

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

**DIAGNÓSTICO E AVALIAÇÃO DOS REATORES UASB DA
ETE PARANOÁ-DF**

THAINY CRISTINA SILVA BRESSAN

ORIENTADORA: ARIUSKA KARLA BARBOSA AMORIM
CO-ORIENTADOR: PAULO LUIZ SANTOS DE ARAÚJO

PROJETO FINAL EM ENGENHARIA AMBIENTAL

BRASÍLIA / DF: DEZEMBRO / 2016

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

DIAGNÓSTICO E AVALIAÇÃO DOS REATORES UASB DA
ETE PARANOÁ-DF

THAINY CRISTINA SILVA BRESSAN

MONOGRAFIA DE PROJETO FINAL SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE BACHAREL EM ENGENHARIA AMBIENTAL.

APROVADA POR:



Profª Ariuska Karla Barbosa Amorim, DSc (UnB)
(ORIENTADOR)



Profª Lenora Nunes Ludolf Gomes, DSc (UnB)
(EXAMINADOR INTERNO)



Profº Marco Antônio Almeida de Souza, PhD (UnB)
(EXAMINADOR INTERNO)

DATA: BRASÍLIA/DF, 8 DE DEZEMBRO DE 2016.

FICHA CATALOGRÁFICA

BRESSAN, THAINY CRISTINA SILVA

Diagnóstico e Avaliação dos Reatores UASB da ETE Paranoá - DF. [Distrito Federal] 2016.

xii, 73 p., 297 mm (ENC/FT/UnB, Bacharel, Engenharia Ambiental, 2016)

Monografia de Projeto Final - Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia.

Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

1. Diagnóstico

2. UASB

3. ETE Paranoá

4. Aproveitamento energético

I. ENC/FT/UnB

II. Título (série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

BRESSAN, T.C.S. (2016). Diagnóstico e Avaliação dos Reatores UASB da ETE Paranoá - DF. Monografia de Projeto Final, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 73p.

CESSÃO DE DIREITOS

NOME DO AUTOR: Thainy Cristina Silva Bressan

TÍTULO DA MONOGRAFIA DE PROJETO FINAL: Diagnóstico e Avaliação dos Reatores UASB da ETE Paranoá – DF.

GRAU / ANO: Bacharel em Engenharia Ambiental / 2016

É concedida à Universidade de Brasília a permissão para reproduzir cópias desta monografia de Projeto Final e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte desta monografia de Projeto Final pode ser reproduzida sem a autorização por escrito do autor.



Thainy Cristina Silva Bressan
Av. Flamboyant, Lote 8, Ap. 204
71917-000 Brasília/DF – Brasil
e-mail: thainybressan4@gmail.com

AGRADECIMENTOS

Agradeço, em primeiro lugar, à Deus, por ter me dado a vida e por me ensinar e me guiar nos caminhos, desenvolvendo e fortalecendo em mim Seus maiores dons: fé, amor e perseverança;

À toda a minha família, que sempre me apoiou e participou do meu crescimento pessoal. Em particular, neste trabalho, a minha mãe, motorista oficial das visitas técnicas, por acreditar no meu potencial e pelo suporte e carinho dedicado no decorrer desses anos. Ao meu pai, minha irmã Tassiany e Karina, irmã de consideração, pelo apoio emocional e conversas sempre produtivas;

À minha orientadora, Ariuska Amorim, pela orientação, paciência e amizade construída durante esta caminhada. Pelo incentivo e por acreditar sempre em mim;

Ao meu co-orientador, Paulo Luiz, e toda a equipe da ETE Paranoá e CAESB pelo auxílio, paciência e por abrir as portas da empresa para a nossa proposta de pesquisa;

Aos membros da banca examinadora, Prof^a Lenora e Prof. Marco Antonio, por terem aceitado o convite e dado valiosas dicas e orientações no projeto, tanto presencialmente, quanto pelas pesquisas que ajudaram a desenvolver. Em especial à Lenora, por ter colaborado numa das etapas mais interessantes e fascinantes do trabalho;

Aos professores do Departamento, por todos os conselhos, ajudas e compartilhar os conhecimentos durante esses anos de graduação. Em especial ao Arthur, pela valiosa ajuda no desenvolvimento do trabalho;

Aos técnicos e companheiros de laboratório Sara, Carla(s), Gabriel, Norma, etc., enfim, todos que foram e são testemunhas do incessante trabalho, obrigada pela amizade e ajuda;

Aos meus amigos e colegas da UnB, especialmente ao Arthur, Pedro, Robson, Ana, Clarice, Dandara, Eliza, Letícia, Luciana, Marina, Tadeu, Tamara, etc., enfim, todos que em alguma ou várias situações, partilharam momentos de amizade, de estudos, de confraternização ou simplesmente me ajudaram quando mais precisei. Espero que nos encontremos no futuro.

RESUMO

O desenvolvimento de projetos de tratamento anaeróbio de esgoto que conciliam custos e simplicidade operacional intensificaram nos últimos anos. Com isso, estudos tornaram possível o aproveitamento energético do metano gerado principalmente em reatores UASB. Contudo, a melhoria da eficiência energética nesses reatores depende do conhecimento sobre as características operacionais e construtivas, assim como do processo biológico. Neste contexto, o objetivo geral desse estudo foi realizar o diagnóstico dos reatores UASB da ETE Paranoá/DF, para otimizar o tratamento anaeróbio e avaliar o aproveitamento do biogás. O trabalho foi realizado sobre os objetivos específicos: a) Avaliação estrutural e operacional dos reatores e influências do tratamento preliminar, detectando problemas que interferem na eficiência do tratamento; b) Caracterização físico-química e biológica do afluente e efluente dos reatores para dar suporte às avaliações estruturais e operacionais; c) Avaliação do desempenho dos reatores, por meio de balanço de massa de DQO; d) Avaliação da produção de metano e seu potencial de aproveitamento como fonte de energia. Os resultados mostraram que na ETE Paranoá foram realizadas modificações nas unidades de tratamento, que influenciam diretamente na eficiência do tratamento anaeróbio. O tratamento preliminar está sobrecarregado e carrega sólidos grosseiros para dentro do UASB. Os reatores apresentaram diversos problemas estruturais e específicos ao funcionamento da unidade. Durante as caracterizações físico-químicas e biológicas, os reatores apresentaram estabilidade quanto à pH, alcalinidade e ácidos orgânicos voláteis (AOV). Entretanto, foi observado que cada reator apresentou eficiências de remoções diferentemente do outro quanto à DQO e SS. A caracterização biológica confirmou as observações levantadas durante a caracterização operacional que influenciam diretamente na formação dos grânulos. Posteriormente, o balanço de massa com os dados obtidos das análises permitiu determinar as condições atuais de produção de metano nos reatores e indicou que o modelo e a metodologia utilizados não foram suficientes para representar as conversões de todas as parcelas de DQO. Os valores percentuais de DQO convertido em metano recuperado são muito baixos, indicando a necessidade de novas reformas na estação para que a produção e coleta do gás sejam maximizadas.

Palavras-Chaves: diagnóstico, UASB, ETE Paranoá, aproveitamento energético.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	VI
LISTA DE FIGURAS	VII
LISTA DE SÍMBOLOS, NOMENCLATURAS E ABREVIACÕES	IX
1 - INTRODUÇÃO	1
2 - OBJETIVOS	3
2.1 - Objetivo Geral	3
2.2 - Objetivos Específicos	3
3 - FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	4
3.1 - Fatores que influenciam a Digestão Anaeróbia	7
3.2 - Reatores de Manta de Lodo (UASB)	9
3.3 - Composição e características do biogás	13
3.3.1 - Poder calorífico do biogás	14
3.4 - Produção de metano em reatores UASB	15
3.4.1 - Perdas de Metano	17
3.5 - Balanço de Massa	17
3.6 - Aproveitamento energético de biogás	20
3.7 - Estudo de Caso: ETE Paranoá	21
4 - METODOLOGIA	30
4.1 - Considerações Iniciais	30
4.2 - Etapa 1: Caracterização Estrutural e Operacional da ETE Paranoá	30
4.3 - Etapa 2: Amostragem e Monitoramento dos Reatores Anaeróbios	31
4.4 - Etapa 3: Balanço de massa, Cálculo e Análise Quali-Quantitativa	37
4.5 - ETAPA 4: Diagnóstico e Recomendações	42
5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO	43
5.1 - Caracterização Operacional da ETE Paranoá	43
5.2 - Monitoramento dos Reatores Anaeróbios	48
5.2.1 - Alcalinidade, Ácidos Orgânicos Voláteis e pH	48
5.2.2 - Sólidos	49
5.2.3 - Demanda Química de Oxigênio (DQO)	53
5.2.4 - Caracterização biológica	56
5.3 - Balanço de massa e Análise Quali-Quantitativa	59
6 - Conclusões e recomendações	63
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	65
A. APÊNDICE	68
ANEXOS	71

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Poder calorífico de algumas fontes de combustível	15
Tabela 3.2 - Relação comparativa de biogás com outros combustíveis	15
Tabela 3.3 - Parâmetros de projeto da ETE Paranoá	29
Tabela 3.4 – Principais parâmetros de projeto dos Reatores Anaeróbios (UASB) da ETE Paranoá	29
Tabela 4.1 – Parâmetros de análise, locais, frequência e métodos analíticos.....	32
Tabela 4.2 – Nomenclatura utilizada nos gráficos box-plot	33
Tabela 4.3 - Valores e percentuais de perda de metano em relação ao metano produzido considerados no modelo de Lobato (2011).....	41
Tabela 5.1 – Registro de modificações levantadas por outros autores e material fornecido pela CAESB e alterações atuais observadas em campo	44
Tabela 5.2 – Resumo dos resultados do monitoramento dos reatores UASB. Valores médios de pH, concentração de alcalinidade total e AOV	49
Tabela 5.3 – Resumo das concentrações médias de SVT e ST do lodo esquerdo e direito dos reatores 1 a 3	52
Tabela 5.4 – Valores médios de eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada nas saídas dos reatores de 1 a 3.	55
Tabela 5.5 – Resumo dos resultados médios de vazão dos reatores 1 a 3.	56
Tabela 5.6 – Parâmetros de entrada para modelo de cálculo do balanço de massa.....	60
Tabela 5.7 – Resumo dos valores fixos obtidos no balanço de massa. Valores médios de DQO total removida, DQO filtrada removida, Diferença entre DQO total e filtrada e DQO convertida em lodo.	61
Tabela 5.8 – Resultados dos balanços de massa de DQO para a situação típica.	61
Tabela 5.9 – Produção teórica de biogás, potencial energético disponível e produção real de metano dos reatores 1 a 3	63

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.....	5
Figura 3.2 - Desenho esquemático de um reator UASB	10
Figura 3.3 - Regiões de atendimento da ETE Paranoá (RA Paranoá e RA Itapoã) e novos condomínios.	23
Figura 3.4 - Esquema das etapas de tratamento da ETE Paranoá.....	24
Figura 4.1 - Etapas desenvolvidas no trabalho	30
Figura 4.2 - Pontos de amostragem de entrada do esgoto	32
Figura 4.3 - Pontos de amostragem de saída do esgoto tratado.....	32
Figura 4.4 - Coletor utilizado nos pontos (2), (3) e (4)	33
Figura 4.5 - Coleta de lodo utilizando garrafa PET.....	33
Figura 4.6 – Caixas de medição de vazão: (a) Vertedores triangulares na caixa de distribuição do ponto (1); (b) Caixa de saída com fluxo vertendo – Reator 1, lado direito, dia 04/10/2016; (c) Caixa de saída afogada - Reator 1, lado esquerdo, dia 17/10/2016.	35
Figura 4.7 - Instrumentos para medição de vazão: (a) Régua confeccionada em tubo PVC e (b) Ferramenta para tampar tubulação.....	35
Figura 4.8 – Esquema do sistema de descarte de lodo, com tubulação para coleta e monitoramento.....	36
Figura 4.9 – Microscópio invertido Axio Observer A.1 da marca Carl Zeiss, LSA/UnB... ..	36
Figura 4.10 - Representação esquemática das entradas e saídas no balanço de massa de DQO do reator UASB e seus parâmetros principais	37
Figura 5.1 – Modificações estruturais das reformas: (a) Caixa de distribuição interna original; (b) Caixa de distribuição interna pós-reforma; (c) Caixa de saída do efluente tratado original; (d) Caixa de saída reformada com revestimento de fibra de vidro; (e) Superfície do reator original sem coleta de biogás; e (f) reator reformado com estrutura coletora de biogás.	45
Figura 5.2 – Box-plot dos dados de concentração média de DQO na entrada da estação e saída dos reatores (N = 53) e eficiência de remoção de DQO (N = 78), de 2011 a 2016. ..	47
Figura 5.3 - Box-plot dos dados de concentração média de SS na entrada da estação e saída dos reatores (N = 44) e eficiência de remoção de SS (N = 78), de 2011 a 2016.....	47
Figura 5.4 - Variação de valores de ácidos orgânicos voláteis de entrada e saídas direita e esquerda dos reatores 1 a 3	49
Figura 5.5 – Variação das concentrações de SST na entrada e saídas esquerda e direita dos	

reatores 1, 2 e 3.....	50
Figura 5.6 – Variação das concentrações de SSV na entrada e saídas esquerda e direita dos reatores 1, 2 e 3.....	51
Figura 5.7 – Variação dos valores de eficiência de remoção de SST dos reatores.....	52
Figura 5.8 – Variação dos valores de eficiência de remoção de SSV dos reatores (N = 3). 52	
Figura 5.9 – Variação das concentrações de DQO bruta na entrada e saída esquerda e direita dos reatores 1, 2 e 3.....	54
Figura 5.10 - Variação das concentrações de DQO filtrada na entrada e saída esquerda e direita dos reatores 1, 2 e 3.....	54
Figura 5.11 – Variação dos valores de eficiência de remoção de DQO bruta de cada saída dos reatores 1 a 3.....	55
Figura 5.12 – Variação dos valores de eficiência de remoção de DQO filtrada de cada saída dos reatores 1 a 3.....	55
Figura 5.13 - Grânulos coletados do lodo de descarte do reator 2.....	56
Figura 5.14 - Grânulos coletados do lodo de descarte do reator 3.....	56
Figura 5.15 - Grânulos coletados do lodo do reator 1.....	57
Figura 5.16 - Lodo anaeróbico com presença de arranjos de cocos, com aumento de 400x 57	
Figura 5.17 - Fluorescência da Figura 5.15, identificado o mesmo arranjo de cocos.....	57
Figura 5.18 – Microscopia óptica de grânulos do lodo anaeróbico: (a) floco agregado; (b) <i>Methanosaeta</i> ; (c) e (d) arranjos de cocos e bacilos curvos, aumento de 400x.	58
Figura 5.19 - Microscopia óptica de fluorescência de estruturas identificadas na Figura 5.17, aumento de 400x.....	58
Figura 5.20 – Presença de algas na espuma do reator.....	59
Figura A.1 - Reator 1, Saída Direita.....	68
Figura A.2 - Reator 1, Saída Esquerda.....	68
Figura A.3 - Reator 2, Saída Direita.....	68
Figura A.4 - Reator 2, Saída Esquerda.....	69
Figura A.5 - Reator 3, Saída Direita.....	69
Figura A.6 - Reator 3, Saída Esquerda.....	69
Figura A.7 - Variação de valores de pH de entrada e saídas direita e esquerda dos reatores 1 a 3.....	70
Figura A.8 - Variação de valores de alcalinidade total de entrada e saídas direita e esquerda dos reatores 1 a 3.....	70

LISTA DE SÍMBOLOS, NOMENCLATURAS E ABREVIACÕES

AOV – Ácidos Orgânicos Voláteis

AT – Alcalinidade Total

BRS – Bactérias redutoras de Sulfeto

CaCO₃ – Carbonato de Cálcio

CAESB – Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal

CH₄ – Metano

CO – Monóxido de Carbono

CO₂ – Dióxido de Carbono

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

DF – Distrito Federal

DQO – Demanda Química de Oxigênio

ETE – Estação de Tratamento de Esgoto

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

H₂ - Hidrogênio

H₂O – Água

H₂S – Ácido Sulfídrico

LSA/UnB – Laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade de Brasília

NH₃ – Amônia

Nm³/h – Normal metro cúbico por hora

O₂ – Oxigênio

PCI – Poder Calorífico Inferior

PDAD – Pesquisa Distrital por Amostra de Domicílios

PET - Polietileno

pH – Potencial Hidrogeniônico

PVC – Cloreto de Polivinil

RA – Região Administrativa

RAFA – Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo

ST – Sólidos Totais

SST – Sólidos Suspensos Totais

SSV – Sólidos Suspensos Voláteis

UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket

1 - INTRODUÇÃO

Nos últimos anos, observa-se grande desenvolvimento de trabalhos de pesquisa fundamental e aplicada na área de tratamento de esgotos domésticos, cujo principal objetivo é conciliar sistemas com baixos custos de implantação e operação, simplicidade operacional, índices mínimos de mecanização e sustentabilidade do sistema como um todo.

Nesse contexto, é observada a evolução e a disseminação da tecnologia de tratamento anaeróbio no Brasil, nas últimas décadas, resultando no amplo uso de sistemas anaeróbios nas estações de tratamento de esgoto (ETE). Outro aspecto que favorece a implantação desses sistemas no Brasil são condições climáticas com predominância de temperaturas elevadas que tornaram esse processo uma opção viável para o tratamento de águas residuárias.

Conforme mostrado por Chernicharo (2007), no processo de digestão anaeróbia da matéria orgânica para reduzir a contaminação do efluente, o tratamento anaeróbio tem como característica principal a degradação da matéria orgânica em ausência de oxigênio livre, realizado por um grupo específico de micro-organismos. Como um dos produtos, tem-se a produção do biogás, gás composto, principalmente, por metano e dióxido de carbono, e quantidades menores de sulfeto de hidrogênio, nitrogênio e oxigênio.

O gás metano (CH_4) produzido é uma fonte de energia que pode possibilitar o seu aproveitamento energético através da canalização e queima em motores geradores de energia, com o intuito de minimizar os impactos ambientais, evitando que seja liberado na atmosfera como um poluente. E ao valorizá-lo como fonte de energia, o biogás poderá tornar a ETE autossustentável energeticamente.

Uma das tecnologias mais empregadas no tratamento anaeróbio com aproveitamento de biogás é o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket, em inglês).

Os reatores UASB agregam uma série de vantagens em relação aos processos aeróbios convencionais. Contudo, é um processo com limitações. Dentre elas, podem ser citadas a perda de sólidos no efluente, emissão de maus odores, baixa capacidade em tolerar cargas tóxicas e a formação de espuma no interior do separador trifásico, o que exige a proposição de estratégias operacionais e estudos mais aprofundados sobre o desempenho dos reatores UASB e que resultem na otimização do processo.

Para haver a caracterização operacional de uma estação que funciona com reatores UASB, é necessário conhecer o histórico da estação, principalmente quais reformas e

adaptações foram necessárias ao longo dos anos que mudaram o projeto original de construção. Após a caracterização operacional, é necessário investigar dados históricos de monitoramento do tratamento para corroborar as hipóteses e rejeitar as incertezas levantadas durante o estudo.

Um dos métodos mais indicados para a avaliação do desempenho de sistemas de tratamento é com base no balanço de massa da matéria orgânica. Devido à praticidade, pode-se estudar esse balanço através de um modelo matemático baseado em DQO – Demanda Química de Oxigênio, que permite também, avaliar a produção de biogás e enxofre no processo anaeróbio.

A caracterização operacional, assim como físico-química e biológica do processo com uso do balanço de massa fornece ferramentas para indicar meios de maximizar a produção de biogás, com vistas ao aproveitamento energético, e evitar que componentes como o enxofre provoquem corrosão nas unidades e, muito menos que interfiram na dinâmica biológica, o que torna o processo o mais eficiente possível.

Estudos de otimização de sistemas anaeróbios em ETEs são escassos e exigem análises aprofundadas sobre todas as etapas do processo.

A ETE Paranoá é uma das estações existentes no país mais peculiares por possuir reatores UASB em formato diferencial dos tradicionais – tronco de pirâmide invertido. Além disso, o diagnóstico preliminar evidenciou alterações estruturais e operacionais realizadas na estação desde a sua construção, que indicou a necessidade da realização deste respectivo estudo.

Desta forma, o presente trabalho estuda o desempenho dos reatores UASB de uma estação de esgoto em escala plena, através da aplicação de modelo matemático baseado nas frações de DQO e enxofre de cada reator UASB, com vistas a otimização do tratamento e proposição de medidas para possibilitar o aproveitamento energético do biogás produzido.

2 - OBJETIVOS

2.1 - OBJETIVO GERAL

Este estudo tem como objetivo principal realizar o diagnóstico dos reatores UASB da ETE Paranoá/DF, com enfoque na otimização do tratamento anaeróbio e avaliação do potencial de aproveitamento do biogás.

2.2 - OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar a estrutura e operação do sistema e influências do tratamento preliminar para detectar problemas nos reatores UASB que interferem na eficiência do tratamento anaeróbio;
- Realizar a caracterização físico-química e biológica do afluente e efluente dos reatores para dar suporte à avaliação da estrutura e operação;
- Avaliar o desempenho dos reatores UASB, por meio de balanço de massa dos parâmetros DQO (Demanda Química de Oxigênio) nos reatores da estação;
- Avaliar a produção de metano e seu potencial de aproveitamento como fonte de energia tratando esgotos domésticos.

