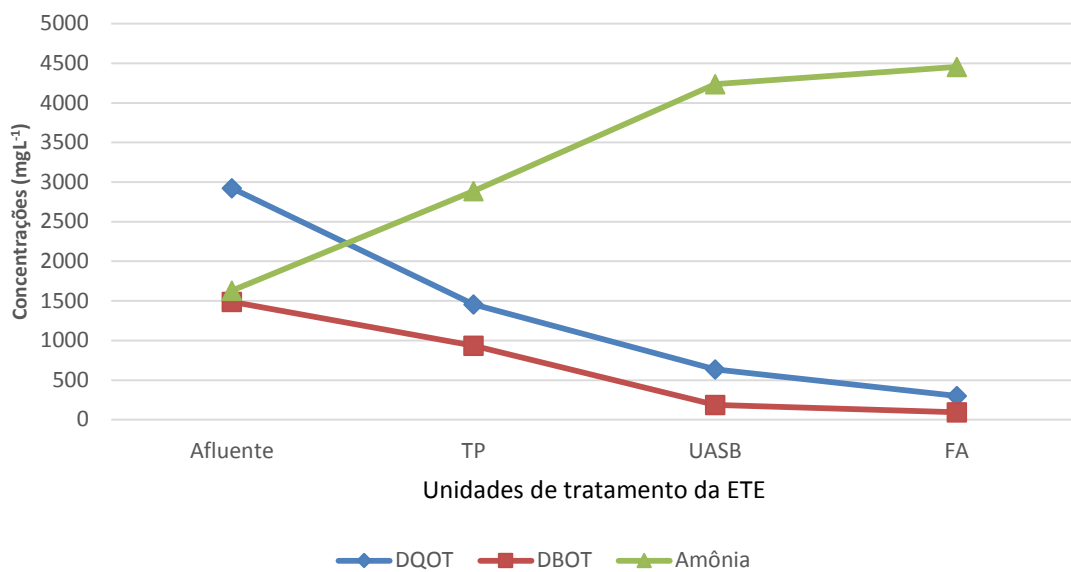


Figura 66. Gráfico das relações entre DQOt, AT e DBOt.

Para visualizar a dispersão dos valores de alcalinidade ao longo da fase experimental, foram elaborados os gráficos box-whiskers a seguir (figuras 67 à 70).

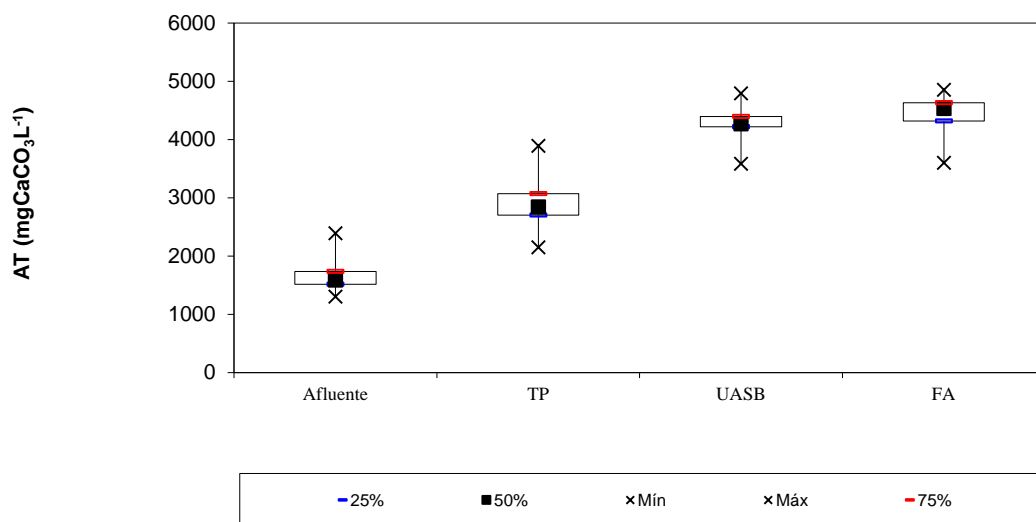


Figura 67. Gráfico box-whiskers para AT ao longo do período experimental.

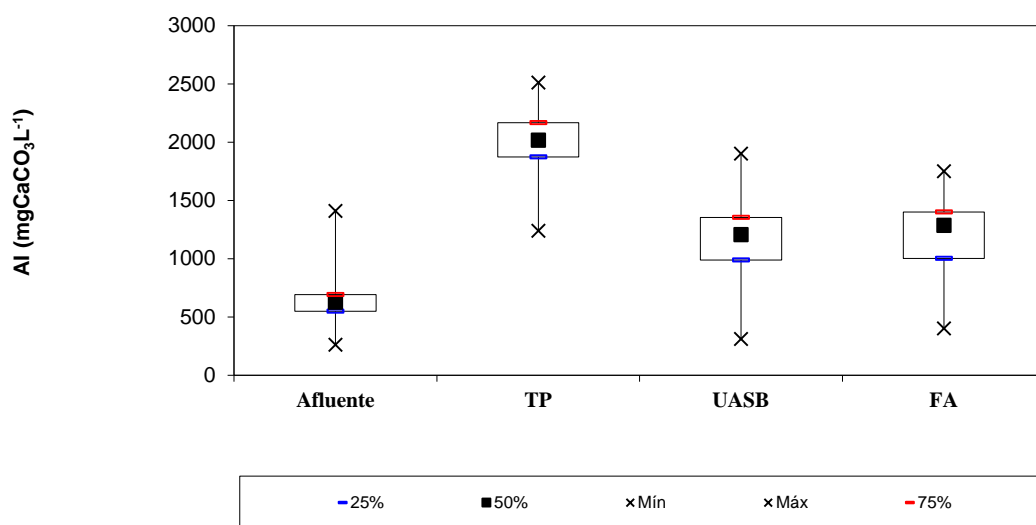


Figura 68. Gráfico box-whiskers para AI ao longo do período experimental.

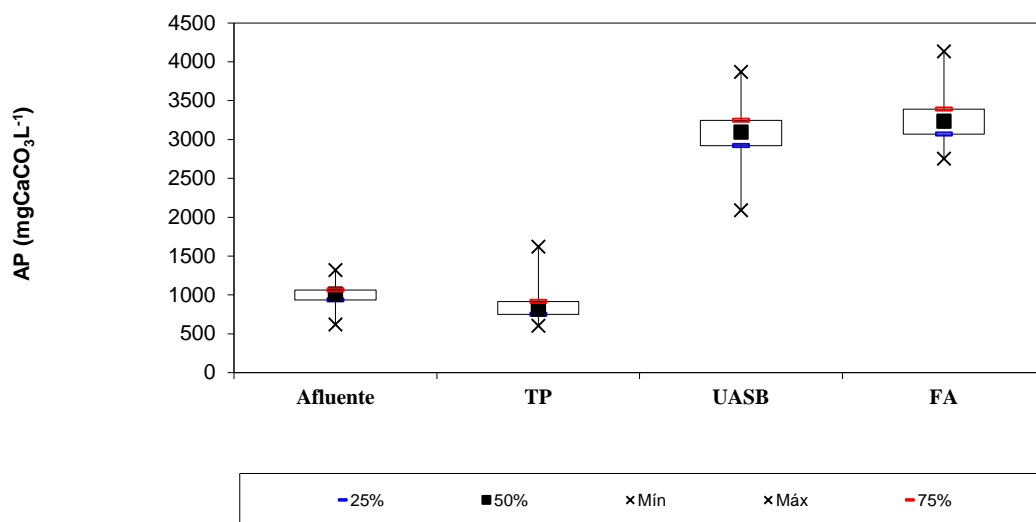


Figura 69. Gráfico box-whiskers para AP ao longo do período experimental.