3 - FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

A viabilidade da aplicação do processo anaeróbio no tratamento de esgotos domésticos no Brasil está pautada nas diversas características favoráveis da tecnologia, como baixa produção de sólidos; baixo consumo de energia; baixos custos de implantação e operação; tolerância a elevadas cargas orgânicas; e possibilidade de operação com elevados tempos de retenção de sólidos e baixos tempos de detenção hidráulica. Quando comparado aos sistemas aeróbios, a tecnologia anaeróbia não apresenta remoção satisfatória de nutrientes e patógenos; elevada demanda química de oxigênio (DQO) residual; maior instabilidade dos reatores, entre outros (Chernicharo, 2007).

A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e a maior parte da matéria orgânica biodegradável presente no despejo é convertida em metano, um dos principais gases do efeito estufa.

O processo anaeróbio pode ser visto como um processo biológico no qual uma associação de diferentes tipos de micro-organismos, na ausência de oxigênio livre, promove a transformação de compostos orgânicos complexos em produtos mais simples como metano e gás carbônico, através de fermentação e respiração.

Três principais grupos de micro-organismos com alta especificidade estão envolvidos no processo: bactérias fermentativas (hidrolíticas e acidogênicas), bactérias sintróficas (ou acetogênicas), e arqueas metanogênicas. Por isso, o processo de digestão anaeróbia pode ser subdividido em várias rotas metabólicas (Chernicharo, 2007), como apresentado na Figura 3.1.

Na etapa hidrolítica, ocorre a transformação do material orgânico complexo (polímeros) em compostos dissolvidos de menor peso molecular assimilados pelas bactérias fermentativas. Portanto, os materiais particulados são transformados através da ação de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas, de forma lenta. A velocidade da hidrólise pode ser a etapa limitante para todo o processo da digestão anaeróbia, podendo ser afetada por diversos fatores, como: temperatura operacional do reator, tempo de residência do substrato no reator, composição do substrato, tamanho das partículas, pH do meio, concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, concentração de produtos da hidrólise, tais como ácidos orgânicos voláteis (McCarty, 1964; Chernicharo, 2007; Pestana e Ganghis, 2009).

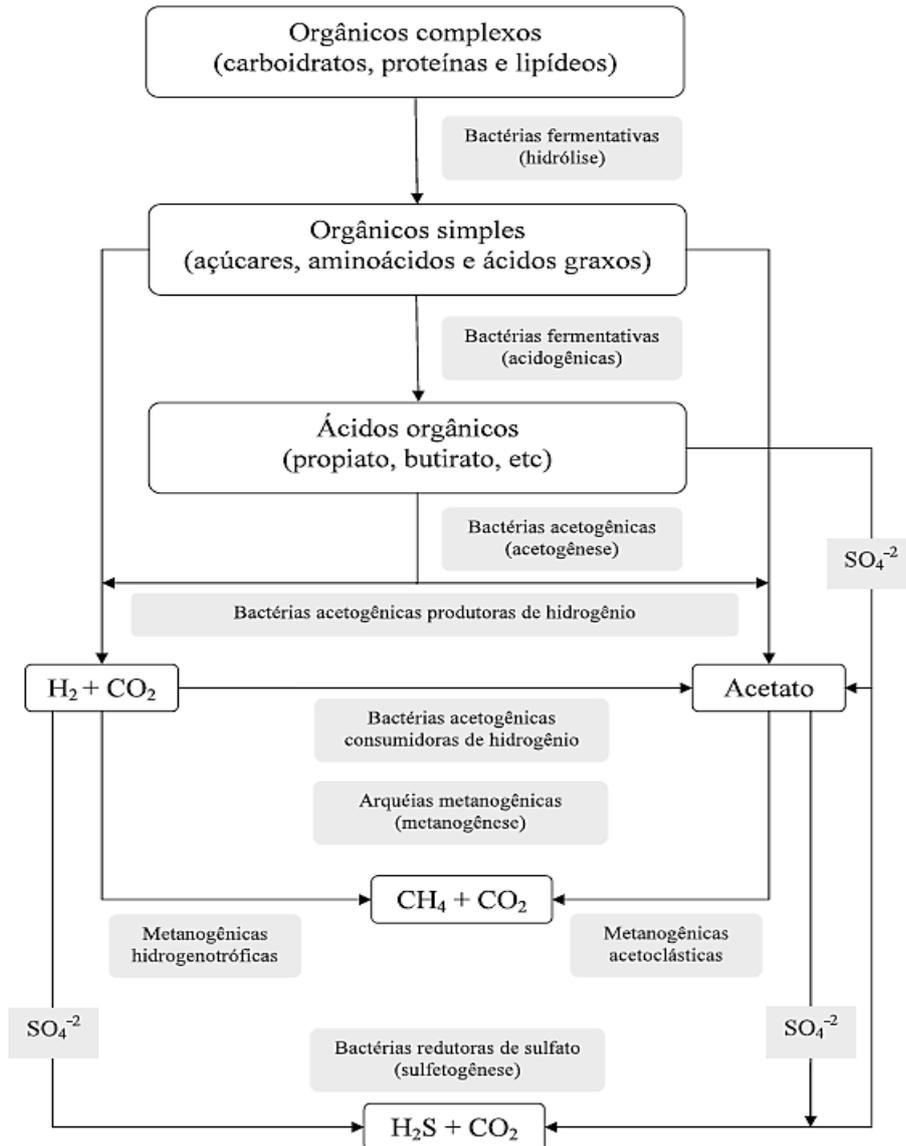


Figura 3.1 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia (adaptado de Chernicharo, 2007)

Após a hidrólise, dá-se a metabolização dos produtos solúveis, no interior das células, através do metabolismo fermentativo acidogênico, em que são degradados açúcares, aminoácidos e ácidos graxos, produzindo diversos compostos mais simples, como ácidos orgânicos (principal produto que designa o nome das bactérias), álcoois, cetonas, dióxido de carbono e hidrogênio. A etapa acidogênica é realizada por um grupo diversificado de bactérias, das quais a maioria é anaeróbia obrigatória. Entretanto, algumas espécies são facultativas e podem metabolizar material orgânico por via oxidativa, utilizando o oxigênio eventualmente presente, um benefício ao processo, pois o oxigênio poderia se tornar uma substância tóxica para as arqueas metanogênicas se não fosse removido pelas bactérias acidogênicas facultativas (Chernicharo, 2007; Pestana e Ganghis,

2009).

Na etapa seguinte, atuam bactérias sintróficas acetogênicas que convertem os produtos da acidogênese em substratos apropriados para os micro-organismos metanogênicos: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. A acetogênese é termodinamicamente desfavorável, isto é, não ocorre espontaneamente no sentido da formação de acetato e H₂. Com base em considerações termodinâmicas, especificamente da energia livre (ΔG) resultante da oxidação dos ácidos graxos, é previsto que estas bactérias acetogênicas sejam capazes de crescer apenas em ambientes sob baixas pressões de hidrogênio, condição alcançada quando micro-organismos consumidores de hidrogênio estão presentes no sistema, tais como arqueas metanogênicas. A esta relação de dependência é dado o nome de sintrofia. Portanto, a reação de acetogênese ocorrerá quando essas espécies químicas forem removidas do meio, deslocando, assim, o equilíbrio da reação no sentido da formação desses produtos (Abreu, 2007; Chernicharo, 2007; Pestana e Ganghis, 2009).

Por fim, ocorre a metanogênese, na qual micro-organismos metanogênicos, do domínio Archaea produzem o metano por duas vias metabólicas principais: hidrogenotrófica e acetoclástica (ou acetotrófica). As arqueas hidrogenotróficas são autótrofas, reduzindo CO₂ a metano e usando H₂ como doador de elétrons, liberando H₂O. As arqueas acetoclásticas são heterótrofas, produzindo o metano e CO₂ a partir da redução do acetato (fermentação), reação de grande importância em reatores anaeróbios, visto que cerca de 60 a 70% do metano produzido nesses reatores resulta da degradação de acetato (Abreu, 2007; Chernicharo, 2007).

Além desses processos que levam à produção de biogás, outros estão envolvidos na digestão anaeróbia, como a nitrificação/desnitrificação e a sulfetogênese. No primeiro, ocorre a redução de nitrato para nitrogênio molecular. Contudo, por causa das baixas concentrações de nitrato, estes processos não são significativos em digestores anaeróbios (Andrade Neto, 2004; Abreu, 2007). No segundo, a sulfetogênese tem importância mais prática, pois o sulfato é por vezes, indesejável na otimização da produção de metano, já que as bactérias redutoras de sulfato (BRS) competem com as arqueas metanogênicas pelo consumo de acetato, H₂ e CO₂. E o sulfeto resultante, além de corrosivo, causa odor desagradável tanto à fase líquida quanto ao biogás, podendo ser tóxico para as arqueas metanogênicas. A concentração de sulfato define qual processo será predominante – metanogênese ou sulfetogênese (Omil *et al.*, 1998).

3.1 - FATORES QUE INFLUENCIAM A DIGESTÃO ANAERÓBIA

Nos sistemas de tratamento anaeróbio busca-se acelerar o processo da digestão, criando condições favoráveis para a atuação dos micro-organismos responsáveis pelo processo. Essas condições se referem tanto ao próprio projeto do sistema de tratamento como às condições operacionais nele existentes. Em relação ao projeto têm-se duas prerrogativas básicas: a) o sistema de tratamento deve manter grande massa de micro-organismos ativos para atuar na digestão anaeróbia; b) é necessário que haja contato intenso entre o material orgânico presente no afluyente e os micro-organismos no sistema (Pestana e Ganghis, 2009). Quanto às condições operacionais, os fatores que mais influenciam são: temperatura, pH e presença de nutrientes, que afetam diretamente o metabolismo da microbiota. Outros fatores, como a capacidade de assimilação de carga tóxicas, transferência de massa, sobrecargas hidráulicas e a atividade metanogênica, também desempenham um papel importante no processo (Andrade Neto, 2004).

A temperatura afeta a digestão anaeróbia de esgoto de varias formas: influi na velocidade do metabolismo dos micro-organismos, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, sobretudo de lipídios (Soares e Gomes, 1999; Andrade Neto, 2004; Chernicharo, 2007).

Nos reatores anaeróbios, existe uma grande variedade de bactérias, além das arqueas metanogênicas, que atingem sua atividade máxima em diferentes temperaturas ótimas, ou seja, cada espécie de bactéria tem resposta metabólica diferente de acordo com a temperatura do meio (Ferraz, 2014). Os micro-organismos anaeróbios podem ser termófilos ($> 42^{\circ}\text{C}$), mesófilos (20°C a 42°C) ou psicrófilos ($< 20^{\circ}\text{C}$), sendo mais comum, encontrar mesófilas e termófilas coabitando um mesmo reator, caso a faixa de temperatura seja aceitável (Andrade Neto, 2004).

Na maioria das vezes, a temperatura dos esgotos é menor que a temperatura ótima para digestão anaeróbia, pois sob temperatura ambiente acima de 30°C os esgotos tendem a ter temperatura menor que a do ambiente, assim como menos variações. A temperatura dos esgotos normalmente variam de 20°C a 30°C , em regiões de clima tropical (Andrade Neto, 2004; Chernicharo, 2007).

Segundo Andrade Neto (2004), um aumento gradual da temperatura de 20 para 30°C pode dobrar a taxa de atividade microbiana, afetando na velocidade específica de degradação do substrato. Entretanto, a quantidade de micro-organismos também influencia na velocidade global de degradação.

Além da temperatura, o pH também influencia na atividade microbiana. As bactérias da fermentação ácida são menos sensíveis a valores baixos e altos de pH do que as arqueas metanogênicas. Assim, ao alterar o pH do meio, uma reação pode prevalecer sobre a outra (Andrade Neto, 2004).

O sintrofismo existente indica que deve-se buscar uma faixa adequada de pH, uma vez que ele está diretamente ligado às concentrações de ácidos orgânicos voláteis, resultante do equilíbrio entre populações de micro-organismos e a alcalinidade total do sistema, podendo, por fim, afetar a produção de metano (Faria, 2012; Chernicharo, 2007; Campos, 1999).

Outro aspecto que influencia o processo anaeróbio é a concentração de nutrientes, principalmente o nitrogênio (N) e o fósforo (P). Em geral, admite-se que, para atender às necessidades de macronutrientes dos micro-organismos anaeróbios, a relação DQO:N:P deve ser de 500:5:1 (Sperling, 1996).

Além destes componentes, o enxofre (S) também é considerado um dos nutrientes essenciais para a metanogênese. A assimilação do enxofre se dá na forma de sulfetos, a partir da redução biológica dos sulfatos. Devido à grande quantidade de nutrientes que naturalmente existe nos esgotos sanitários, dificilmente há deficiência nutricional (Chernicharo, 2007).

A assimilação de cargas tóxicas presentes no esgoto afluente, ou seja, a presença de substâncias em quantidades nocivas, prejudica o processo metabólico das bactérias, podendo chegar a inativá-las. A toxicidade de uma substância depende das quantidades (concentrações) e do tipo de prejuízo que ela causa (Andrade Neto, 2004).

A sensibilidade dos processos anaeróbios às cargas tóxicas depende, significativamente, do parâmetro operacional tempo de retenção celular ou idade do lodo. Quanto maior o tempo de retenção celular, maior é a capacidade do reator de assimilar substâncias tóxicas. É aconselhável para reatores anaeróbios tratando esgotos sanitários domésticos um tempo de retenção celular de aproximadamente 50 dias para reatores que trabalham na faixa de temperatura ambiente de 20 a 30°C (Ferraz, 2014; Chernicharo, 2007; Souza, 2010).

A substância tóxica pode ser letal ou não. Quando não letal, ela prejudica a atividade bacteriana, sendo assim é chamada de substância inibidora. Nesse caso, o dano causado pela substância é reversível, pois quando retirada do meio, os micro-organismos voltam a desempenhar suas atividades de forma normal ou reduzida. Entretanto, quando a substância tóxica obtiver impacto letal, é necessário o restabelecimento da população

bacteriana, uma vez que o processo se torna irreversível (Andrade Neto, 2004).

Ao operar um reator anaeróbio, é necessário considerar esses fatores para que seja alcançada uma boa eficiência do sistema. Reatores anaeróbios como os de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) encontraram grande aplicabilidade no Brasil e, com isso, estudos mais aplicados a esses reatores precisam ser desenvolvidos visando otimizar as estações de tratamento de esgoto existentes com essa tecnologia.

3.2 - REATORES DE MANTA DE LODO (UASB)

Os reatores anaeróbios de alta taxa são caracterizados por operarem com baixos tempos de detenção hidráulica e elevados tempos de retenção celular. Esses podem ser classificados em dois grandes grupos, de acordo com o tipo de crescimento da biomassa no sistema: sistemas com crescimento bacteriano aderido e disperso (Chernicharo, 2007).

Dentre os de crescimento bacteriano disperso, que dependem, em grande parte, da capacidade da biomassa em formar flocos e sedimentar, os Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (RAFA) ou *Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor* (UASB) são os de maior aplicação.

Os reatores UASB são unidades simplificadas e eficientes no tratamento de esgotos (Figura 3.2) que removem matéria orgânica carbonácea em suspensão ou dissolvida nas águas residuárias, uma vez que apresentam altas concentrações de biomassa, estruturas multicelulares agregadas em flocos ou lodo denso, baixa exigência de N e P, quantidade alta de biomassa, boa estabilidade em mudanças de composição e concentração do afluente e capacidade de absorver altas cargas orgânicas volumétricas. Em seu interior, o esgoto é distribuído uniformemente no fundo do reator, de forma a gerar fluxo ascendente, isto é, a água residuária bruta é lançada no fundo e o efluente tratado tem saída na parte superior do reator. O gás gerado é encaminhado para saída no topo do reator (Campos, 1999; Chernicharo, 2007; Souza, 2010; Ferraz, 2014).

Os reatores UASB são vantajosos quanto à necessidade de pouca área, pequena produção de lodo, não dependem de fonte de energia externa e equipamentos eletromecânicos, assim como são de simples construção e operação (Andrade Neto, 2004), possibilitando flexibilidade de projeto em formas e modelos variados e ainda podem ser bastante aperfeiçoados em detalhes construtivos. Podem ser projetados em várias formas: tronco-cônica; cilíndrica; paralelepipedal; prismática retangular ou quadrada; e associações destas. São mais comumente encontrados os de formas retangulares, que facilitam a

modulação do sistema de tratamento e permitem construção conjugada, reduzindo o custo (Andrade Neto, 2004).

Ao longo do perfil do reator apresentado pela Figura 3.2, se desenrolam todos os processos físicos e bioquímicos, os quais determinam a eficiência de remoção ou tratamento da matéria carbonácea. Esse perfil caracteriza-se por uma distribuição do lodo biológico, variando de muito denso e com partículas granulares de elevada capacidade de sedimentação, próximas ao fundo - leito de lodo -, até uma distribuição mais dispersa e leve, próximas ao topo do reator - manta de lodo (Chernicharo, 2007; Soares e Gomes, 1999). A região do reator que inclui o leito e a manta de lodo é denominada zona ou compartimento de digestão.

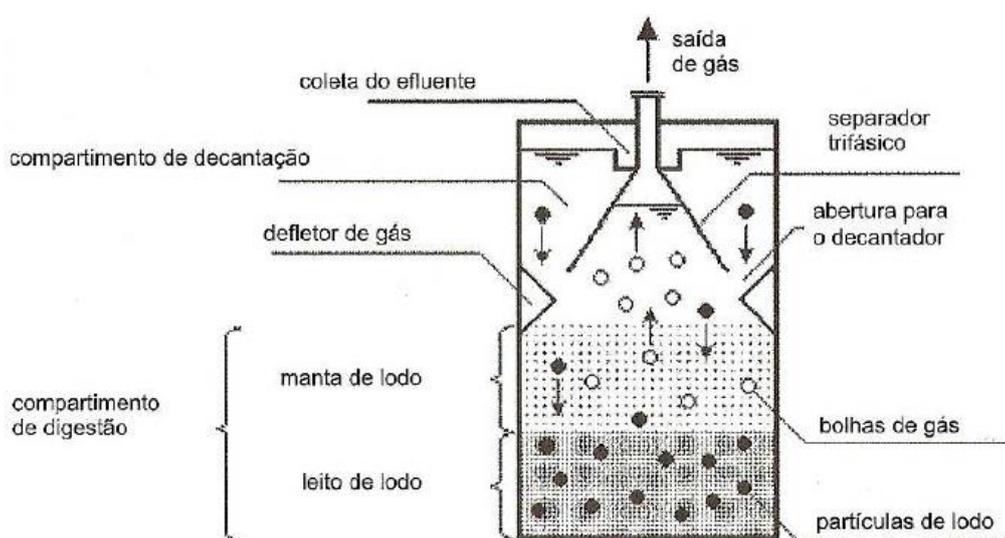


Figura 3.2 - Desenho esquemático de um reator UASB (Chernicharo, 2007)

Mesmo que parte das partículas mais leves sejam perdidas juntamente com o efluente, mantém-se suficientemente elevado o tempo médio de residência de sólidos no reator, de forma que mantenha o crescimento de uma massa densa de micro-organismos formadores de metano, apesar do reduzido tempo de detenção hidráulica (Chernicharo, 2007; Soares e Gomes, 1999).

Mesmo com o reconhecido sucesso do reator UASB, como muito eficiente para tratamento de esgoto bruto, algumas limitações ainda são evidentes e merecem atenção. Como exemplo, tem-se a formação de espuma no separador de fases e perdas elevadas de sólidos em suspensão voláteis (Ferraz, 2014; Cabral *et al.*, 2015). E, ainda existem alguns problemas associados ao processo, como:

- Obstrução dos dispositivos de entrada e saída do reator, decorrentes de deficiências no tratamento preliminar;

- Geração de odores, provenientes de uma mistura complexa de moléculas com enxofre, nitrogenadas, fenóis, aldeídos, álcoois, ácidos orgânicos, entre outros, e a ocorrência de corrosão, associada a passagem dos sulfetos para a atmosfera interna dos tanques, que tem sua quantidade produzida ponderada pelo pH e temperatura do meio e, nesse caso, exigem a incorporação de dispositivos para coleta, medição e queima (ou uso);
- Formação e acumulação de espuma (camada de materiais flutuantes que se desenvolve na superfície de reatores anaeróbios, podendo conter gordura, óleos, ceras, sabões, restos de alimentos, entre outros componentes), no interior do separador trifásico ou na superfície do decantador, associado às características do esgoto afluyente e que devem ser regularmente e cuidadosamente administrada através de remoção por pressão hidrostática, em que o cuidado com a válvula de gás deve ser prioritário;
- Geração de espuma, relacionado a presença e surfactantes (detergentes) no esgoto, que limitam a degradação, podendo até produzir substâncias que estabilizam e/ou intensificam a espuma formada e, haver ainda uma piora caso haja turbulência na descarga e, que nesse caso, exigem a remoção definitiva do componente ou atenuação vias alternativas hidráulicas (Chernicharo, 2007).

Tais problemas decorrem do processo anaeróbio em si, do projeto e do controle operacional. Portanto, os objetivos principais de qualquer sistema de tratamento de esgotos só serão atingidos, se o projeto de tratamento for corretamente concebido, detalhado, implantado e operado. E, indicam que o seu desempenho ainda precisa ser melhorado com o desenvolvimento de pesquisas que permitam a compreensão e adaptação dos processos que ocorrem dentro do reator com os objetivos das aplicações.

Segundo Chernicharo (2007), caso a operação não esteja em concordância com o projeto desses parâmetros, poderá haver perda excessiva de biomassa do sistema, devido ao arraste do lodo com o efluente; redução do tempo de residência celular (idade do lodo), e conseqüente diminuição do grau de estabilização dos sólidos; possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no sistema pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

Em países com pouca tradição em tratamento de esgotos, como o Brasil, segundo Chernicharo (2007), os projetos são executados com base em parâmetros nem sempre muito confiáveis e, muitas vezes, importados de referências estrangeiras. E, por isso,

durante a fase de operação, tais parâmetros são verificados através de um programa de monitoramento para que sejam possibilitadas a revisão ou adaptação das estratégias operacionais inicialmente previstas para o sistema.

O monitoramento em reatores UASB visa avaliar as condições de eficiência, estabilidade, quantidade e qualidade do lodo através da relação entre os principais constituintes desejáveis a etapa do tratamento como sólidos em suspensão, material orgânico, potencial hidrogeniônico, entre outros.

No monitoramento de reatores anaeróbios, alguns parâmetros podem ser mais significativos ao indicarem alterações no estágio operacional que ocorrem no interior do reator. Destacam-se a alcalinidade, o pH, os ácidos orgânicos voláteis (AOV) e a temperatura como os fatores mais preponderantes para esse fim (Serenio Filho *et al.*, 2013).

A alcalinidade de uma solução indica a capacidade de neutralizar ácidos, que de acordo com Haandel e Lettinga (1994), impede grandes variações de pH quando há o acréscimo da concentração de ácidos ou bases, e é o sistema carbônico que influi também na composição do biogás gerado, no equilíbrio sólido-líquido em relação à precipitação ou dissolução de CaCO_3 e nos fenômenos associados à formação de incrustação e corrosão.

Nascimento (1996) afirma que oscilações bruscas do pH podem alterar a atividade microbiana. A instabilidade de um reator anaeróbio, resulta no acréscimo da concentração de AOV, o que implicaria na redução de pH. Esta acidificação indica uma ineficiência das bactérias em consumir o acetato, o CO_2 e o H_2 produzido, causando acúmulo dos produtos obtidos nas fases anteriores. É importante ressaltar que a geração de grandes concentrações de AOV influencia na competição entre bactérias acetogênicas e arqueas metanogênicas e, também, que a produção de ácidos pode seguir no reator apesar da produção de metano ter sido interrompida devido aos valores reduzidos de pH.

Além desses parâmetros, a análise do fluxo de sólidos nos sistemas é um importante parâmetro de monitoramento relacionado à estabilidade do processo anaeróbio, indicando implicações relacionadas a retenção ou arraste de biomassa e comprometimento de acordo com as características das partículas como degradabilidade, tamanho, afinidade com micro-organismos, densidade e adsorção (Nascimento, 1996).

No monitoramento da matéria orgânica, é indicado o uso do balanço de massa. E, somente podem ser efetuados quando a DQO é usada como parâmetro de avaliação da quantidade de material orgânico, pois nos processos biológicos, uma parte do material biodegradável do afluente transforma-se em resíduo endógeno, que não é biodegradável e, portanto, não tem DBO.

As taxas de remoção de DQO e de produção de metano são usadas normalmente como indicadores para avaliar a performance do tratamento. A relação da eficiência com a produção de metano é direta, porém, as modificações na qualidade do gás surgem somente após a ocorrência de um estresse no processo, cuja detecção é apenas um reflexo do problema e não é útil como advertência ou impedimento do problema (Monteggia e Silveira, 1998). Entretanto, conhecer a composição do biogás é significativa na determinação do seu aproveitamento energético, já que podem apresentar proporções significativas de outros compostos que necessitem ser removidos do biogás.

3.3 - COMPOSIÇÃO E CARACTERÍSTICAS DO BIOGÁS

Durante a digestão anaeróbia, ocorre a geração de uma mistura de gases, denominada de biogás. Sua composição varia de acordo com o substrato a ser digerido, bem como o tipo de biodigestor. Usualmente, descreve-se o biogás como sendo uma mistura gasosa de metano (CH_4) e Dióxido de Carbono (CO_2). Entretanto, na composição, há porcentagens presentes também de hidrogênio (H_2), nitrogênio (N_2), oxigênio (O_2), ácido sulfídrico (H_2S), amônia (NH_3) e monóxido de carbono (CO), porém em menores proporções.

O teor de metano varia de 40 a 75% e o dióxido de carbono entre 25 a 40%, dependendo da fonte geradora (Faria, 2012). E como qualquer outro gás, as características do biogás dependem da temperatura, pressão, composição e concentração de gases inertes e/ou ácidos (Lima e Passamani, 2012).

O biogás, não é considerado tóxico, sob condições normais, por conter baixo teor de monóxido de carbono e possuir densidade menor que o ar e, por isso, apresenta menor risco de explosão com base na sua acumulação. Entretanto, pode ser corrosivo, por causa de impurezas existentes, como o gás sulfídrico, que ataca cobre, latão e aço (Lima; Passamani, 2012; Chernicharo, 2007; Omil *et al.*, 1998).

O metano e o sulfeto de hidrogênio são muito importantes nas análises de aproveitamento energético, visto que o metano tem valor energético e o sulfeto, caráter corrosivo.

Segundo Metcalf e Eddy (2016), o metano é um gás incolor, de molécula tetraédrica e apolar, com pouca solubilidade em água. É o hidrocarboneto mais simples e com alto valor combustível. Pequenas quantidades são encontradas em esgoto não tratado, devido a sólidos acumulados no fundo das tubulações de esgoto.

Metcalf e Eddy (2016), descrevem o sulfeto como sendo um gás incolor, inflamável, incide odor de ovo podre, solúvel em água, formado pela decomposição anaeróbia de compostos orgânicos sulfurosos ou pela redução de sulfitos minerais ou sulfatos. Porém não é formado na presença abundante de oxigênio. O enegrecimento do esgoto é resultado da formação de sulfeto ferroso (FeS), combinação química de sulfeto com o Ferro II presente no esgoto.

Segundo Jordão e Pessôa (2014), há um pouco mais de uma década, esses gases eram apenas lançados na atmosfera, sem qualquer preocupação ambiental. Com o conhecimento mais apurado dos efeitos deles na atmosfera, as discussões internacionais levaram a alterações na forma de lidar com o biogás gerado. Primeiramente, recomenda-se a queima, e com a evolução tecnológica, múltiplos usos podem ser dados, conforme a sua potência energética.

O potencial de aproveitamento energético de combustíveis é estabelecido pelo poder calorífico existente. Esta propriedade indica a quantidade de energia por unidade de volume liberado na oxidação de um determinado combustível, que no caso do biogás, é proveniente da matéria orgânica biodegradável. E, por isso, é necessário compreender em que consiste essa propriedade no biogás.

3.3.1 - Poder calorífico do biogás

O biogás é mais energético quanto maior for a quantidade de metano. O poder calorífico inferior (PCI) é o parâmetro utilizado para indicar a energia liberada na forma de calor, portanto, o potencial teórico de energia. No caso do metano, esse pode variar de 5.000 a 7.000 kcal por metro cúbico. Caso eliminado todo o gás carbônico da mistura, poderá chegar a aproximadamente 12.000 kcal por metro cúbico (Faria, 2012; Lima e Passamani, 2012; Oliveira, 2009).

Na Tabela 3.1 são apresentados os valores de poder calorífico de alguns materiais combustíveis, e na Tabela 3.2 é apresentada a comparação desse poder calorífico entre as diferentes fontes e o biogás.

De acordo com as informações apresentadas na Tabela 3.2, observa-se que comparativamente às outras fontes de combustíveis, o biogás gerado tem um poder muito menor, mas mesmo assim é vantajoso, possibilitando assim a cogeração de energia (Jordão e Pessôa, 2014).

Tabela 3.1 - Poder calorífico de algumas fontes de combustível (adaptado de Oliveira, 2009)

Combustível	Poder Calorífico Inferior
Biogás	5.000 kcal/kg
Carvão vegetal	7.650 kcal/kg
Briquetes de carvão	8.000 kcal/kg
Gasolina	7.700 kcal/litro
Diesel	8.500 kcal/litro
Querosene	8.800 kcal/litro
GLP (gás liquefeito de petróleo)	11.000 kcal/kg
Madeira	4.000 kcal/m ³

Tabela 3.2 - Relação comparativa de biogás com outros combustíveis (adaptado de Oliveira, 2009)

Fonte energética	Equivalência		Biogás (m³)
	Litro (l)	Quilograma (kg)	
Etanol	1,00		0,19
Madeira		1,00	0,65
Carvão Vegetal		1,00	1,36
Diesel	1,00		1,80
Gasolina	1,00		1,63
Querosene	1,00		1,73
GLP		1,00	2,20

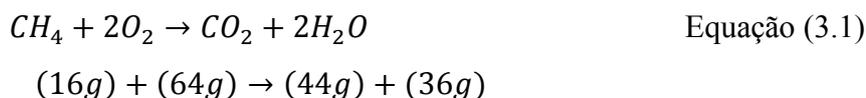
O uso do biogás, sem purificação, para acionar bombas hidráulicas e geradores de energia, é energeticamente vantajoso, porém, a queima *in natura*, com a presença do CO₂, é mais lenta e libera menos calor que os gases combustíveis convencionais.

Diante disso, existe a possibilidade de que em reatores UASB de ETEs em escala real, o biogás produzido tenha potencial suficiente para possibilitar o seu aproveitamento energético e, a validação dessa informação deve ser feita através de estudos da produção sistemática em todo o processo anaeróbio.

3.4 - PRODUÇÃO DE METANO EM REATORES UASB

O metano produzido a partir da degradação anaeróbia pode ser estimado teoricamente a partir da massa de DQO degradada, derivada da estequiometria da digestão anaeróbia, em que 1 mol de CH₄ requer 2 mols de oxigênio para a sua completa oxidação a

gás carbônico e água, de acordo com a Equação (3.1):



É observado que cada 16 gramas de CH₄ produzido e retirado da fase líquida correspondem à remoção de 64 gramas de DQO do despejo. É importante ressaltar que o metano que permanece dissolvido do efluente do reator poderia ainda representar DQO convertida, mas não removida na condição gasosa. Contudo, por causa da grande volatilidade do metano, ele não é lido no teste de DQO, seja no procedimento de coleta (pontual ou composta) ou mesmo quando da consecução das análises (Chernicharo, 2007; Souza, 2010).

A expressão geral que determina a produção teórica de metano por grama de DQO, segundo Chernicharo (2007), é apresentada na Equação (3.2).

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4} \times R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO} \times 1.000} \quad \text{Equação (3.2)}$$

Onde:

DQO_{CH_4} : carga de DQO removida no reator e convertida em metano (kgDQO.d⁻¹)

R : constante dos gases (0,08206 atm.L.mol⁻¹.K⁻¹)

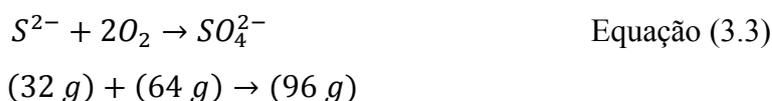
T : temperatura operacional do reator (°C)

P : pressão atmosférica (1 atm)

K_{DQO} : DQO correspondente a 1 mol de CH₄ (0,064 kgDQO_{CH₄}.mol⁻¹)

A competição entre as bactérias metanogênicas e sulfetogênicas torna-se importante quando ocorre aumento relativo da concentração de SO₄²⁻ em relação à DQO. Desta forma, quanto menor a relação DQO/SO₄²⁻, maior será a competição (Lobato, 2011).

A redução de 1,5 g de SO₄²⁻ é equivalente a utilização de 1,0 g de DQO, o que significa uma menor disponibilidade de DQO para conversão em CH₄. Essa relação pode ser estimada pela Equação (3.3).



Tem-se que 1 mol de SO₄²⁻ requer dois moles de oxigênio para sua redução a

sulfeto. Assim, cada 96 g de SO_4^{2-} presentes no esgoto consomem 64 g de DQO. Teoricamente, a redução completa de sulfato é possível para relação DQO/ SO_4^{2-} acima de 0.667 kgDQO/kg SO_4^{2-} CONVERTIDO, contudo, quando a relação é abaixo de 10, o sistema anaeróbio tem dificuldades para proceder a degradação da matéria orgânica em taxas satisfatórias (Lobato, 2011).

A produção teórica demonstra simplificada a produção do metano, sendo que esse é um processo complexo que depende das condições de projeto, operação e controle dos reatores e, portanto, a produção teórica pode ser usada para estimar as possíveis perdas não identificadas na prática, ao comparar com a produção real.

3.4.1 - Perdas de Metano

Como a produção teórica geralmente não representa a produção obtida na prática, tem-se que a produção de metano é bem menor que a prevista nas condições estequiométricas (Equações (3.1) e (3.2)), pois perdas de metano podem ocorrer devido à dissolução desse gás no efluente do reator UASB ou ao desprendimento desse gás para a atmosfera, caso em que depende do tamanho da superfície de contato ar-água e da presença ou não da cobertura que torna o reator hermético (Lima; Passamani, 2012).

Souza (2010) cita alguns estudos e retifica que os cálculos da perda de metano no efluente de reatores UASB, quantificaram, respectivamente, perdas de 50% e 60% da produção teórica. Isso leva a crer que as perdas de metano podem alcançar valores significativos e, conseqüentemente, reduz o potencial energético do biogás previsto na estimativa teórica. Portanto, essas perdas devem ser consideradas no cálculo da produção volumétrica de biogás para fornecer um resultado coerente.

Alguns problemas estruturais podem ser encontrados em reatores, o que leva a fugas significativas de gás, como a má vedação, furos ou deslocamentos nos defletores dos reatores. E essa constatação da perda de metano contribui para que o balanço de massa da DQO seja mais preciso, garantindo a necessidade de se considerar essa parcela nas estimativas.

3.5 - BALANÇO DE MASSA

Souza (2010) indica que balanços de massa são ferramentas importantes no gerenciamento de reatores de tratamento de esgotos, entretanto, não há muitos trabalhos

investigando o balanço de DQO e de enxofre em reatores tipo UASB, por exemplo. Sperling (1996) refere ao balanço de massa como sendo uma análise quantitativa de entradas, saídas e acúmulos em sistemas físicos e, portanto, baseia-se na lei de conservação de massa, em que massa nunca é criada ou destruída, representada pela Equação (3.4).

$$Acumulação = Entrada - Saída + Produção - Consumo \quad \text{Equação (3.4)}$$

Segundo McCarty (1964), no processo biológico, o catabolismo é o mecanismo onde as bactérias utilizam a matéria orgânica como fonte de energia e o anabolismo, como fonte material para síntese celular. Assim, tem-se que o anabolismo, ao consumir energia, só é viável se o catabolismo ocorre simultaneamente, fornecendo energia necessária à síntese. Contudo, o catabolismo somente ocorre se estiver presente uma população de bactérias vivas. Desta forma, esses dois processos são interdependentes e simultâneos. A partir disso, Lobato (2011) divide o processo anaeróbio em quatro vias: (i) conversão em lodo (anabolismo ou absorção); (ii) conversão em metano (catabolismo fermentativo); (iii) conversão por oxidação ou mineralização (catabolismo oxidativo); e (iv) permanência na fase líquida (descarga no efluente). Essas vias podem ser representadas pela Equação (3.5):

$$DQO_{afl} = DQO_{efl} + DQO_{lodo} + DQO_{CH_4} + DQO_{oxi} \quad \text{Equação (3.5)}$$

Onde:

DQO_{afl} : massa diária de material orgânico afluyente.

DQO_{efl} : massa diária de material orgânico no efluente.

DQO_{lodo} : massa diária de material orgânico convertido em lodo.

DQO_{CH_4} : massa diária de material orgânico convertido em metano.

DQO_{oxi} : massa diária de material orgânico oxidado.

Haandel e Lettinga (1994) ressaltam que se não houver acumulação de material orgânico no sistema de tratamento, a massa diária de material orgânico afluyente tem que ser igual à soma das massas diárias do material orgânico que deixa o sistema como metano, lodo ou presente no efluente, mais a massa diária de material orgânico oxidado, caracterizado por um estado estacionário. Souza (2010) indica que para estudos semelhantes, deve ser considerada a parcela devida à conversão (redução) de sulfato a sulfeto, a qual também consome (oxida) DQO, componente importante na análise, mesmo que em menor parcela.

O sulfeto produzido no reator UASB, segundo Souza (2010), em parte, permanece junto com o efluente, dissolvido nele. Desse sulfeto, uma parte é adsorvida no lodo do reator como precipitado, outra se direciona, em forma de gás, para a atmosfera, constituindo uma fração do biogás, e uma outra parte é assimilada no interior das células.

É importante destacar que a recuperação de metano não está bem estabelecida no caso de tratamento anaeróbio de esgoto doméstico, visto que deve ser considerada a quantidade de metano que pode estar dissolvida na fase líquida. Esta porção, segundo Lobato (2011), é estabelecida pela Lei de Henry ao afirmar que a massa de qualquer gás que se dissolve em um dado volume de um líquido, em temperatura constante, é diretamente proporcional à pressão que esse gás exerce acima do líquido. Com isso, pode-se estimar a parcela de gás que fica na fase líquida, e por diferença, a que é liberada com o biogás.

Com essa abordagem, Lobato (2011) e Souza (2010) indicam que se torna importante considerar no balanço de massa de DQO, as parcelas convertidas a metano, seja o que sai no biogás ou que escapa dissolvido no efluente ou junto com o gás residual (perdas), a parcela devida à redução de sulfato, a parcela que é convertida em lodo, a qual pode ser subdividida no lodo retido no reator e no lodo carregado junto do efluente, e a parcela que sai solubilizada no efluente, conforme descrita na Equação (3.6).

$$DQO_{afl} = DQO_{efl} + DQO_{lodoret} + DQO_{lodoefl} + DQO_{CH_4biogás} + DQO_{CH_4perd} + DQO_{sulf} \quad \text{Equação (3.6)}$$

Sendo:

$DQO_{lodoret}$: massa diária de material orgânico convertido em lodo retido no sistema.

$DQO_{lodoefl}$: massa diária de material orgânico convertido em lodo e perdido com o efluente.

$DQO_{CH_4biogás}$: massa diária de material orgânico convertido em metano e presente no biogás.

DQO_{CH_4perd} : massa diária de material orgânico convertido em metano e perdido dissolvido no efluente ou com o gás residual.

DQO_{sulf} : massa diária de material orgânico utilizado pelas BRS na redução de sulfato.

A partir do balanço de massa, é avaliada a eficiência da operação, destacando os processos com deficiências de controle operacional e, também a possibilidade de recuperação do metano para aproveitamento energético.

3.6 - APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DE BIOGÁS

O biogás produzido nas ETEs, caso comprovada a viabilidade energética, poderá ser utilizado em diversas aplicações desenvolvidas para o gás natural. Para alguns usos, poderá ser necessário o tratamento do biogás, devido aos requerimentos para aplicações estacionárias e como combustível, ou para distribuição em tubulações.

Dentre as aplicações, podem-se citar: (i) uso direto como combustível em caldeiras, fornos e estufas em substituição aos outros tipos de combustíveis; (ii) geração de eletricidade para uso local ou venda para a rede da concessionária de energia; (iii) cogeração de eletricidade e calor; (iv) combustível alternativo visando à injeção na linha de gás natural ou o aproveitamento como combustível veicular (ICLEI, 2010).

A utilização do metano gerado na própria ETE poderá ser feita por meio da queima direta do gás para geração de calor ou conversão em eletricidade, nesses casos, grandes investimentos iniciais são necessários. Nestas aplicações, o biogás gerado pode ser utilizado para secagem e higienização do lodo da própria estação. Caso não se opte por estas aplicações, o biogás poderá ser utilizado como combustível veicular, principal ou auxiliar, em sistemas de iluminação e aquecimento a gás e ainda pode ser injetado, após purificação, na rede de gás natural para outros fins (ICLEI, 2010).

Na conversão do gás em eletricidade, existem diversas tecnologias para converter a energia química contida nas moléculas em energia mecânica por um processo de combustão controlada, onde essa energia mecânica ativa um gerador, convertendo-a para energia elétrica (Lima e Passamani, 2012).

Para tal aplicação, as tecnologias mais comercializáveis são: turbinas a gás, microturbinas e grupos geradores de combustão interna.

As outras substâncias presentes no biogás podem comprometer a sua aplicação energética. Por isso, o biogás deve passar por um tratamento de purificação, para aumentar o seu poder calorífico e atender as necessidades da aplicação (ICLEI, 2010).

A presença de água e dióxido de carbono torna o processo menos eficiente, pois essas substâncias misturam-se ao combustível e absorvem parte da energia gerada. Nas turbinas, a água pode afetar as partes internas, causando condensação, até corrosão. A presença de ácido sulfídrico nos motores pode atrapalhar a combustão, podendo até corroer e diminuir a vida útil dos equipamentos. Além desses interferentes, alguns hidrocarbonetos pesados e siloxanos podem estar presentes e comprometem mais ainda as estruturas (ICLEI, 2010).

De forma a compensar os gastos com as concessionárias de energia, além dos investimentos e modificações na ETE para aproveitamento interno, caso a produção de biogás gere uma quantidade além da necessária na ETE, o excedente poderá ser vendido para a concessionária, tornando ainda a ETE uma atividade lucrativa.

Diante dessa possibilidade, estudos sobre viabilidade do aproveitamento do biogás em ETEs tem aumentado nos últimos anos. Entretanto, no Distrito Federal (DF), das estações com reatores anaeróbios apenas poucas efetuam a queima do biogás e, nenhuma com aproveitamento energético. Assim, um dos objetivos específicos desse trabalho é avaliar o potencial de aproveitamento do biogás gerado de uma estação no DF.