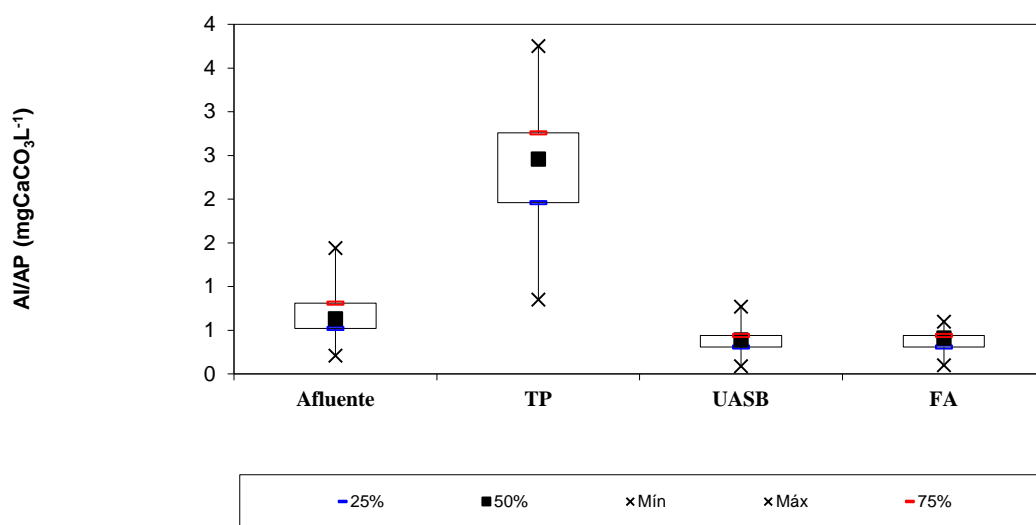


Figura 70. Gráfico box-whiskers para a relação AI/AP ao longo do período experimental.

Ripley *et al.* (1986), estudaram a relação AI/AP no processo de digestão anaeróbia e afirmaram que valores superiores a 0,3 indicariam instabilidade operacional, com acúmulo de ácidos voláteis e acidificação do reator. De acordo com Foresti (1994), é possível ocorrer estabilidade no processo com valores diferentes de 0,3.

Santana (2004), Ramires (2005), Lourenço (2006) e Rodrigues (2008), observaram relações AI/AP com valores médios de 0,47; 0,35; 0,41 e 0,20. Neste trabalho, o reator UASB operou com uma relação AI/AP média de 0,39, onde pode-se observar que a estabilidade do reator UASB não foi comprometida.

### 5.3.5. Ácidos voláteis totais (AVT)

Na tabela 33 são apresentadas as estatísticas descritivas calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas. As variações ocorridas durante o período experimental estão ilustradas na figura 71.

Tabela 33. Estatísticas descritivas dos ácidos voláteis totais do afluente e efluentes do tratamento primário, reator UASB e filtro.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente tratamento primário	Efluente UASB	Efluente Filtro
AVT mgHAc L <sup>-1</sup>	Número de dados	40	40	40	40
	Média	885±299	1547±554	805±308	734±351
	CV (%)	34	36	38	48
	Mínimo	216	360	132	120
	Máximo	1488	2484	1260	1488
	Mediana	852	1680	822	708
	1º quartil	669	1068	561	456
	3º quartil	1101	1932	1077	1047

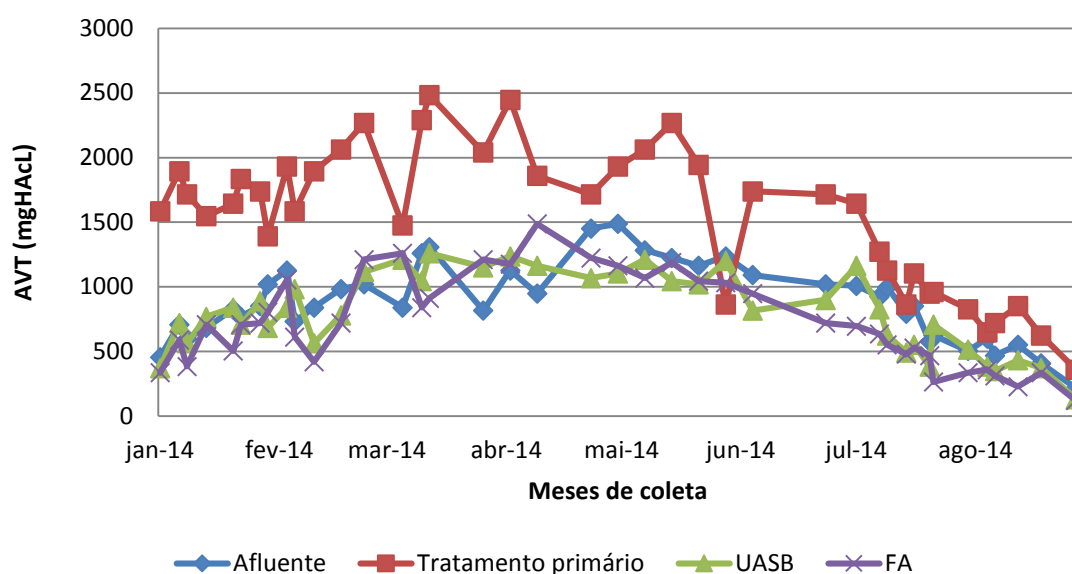


Figura 71. Variações de AVT observadas no sistema ao longo do período experimental.

O afluente apresentou valores que variaram de 216 mgHAc L<sup>-1</sup> a 1488 mgHAc L<sup>-1</sup>, com valores médios de 885±299 mgHAc L<sup>-1</sup>. O efluente do tratamento primário variou de 360 mgHAc L<sup>-1</sup> a 2484 mgHAc L<sup>-1</sup>, com média de 1547±554 mgHAc L<sup>-1</sup>. No efluente do reator UASB, os valores variaram de 132 mgHAc L<sup>-1</sup> a 1260 mgHAc L<sup>-1</sup>, com valores médios de 805±308 mgHAc L<sup>-1</sup>, por sua vez, o efluente do filtro apresentou variações de 734 mgHAc L<sup>-1</sup> a 351 mgHAc L<sup>-1</sup>, com valores médios de 734±351 mgHAc L<sup>-1</sup>. Observa-se que houve um aumento dos AVT após a passagem do efluente pelo tratamento primário e uma significativa redução da concentração de AVT ao passar pelo reator UASB, mostrando o consumo dos AVT pelas arqueas metanogênicas,

caracterizando uma condição de estabilidade do reator. Além disso, a diminuição da temperatura ambiente provavelmente influenciou os microrganismos acidogênicos, os quais tiveram sua atividade microbiana comprometida.

Para visualizar a dispersão dos valores de AVT ao longo da fase experimental, foi elaborado o gráfico box-whiskers a seguir (figura 72).