3.7 - ESTUDO DE CASO: ETE PARANOÁ

A Região Administrativa do Paranoá (RA VII - Paranoá) está localizada a leste do Plano Piloto, próxima à barragem formadora do lago Paranoá, e se estende para o sudeste até o limite do Distrito Federal. A RA sofreu diversas modificações na última década com os investimentos econômicos que influenciaram no seu crescimento populacional. Segundo a última Pesquisa Distrital por Amostra de Domicílios – PDAD (Codeplan, 2015), a estimativa populacional é de 48.020 habitantes em 2015, com um aumento considerável comparável ao PDAD de 2013 que estimava a população em 45.613 habitantes (Codeplan, 2013), crescimento devido ao novo conjunto habitacional que foi implantado próximo à área central da RA (Conjunto Residencial Paranoá Parque).

Antes da construção, os esgotos da região central do Paranoá já estavam sendo coletados desde 1993, e lançados no Rio Paranoá, a jusante da barragem do lago de mesmo nome. Entretanto, o rio não apresenta boa capacidade de diluição de efluente, por sua intermitência (Neder e Harada, 1997). Assim, o projeto de uma estação de tratamento para toda a população do Paranoá veio da necessidade e das limitações de capacidade de atendimento das outras estações existentes na década de 1990 (Soares e Gomes, 1999), projetada para atender a vazão média anual de esgoto afluente de 112 L/s, sendo prevista pela CAESB, a população de projeto de até 60.000 habitantes, conforme o esquema de urbanismo adotado até 2010 (Soares e Gomes, 1999).

A Região Administrativa do Itapoã (RA XXVIII - Itapoã), região vizinha a RA Paranoá, iniciou ocupação no final da década de 1990, mas apenas no final de 2001, teve grande contribuição com a chegada de famílias oriundas de outros estados e da RA do Paranoá. A expectativa de regularização estimulou o crescimento do núcleo. Hoje, a região

conta com 68.587 habitantes, segundo os dados da Pesquisa Distrital por Amostras de Domicílios – PDAD de 2015 (Codeplan, 2015), também um aumento grande comparado à PDAD de 2013, que estimava a população em 60.324 habitantes (Codeplan, 2013), devido a expansão de novos condomínios (o Condomínio Mandala é um deles, de formato mais concentrado e que pode precisar ser incorporado à rede), conforme mostrado na Figura 3.3.

Com essa nova demanda populacional, a estação teve que aumentar o seu atendimento. Atualmente, a estação atende 91,49 L/s (81,7% da capacidade), compreendendo parcelas da população do Paranoá e Itapoã (Cabral, 2016).

As regiões de atendimento de acordo com o padrão socioeconômico das regiões do DF, são consideradas ainda como uma população de baixo poder aquisitivo e, por isso, o consumo de água per capita ainda é baixo, o que influencia diretamente nas características dos esgotos domésticos que chegam à estação (Batista, 2015).

A grande disponibilidade de área para a instalação da estação de tratamento foi a característica principal que definiu o tipo de tratamento a ser aplicado. A utilização de processos naturais que pudessem viabilizar economicamente a obra por serem de baixo custo de instalação e operação com alta confiabilidade no desempenho foi a preferência dada pela CAESB na escolha do processo (Neder e Harada, 1997).

A Estação de Tratamento de Esgoto Paranoá (ETE Paranoá) foi projetada para operar como sistema principal de tratamento lagoas aeróbias de alta taxa, tendo ainda tratamento preliminar e reatores UASB para digestão anaeróbia dos esgotos, como auxiliares no processo. Sendo assim, o projeto original indica que a estação era composta pelas seguintes unidades (Figura 3.4):

- Tratamento Preliminar: Gradeamento médio mecanizado com abertura de 2,0 cm (hoje substituído por peneiras mecanizadas com abertura de 8,0 mm), medição de vazão por meio de uma calha Parshall e desarenador;
- Reatores Anaeróbios (UASB): projeto com 3 reatores UASB em paralelo;
- Lagoas Aeróbias de Alta Taxa: 3 lagoas em paralelo para cada reator, totalizando 9 lagoas na estação;
- Leitões de disposição de efluente no solo: sistema desativado;
- Leitões de secagem de lodo: 2 leitões de concreto, posteriormente sub-dividido em 8 leitões.

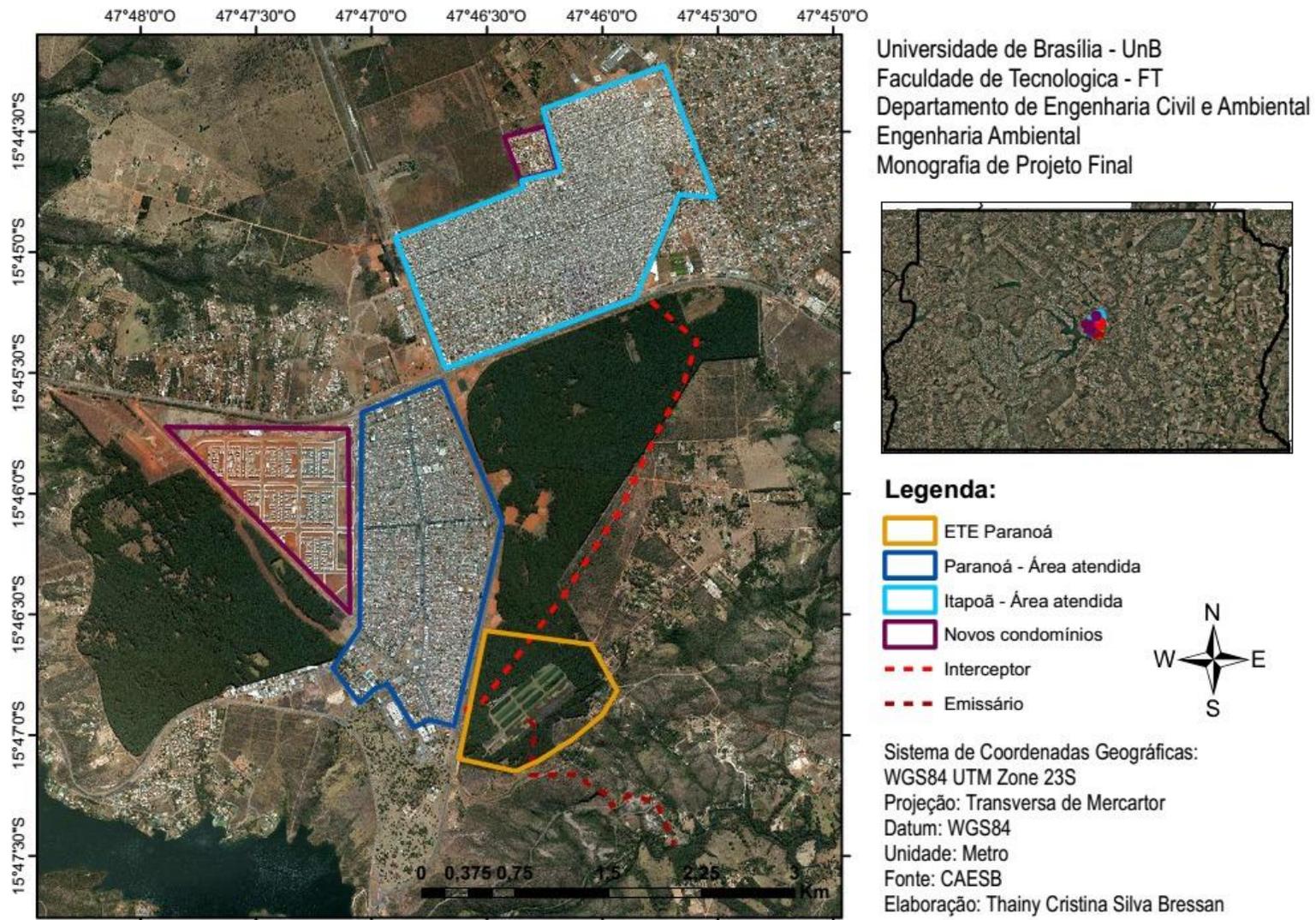


Figura 3.3 - Regiões de atendimento da ETE Paranoá (RA Paranoá e RA Itapoã) e novos condomínios.

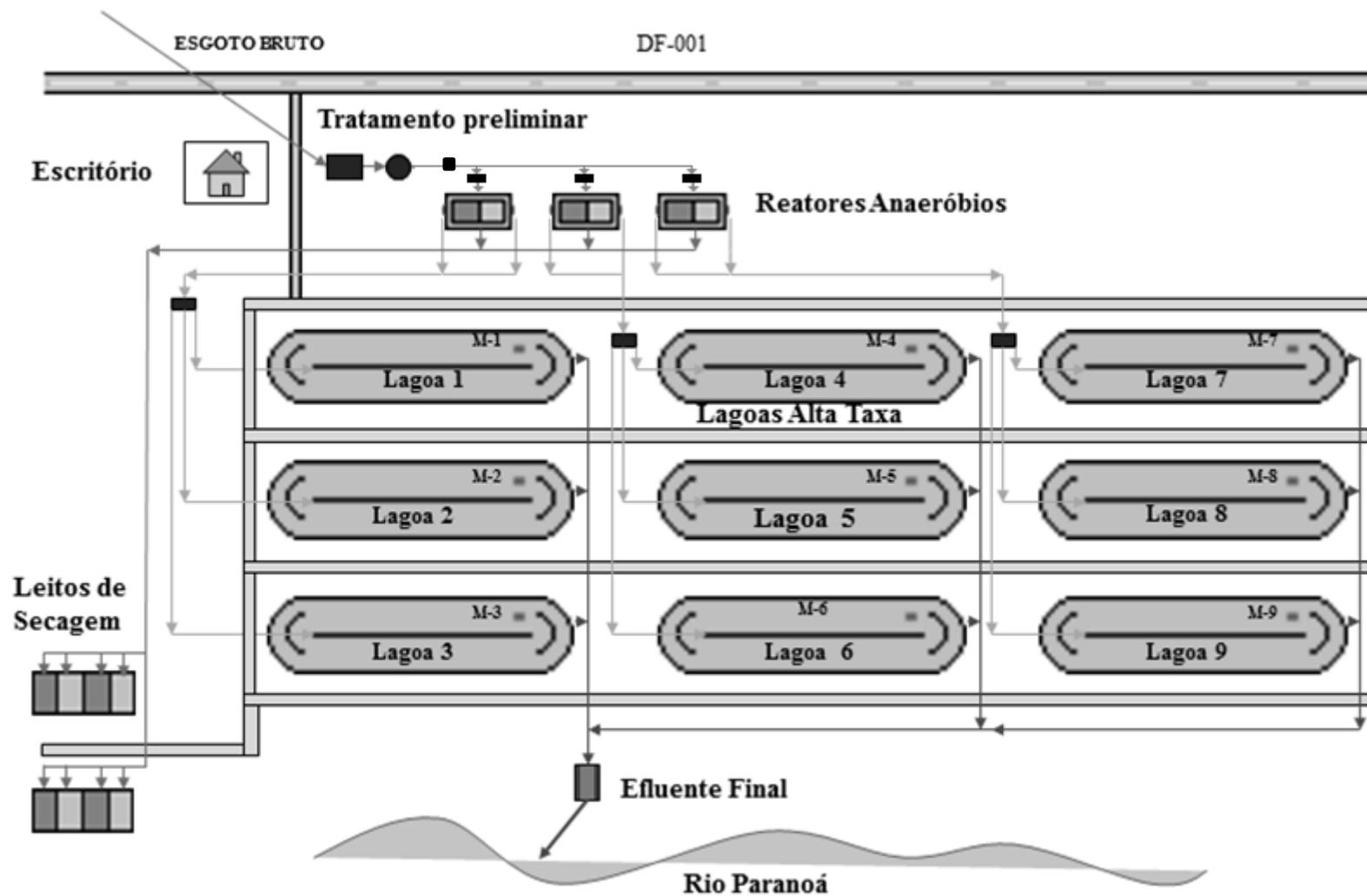


Figura 3.4 - Esquema das etapas de tratamento da ETE Paranoá (CAESB, 2016)

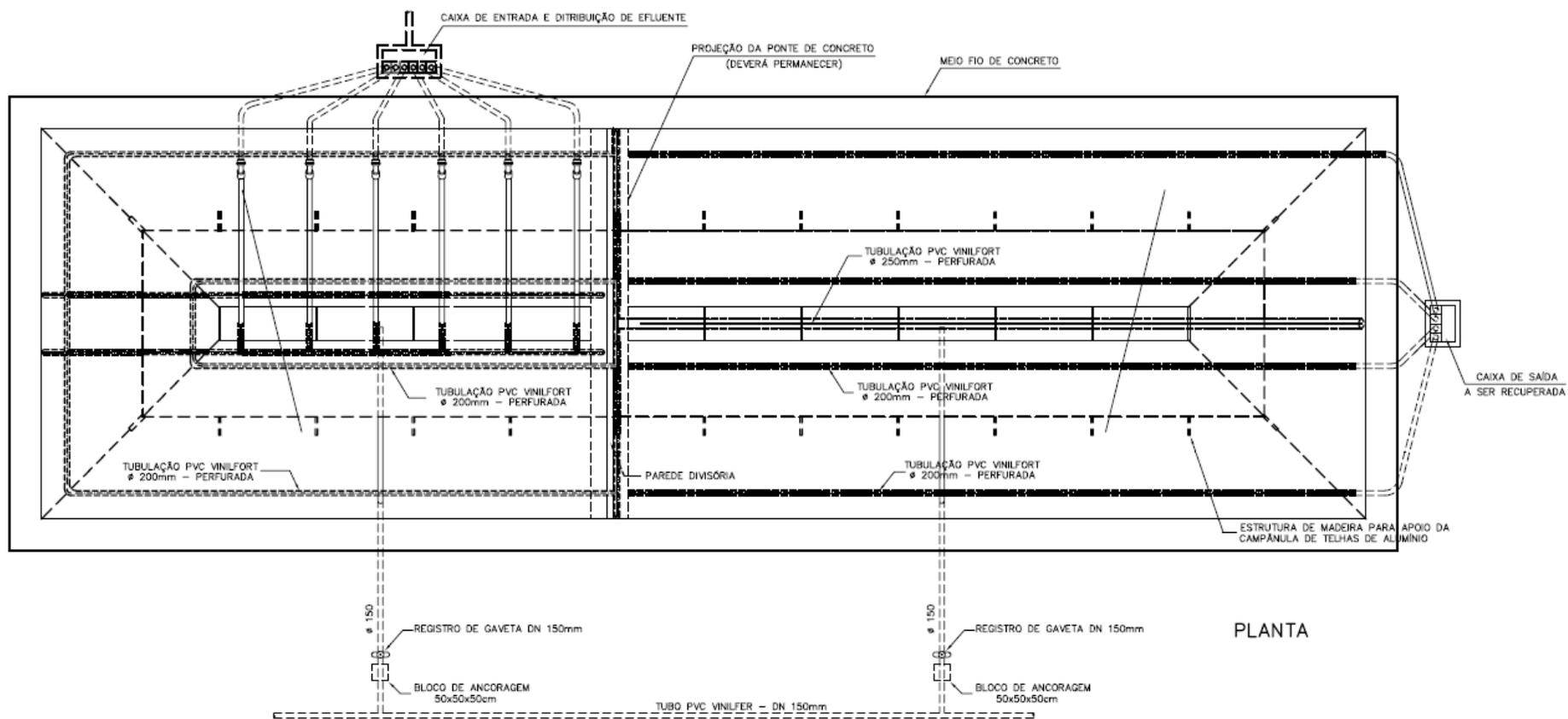
A topografia regular, de plano inclinado com declividade da ordem de 5%, contribuiu para que a estação fosse concebida para aproveitar o relevo de forma a minimizar a necessidade de movimentos de terra e utilizar tanques para lagoas que acompanhassem a curva de nível e um polimento final que escoasse naturalmente no solo. Assim, a concepção teve como principal objetivo remover matéria orgânica, sólidos e patogênicos afluentes nos esgotos, com cada etapa complementar entre si (Neder e Harada, 1997).

No caso dos reatores UASB, foram projetados três tanques em paralelo, compostos de duas câmaras em série cada (compartimentados), conforme Figura 3.5. No momento de concepção, a produção de gás era vista como prejudicial a separação de fases do reator. Assim ao compartimentar, tem a vantagem de um regime “plug-flow”, aliada à progressiva redução na produção de gás, em vista da gradual redução na matéria orgânica remanescente do tanque de montante (Neder e Harada, 1997).

Eles foram escavados e estruturados no próprio solo e revestidos com uma camada de argamassa armada não estrutural, com técnica de ferrocimento. Cada reator recebe 1/3 da vazão total afluyente na estação. No projeto original, a jusante dos reatores anaeróbios, foi instalada uma caixa de saída para cada reator, próximos ao compartimento de maior dimensão. Cada reator encaminhava o efluente para uma das três caixas de distribuição de vazão, que direcionavam para uma bateria de três lagoas de alta taxa (Soares e Gomes, 1999).

A CAESB adotou para esse projeto de reator a forma de tronco de pirâmide invertido, de maneira a se ter ganhos no processo de tratamento e ganhos construtivos (Figura 3.6), originalmente, sem incorporar as necessidades de monitoramento da manta de lodo e destino do biogás gerado. Desde então, a ETE passou por uma série de adaptações, para que essas necessidades fossem atendidas (Figura 3.7). O biogás gerado na ETE, até o momento, é queimado por um queimador localizado entre os reatores.

Assim, diversos problemas operacionais e mudanças no desempenho dos reatores foram detectados em estudos anteriores, o que torna indispensável a realização de um diagnóstico atual de todo o sistema de tratamento para corrigir esses problemas.



PLANTA

PROJETO BÁSICO

	COMPANHIA DE SANEAMENTO DO DISTRITO FEDERAL	
	PARANOÁ	ESCALA: 1:100
	ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS MELHORIAS NA ETE	MAPOTECA
	REFORMA DOS REATORES ANAERÓBIOS ESTRUTURAS A DEMOLIR/RETIRAR	Nº TECP E.ETE.PRN.2006.01 05/17 CREA
ENG. FISCAL		

EXECUTOR:	SUPERINTENDÊNCIA DE EXPANSÃO DO SISTEMA DE ESGOTOS - TEE GERÊNCIA DE PROJETOS DO SISTEMA DE ESGOTOS - TECP	
PERÍODO DE EXECUÇÃO:	OUT/2006	
DESENHISTA:	AURENICE RODRIGUES DA SILVA	CREA: 11753/D-DF
PROJETISTA:	ENG. SÉRGIO LUCAS DIAS	CREA: 9815/D-DF
PROJETISTA:	ENG. CRISTIANO MAND DA SILVA	CREA: 6610/D-DF
VERIFICAÇÃO:	ENG. ANTÔNIO LUIS HARADA	CREA: 2810/D-DF
APROVAÇÃO:	ENS. KLAUS DIETER NEDER	

LEGENDA:

- TUBULAÇÃO A SER RETIRADA
- ESTRUTURA A SER RETIRADA

Figura 3.5 – Representação em planta do reator UASB original, com especificação de alterações da reforma de 2006 (CAESB, 2016).

A seguir são apresentados os parâmetros utilizados no projeto da ETE Paranoá (Tabelas 3.3 e 3.4).

Tabela 3.3 - Parâmetros de projeto da ETE Paranoá (adaptado de Soares e Gomes, 1999)

Parâmetro	Unidade	Quantidade
População Contribuinte	Habitantes	60.000
Vazão média	m ³ /dia	8.752,00
Esgoto per capita	L/hab.dia	120,00
DBO per capita	g/hab.dia	54,00
Carga DBO	kgDBO/dia	3.240,00

Tabela 3.4 – Principais parâmetros de projeto dos Reatores Anaeróbios (UASB) da ETE Paranoá (adaptado de Soares e Gomes, 1999)

Parâmetro	Unidade	Quantidade
Número de reatores	Unid.	3
Volume do reator	m ³	1.121,00
Tempo de detenção	hora	9,22
Volume 1ª câmara	m ³	448,00
Volume 2ª câmara	m ³	674,00
Taxa superficial 1ª câmara	m/hora	1,06 - 1,30
Taxa superficial 2ª câmara	m/hora	0,75 - 0,87
Carga aplicada	gDBO/gSSV.d	0,19
Descarte mensal de lodo	m ³	418,00
Volume estimado de lodo (50% do volume do reator)	m ³	557,00

A ETE Paranoá foi escolhida para estudo devido ao aumento futuro da demanda, à simplicidade das etapas do processo de tratamento, ao formato diferencial do reator UASB a ser estudado, à proximidade com a Universidade de Brasília e às informações coletadas na primeira visita técnica à estação de que os reatores UASB operam desigualmente, por causa de um ruptura ocorrida na parede de compartimentação entre as câmaras de um reator, conforme relatado pela CAESB. Além disso, é uma estação que não possui muitos equipamentos mecanizados que exijam grandes demandas de energia elétrica da rede. Assim, o estudo do potencial de aproveitamento de biogás pode trazer grandes avanços para a autossustentabilidade da estação.

4 - METODOLOGIA

4.1 - CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Este Projeto Final de Graduação em Engenharia Ambiental baseiou-se inicialmente na revisão da literatura feita no campo de saneamento, em especial no que tange à avaliação, diagnóstico e otimização dos processos anaeróbios em estações de tratamento de esgoto. E a partir desse estudo, foi criada a base conceitual sobre a qual foi realizado o diagnóstico da ETE Paranoá, localizada na Rodovia DF-001, km 15, sendo operada pela Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal - CAESB.

O trabalho foi desenvolvido em quatro etapas (Figura 4.1): caracterização operacional do sistema, programa de amostragem e monitoramento, cálculo e análise quali-quantitativa por balanço de massa e, no fim, reavaliação e recomendações. Com isso, buscou-se obter um diagnóstico do tratamento e indicar os principais pontos de otimização do sistema para que a geração de biogás seja otimizada, propiciar o uso como fonte de energia pela própria estação.

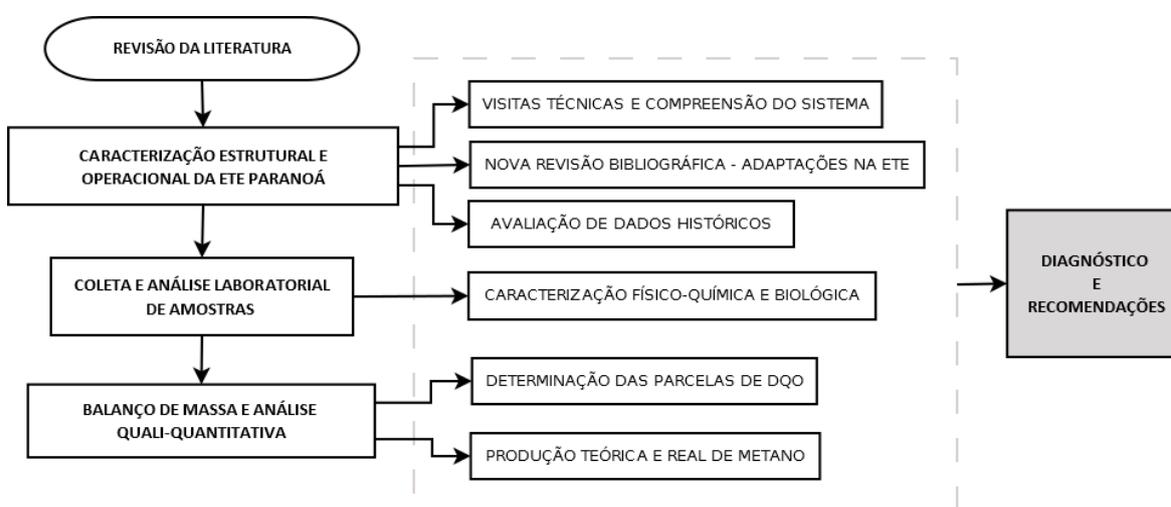


Figura 4.1 - Etapas desenvolvidas no trabalho

4.2 - ETAPA 1: CARACTERIZAÇÃO ESTRUTURAL E OPERACIONAL DA ETE PARANOÁ

Esta primeira etapa, iniciada durante o primeiro semestre de 2016, envolveu visitas técnicas à ETE Paranoá, onde foi realizado um levantamento minucioso das instalações da ETE Paranoá com a intenção de que se pudesse identificar as características das unidades e

processos do tratamento. Foram levantados dados acerca das condições estruturais das instalações e dos equipamentos existentes, rotina de trabalho e controle operacional, assim como do desempenho do tratamento de esgotos dos reatores UASB da estação.

A análise de desempenho foi efetuada com base nos dados históricos monitorados pela CAESB de Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Sólidos Suspensos (SS) entre 2011 a 2016 e, com o levantamento bibliográfico de outros estudos efetuados na estação para que fosse analisada a influência das adaptações efetuadas no desempenho dos reatores, das mudanças socio-econômicas desde a sua construção, assim como dos estudos do monitoramento do biogás.

Esta etapa foi significativa na determinação do grau de eficiência do tratamento dos reatores anaeróbios e, com base nisso, detectar possíveis problemas estruturais, operacionais e nos equipamentos utilizados que possam estar contribuindo para a redução da eficiência, assim como apontar possíveis melhorias iniciais nos reatores UASB.

As visitas técnicas foram fundamentais para a determinação dos parâmetros e pontos de amostragem, assim como para execução das coletas para realização da Etapa 2.

4.3 - ETAPA 2: AMOSTRAGEM E MONITORAMENTO DOS REATORES ANAERÓBIOS

Com a caracterização operacional feita, foram estabelecidas as técnicas de coleta nos pontos de amostragem definidos para realizar a caracterização físico-química e biológica do esgoto. A parte experimental desta pesquisa foi realizada no Laboratório de Saneamento Ambiental, localizada no campus Darcy Ribeiro da Universidade de Brasília.

As coletas e análises laboratoriais foram feitas nas segundas-feiras entre 17 de Outubro a 7 de Novembro de 2016, num período de 1 mês de dados, em 16 pontos agrupados em quatro grupos de acordo com a função, reator e orientação (Figuras 4.2 e 4.3): afluente ao UASB, após o tratamento preliminar, na caixa de distribuição de esgoto para cada um dos reatores (1); nas três caixas de distribuição interna de cada reator (2); efluente ao UASB, nas seis caixas de saída dos reatores (3); e nas tubulações de descarte de lodo de fundo (4).

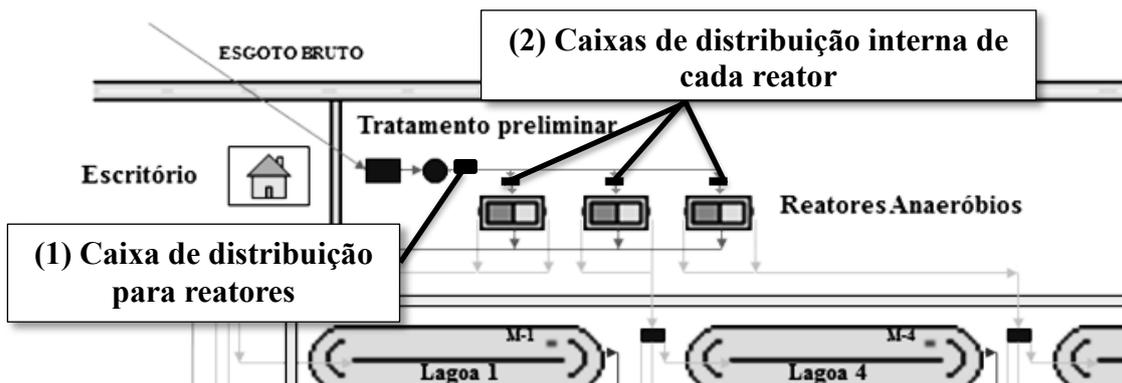


Figura 4.2 - Pontos de amostragem de entrada do esgoto (CAESB, 2016)

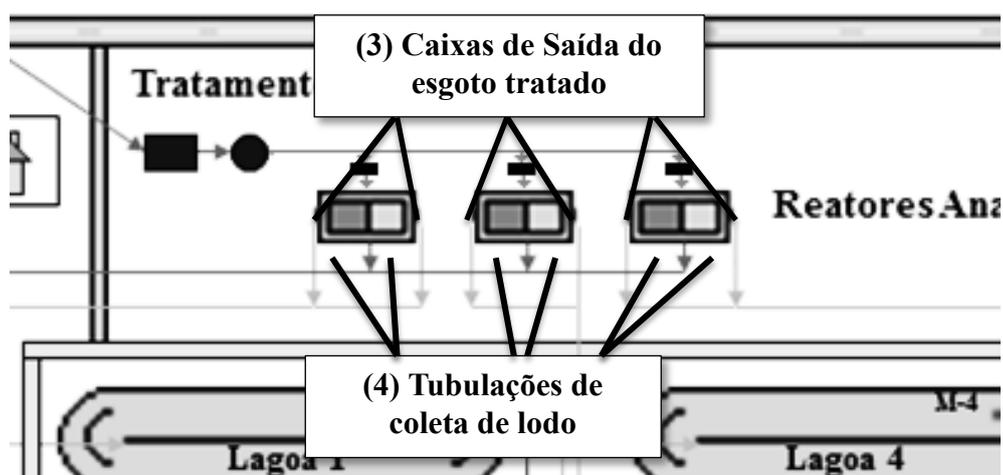


Figura 4.3 - Pontos de amostragem de saída do esgoto tratado (CAESB, 2016)

Para analisar a eficiência do tratamento, foram adotadas rotinas de análise para o esgoto afluente, efluente clarificado e do lodo de descarte. As análises laboratoriais foram realizadas por meio dos métodos e equipamentos descritos na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Parâmetros de análise, locais, frequência e métodos analíticos.

Parâmetro	Local de Análise	Frequência	Método	Referência
Vazão	1 e 3	1x/semana	Vertedores, Volumétrico e Corta-fluxo	-
Série de Sólidos	2, 3 e 4	1x/semana	Gravimétrico	APHA (2005)
DQO Total e Filtrada	2 e 3	1x/semana	Colorimétrico por refluxo fechado (kit hack)	APHA (2005)
pH	2 e 3	1x/semana	Potenciométrico	APHA (2005)
Alcalinidade	2 e 3	1x/semana	Titulométrico/ Potenciométrico	Foresti <i>et al.</i> (2005)
Ácidos Orgânicos Voláteis	2 e 3	1x/semana	Titulométrico/ Potenciométrico	Foresti <i>et al.</i> (2005)

O método titulométrico/potenciométrico descrito por Foresti *et al.* (2005) se baseia no volume de hidróxido de sódio consumido para elevar o pH de 4,0 para 7,0, após ter se extraído da amostra o sistema carbônico, reduzindo o pH para 3,4 e aquecendo posteriormente até a fervura por 3 minutos.

Os dados obtidos a partir dos métodos indicados na Tabela 4.1 foram analisados por meio de estatística descritiva, fazendo uso em conjunto de gráficos box-plot, com nomenclatura definida de acordo com a Tabela 4.2, onde os reatores foram numerados de 1 a 3 da esquerda para direita conforme a proximidade com as unidades do tratamento preliminar.

Tabela 4.2 – Nomenclatura utilizada nos gráficos box-plot

Reator	Local de coleta	Nomenclatura
Reator 1 (mais próximo)	Caixa de distribuição interna	R1 Ent
Reator 1	Caixa de saída esquerda	R1SE
Reator 1	Caixa de saída direita	R1SD
Reator 2	Caixa de distribuição interna	R2 Ent
Reator 2	Caixa de saída esquerda	R2SE
Reator 2	Caixa de saída direita	R2SD
Reator 3 (mais afastado)	Caixa de distribuição interna	R3 Ent
Reator 3	Caixa de saída esquerda	R3SE
Reator 3	Caixa de saída direita	R3SD

As coletas foram entre 10h e 13h, por serem horários em que a vazão da ETE estava próximo a vazão média do dia. As amostras foram coletadas com um coletor confeccionado em PVC e haste metálica, pertencente à ETE, armazenados em garrafa PET e mantidos refrigerados durante o transporte e entre as análises (Figura 4.4 e 4.5).



Figura 4.4 - Coletor utilizado nos pontos (2), (3) e (4)



Figura 4.5 - Coleta de lodo utilizando garrafa PET

Na ETE Paranoá, é medida a vazão de entrada de esgoto bruto por meio de uma Calha Parshall existente no tratamento preliminar e em vertedor triangular existente ao fim do tratamento por lagoas. Como não existem medições de entradas e saídas em cada reator, foi necessário realizar essa medição e, para isso, utilizou-se mais de um método devido às limitações de equipamentos em campo, formato das caixas e comportamento hidráulico.

Para as medições de vazão no ponto (1), na caixa de distribuição, a CAESB havia instalado três vertedores triangulares com ângulo de 90° de abertura (Figura 4.6a). A caixa é de grandes dimensões, com profundidade mínima de 2,00 m. Desta forma, somente foi necessário confeccionar uma régua móvel de 2,50 m, feita com tubo PVC de 50 mm, cor marrom, com marcações em centímetros para facilitar a leitura (Figura 4.7a) e utilizar a fórmula experimental de Thomson para se obter a vazão, descrita pela Equação (4.1).

$$Q = 1,40h^{5/2} \quad \text{Equação (4.1)}$$

Em que:

Q : Vazão, em m³/s;

h : altura da coluna d'água na abertura do vertedor triangular, em m.

Para as medições de vazão no ponto (3), cada caixa de saída apresentou um comportamento específico (consulte as Figuras A.1 a A.6 do Apêndice), portanto, foram utilizadas duas formas de medir a vazão com base no método volumétrico e no método corta-fluxo. Nas caixas em que o esgoto clarificado estava vertendo, empregou-se o método volumétrico medindo a quantidade de volume que era vertida no próprio coletor, por um determinado tempo (Figuras 4.6b). Enquanto que, nas caixas em que o vertedor estava afogado, foi confeccionada uma ferramenta para tampar a tubulação de saída (Figuras 4.6c e 4.7b). Tendo as dimensões das caixas, mediu-se o nível de água com a tubulação livre. A tubulação era tampada por um determinado tempo e, simultaneamente, mediu-se quanto o nível subiu, com a mesma régua móvel de PVC.



Figura 4.6 – Caixas de medição de vazão: (a) Vertedores triangulares na caixa de distribuição do ponto (1); (b) Caixa de saída com fluxo vertendo – Reator 1, lado direito, dia 04/10/2016; (c) Caixa de saída afogada - Reator 1, lado esquerdo, dia 17/10/2016.



Figura 4.7 - Instrumentos para medição de vazão: (a) Régua confeccionada em tubo PVC e (b) Ferramenta para tampar tubulação.

Para definir a coleta de lodo, Ramos (2008) criou um esquema explicativo do funcionamento do descarte nos reatores da ETE Gama, de geometria similar a da ETE Paranoá (Figura 4.8). Nele, o lodo é bombeado para os leitos de secagem através do princípio dos vasos comunicantes para um poço adjacente, por meio de duas tubulações de PVC de 150,0 mm que coletam o lodo de dois pontos localizados a 60,0 cm do fundo. Essa tubulação tem uma conexão de PVC até o nível do terreno, por onde pode ser coletado.



Figura 4.8 – Esquema do sistema de descarte de lodo, com tubulação para coleta e monitoramento (Ramos, 2008 com alterações)

A partir das amostras de lodo coletadas no dia 07/11/16, foi realizada a caracterização biológica dos micro-organismos dos reatores. Foram utilizadas duas formas de caracterização: análise visual dos tamanhos de grânulos encontrados nos lodos dos três reatores e microscopia óptica de fluorescência para confirmar a presença de arqueas metanogênicas que fluorescem azul-brilhante, num comprimento de onda de 420 nm, quando estimuladas com luz ultravioleta. Para isso, foi retirada uma amostra de uma das garrafas, agitada com uma porção de areia para soltar os grânulos do lodo e colocada numa lâmina. Utilizou-se o microscópio invertido Axio Observer A.1 da marca Carl Zeiss (Figura 4.9), para obtenção de imagens dos micro-organismos.



Figura 4.9 – Microscópio invertido Axio Observer A.1 da marca Carl Zeiss, LSA/UnB.

A partir dos dados obtidos com o programa de amostragem, esses foram correlacionados através do balanço de massa e avaliados quali-quantitativamente.

4.4 - ETAPA 3: BALANÇO DE MASSA, CÁLCULO E ANÁLISE QUALI-QUANTITATIVA

Nessa etapa, foram realizados os cálculos do balanço de massa com base nos dados coletados referente à série de sólidos e DQO. O balanço de massa tem como referência os estudos de Pontes (2003) e Lobato (2011), os quais foram adaptados para aplicação neste trabalho.

As parcelas de DQO referentes ao material orgânico convertido em lodo que fica retido no sistema e o que é perdido com o efluente foram classificados como sendo uma única parcela, assim como no balanço de massa feito por Pontes (2003).

No modelo criado por Lobato (2011), são separadas as frações convertidas em metano com base em percentuais diferentes de perda em relação ao produzido. Essas parcelas foram definidas indiretamente, com base no modelo de Lobato (2011).

O esquema do balanço de massa está representado na Figura 4.10. Para realizar o balanço de massa, foram utilizados os cálculos descritos pelas Equações (4.2) a (4.8).

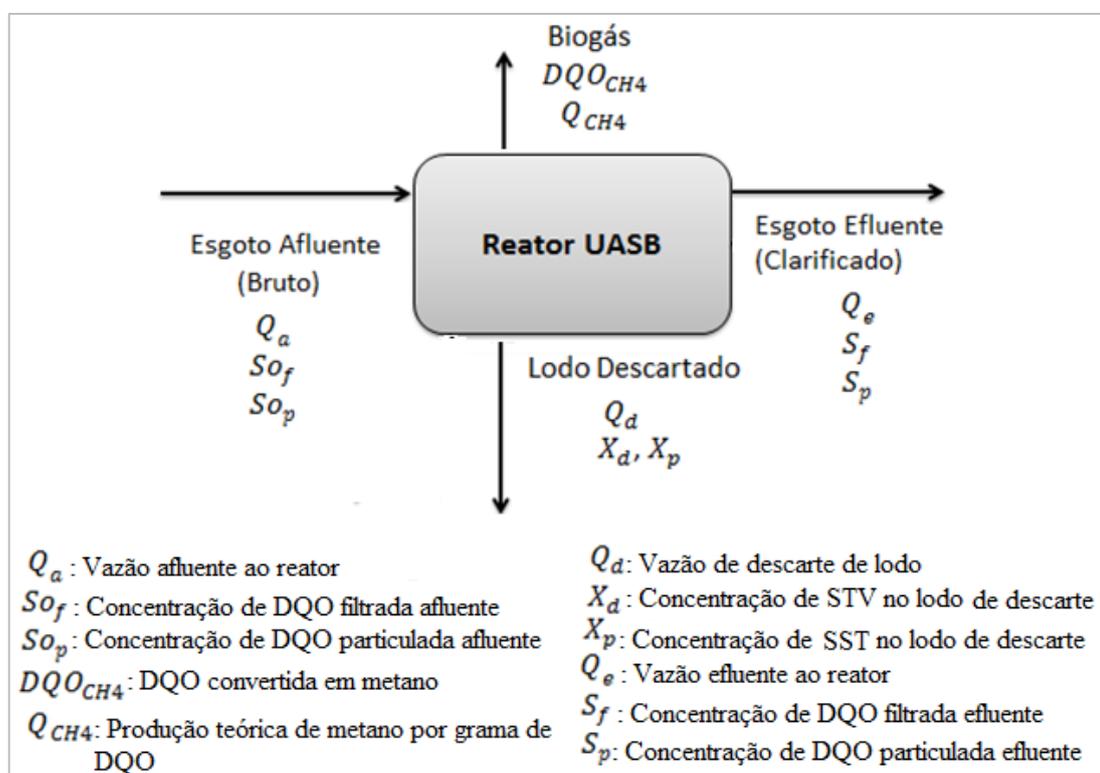


Figura 4.10 - Representação esquemática das entradas e saídas no balanço de massa de DQO do reator UASB e seus parâmetros principais

Definidos os dados de entrada, primeiramente são estimadas as parcelas de DQO removida no sistema, convertida em lodo e consumida na redução de sulfato. E a partir dessas parcelas, calcula-se a DQO máxima convertida em CH₄ e a conseqüente produção volumétrica máxima de metano por grama de DQO.

A DQO de entrada (DQO_a) no reator UASB é constituída pela DQO particulada e filtrada, conforme apresentado pela Equação (4.2). Essa equação justifica a metodologia aplicada para obtenção dos dados de DQO total e DQO filtrada.

$$DQO_a = S_{op} + S_{of} \quad \text{Equação (4.2)}$$

Na qual:

S_{op} : concentração de DQO particulada no esgoto afluyente ao reator (kg.L⁻¹)

S_{of} : concentração de DQO filtrada no esgoto afluyente ao reator (kg.L⁻¹)

A DQO filtrada removida no reator (DQO_{frem}) será convertida em metano (DQO_{CH_4}), em biomassa (DQO_{lodo}) e em sulfato. Entretanto, devido à algumas limitações experimentais, não foi possível obter dados para elucidação da parcela referente à sulfato. Desta forma, o modelo a ser adotado será mais compatível ao de Pontes (2003), conforme descrito na Equação (4.3).

$$DQO_{frem} = DQO_{lodo} + DQO_{CH_4} \quad \text{Equação (4.3)}$$

Lobato (2011) sugere que a carga de DQO total removida pode ser estimada por meio da Equação (4.4). Entretanto, esta estimativa depende de parâmetros da população atendida e da contribuição de DQO por habitante e, portanto, os valores reais desses parâmetros não foram estimados nessa pesquisa.

$$DQO_{rem} = Pop \times QPC_{DQO} \times E_{DQO} \quad \text{Equação (4.4)}$$

Onde:

DQO_{rem} : massa diária de DQO removida no sistema (kgDQO_{remov.}.d⁻¹)

Pop : População contribuinte

QPC_{DQO} : Contribuição *per capita* de DQO (kgDQO.hab⁻¹.d⁻¹)

E_{DQO} : eficiência de remoção de DQO (%), estimada pela relação percentual entre DQO total afluyente e DQO solúvel no efluente.

Outra forma de estimar a DQO removida do sistema é através da determinação da

carga de DQO de entrada e saída do sistema, mostrada na Equação (4.5).

$$DQO_{rem} = (Q_a \times DQO_a) - (Q_e \times DQO_e) \quad \text{Equação (4.5)}$$

Em que:

Q_a : Vazão de entrada do reator (L/d)

DQO_a : Concentração de DQO total afluyente ao reator (kgDQO/L)

Q_e : Vazão de saída do reator (L/d)

DQO_e : Concentração de DQO total efluyente ao reator (kgDQO/L)

Com relação ao lodo, Pontes (2003) indica que é necessário se definir a produção diária de lodo descartado no reator (Equação 4.6), ao determinar um coeficiente de produção total de sólidos relacionados ao lodo descartado no reator e aos sólidos perdidos com o efluyente.

$$Y = \frac{M_{STV}}{M_{DQO_{rem}}} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times (DQO_a - S_f) \times D} \quad \text{Equação (4.6)}$$

Na qual:

Y : coeficiente de produção de sólidos (kgSTV.kgDQO_{remov}⁻¹)

M_{STV} : massa total de sólidos produzidos no sistema (kgST)

$M_{DQO_{rem}}$: massa de DQO removida (kgDQO)

X_d : concentração de STV no lodo de descarte (kg.L⁻¹)

V_d : Volume de lodo descartado do reator UASB durante a fase operacional (L)

X_e : concentração de SST no efluyente do reator (kg.L⁻¹)

D : duração da fase operacional (21 dias)

S_f : concentração de DQO filtrada no esgoto clarificado efluyente ao reator (kg.L⁻¹)

O volume de lodo descartado do reator durante a fase operacional estudada foi estimado com base no bombeamento do lodo descartado, visto que a bomba descarta de cada reator 1,0 m³/min, e a bomba é acionada por 5 minutos a cada semana.