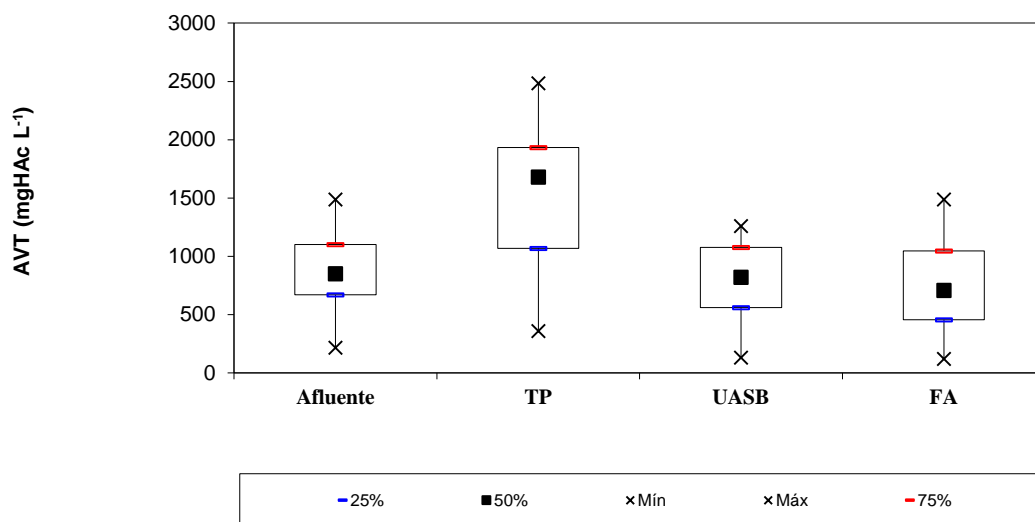


Figura 72. Gráfico box-whiskers para o AVT ao longo do período experimental.

De acordo com Gerardi (2003), os valores de AVT recomendados deve-se situar na faixa de 50 a 500 mg L<sup>-1</sup> para que ocorra estabilidade no processo anaeróbio. Entretanto, nota-se que mesmo com valores superiores (como os encontrados no presente estudo), a concentração de AVT não afetou significativamente o desempenho do reator UASB.

O acompanhamento dos valores tanto de AVT com de alcalinidade pode ser considerado um instrumento útil e de fácil determinação no monitoramento do reator UASB, possibilitando prever possíveis instabilidades no reator e aplicação de ações corretivas em tempo hábil.

#### 5.4. PERFIL DE SÓLIDOS NO REATOR UASB E FILTRO ANAERÓBIO

Na tabela 34 e figuras 73 e 74 estão apresentados os valores da concentração de ST, STV e STF ao longo da manta de lodo, obtidos das amostras de lodo retiradas do reator UASB e do filtro anaeróbio.

Durante o período experimental não foram realizados descartes de lodo, porém, pode-se observar variações na concentração de ST, STV e STF, com aumento e diminuição da concentração ao longo do tempo. Estas variações possivelmente foram decorrentes da perda de lodo com o efluente.



Tabela 34. Valores de concentração de ST, STV e STF do lodo do reator UASB e filtro anaeróbio ( $\text{gL}^{-1}$ ).

Data	ST		STV		STF	
	UASB	Filtro	UASB	Filtro	UASB	Filtro
24/01/14	54,9	7,3	31,6	4,8	23,3	23,3
31/01/14	89,6	10,8	45,6	8,9	44,0	44,0
07/02/04	44,8	22,9	26,4	13,1	18,3	18,3
19/02/14	36,8	66,1	6,1	40,0	30,7	30,7
07/03/14	42,5	13,4	26,2	9,3	16,3	16,3
14/03/14	63,0	27,7	36,0	16,1	27,0	27,0
28/03/14	48,4	30,2	26,8	16,6	21,6	21,6
04/04/14	47,8	26,0	27,1	15,3	20,7	20,7
11/04/14	26,3	30,1	13,9	17,0	12,4	12,4
25/04/14	35,9	25,0	19,9	17,5	16,0	16,0
02/05/14	45,1	24,3	24,3	15,9	20,8	20,8
09/05/14	53,8	25,7	31,8	15,3	22,1	22,1
16/05/14	66,7	32,5	37,2	18,3	29,5	29,5
30/05/14	55,9	29,8	24,7	20,0	31,2	31,2
06/06/14	48,9	24,4	32,4	16,3	16,5	16,5
25/06/14	44,7	35,8	25,5	25,0	19,2	19,2
03/07/14	39,4	37,8	23,7	22,5	15,8	15,8
09/07/14	54,1	24,9	32,9	14,2	21,2	21,2
11/07/14	34,8	21,7	22,2	14,4	12,6	12,6
16/07/14	48,3	29,1	32,7	17,2	15,7	15,7
18/07/14	37,7	23,9	24,4	14,7	13,3	13,3
22/07/14	46,5	26,7	27,7	17,7	18,8	18,8
23/07/14	47,2	28,3	27,3	19,9	19,9	19,9
01/08/14	45,3	23,1	33,1	16,5	1,2	1,2
06/08/14	42,9	28,8	22,5	15,2	20,3	20,3
08/08/14	39,8	27,9	11,9	23,2	27,9	27,9
14/08/14	40,8	25,1	23,8	19,3	17,0	17,0
20/08/14	32,5	22,2	30,0	14,5	2,5	2,5
29/08/14	41,2	27,3	25,4	18,6	15,8	15,8
Média	46,7	26,8	26,7	17,1	19,7	19,7

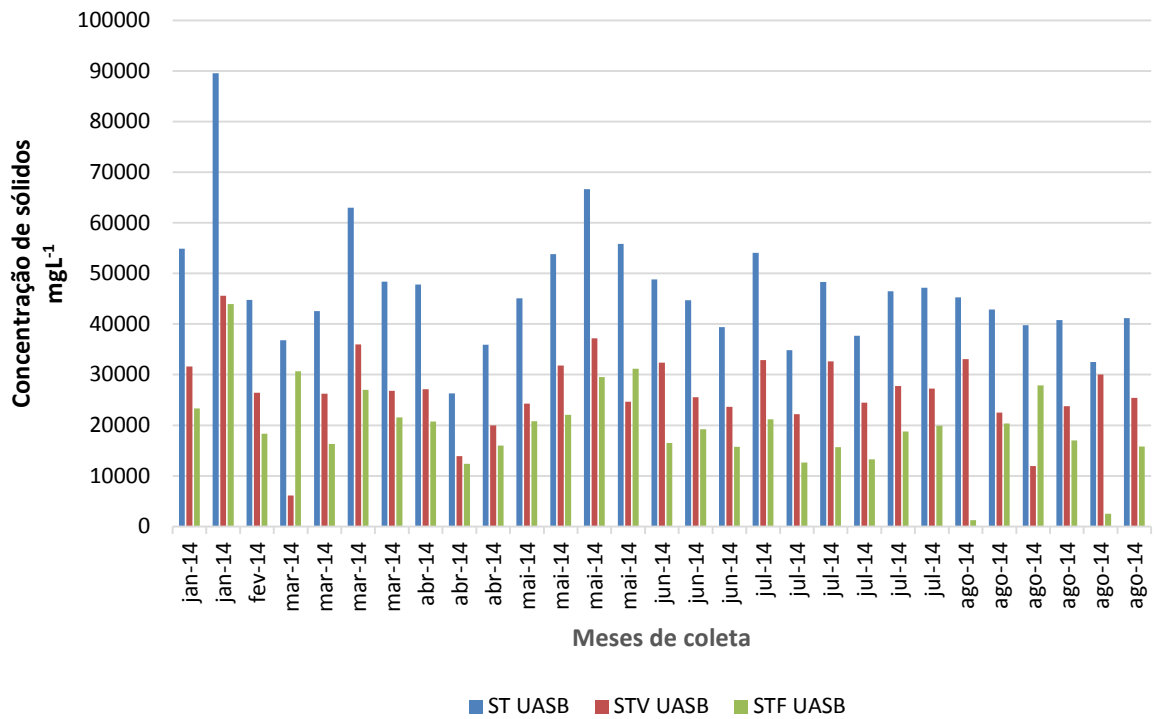


Figura 73. Concentrações de ST, STV e STF no reator UASB ao longo do período experimental.