Lobato (2011) sugere que a partir da produção de sólidos, a DQO convertida em lodo pode ser determinada relacionando-a com a DQO removida (Equação (4.7)).

$$DQO_{lodo} = Y \times K_{STV-DQO} \times DQO_{rem} \quad \text{Equação (4.7)}$$

Na qual:

$K_{STV-DQO}$: fator de conversão de STV em DQO (1 kgSTV = 1,42 kgDQO_{lodo})

No caso da DQO convertida em metano, Cherchinaro (2007) apresenta o modelo matemático para estimar essa parcela na Equação (4.8). Este modelo se baseia na produção total de sólidos aplicados ao sistema, mostrada na Equação (4.9).

$$DQO_{CH_4} = Q_a \times (DQO_a - DQO_e) - Y_{obs} \times Q_a \times DQO_a \quad \text{Equação (4.8)}$$

$$Y_{obs} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times DQO_a \times D} \times k_{STV-DQO} \quad \text{Equação (4.9)}$$

Sabendo a DQO convertida em metano, foi determinada a produção volumétrica teórica máxima de metano por grama de DQO removida do despejo (Q_{CH_4}), apresentada na Equação (3.2).

Lobato (2011) aprofundou seus estudos sobre as parcelas perdidas dissolvidas no efluente no gás residual. Seu modelo indica que os resultados obtidos com a equação (3.2) não consideram essas parcelas e, por isso, para obter um balanço mais próximo do real possível, foram determinadas as perdas de metano utilizando as equações de (4.10) a (4.12). Os dados da Tabela 4.2 são referentes ao modelo criado por Lobato (2011) para estimar as perdas.

$$Q_w = Q_{CH_4} \times p_w \quad \text{Equação (4.10)}$$

$$Q_{O-CH_4} = Q_{CH_4} \times p_o \quad \text{Equação (4.11)}$$

$$Q_{L-CH_4} = Q_e \times p_L \times f_{CH_4} \times \left(\frac{R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO}} \right) \quad \text{Equação (4.12)}$$

Nas quais:

Q_w : perda de metano na fase gasosa, com o gás residual ($m^3 \cdot d^{-1}$)

p_w : percentual de perda de metano na fase gasosa, com o gás residual (%)

Q_{O-CH_4} : outras perdas de metano na fase gasosa ($m^3 \cdot d^{-1}$)

p_o : percentual de outras perdas de metano na fase gasosa (%)

Q_{L-CH_4} : perda de metano na fase líquida, dissolvido no efluente ($m^3 \cdot d^{-1}$)

p_L : perda de metano na fase líquida, dissolvido no efluente ($kg \cdot m^{-3}$)

f_{CH_4} : fator de conversão de massa de metano em massa de DQO (coeficiente estequiométrico $4,0 \text{ kgDQO} \cdot \text{kgCH}_4^{-1}$)

R : constante dos gases ($0,08206 \text{ atm} \cdot \text{L} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$)

T : temperatura operacional do reator ($^{\circ}\text{C}$)

P : pressão atmosférica (1 atm)

K_{DQO} : DQO correspondente a 1 mol de CH_4 ($0,064 \text{ kgDQO}_{\text{CH}_4} \cdot \text{mol}^{-1}$)

Tabela 4.3 - Valores e percentuais de perda de metano em relação ao metano produzido considerados no modelo de Lobato (2011)

Tipo de perda de metano	Unidade	Situação		
		Melhor	Típica	Pior
Perda com o gás residual (p_w)*	%	2,5	5,0	7,5
Outras perdas (p_o)*	%	2,5	5,0	7,5
Perda com o efluente (p_L)	mg.L ⁻¹	15	20	25

*Percentuais relativos à produção volumétrica teórica máxima de metano

Calculada a produção teórica de metano e as parcelas de perdas, estimou-se a produção real de metano ($Q_{REAL-CH_4}$) coletado no interior dos separadores trifásicos e disponível para recuperação de energia, através da equação (4.13), assim como o potencial energético disponível (PE_{real}) pela Equação (4.14), do estudo de Lobato (2011).

$$Q_{REAL-CH_4} = Q_{CH_4} - Q_w - Q_{O-CH_4} - Q_{L-CH_4} \quad \text{Equação (4.13)}$$

$$PE_{real} = Q_{REAL-CH_4} \times E_{CH_4} \quad \text{Equação (4.14)}$$

Em que:

E_{CH_4} : poder calorífico decorrente da combustão do metano (35,9 MJ.Nm⁻³)

Nesse ponto, com a determinação da produção volumétrica teórica máxima de metano, foi estimada a produção total de biogás ($Q_{biogás}$), conforme a Equação (4.14), utilizando a porcentagem de metano (C_{CH_4}) encontrado no biogás da estação pelo estudo de Cabral (2016), de 73,4%.

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{C_{CH_4}} \quad \text{Equação (4.14)}$$

Em posse dos dados calculados no decorrer do tempo, iniciou-se a análise da operação do reator e a produção de metano resultante, com o objetivo de se detectar possíveis problemas e se os valores de fugas de gás são significativos para a definição do reator como fonte de energia para a avaliação do potencial energético, comparando os valores de produção calculados com os efetivamente medidos na estação e com outros estudos já realizados na estação.

4.5 - ETAPA 4: DIAGNÓSTICO E RECOMENDAÇÕES

A partir das análises efetuadas, foi realizada a caracterização da ETE, apontando os pontos de possíveis problemas operacionais detectados com o monitoramento e a análise quali-quantitativa. Ao fim, recomendações são feitas sobre os problemas operacionais para melhor aproveitamento energético do biogás.

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 - CARACTERIZAÇÃO OPERACIONAL DA ETE PARANOÁ

Em um primeiro momento, devido ao formato diferenciado do reator construído, foi necessário revisar a literatura para melhor compreensão sobre a escolha do sistema. Brito *et al.* (2001) fizeram estudos sobre a otimização de reatores compartimentados. Eles descrevem que um dos principais fundamentos para esse tipo de reator baseia-se no fato de as grandes variações de vazão afluentes aos reatores convencionais, devidas a hidrogramas típicos horários, levam à ocorrência de velocidades ascensionais bastante elevadas no interior dos reatores. Tais velocidades provocam o arraste indevido de lodo do sistema, com a conseqüente perda de eficiência devido à presença de material particulado no efluente. Assim, um dos benefícios de compartimentar o reator é a redução das variações de velocidade ascensional que, além de evitar o arraste, possibilitam melhores condições para manutenção. Neder e Harada (1997) fundamentaram o projeto nesse princípio e na minimização da produção de gás, já citado no item 3.7.

Em posse das plantas das unidades da estação, das observações das visitas técnicas e com base nos estudos de Silva (2007), Ramos (2008), Batista (2015) e Cabral (2016), foi possível levantar algumas das modificações feitas na estação que influenciaram alterações no comportamento dos reatores, apresentadas da Tabela 5.1.

Em 2006-2007, algumas reformas foram feitas na estação, tanto no tratamento preliminar quanto nos reatores. No preliminar, o gradeamento mecanizado com 2,0 cm de espaçamento foi trocado por peneiras mecanizadas de espaçamento menor (de 8,0 mm). Entretanto, não se sabe o quanto a alteração contribuiu para melhorar a eficiência de remoção de sólidos grosseiros. Em campo, foi observada a presença de fragmentos de lixo flutuando nas caixas de distribuição dos reatores e que deveriam, à princípio, ser removidos no tratamento preliminar.

A CAESB informou que também há carreamento de material arenoso do tratamento preliminar, causando entupimento frequente nas tubulações de entrada dos reatores e de descarte de lodo, indicando necessidade de manutenção frequente para remoção dessa camada no fundo dos reatores e desobstrução das tubulações. Esses entupimentos foram constatados no estudo através de manutenção feita durante o período de amostragem com caminhão hidrojato para efetuar a limpeza. Dadas essas constatações, recomenda-se que seja feita uma reavaliação das unidades de tratamento preliminar.

Tabela 5.1 – Registro de modificações levantadas por outros autores e material fornecido pela CAESB e alterações atuais observadas em campo

Local	Modificações registradas	Alterações observadas
Tratamento Preliminar	<ul style="list-style-type: none"> • O gradeamento médio mecanizado de 2,0 cm de abertura foi substituído por peneiras mecânicas de 8,0 mm de espaçamento; • Reforma e ampliação do desarenador. 	<ul style="list-style-type: none"> • Baixa eficiência de remoção de sólidos grosseiros, causando carreamento para os reatores.
Reatores UASB	<ul style="list-style-type: none"> • Mudança de local e dimensão das caixas de distribuição internas dos reatores; • Construção de uma segunda caixa de saída dos reatores; • Renovação das caixas de saída com revestimento em fibra de vidro; • Instalação de novas tubulações de entrada de esgoto ao longo das duas câmaras de distribuição e novas tubulações perfuradas nas duas câmaras para coleta do esgoto tratado; • Implantação de estruturas de coletores de gás e sistema de remoção de espuma; • Instalação do sistema de queima de gás; • Substituição do material dos separadores de fases (telhas de alumínio) por laminado vinílico; • Construção de canaletas para remoção de espuma nas duas câmaras com sistema de diluição bombeada; • Pavimentação de vias de circulação; • Remanejamento de tubulações e instalação de bombas de fluxo positivo para descarte de lodo por vasos comunicantes; • Rompimento da parede de compartimentação do reator 3. 	<ul style="list-style-type: none"> • Reator apresenta dimensão e formato que limitam o monitoramento da manta de lodo em profundidades; • Caixas de saída apresentam comportamentos hidráulicos diferentes; • Extravasamento de caixas; • Acumulação de compostos desconhecidos nas paredes e tampas de fibra de vidro; • Deslocamento do tubo perfurado de coleta do efluente tratado; • Entupimento frequente dos tubos perfurados; • Grande geração de espuma, com limpezas frequentes, mas sem rotina de monitoramento definida para remoção; • Fugas de gás através da zona de coleta e caixas, por bolhas na camada de espuma; • Sistema de coleta de gás coletivo, com acúmulo de água nas tubulações; • Possível recalque de terreno dos reatores.

Quanto às alterações executadas nos reatores, a reforma incluiu também a alteração da distribuição de entrada para os reatores, em que originalmente a entrada ocorria apenas na câmara esquerda e, posteriormente, modificada para ter alimentação por igual nas duas câmaras, e com coletas do efluente tratado individualizadas nas duas câmaras. Desta forma, os reatores passariam a funcionar como um único compartimento, mesmo tendo a parede, ainda que permita o contato entre as duas câmaras, através de pequenas aberturas no fundo do reator. Com isso, foi necessário alterar o local e formato das caixas de

distribuição (Figura 5.1a e 5.1b) e de saída do efluente tratado (Figura 5.1c e 5.1d).

A reforma incluiu também, a construção de uma nova estrutura para captação e queima dos gases gerados, conforme mostrado na Figura 5.1e e 5.1f. Entretanto, a canalização instalada não fornece medições individualizadas do volume de biogás produzido por cada reator e nem possui dispositivos de medição da quantidade de biogás queimado (gasômetro).



Figura 5.1 – Modificações estruturais das reformas: (a) Caixa de distribuição interna original; (b) Caixa de distribuição interna pós-reforma; (c) Caixa de saída do efluente tratado original; (d) Caixa de saída reformada com revestimento de fibra de vidro; (e) Superfície do reator original sem coleta de biogás; e (f) reator reformado com estrutura coletora de biogás.

Dentre as informações dadas pela CAESB, houve o rompimento da parede divisória do reator 3 após uma das manutenções posteriores às reformas. Para registro, até o momento, este estudo desconhece o estado interno da estrutura deste reator com relação ao que foi feito durante e após o rompimento da parede. O monitoramento efetuado pela empresa evidenciou que este reator apresenta eficiência maior de remoção de DQO que os outros reatores.

As alterações observadas indicou que apesar do sucesso na minimização dos custos de instalação e operação com a concepção dos reatores, diversos problemas surgiram posteriormente, incrementando os gastos com a Estação. As especificações de materiais aplicados mostraram não atender às necessidades dos reatores, necessitando troca por materiais mais resistentes, como por exemplo o uso de revestimento e tampas de fibra de vidro nas caixas de distribuição interna e saída, principalmente devido a ação dos gases corrosivos liberados no tratamento, como o gás sulfídrico. O revestimento de fibra de vidro colocado nas caixas de saída estão resistentes a ação desses agentes, entretanto, é necessário uma reaplicação do revestimento para reforço da resistência e, assim, aumentar a vida útil das caixas.

Há necessidade de se verificar também a fundação dos reatores, visto que foram vistas rachaduras nos pavimentos das vias de circulação dos reatores, podendo indicar possíveis recalques que podem causar rachaduras nas paredes do reator levando a vazamentos e infiltrações no solo.

Como apontado por Cabral (2016) e analisado por estatística descritiva (Figura 5.2), a ETE possui valores superiores de concentração de esgoto afluente, com ultrapassando ao estimado em projeto. Isso deve ocorrer devido ao baixo consumo *per capita* de água potável nas regiões atendidas, devido as características sócio-econômicas da população. Atualmente, a Estação tem operado com vazão média de 91,49 L/s, valor ainda abaixo do limite de 120 L/s de projeto. Dadas as projeções do PDAD para o crescimento populacional de ambas as regiões (Codeplan, 2015), é possível inferir que, em breve, os reatores estarão operando em capacidade máxima, o que não é interessante a nível hidráulico. Portanto, uma alternativa é investir na expansão da ETE e ampliação das unidades de tratamento.

Com base nos dados de DQO e sólidos suspensos de 2011 a 2016, fornecidos pela CAESB, a análise estatística evidenciou que o tratamento possui eficiência média de remoção de DQO em torno de 65,5% (Figuras 5.2) e de 65,4%, para sólidos suspensos (Figura 5.3). Chernicharo (2007) indica que reatores UASB apresentam faixa de remoção

entre 40 e 80%. Entretanto, para reatores que operam com elevadas concentrações de DQO, a eficiência de remoção precisa estar acima de 80%.

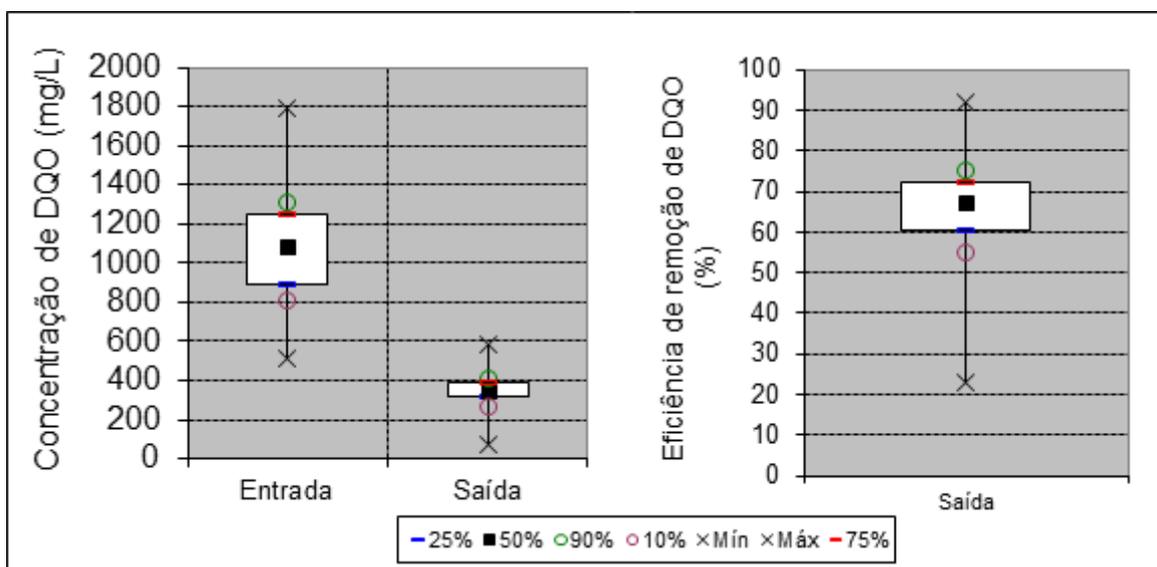


Figura 5.2 – Box-plot dos dados de concentração média de DQO na entrada da estação e saída dos reatores (N = 53) e eficiência de remoção de DQO (N = 78), de 2011 a 2016.

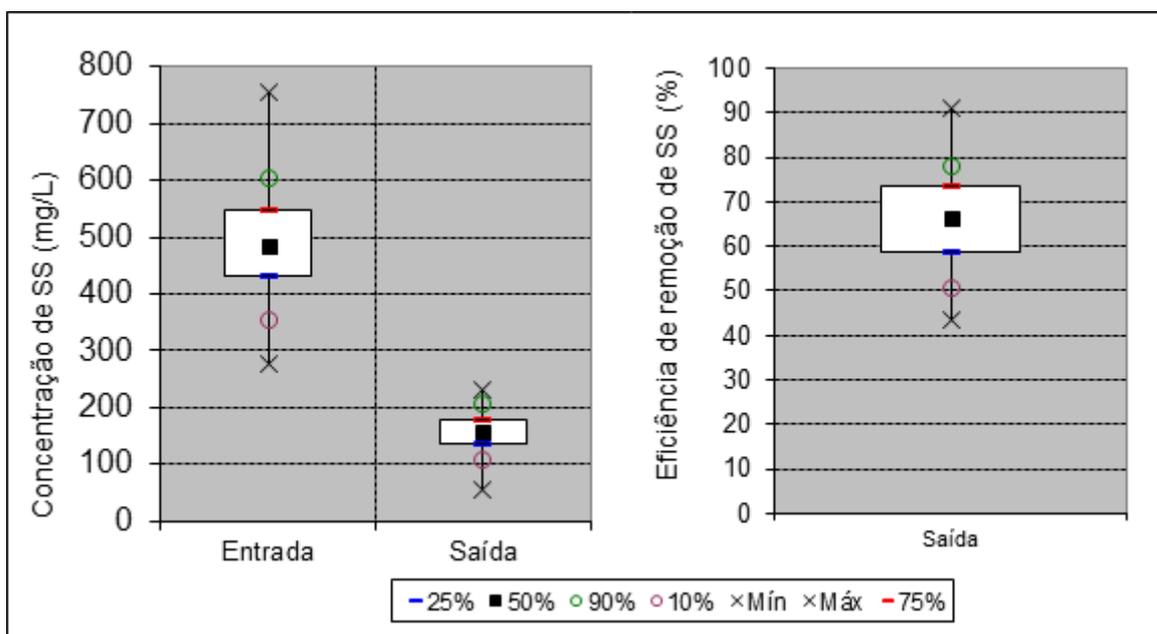


Figura 5.3 - Box-plot dos dados de concentração média de SS na entrada da estação e saída dos reatores (N = 44) e eficiência de remoção de SS (N = 78), de 2011 a 2016.

A eficiência global do tratamento não é suficiente para monitorar o funcionamento de cada reator, por isso, foi feito o monitoramento físico-químico e biológico dos reatores de forma a identificar qualquer correlação com a caracterização operacional.

5.2 - MONITORAMENTO DOS REATORES ANAERÓBIOS

5.2.1 - Alcalinidade, Ácidos Orgânicos Voláteis e pH

Conforme apresentado no capítulo 4, o monitoramento dos reatores UASB foi realizado no período de 17/10/2016 a 07/11/2016. Os dados obtidos são apresentados na Tabela 5.2 e nota-se que os valores de pH tanto afluente como efluente ficaram entre 6,0 e 7,0. E os valores de alcalinidade total (AT) se mantiveram numa faixa constante quando comparada entre entrada e saída (consulte também a Figura A.7 e A.8 do Apêndice). Isso demonstra que os reatores operaram de forma estável durante todo o período de monitoramento.

A análise de ácidos orgânicos voláteis (AOV) é um importante indicador do funcionamento adequado de um reator anaeróbio e o valor é de grande importância no acompanhamento da atividade das bactérias acidogênicas e arqueas metanogênicas, visto que a inibição do processo anaeróbio por AOV está associada ao pH, pois baixos valores de pH geralmente estão relacionados a altas concentrações de AOV e conseqüentemente, à acidificação do processo.

Os valores de AOV demonstram que ocorreu a redução significativa desse componente ao passar pelo reator UASB, conforme mostrado na Tabela 5.2 e na Figura 5.4. Bruno (2007) baseou suas análises de AOV considerando que quando os valores de AOV variam entre 50 a 500 mg L⁻¹, pode-se considerar o processo anaeróbio estável. De acordo com a Tabela 5.2, os valores de AOV, considerando os desvios padrão, estão dentro dessa faixa de valor.