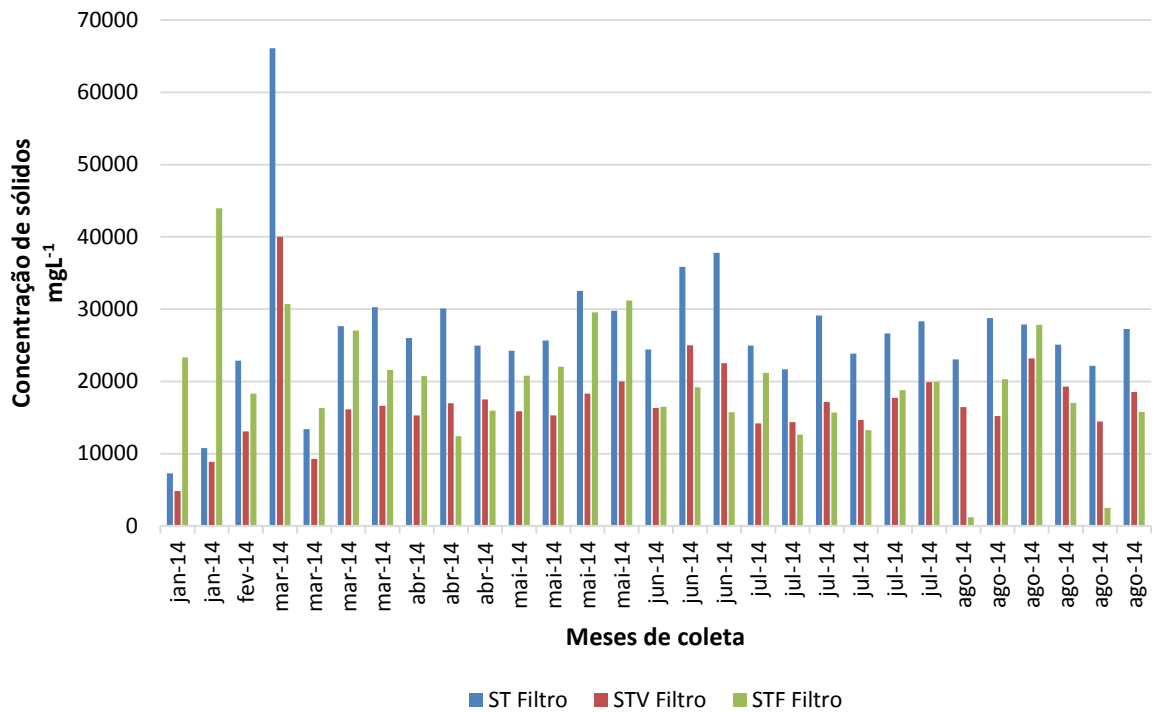


Figura 74. Concentrações de ST, STV e STF no filtro anaeróbico ao longo do período experimental.

#### 5.4.1. Relação STV/ST

Segundo a Resolução nº 375 de 29 de agosto de 2006, do Conama (BRASIL, 2006), para fins de utilização agrícola, o lodo de esgoto ou produto derivado será considerado estável se a relação entre sólidos voláteis e sólidos totais for inferior a 0,70.

No presente trabalho as relações entre STV/ST foram determinadas, sendo os resultados apresentados na tabela 35.

Tabela 35. Relações entre STV/ST.

	UASB	Filtro
STV/ST	0,57	0,64

Observa-se que tanto o lodo do reator UASB quanto o do filtro encontram-se abaixo de 0,70, indicando sua estabilidade. Oliveira e Duda (2009) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio operado em batelada sequencial, em escala piloto, com volume total de 280 L, no tratamento de águas residuárias de suinocultura. As cargas orgânicas volumétricas aplicadas no reator foram de 4,42; 5,27; 9,33 e 11,79 g DQOt L<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>. As eficiências médias de remoção de DQOt, SST e SSV variaram de 56 a 87%. Já os valores médios da relação SV/ST para o lodo foram de 0,69; 0,58; 0,74 e 0,70. Ressalta-se que altas relações STV/ST evidenciam a predominância de matéria orgânica no lodo.

#### 5.5. PADRÕES DE LANÇAMENTO DE EFLUENTES

Em Minas Gerais, a Deliberação Normativa COPAM/CERH Nº 01 de 05 de maio de 2008, é o documento que estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. Ela estabelece que efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente em corpos d'água, após o devido tratamento e desde que obedeçam à condições, padrões e exigências dispostas. As condições para lançamentos de efluentes e sua respectiva comparação com os resultados encontrados estão demonstradas na tabela 36.

Tabela 36. Condições para lançamentos de efluentes x resultados encontrados.

Parâmetro	Concentração		Eficiência	
	COPAM	ETE	COPAM	ETE
Óleos e graxas	Até 20 mgL <sup>-1</sup>	2,85 mgL <sup>-1</sup>	-	-
DBO	-	-	75%	93,70
DQO	-	-	70%	89,57
SST	Até 100 mgL <sup>-1</sup>	126 mgL <sup>-1</sup>	-	-
Amônia	20,0 mgL <sup>-1</sup>	90 mgL <sup>-1</sup>	-	-
pH	6,0 – 9,0	7,09	-	-

Observa-se que o efluente atende à legislação nos quesitos de pH, remoção de DBO, DQO e óleos e graxas, estando inadequado para os parâmetros de SST e amônia. Provavelmente, a utilização de um pós tratamento neste efluente o adequaria à Legislação.

## 5.6. BIOLOGIA MOLECULAR

### 5.6.1. Análise de diversidade

No sistema de reatores anaeróbios estudado, foram selecionados cinco pontos de coleta para análise da diversidade genética microbiana. Dentre as técnicas de análise baseadas no rDNA, o DGGE tem sido a mais utilizada, permitindo que fragmentos de DNA de um mesmo tamanho, mas com diferente constituição de pares de bases, possam ser separados (MUYZER *et al.*, 1998), fornecendo assim os perfis genéticos das populações. Nesse estudo, um padrão complexo de bandas de várias intensidades foram observadas no gel de DGGE da região 16s rDNA, refletindo a composição das populações microbianas dominantes na comunidade, incluindo os microrganismos não-cultiváveis (figura 75).

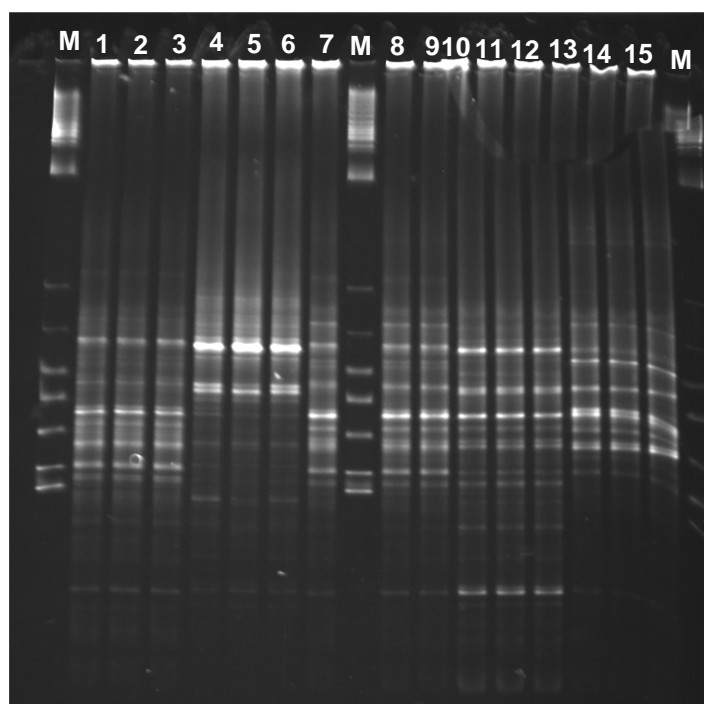


Figura 75. DGGE da região 16s rDNA.