Na tabela 5.2 também são mostrados os valores da relação AOV/AT. Segundo Leifeld *et al.* (2009), a relação AOV/AT é um importante indicador de estabilidade do sistema em processos de digestão anaeróbia e estabelecem valores acima de 0,8 como índice de colapso do sistema. Observa-se que os valores tanto para entrada quanto para saída em todos os reatores estão abaixo de 0,8. Portanto, este comportamento de AOV, junto com os valores de AT e pH, indicam que houve estabilidade e capacidade de tamponamento do reator UASB não havendo o acúmulo de ácidos voláteis.

Tabela 5.2 – Resumo dos resultados do monitoramento dos reatores UASB. Valores médios de pH, concentração de alcalinidade total e AOV

		Reator 1			Reator 2			Reator 3		
		Ent	Saída E	Saída D	Ent	Saída E	Saída D	Ent	Saída E	Saída D
pH	N =	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	Média	6,64	6,78	6,80	6,68	6,85	6,86	6,80	6,77	6,76
	Mín	6,59	6,59	6,69	6,46	6,78	6,73	6,68	6,67	6,68
	Máx	6,70	6,90	6,97	6,83	6,90	6,90	6,96	6,91	6,82
	DP	0,05	0,13	0,12	0,16	0,05	0,08	0,14	0,10	0,06
Alcalin. Total (mgCaCO ₃ /L)	N =	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	Média	337,50	337,25	379,50	344,50	331,00	328,50	354,25	341,75	354,25
	Mín	295,00	315,00	325,00	290,00	300,00	305,00	310,00	310,00	330,00
	Máx	430,00	369,00	468,00	468,00	374,00	369,00	437,00	387,00	427,00
	DP	63,05	24,90	61,63	82,97	31,26	29,08	56,56	32,39	48,50
AOV (mgHAc/L)	N =	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	Média	180,30	63,60	42,15	150,75	57,75	64,20	140,70	33,75	36,75
	Mín	133,20	33,60	30,60	52,80	16,80	26,40	50,40	14,40	19,20
	Máx	259,20	91,20	52,20	212,40	86,40	81,00	213,60	41,40	48,60
	DP	55,32	23,60	9,02	69,66	31,29	25,89	67,95	12,93	12,53
AOV/AT	Média	0,53	0,19	0,11	0,44	0,17	0,20	0,40	0,10	0,10
	DP	0,26	0,08	0,04	0,31	0,11	0,10	0,26	0,05	0,05

Legenda: AOV: ácidos orgânicos voláteis; AOV/AT: razão entre AOV e alcalinidade total; D: direita; DP: desvio padrão; E: esquerda; Ent: entrada; N: número de dados.

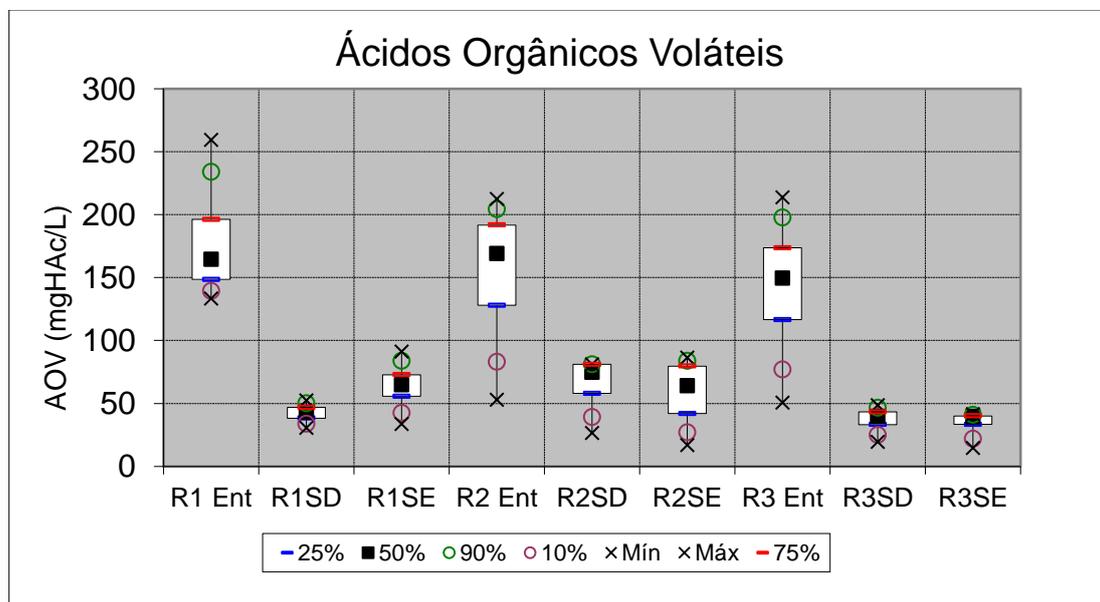


Figura 5.4 - Variação de valores de ácidos orgânicos voláteis de entrada e saídas direita e esquerda dos reatores 1 a 3

5.2.2 - Sólidos

Nas Figuras 5.5 e 5.6 estão apresentados os valores das variações das concentrações

de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes dos reatores.

Os valores médios das concentrações de SST afluentes aos reatores foram de 673,03, 519,1 e 488,83 mg L⁻¹, para os reatores de 1 a 3, respectivamente. Os valores médios das concentrações de SST efluentes do reator 1 foram de 100,83 e 155,68 mg L⁻¹, das saídas esquerda e direita, respectivamente. Para os efluentes do reator 2, foram de 79,0 e 82,93 mg L⁻¹, da esquerda e direita, respectivamente. E do reator 3, foram de 99,10 e 147,43 mg L⁻¹, da esquerda e direita, respectivamente.

No caso dos valores médios das concentrações de SSV afluentes foram de 409,27, 386,13 e 425,5 mg L⁻¹, para os reatores de 1 a 3, respectivamente. Os valores médios efluentes do reator 1 foram de 115,9 e 149,77 mg L⁻¹, das saídas esquerda e direita, respectivamente. Para os efluentes do reator 2, foram de 93,67 e 96,77, da esquerda e direita, respectivamente. E do reator 3, foram de 99,27 e 125,17 mg L⁻¹, da esquerda e direita, respectivamente.

Comparativamente, o reator 1 apresenta maiores concentrações de SST afluentes, e SSV efluentes. Desta forma, os valores de SST indicam que o aporte de sólidos advindos do tratamento preliminar é maior nesse reator, e é possível que a remoção de matéria orgânica seja pouco suficiente. No caso dos valores de SSV, o reator 1 pode estar perdendo biomassa junto com o efluente tratado.

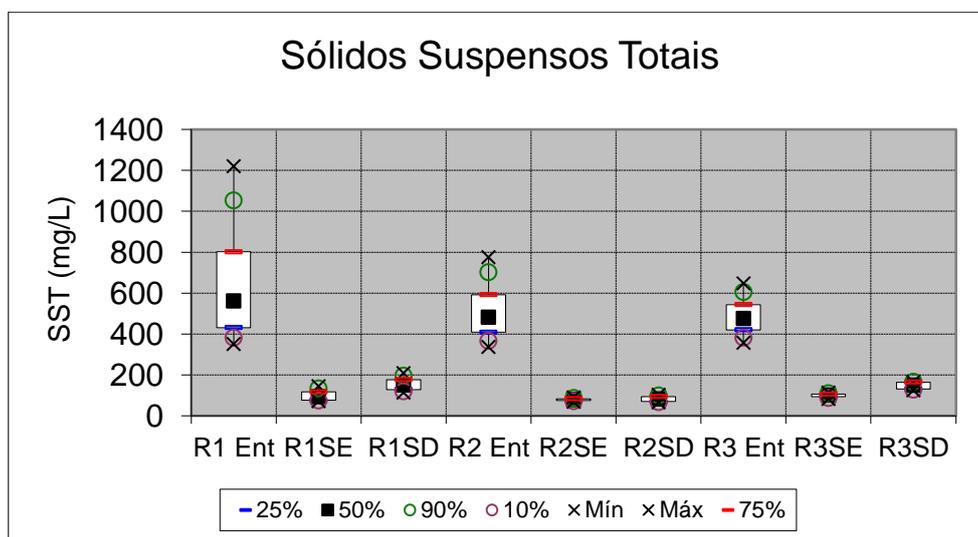


Figura 5.5 – Variação das concentrações de SST na entrada e saídas esquerda e direita dos reatores 1, 2 e 3.

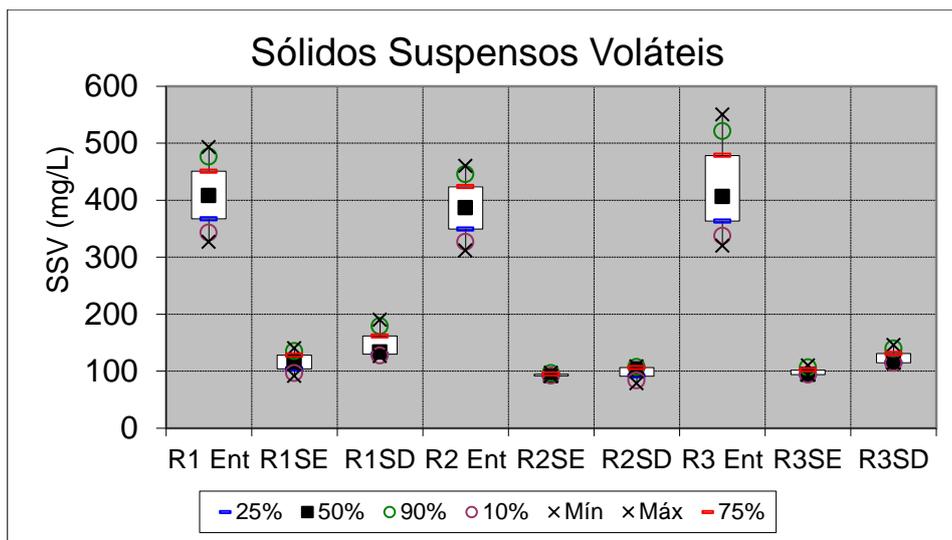


Figura 5.6 – Variação das concentrações de SSV na entrada e saídas esquerda e direita dos reatores 1, 2 e 3.

Os valores médios das relações SSV/SST do afluente foram de 61%, 74% e 87%, nos reatores 1, 2 e 3, respectivamente, indicando que no reator 1 foi detectada uma parcela maior de partículas minerais entre os sólidos suspensos do efluente, as quais podem ficar retidas por precipitação ao lodo, diminuindo assim sua atividade biológica por unidade de volume do reator. E, portanto, confirmando a observação a respeito dos entupimentos mais frequentes nesse reator, devido a presença de areia não retida no tratamento primário.

A Figura 5.7 apresenta a comparação dos valores de eficiência de remoção de SST nas saídas dos reatores. O reator 1 apresentou remoção de SST de 81% na caixa de saída esquerda e 69,4% na caixa da direita. O reator 2 apresentou remoção de SST de 83,2% na esquerda e 82,7% na direita. E o reator 3, de 79,1% na esquerda e 68,6% na direita.

A comparação dos valores de eficiência de remoção de SSV nas saídas dos reatores é apresentada na Figura 5.8. O reator 1 apresentou remoção de SSV de 71,4% na caixa de saída esquerda e 62,4% na caixa da direita. O reator 2 apresentou remoção de SSV de 75,2% na esquerda e 74,8% na direita. E o reator 3, de 75,5% na esquerda e 69,2% na direita.

A caixa de saída direita do reator 1 é a que possui maior variação de eficiência devido ao entupimento da tubulação de coleta do esgoto tratado que diminui a quantidade de efluente na caixa esquerda e sobrecarregou a da direita.

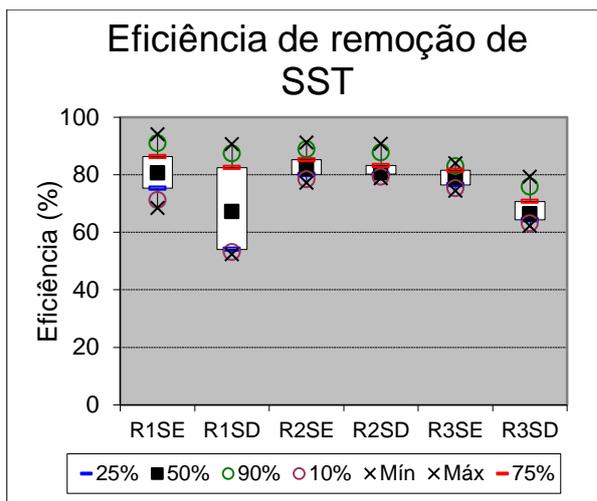


Figura 5.7 – Variação dos valores de eficiência de remoção de SST dos reatores (N = 4)

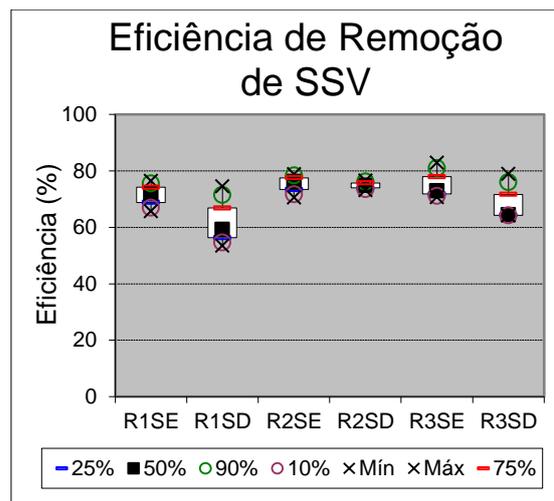


Figura 5.8 – Variação dos valores de eficiência de remoção de SSV dos reatores (N = 3)

Para maior aprofundamento sobre a caracterização do lodo descartado, é usada a relação SVT/ST dos valores médios que define a quantidade de matéria orgânica presente no lodo de descarte das câmaras dos reatores. Com base na Tabela 5.3, percebe-se que o lodo descartado dos reatores tem parcelas elevadas de matéria orgânica presente.

Tabela 5.3 – Resumo das concentrações médias de SVT e ST do lodo esquerdo e direito dos reatores 1 a 3

		Reator 1		Reator 2		Reator 3	
		Lodo Esq	Lodo Dir	Lodo Esq	Lodo Dir	Lodo Esq	Lodo Dir
SVT (mg/L)	N =	2	4	4	4	4	4
	Média	33.838,25	32.504,25	10.987,5	18.733,38	37.745	43.700,5
	Mín	27.777,5	28.209	2.678,5	6.106	24.281,5	28.244
	Máx	39.899	38.423	17.932	36.906	54.951	57.391,5
	DP	8.571,19	4.727,05	7.161,86	13.377,42	15.185,23	12.324,13
ST (mg/L)	N =	2	4	4	4	4	4
	Média	56.928,25	50.962,13	29.420,38	26.024	60.771,38	75.859
	Mín	39.039	31.118,5	3.700	8.739	41.174,5	43.387
	Máx	74.817,5	71.134	79.641,5	56.127,5	77.952	93.548
	DP	25.299,22	16.640,13	34.545,81	20.900,21	19.807,11	22.380,42
SVT/ ST	Média	0,59	0,64	0,37	0,72	0,62	0,58
	DP	0,41	0,30	0,68	1,09	0,45	0,33

Legenda: Dir: direita; Esq: esquerda; N: número de dados; ST: sólidos totais; SVT: sólidos voláteis totais; DP: desvio padrão

O reator 1 apresentou dois eventos de entupimento que impediram a coleta na tubulação da esquerda e, portanto, a relação apresentada na Tabela 5.3 pode não ser significativa para caracterizar esse reator.

A câmara esquerda do reator 2 apresentou 37% de matéria orgânica e a câmara direita apresentou 72%. Destes valores, é possível inferir que a manta de lodo está em maior quantidade na direita, que é a câmara maior. Uma das explicações para isso se pauta na observação feita em campo de que este reator apresenta recalque na fundação, inclinando o reator para a esquerda.

5.2.3 - Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Nas Figuras 5.9 e 5.10 estão apresentados os valores das variações das concentrações de DQO bruta e DQO filtrada do afluente e dos efluentes dos reatores.

Os valores médios das concentrações de DQO bruta afluentes aos reatores foram de 1.182,0, 1.036,88 e 1.071,75 mg L⁻¹, para os reatores de 1 a 3, respectivamente, valores altos, conforme o esperado (acima de 1.000 mg L⁻¹). Os valores médios das concentrações de DQO bruta efluentes ao reator 1 foram de 517,75 e 568,13 mg L⁻¹, das saídas esquerda e direita, respectivamente. Para os efluentes do reator 2, foram de 576,00 e 511,00 mg L⁻¹, da esquerda e direita, respectivamente. E do reator 3, foram de 480,25 e 562,13 mg L⁻¹, da esquerda e direita, respectivamente.

Já os valores médios das concentrações de DQO filtrada afluentes aos reatores foram de 443,3, 401,6 e 432,5 mg L⁻¹, para os reatores de 1 a 3, respectivamente, valores altos. Os valores médios das concentrações de DQO bruta efluentes do reator 1 foram de 217,9 e 108,3 mg L⁻¹, das saídas esquerda e direita, respectivamente. Para os efluentes do reator 2, foram de 273,0 e 230,9 mg L⁻¹, da esquerda e direita, respectivamente. E do reator 3, foram de 116,3 e 140,0 mg L⁻¹, da esquerda e direita, respectivamente.

A DQO filtrada é o principal componente que é convertido em metano, por ser facilmente metabolizado. A partir disso, percebe-se pelas Figuras 5.8 e 5.9 que a compartimentação dos reatores não é favorável para a remoção de DQO filtrada, visto que, apenas o reator 3, que não possui a parede, apresenta valores menores e mais equilibrados entre as duas caixas de saída.

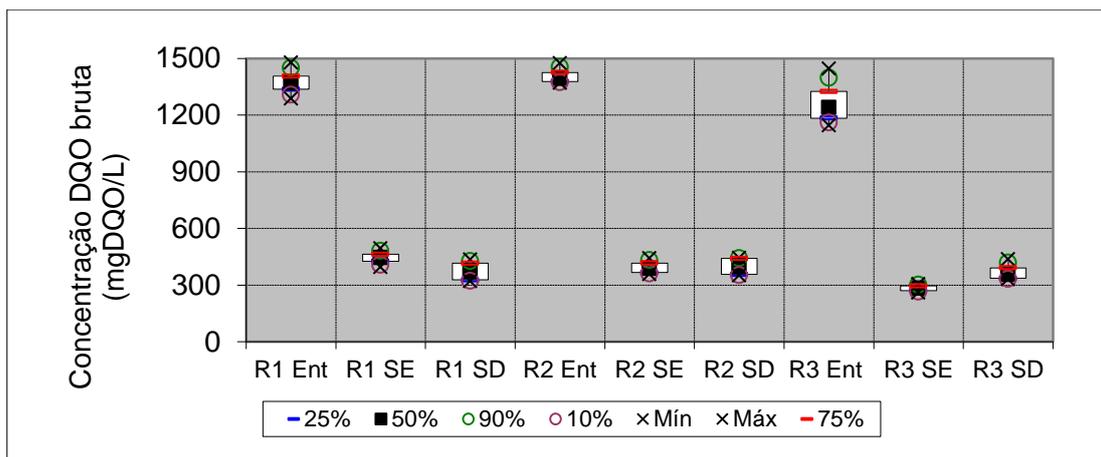


Figura 5.9 – Variação das concentrações de DQO bruta na entrada e saída esquerda e direita dos reatores 1, 2 e 3.

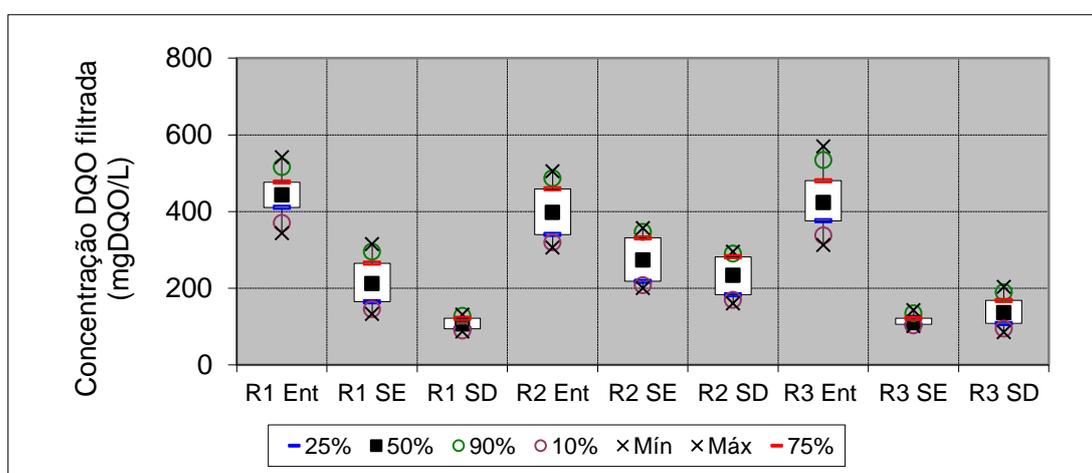


Figura 5.10 - Variação das concentrações de DQO filtrada na entrada e saída esquerda e direita dos reatores 1, 2 e 3.

Os reatores apresentaram eficiências de remoção de DQO bruta na faixa de 65% a 80%, conforme mostrado na Tabela 5.4, consideradas insatisfatórias, visto que, conforme descrito anteriormente, são reatores que recebem alta carga orgânica e precisam de remoções acima de 80% (Figura 5.11).

Quanto à remoção de DQO filtrada, mostrada na Figura 5.12, no caso do reator 1, os valores mais baixos de remoção para a caixa da esquerda referem-se ao período em que esta passou por um evento de entupimento durante o monitoramento.