Legenda: 1, 2, 3 (Pré UASB); 4, 5, 6 (lodo UASB); 7, 8, 9 (pós UASB / pré filtro); 10, 11, 12 (lodo filtro); 13, 14, 15 (pós filtro) e M (marcador).

O dendrograma gerado a partir dos resultados de DGGE permitiu a separação de cinco grupos principais, correspondentes às diferentes etapas do sistema de reatores anaeróbios (figura 76).

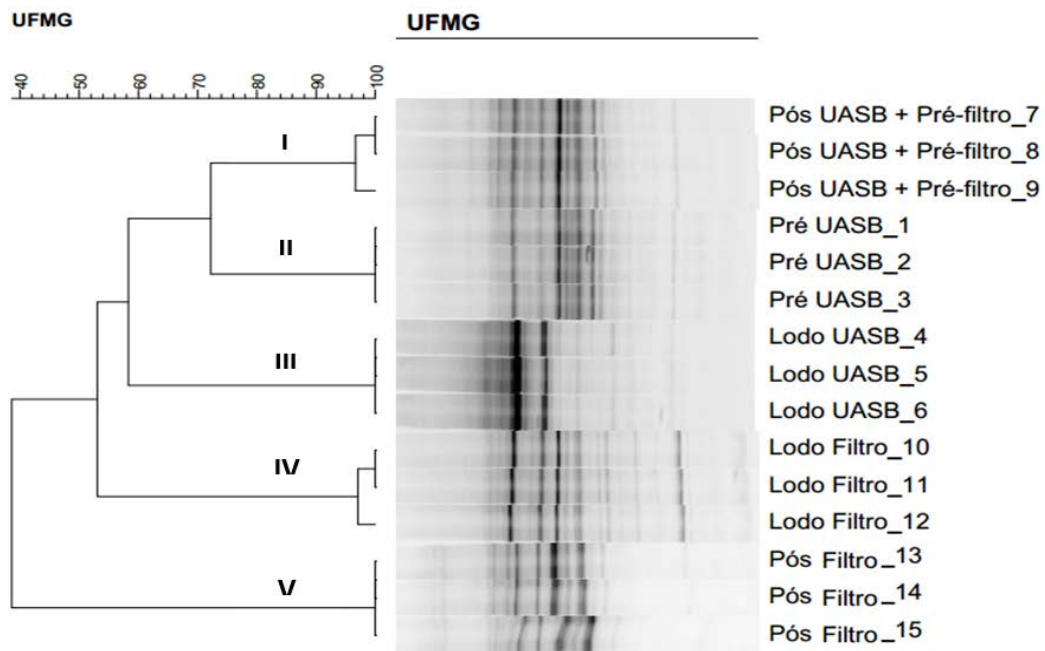


Figura 76. Dendrograma de similaridade do perfil do 16s rDNA PCR-DGGE de amostras coletadas em diferentes etapas do sistema de reatores anaeróbios de dois estágios utilizado no tratamento de efluentes de abatedouro de frangos.

Os grupos I e II, compostos por amostras de pós UASB/pré-filtro e pré UASB, respectivamente, foram formados com 75% de similaridade. As amostras lodo UASB e lodo filtro foram agrupadas nos grupos III e IV, respectivamente, com similaridade entre 55 e 60%. Já o grupo V, formado por amostras do pós filtro, foi o mais diverso, formando um agrupamento com aproximadamente 40% de similaridade genética. Assim, a composição das comunidades de microrganismos foi influenciada pelos diferentes estágios de tratamento do efluente.

#### 5.6.2. Sequenciamento

O sequenciamento foi realizado a partir de um segundo DGGE, o qual foi realizado nas mesmas condições do primeiro gel, sendo corado com nitrato de prata (figura 78).

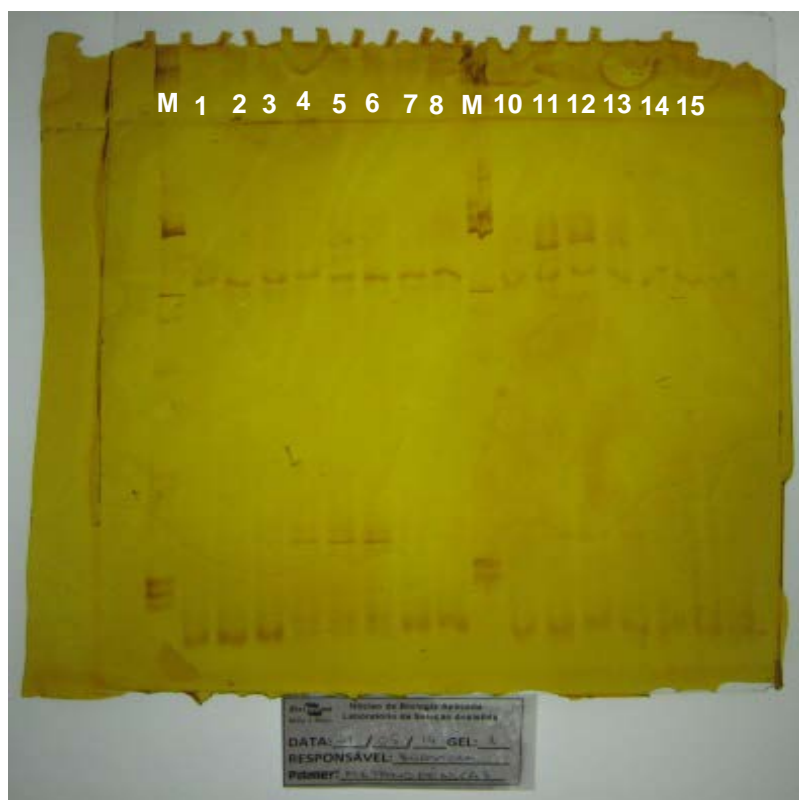


Figura 77. Gel de DGGE utilizado para sequenciamento.

Legenda: 1, 2, 3 (Pré UASB); 4, 5, 6 (lodo UASB); 7, 8, 9 (pós UASB / pré filtro); 10, 11, 12 (lodo filtro); 13, 14, 15 (pós filtro) e M (marcador).

As bandas de maior intensidade presentes no gel de DGGE foram excisadas, purificadas e reamplificadas, sendo enviadas para sequenciamento. Foram encontrados microrganismos não cultiváveis na amostra de lodo do filtro anaeróbico (tabela 37).

Tabela 37. Microrganismo detectado no sequenciamento.

Amostra	Identificação molecular	E-value	Identidade (%)	Número de acesso (Genbank)
11	Uncultured bacterium	0	99	AB618372.2

Kubota *et al.* (2014), realizaram um trabalho para investigar a composição da comunidade microbiana presente em um reator UASB tratando efluente doméstico. Os autores detectaram e registraram uma série de microrganismos envolvidos no processo, dentre eles, o microrganismo sequenciado no presente trabalho.

## 6. CONCLUSÕES

O tratamento avaliado apresentou alta eficiência de remoção de DBO<sub>t</sub>, DQO<sub>t</sub>, SST e SSV indicando que o sistema anaeróbico em dois estágios é uma alternativa viável para o tratamento de águas residuárias de abatedouro de frango.

O sistema foi capaz de remover nutrientes, com exceção do NTK e nitrogênio amoniacal, que aumentaram durante o processo.

O sistema não foi capaz de remover coliformes totais e *Escherichia coli* de forma significativa.

A variação no perfil de massa de sólidos no lodo pode indicar a ocorrência da perda de lodo.

As relações AI/AP acima de 0,3 não influenciaram na estabilidade operacional do processo durante todo o experimento.

No final do processo de digestão anaeróbia houve uma tendência de aumento da alcalinidade.

O comportamento dos AVT se manteve dentro do esperado, garantindo a estabilidade do reator UASB.

A biologia molecular mostrou uma diversidade de populações microbianas no decorrer do processo.

## 7. RECOMENDAÇÕES

Devido à baixa remoção de nitrogênio amoniacal e microrganismos patogênicos, recomenda-se a utilização de um estágio de tratamento adicional para a realização do polimento deste efluente.

Recomenda-se que sejam realizadas análises mais aprofundadas de clonagem e sequenciamento, no intuito de se conhecer melhor as comunidades microbianas presentes no processo, objetivando a otimização de reatores.

Pela tendência do aumento da alcalinidade no final do processo, recomenda-se investigar a existência da terceira fase da digestão anaeróbia, objetivando a sua formulação para futuras aplicações na área de saneamento.

## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABREU, E. F. **Estudo da diversidade microbiana metanogênica em reatores UASB tratando esgoto sanitário**. 2007. 93f. Dissertação (Pós Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, MG

ANGELIDAKI, I.; SANDERS, W. Assessment of the anaerobic biodegradability of macropollutants. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 3, p. 117–129, 2004.

APHA; AWWA; WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21.ed., Washington, 2012, 1.569 p.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 2, p. 152 – 161, 2005.

ATKINSON, B.; MAVITUNA, F. **Biochemical engineering and biotechnology handbook**. Nova York: Macmillan Publishers Ltd – Stockton Press, 1987. p.1.119

ATUANYA, E. I.; AIGBIRIOR, M. Mesophilic biomethanation and treatment of poultry wastewater using pilot scale UASB reactor. **Environmental Monitoring and Assessment**, v.77, n.2, p.139-147, 2002.

BAPTISTOTTE, P. C. **Fluxograma geral do abate de aves**. 2010. 55f. Monografia (Pós Graduação em Higiene e Inspeção de Produtos de Origem Animal) - Universidade Castelo Branco, Campo Grande, MS.

BEUX, S. **Avaliação do tratamento de efluente de abatedouro em digestores anaeróbios de duas fases**. 2005. 99f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, PR.

BOHRZ, G. I. **Geração de metano em lagoa anaeróbia: um estudo de caso em abatedouro de bovinos**. 2010. 153 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos) – Desenvolvimento de Processos Agroindustriais e Ambientais, Universidade Federal de Santa Maria, RS.

BRASIL, Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. **Projeções do agronegócio: Brasil 2012/13 a 2022/23**. Brasília: Mapa/ACS, 2013. 96p.

\_\_\_\_\_. Ministério da Agricultura e do Abastecimento - Secretaria de Defesa Agropecuária. Portaria nº 210 de 10 de novembro de 1998. Regulamento técnico da inspeção tecnológica e higiênico-sanitária de carne de aves. **Diário Oficial da União**. Disponível em: <<http://www.cidasc.sc.gov.br/inspecao/files/2012/08/port-210.pdf>>. Acesso em: 27 abr. 2014.

\_\_\_\_\_. Ministério da Agricultura. **Regulamento da inspeção industrial e sanitária de produtos de origem animal - RIISPOA**. Disponível em: <[http://www.agricultura.gov.br/arq\\_editor/file/Aniamal/MercadoInterno/Requisitos/RegulamentoSInspecaoIndustrial.pdf](http://www.agricultura.gov.br/arq_editor/file/Aniamal/MercadoInterno/Requisitos/RegulamentoSInspecaoIndustrial.pdf)>. Acesso em: 27 abr. 2014.

\_\_\_\_\_. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do meio Ambiente (Conama). Resolução nº 375, de 29 de agosto de 2006. Define critérios e procedimentos, para o uso agrícola de lodos de esgoto gerados em estações de tratamento de esgoto sanitário e seus produtos derivados, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res06/res37506.pdf>>.

BRUNO, M.; OLIVEIRA, R. A. Tratamento anaeróbio de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores UASB em dois estágios. **Engenharia Agrícola**, v.28, n.2, p.364-377, 2008.

CAIXETA, C. E. T.; CAMMAROTA, M. C.; XAVIER, A. M. F. Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor. **Bioresource Technology**, v.81, n.1, p.61–69, 2002.



CAMPOS, C. M. M.; CARMO, F.R.; BOTELHO, C.G. *et al.* Desenvolvimento e operação de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. **Ciências Agrotécnicas**, v.30, n.1, p.140-147, 2006.

CAMPOS, C. M. M.; DAMASCENO, L. H. S.; MOCHIZUKI, E. T.; BOTELHO, C. G. Avaliação do desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala laboratorial na remoção da carga orgânica de águas residuárias da suinocultura. **Ciência e Agrotecnologia**, v. 29, n. 2, p. 390-399, 2005.

CAMPOS, C. M. M.; LUIZ, F. A. R.; BOTELHO, C. G.; DAMASCENO, L. H. S. Avaliação da eficiência do reator UASB tratando efluente de laticínio sob diferentes cargas orgânicas. **Ciência e Agrotecnologia**, v. 28, n. 6 p. 1376-1384, 2004.

CAMPOS, J. R. **Alternativas para tratamento de esgotos: pré-tratamento de águas para abastecimento.** Americana, SP: Consórcio intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari. 1994. Publicação, 9.

CARDOSO, L. S. **A avicultura no Brasil.** 2010. Disponível em: [http://www.cnpsa.embrapa.br/cias/index.php?option=com\\_content&view=article&id=13:origem-dos-frangos&catid=5:aves-publico&Itemid=15](http://www.cnpsa.embrapa.br/cias/index.php?option=com_content&view=article&id=13:origem-dos-frangos&catid=5:aves-publico&Itemid=15). Acesso em: 14 abr. 2014.

CASTRO, L. R.; CORTEZ, L. A. B. Influência da temperatura no desempenho de biodigestores com esterco bovino. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 2, n. 1, p. 97-102. 1998.

CERATTO, W. **Histórico e aspectos gerais sobre a avicultura industrial de corte.** 2012. Disponível em: <[http://www.ceratto.com.br/paginas/palestras/apostila\\_modulo\\_1.pdf](http://www.ceratto.com.br/paginas/palestras/apostila_modulo_1.pdf)>. Acesso em: 14 abr. 2014.

CHAVEZ, C.P; CASTILLO, R. L; DENDOOVEN, L.; ESCAMILLA-SILVA, E. M. Poultry slaughter wastewater treatment with an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. **Bioresource Technology**. n. 96, p. 1730 – 1736, 2005.

CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores anaeróbios.** 2 ed. Belo Horizonte: DESA, UFMG, 2007. 380 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v. 5).

DEL NERY, V.; DAMIANOVIC, M. H. Z.; BARROS, F. G. The use of upflow anaerobic sludge blanket reactors in the treatment of poultry slaughterhouse wastewater. **Water Science & Technology**, v.44, n.4, p.83–88, 2001.

DEL NERY, V.; DAMIANOVIC, M. H. Z.; MOURA, R. B. M. *et al.* UASB reactor effluent nitrogen removal in an aerated-facultative pond at a poultry slaughterhouse. 2013. Disponível em: <<http://www.redbiogas.cl/wordpress/wp-content/uploads/2013/07/IWA-12121.pdf>>. Acesso em 09 ago. 2014.

DEL NERY, V.; DE NARDI, I. R.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z. *et al.* Long-term operating performance of a poultry slaughterhouse wastewater treatment plant. **Resources, Conservation and Recycling**. v.50, p. 102-114, 2007.

DEUBLEIN, D.; STEINHAUSER, A. **Biogas from waste and renewable resources**. Weinheim: Wiley-VCH, 2008.

DUDA, R. M. **Desempenho de sistema composto por reatores Anaeróbios em série seguido de filtro biológico percolador no tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2010. 241f. Tese (Doutorado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, SP.

DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator UASB e filtro anaeróbio em série seguidos de filtro biológico percolador. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.16, n.1, p.91-100, 2011.

FELSKE A, ENGELEN B, NÜBEL U, BACKHAUS, H. Direct ribosome isolation from soil to extract bacterial rRNA for community analysis. **Applied Environmental Microbiology**, v.62, p.4162-4167, 1996.

FERNANDES, G. F. R. **Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2004. 135 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, SP.

FERNANDES, G. F. R.; OLIVEIRA, R. A. Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura, **Engenharia Agrícola**, v.26, n.1, p.243-256, 2006.

FERREIRA, W. P. M.; SOUZA, C. F. **Caracterização climática das séries temporais de temperatura e precipitação pluvial em Sete Lagoas, MG**. Sete Lagoas: Embrapa Milho e Sorgo, 2011.

FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. In: SEMINÁRIO LATINO AMERICANO, 1994, Montevideo. **Anais...** Montevideo, 1994. p.97-110.

FORESTI, E., OLIVEIRA, R.A. DE. Anaerobic treatment of piggery wastewater in UASB reactors. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND FOOD PROCESSING WASTES.7, 1995, Chicago-USA. **Proceedings...** Chicago, 1995. p. 309-318.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL *et al*. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. p. 29-52.

FREITAS, M. B. **Gestão de produção de energia por biodigestores na Cooperativa Regional Agropecuária de Campos Novos e seus integrados**. 2011. 77 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenheiro Agrônomo) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro de Ciências Agrárias, Florianópolis, SC.

GERARDI, M.H. **The microbiology of anaerobic digesters**. Jon Wiley & Sons, 2003. 130 p.

GRADY, C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LIM, H. C. Anaerobic processes. In: Biological wastewater treatment. 2. ed. rev. and exp. Boca Raton: CCR Press, 1999. p. 599-689.

- HANSEN, K. H; ANGELIDAKI, I; AHRING, B. K. Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia. **Water Research**, v. 32, n.1, p. 5–12, 1998.
- HEJNFELT, A.; ANGELIDAKI, I. Anaerobic digestion of slaughterhouse by-products. **Biomass and Bioenergy**, v. 33, p. 1046-1054, 2009.
- HERSHBERGER, K. L.; BARNS, S. M.; REYSENBACH, A. L. *et al.* Wide diversity of crenarchaeota. **Nature**, v. 384, n. 420, 1996.
- IAMAMOTO, C. Y. **Efeito da taxa de carregamento orgânico volumétrico no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura**. 1999. 104 f. Dissertação (Mestrado em Gestão Integrada de Recursos) - Centro de Estudos Ambientais, Universidade Estadual Paulista, Rio Claro, SP.
- JENKINS, S.R.; MORGAN, J.M.; SAWYER, C.L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 55, p. 448-453, 1983.
- KALYUZHNYI, S.; SKLYAR, V.; RODRIGUEZ-MARTINEZ, J. *et al.* Integrated mechanical, biological and physico-chemical treatment of liquid manure streams. **Water Science and Technology**, v.41, n.12, p.175-182, 2000.
- KHANAL, S. K. **Anaerobic biotechnology for bioenergy production**. Weinheim: Wiley-Blackwell, 2008.
- KROEKER, E. J.; SCHULTE, D. D.; SPARLING, A. B.; LAPP, H. M. Anaerobic treatment process stability. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 51, n. 4, p. 718-727, 1979.
- KUBOTA, K.; HAYASHI, M.; MATSUNAGA, K. *et al.* Microbial community composition of a down-flow hanging sponge (DHS) reactor combined with an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor for the treatment of municipal sewage. **Bioresource Technology**, v.151, p.144–150, 2014.
- LANE, D. J.; PACE, B.; OLSEN, G. J. *et al.* Rapid determination of 16s ribosomal RNA sequences for phylogenetic analyses. **Proceedings of the National Academy of Sciences of the USA**, v. 82, p.6955–6959, 1985.
- LANGENHOFF, A. A. M.; STUCKEY, D. C. Treatment of dilute wastewater using an anaerobic baffled reactor: effect of low temperature. **Water Research**, v. 34, n. 15, p. 3867-75, 2000.
- LEITÃO, R. C.; VAN HAANDEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: a review. **Bioresource Technology**, v. 97, p. 1105-1118, 2006.
- LEITE, V.D; LOPES, W. S.; SOUSA, J. T. *et al.* Tratamento anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos com alta e baixa concentração de sólidos. **Revista Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental**. 13:190, 2009.

LETTINGA, G.; VAN VALSEN, A.F.M.; HOBMA *et al.* **Use of the upflow sludge blanket (USB) concept for biological wastewater treatment, especially anaerobic treatment.** *Biotechnology and Bioengineering*, n.22, p.699-734, 1980.

LIMA, L. M. Q. L. **Biorremediação de lixões (aplicações da biotecnologia).** 1.ed. Belo Horizonte, 2002. 274p.

LIMA, L. M. Q. L. **Estudo da influência da reciclagem de chorume na aceleração da metanogênese em aterro sanitário.** 1988. 241f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP.

LIU, T.; SUNG, S. Ammonia inhibition on thermophilic acetoclastic methanogens. *Water Science and Technology*, v. 45, n.10, p. 113-120, 2002.

LOPES, B. C. **Avaliação de desempenho do sistema reator UASB e filtro anaeróbio no tratamento de águas residuárias de um abatedouro avícola.** 2011. 42f. Monografia (Pós Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, MG.

LOURENÇO, A. M. P. **Desempenho de um sistema composto de reator UASB-Filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa para o tratamento das águas residuárias da suinocultura.** 2006. 129 f. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambientação) – Universidade Federal de Lavras, Lavras, MG.

MACHADO, R. M. G.; CHERNICHARO, C. A. L. Avaliação do desempenho de filtros anaeróbios utilizados para o polimento de efluentes de um reator UASB. In. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19., 1994. Foz do Iguaçu. *Anais...* Foz do Iguaçu, 1997. p.841-853.

MCCARTY, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals: environmental requirements and control. *Public Works*, part II, p. 123-126, out. 1964.

MENDONÇA, E. F. **Tratamento anaeróbio de efluentes oriundos da bovinocultura de leite em biodigestor tubular.** 2009. 62 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, Cascavel, PR.

METCALF, E.; EDDY, M. **Wastewater engineering treatment disposal reuse.** 3. ed. New York: McGraw-Hill, 1991. 1334 p.

MINAS GERAIS. Conselho de Política Ambiental de Minas Gerais/Conselho Estadual de Recursos Hídricos – COPAM/CERH. **Deliberação Normativa Conjunta nº 01 de 05 de maio de 2008.** Belo Horizonte, 2008.

MIRANDA, L. A. S.; HENRIQUES, J. A. P.; MONTEGGIA, L. O. A full-scale UASB reactor for treatment of pig and cattle slaughterhouse wastewater with a high oil and grease content. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 22, n. 04, p. 601 - 610, 2005.

MONOD, J. La technique de culture continue, theorie et applications. *Annales de l'Institut Pasteur*, v.79, n.390, 1948.

MONTILHA, F. Biogás: energia renovável. 2005. 73 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia Civil com ênfase Ambiental) – Universidade Anhembi Morumbi, São Paulo, SP.

MUYZER, G.; BRINKHOFF, T.; NÜBEL, U. *et al.* Denaturing gradient gel electrophoresis (DGGE) in microbial ecology. In: MOLECULAR MICROBIAL ECOLOGY MANUAL. London: Kluwer Academic Publishers, 1998. P.1-27.

NACHEVA, P. M.; PANTOJA, M. R.; SERRANO, E. A. L. Treatment of slaughterhouse wastewater in upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Water Science & Technology**, v.63, n.5, p.878–885, 2011.

NETO, M. S. A. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB**. 2007. 389 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Jaboticabal, SP.

NETO, M. S. A.; OLIVEIRA, R. A. Remoção de matéria orgânica, de nutrientes e de coliformes no processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, v. 29, n.1, p.148-161, 2009.

NUVOLARI, A. (Coord.). **Esgoto sanitário: coleta, transporte, tratamento e reúso agrícola**. São Paulo: Blücher, 2003.

OLIVEIRA, R. A. **Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura**. 1997. 389 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP.

OLIVEIRA, R. A.; DUDA, R. M. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio operado em batelada sequencial. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.14, n.4, 2009.

OMER, A. M.; FADALLA, Y. Biogas energy technology in Sudan. **Renewable Energy**, v. 28, p. 499-507, 2003.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Efeitos do pH, acidez e alcalinidade na microbiota de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando efluentes de suinocultura. **Ambi-Agua**, v. 4, n. 3, p. 157-168, 2009.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; ANTUNES, R. M.; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Filtro anaeróbio utilizado como pós-tratamento de um reator Anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) para dejetos de Suinocultura. **Revista Brasileira Agrociência**, v.10, n. 3, p. 339-346, 2004a.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; QUADRO, M. S.; ANTUNES, R. M.; KOETZ, P. R. Influência da recirculação e da alcalinidade no desempenho de um reator UASB no tratamento de efluente de suinocultura. **Revista Brasileira Agrociência**, v. 10, n. 1, p. 103-110, 2004b.

PESSOA FILHO, M. A. C. P. **Metagenômica e sua aplicação no estudo de diversidade e função de microrganismos de solos do Cerrado**. Platina, DF: Embrapa Cerrados, 2010. 29 p.

PHILIPPI JR., A. **Saneamento, saúde e ambiente: fundamentos para um desenvolvimento sustentável**. São Paulo: Manole, 2005. 842 p.

PONTES, A. F. V. **Avaliação de desempenho de reator anaeróbio-aeróbio com recirculação da fase líquida no tratamento de água residuária proveniente de abatedouro de aves**. 2009. 161f. Dissertação (Mestrado em Engenharia hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, SP.

RAJAKUMAR, R.; MEENAMBAL, T. Comparative Study on Start - Up Performance of HUASB and AF Reactors Treating Poultry Slaughterhouse Wastewater. **International Journal of Environmental Research**, v. 2, n. 4, p. 401-410, 2008.

RAJESHWARI, K. V.; BALAKRISHNAN, M.; KANSAL, A. *et al.* State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 4, p. 135-156, 2000.

RAMALHO, R. S. **Introduction to wastewater treatment processes**. 2. ed. San Diego, California: Academic press limited 1983. 580 p.

RAMIRES, R. D.A. **Produção de metano e remoção de matéria orgânica, nutrientes e microrganismos patogênicos em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura**. 2005. 136 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, SP.

RINZEMA, A.; LETTINGA, G. Anaerobic digestion of long-chain fatty acids in uasb and expanded granular sludge bed reactors. **Process Biochemistry**, v.28, p.527-537, 1993.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.58, n.5, p.406-411, 1986.

RODRIGUES, L. S. **Concepção e avaliação de sistema de tratamento com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e lagoa de polimento para águas residuárias de suinocultura**. 2008. 151f. Tese (Doutorado em Ciência Animal) - Escola de Veterinária da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, MG.

RODRIGUES, L. S.; SILVA, I. J.; LOPES, B. C. Caracterização de águas residuárias em sistemas de produção animal. **Cadernos Técnicos de Veterinária e Zootecnia**, n.66, p.52-70. 2012.

RODRIGUES, L. S.; SILVA, I. J.; OLIVEIRA, P. R. *et al.* **Journal of Water Resource and Protection**, v.6, p.526-531, 2014.

RODRIGUES, L. S.; SILVA, I. J.; ZOCRATO, M. C. O. *et al.* Avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v.14, n.1, p.94–100, 2010.

SAKAR, S.; YETILMEZSOY, K; KOCAK, E. Anaerobic digestion technology in poultry and livestock waste treatment - a literature review. **Waste Management & Research**, v. 27, p. 3-18,

2009.

SANTANA, A. M. **Atividade da microbiota e desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura.** 2004. 113 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, SP.

SANTANA, A. M.; OLIVEIRA, R. A. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, v.25, n.3, p.817-830, 2005.

SATTLER, M. Anaerobic processes for waste treatment and energy generation. In: KUMAR, S. **Integrated Waste Management.** Volume II. Arlington: InTech. 2011. p.215-246.

SILVA, W. R. **Estudo cinético do processo de digestão anaeróbia de resíduos sólidos vegetais.** 2009. 175f. Tese (Doutorado em Química Analítica) - Centro de Ciências Exatas e da Natureza da Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa.

SOUZA, M. E. Fatores que influenciam a digestão anaeróbia. **Revista DAE/SABESP**, v. 44, n. 137, p. 88-94, 1984a.

\_\_\_\_\_, M. E. Influência simultânea de elevadas concentrações de metais pesados e cianetos na digestão anaeróbia de lodos de esgoto. **Revista DAE/SABESP**, v. 44, n. 138, p. 221-233, 1984b.

SYLVESTRE, S.H.Z. **Desempenho de sistemas de reatores anaeróbios e aeróbio na remoção de coliformes e ovos de helmintos de águas residuárias de suinocultura.** 2013. 103 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, SP.

TEIXEIRA, A. R.; CHERNICHARO, C. A. L.; SOUTO, T. F. S.; PAULA, F. S. Influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas no desempenho de reator UASB tratando esgoto doméstico. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.14 n.2, p.159-166, 2009.

UBABEF - UNIÃO BRASILEIRA DE AVICULTURA. **Exportação mundial de frango em 2012.** 2014. Disponível em: <[http://www.ubabef.com.br/estatisticas/frango/producao\\_mundial\\_carne\\_frango\\_2012](http://www.ubabef.com.br/estatisticas/frango/producao_mundial_carne_frango_2012)>. Acesso em: 02 abr. 2014.

VAN HAANDEL, A. C. Influence of the digested COD concentration on the alkalinity requirement in anaerobic digesters. **Water Science e Technology**, v. 30, n. 8, p. 23-24, 1994.

VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos:** um manual para regiões de clima quente. Campina Grande, 1994. 208p.

VIEIRA, S.M.M.; SOUZA, M.E. Métodos analíticos para acompanhamento da biodigestão. **Energia**, v.43, n.15, p.29-36, 1981.

VITORATTO, E. **Tratamento de efluentes líquidos orgânicos: sistemas anaeróbios**. São Paulo: Faculdade Oswaldo Cruz, 2004.

WORLD HEALTH ORGANIZATION. **Health guidelines for use of wastewater in agriculture and aquaculture**. Geneva: WHO, 1989. (Technical Report Series n.778).

YANG, S. T.; GUO, M. Kinetics of methanogenesis from whey permeate in packed bed immobilized cells bioreactor. **Biotechnology Bioengineering**, v.36, p.427, 1990.

ZAIAT, M. **Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias: reator anaeróbio horizontal de leito fixo / reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais**. 2003. 122f. Texto (Livre Docência) - Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, SP.