No caso do reator 2, acredita-se que, por sua proximidade com a caixa de distribuição das lagoas, e portanto, menos tubulação de saída, ocorre um fluxo maior nas caixas de saída, visto que apesar das inspeções nas tubulações que conduzem às caixas de distribuição das lagoas serem mais raras, este reator apresenta menos frequência de entupimento nas tubulações de coleta do esgoto tratado no reator. E, por isso, o tempo de detenção hidráulica pode ser menor nesse reator e, conseqüentemente, menor remoção de

matéria orgânica.

Tabela 5.4 – Valores médios de eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada nas saídas dos reatores de 1 a 3.

Eficiências médias de remoção de DQO bruta e filtrada, em %						
	Reator 1		Reator 2		Reator 3	
	Saída E	Saída D	Saída E	Saída D	Saída E	Saída D
DQO bruta	67,5	72,8	72,0	71,7	77,6	70,8
DQO filtrada	51,4	75,3	31,9	43,0	72,6	67,8

Legenda: D: direita; E: esquerda.

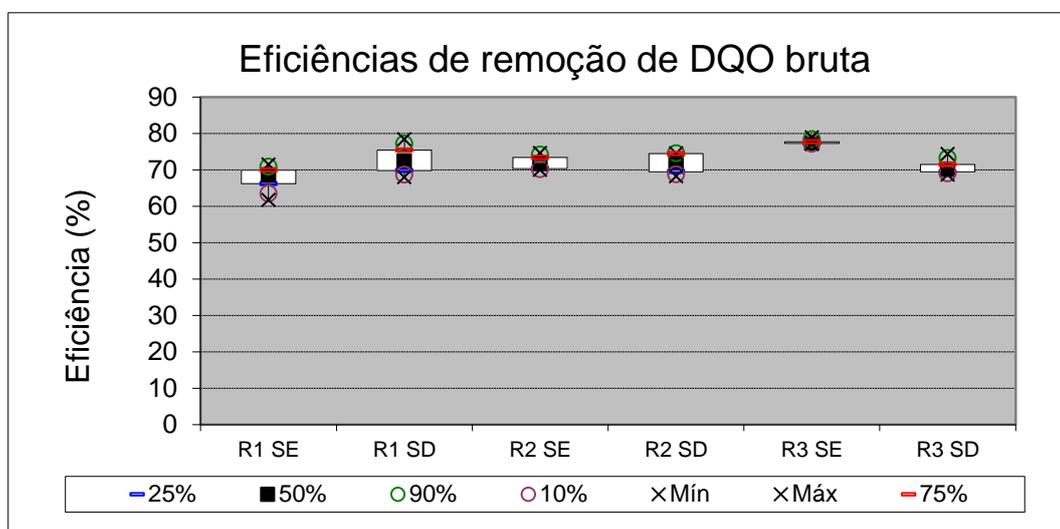


Figura 5.11 – Variação dos valores de eficiência de remoção de DQO bruta de cada saída dos reatores 1 a 3

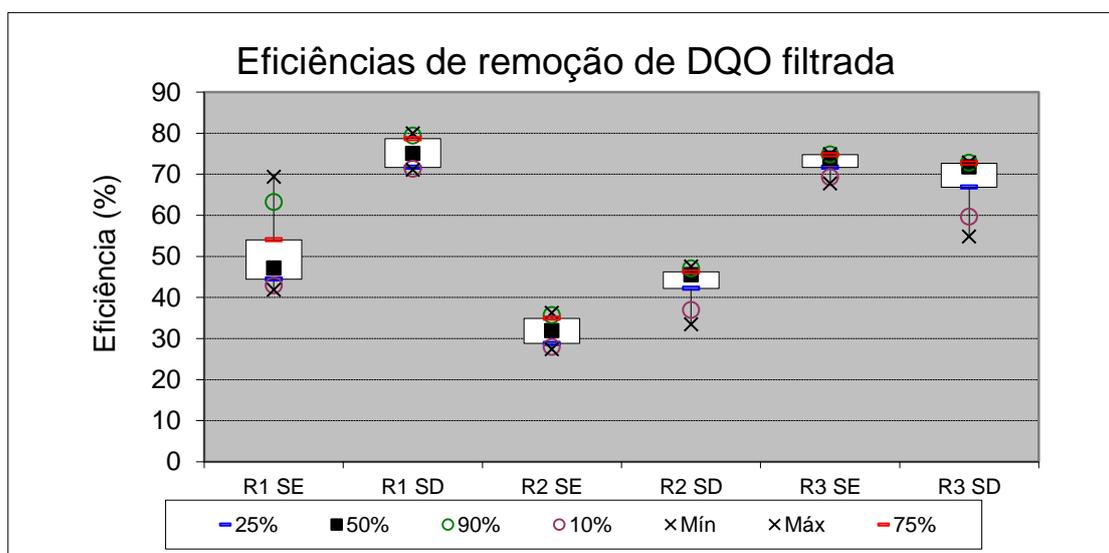


Figura 5.12 – Variação dos valores de eficiência de remoção de DQO filtrada de cada saída dos reatores 1 a 3

Os valores de vazão medidos no afluente e efluente dos reatores são mostrados na Tabela 5.5. Esses valores foram obtidos à partir dos métodos descritos no item 4.3 e devido às ferramentas utilizadas, sua precisão não é muito adequada. Por não haver medição das vazões de entrada e saída de cada caixa pela companhia, estes valores foram utilizados no balanço de massa para medir o potencial de aproveitamento de metano de cada reator.

Os valores de vazão nas caixas de saída são menores, quando comparados com os valores de entrada devido ao tempo de detenção hidráulica e aos dispositivos utilizados para efetuar a coleta do esgoto clarificado (tubos perfurados).

Tabela 5.5 – Resumo dos resultados médios de vazão dos reatores 1 a 3.

Local	Reator 1	Reator 2	Reator 3
Unidade	L/s	L/s	L/s
Vazão entrada	29,16 ± 6,9	31,88 ± 11,0	27,12 ± 8,4
Vazão Saída Esquerda	1,56 ± 0,3	4,12 ± 2,5	7,74 ± 3,8
Vazão Saída Direita	1,21 ± 0,1	2,74 ± 0,4	7,41 ± 1,0

5.2.4 - Caracterização biológica

A análise granular do lodo de descarte do dia 07/11/2016 mostrou que diferentes tamanhos de grânulos coexistem no reator. No lodo dos reatores 2 e 3, foram encontrados grânulos de 0,4 a 0,5 cm, conforme mostrado nas Figuras 5.13 e 5.14.

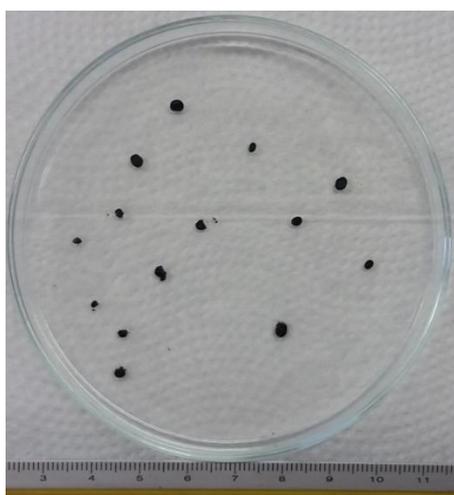


Figura 5.13 - Grânulos coletados do lodo de descarte do reator 2

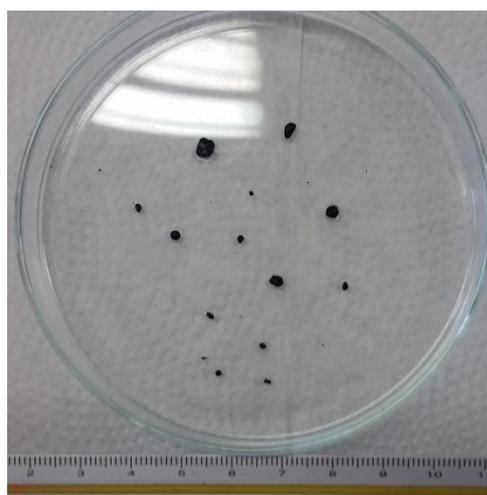


Figura 5.14 - Grânulos coletados do lodo de descarte do reator 3

Contudo, no lodo do reator 1, não foram encontrados grânulos maiores que 0,18 cm nas amostras avaliadas (Figura 5.15). Um dos motivos que pode explicar essa diferença se

deve ao fato de que por causa do entupimento da tubulação de descarte de lodo e da tubulação de coleta de esgoto tratado no reator 1, durante a fase de coletas, foi utilizado caminhão limpa fossa (hidrojatos) para desentupir todas as tubulações, inclusive as de distribuição interna e a bomba de descarte teve que permanecer ligada por mais tempo. Com isso, os grânulos maiores presentes no lodo podem ter sido carregados para descarte e os grânulos encontrados referem-se a renovação da microbiota.



Figura 5.15 - Grânulos coletados do lodo do reator 1

De acordo com Alves (2015), os grânulos são característicos de formação de comunidade metanogênica, e por isso, buscou-se realizar microscopia óptica de fluorescência para confirmar a presença de micro-organismos metanogênicos.

Observou-se através dessa técnica a presença de arranjos de cocos que fluoresceram, conforme mostrado nas Figuras 5.16 e 5.17.

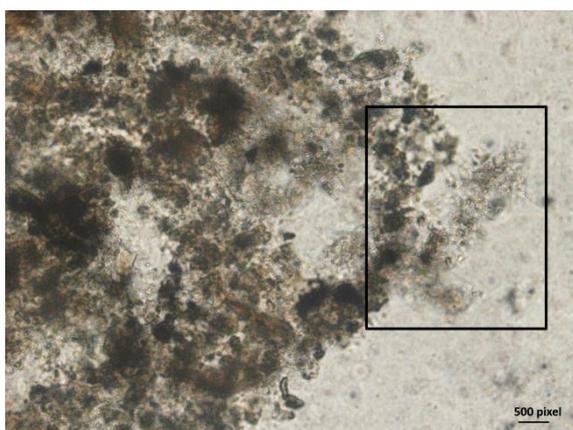


Figura 5.16 - Lodo anaeróbico com presença de arranjos de cocos, com aumento de 400x

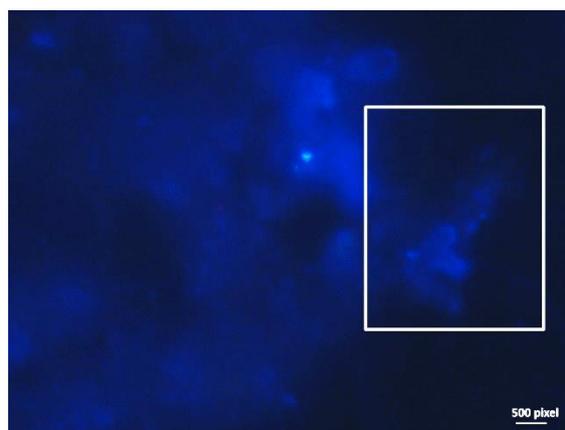


Figura 5.17 - Fluorescência da Figura 5.15, identificado o mesmo arranjo de cocos

A provável ocorrência de células metanogênicas foi também confirmada pela observação das imagens obtidas nas Figuras 5.18 e 5.19, das seguintes células: floco

agregado não completamente seccionado (Figura 5.18a), (b) estrutura filamentosa semelhante a *Methanosaeta*, que não fluorescem (Figura 5.18b), e arranjos de cocos e bacilos curvos (Figura 5.18c e 5.18d).

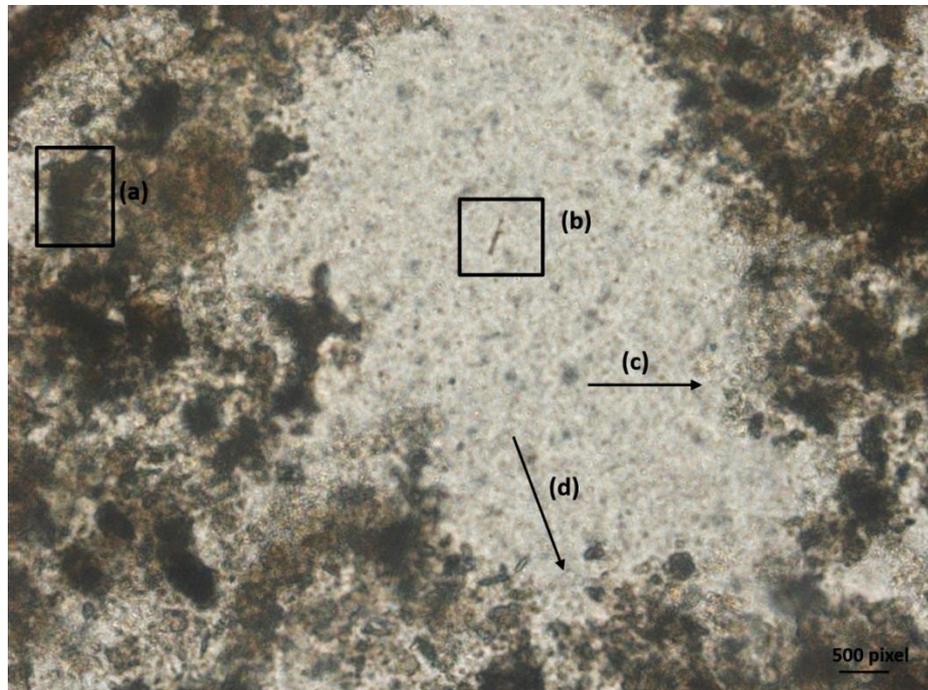


Figura 5.18 – Microscopia óptica de grânulos do lodo anaeróbico: (a) floco agregado; (b) *Methanosaeta*; (c) e (d) arranjos de cocos e bacilos curvos, aumento de 400x.

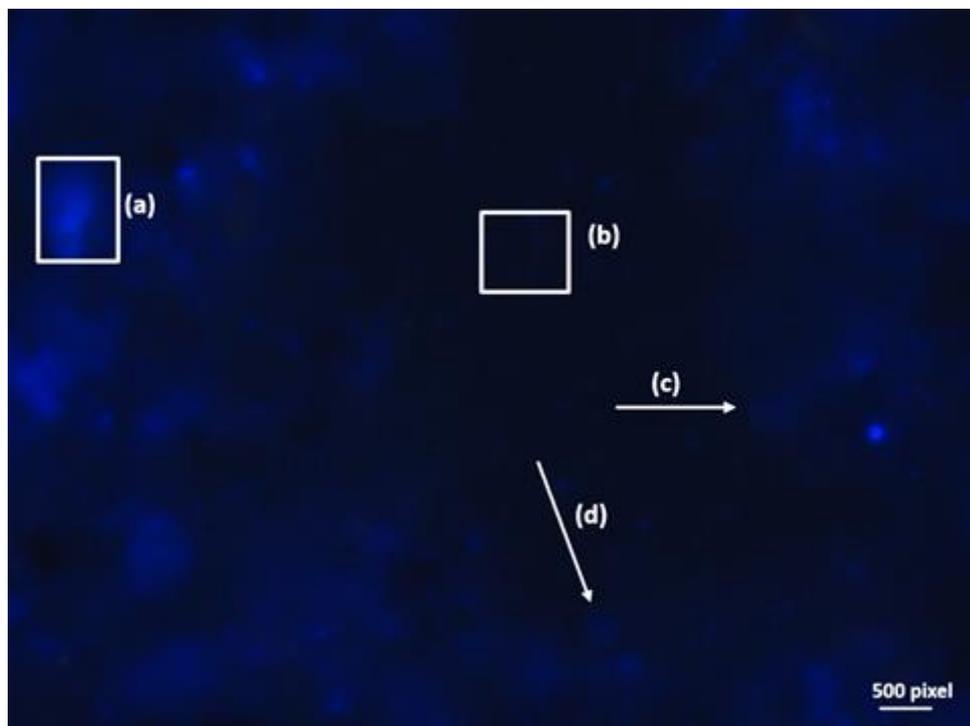


Figura 5.19 - Microscopia óptica de fluorescência de estruturas identificadas na Figura 5.17, aumento de 400x.

Recomendam-se estudos mais aprofundados sobre a caracterização microbiológica, para verificar o comportamento dos micro-organismos e se eles afetam de alguma forma a eficiência dos reatores. Além disso, recomenda-se analisar também, a espuma dos reatores, pois foi notada a presença de algas na superfície dos reatores anaeróbios (Figura 5.20) e não foi possível efetuar uma avaliação mais detalhada.



Figura 5.20 – Presença de algas na espuma do reator

5.3 - BALANÇO DE MASSA E ANÁLISE QUALI-QUANTITATIVA

Com base nos valores obtidos na caracterização físico-química e no levantamento de valores de vazão de cada caixa de entrada e saída, foi possível efetuar o cálculo matemático do balanço de massa da DQO e do potencial energético, estruturado em uma planilha eletrônica do Excel (apresentada nos Anexos 1 a 3), de forma bem simples, com os dados de entrada apresentados na Tabela 5.6, para facilitar a sua utilização.

Tendo como base os trabalhos de Lobato (2011), esta Estação se encaixa no cenário de pior situação na relação unitária de produção de metano, visto que não há uma boa vedação do compartimento e da linha de gás, sendo constatado pelas fugas visíveis do metano dissolvido no efluente. Por outro lado, Cabral (2016), que avaliou a produção de biogás em diversas ETEs no Brasil, indica que a estação fica entre o cenário de pior situação e situação típica do modelo de Lobato (2011), devido aos valores superiores de DQO afluente comparada às demais estações estudadas. E com todos esses parâmetros, Cabral (2016) optou por classificá-la como situação típica, classificação utilizada neste estudo.

Tabela 5.6 – Parâmetros de entrada para modelo de cálculo do balanço de massa

Parâmetro	Símbolo	Local			Unidade
		Reator 1	Reator 2	Reator 3	
População atendida	Pop		60.000		hab
Volume de lodo descartado	V_d		32.000		L
Composição do metano no biogás ¹	C_{CH_4}		73,4		%
Contribuição per capita de DQO ²	QPC_{DQO}		0,11		kg/hab.d
Constante universal dos gases	R		0,08206		atm.L/mol.K
Temperatura média do reator	T		20		°C
Pressão atmosférica	P		1,0		atm
DQO correspondente a 1 mol de CH ₄	K_{DQO}		0,064		kgDQO _{CH4} /mol
Duração da fase operacional	D		21		d
Fator de conversão de STV em DQO	$k_{STV-DQO}$		1,42		kgDQO _{lodo} /kgSTV
Concentração de DQO afluente	DQO_a	1.376	1.409	1.269	mgDQO/L
Concentração de DQO efluente	DQO_e	409	397	327	mgDQO/L
Concentração de DQO filtrada efluente	S_f	163	253	128	mgDQO/L
Vazão afluente	Q_a	29,17	31,88	27,12	L/s
Vazão efluente	Q_e	2,38	5,79	15,15	L/s
Concentração de STV no lodo de descarte	X_d	33.171,25	14.860,44	40.722,75	mgSTV/L
Concentração de SSV no efluente	X_e	132,83	95,22	112,22	mgSSV/L
Coefficiente estequiométrico de conversão de massa de metano em massa de DQO	f_{CH_4}		4,0		kgDQO/kgCH ₄
Altitude	Alt		1.021		m
Temperatura do ar	T_{ar}		25		°C
Umidade	W		60		%
Poder calorífico decorrente da combustão do metano	E_{CH_4}		35,9		MJ/Nm ³

¹Cabral (2016); ²Chernicharo (2007)

A Tabela 5.7 apresenta os valores obtidos no balanço de massa referentes às parcelas de DQO total removida, DQO filtrada removida, a diferença entre essas duas parcelas e de DQO convertida em lodo. Estes valores são foram obtidos através dos dados experimentais do monitoramento efetuado. O valor obtido da diferença entre a DQO total removida e a DQO filtrada removida pode ser entendido como a parcela referente às outras conversões não estabelecidas nesse balanço, como por exemplo, a DQO utilizada para redução de sulfato.

O parâmetro C_{CH_4} foi obtido à partir dos estudos efetuados por Cabral (2016) que

utilizou outras metodologias para avaliar a composição do biogás gerado nos reatores e conduzidos à queima, obtendo o valor de 73,4% correspondente ao metano no biogás gerado ao longo do período de novembro à março de 2016.

Tabela 5.7 – Resumo dos valores fixos obtidos no balanço de massa. Valores médios de DQO total removida, DQO filtrada removida, Diferença entre DQO total e filtrada e DQO convertida em lodo.

Parcela	Unidade	Local		
		Reator 1	Reator 2	Reator 3
DQO total removida	kg/d	3.383,19	3.682,53	2.544,98
DQO filtrada removida	kg/d	2.448,55	2.803,33	2.192,66
Diferença entre total e filtrada	kg/d	934,65	879,21	352,33
DQO convertida em lodo	kg/d	122,41	115,47	282,45

Baseado no modelo matemático de Lobato (2011) e nas considerações de Cabral (2016), foram realizados os cálculos referentes às perdas de metano, considerando as três situações de potencial de recuperação de metano, apresentados nos Anexos 1 a 3. Considerando a ETE como situação típica, são apresentados na Tabela 5.8 os resultados percentuais do balanço de massa.

Tabela 5.8 – Resultados dos balanços de massa de DQO para a situação típica.

Parâmetros (DQO)	Reator 1			Reator 2			Reator 3			
	Carga média kgDQO/d	Balanço de DQO (%)		Carga média kgDQO/d	Balanço de DQO (%)		Carga média kgDQO/d	Balanço de DQO (%)		
		Con-vertida	Global		Con-vertida	Global		Con-vertida	Global	
Afluentes	3467,37	-	100,00	3881,31	-	100,00	2972,96	-	100,00	
Efluente solúvel	84,17	-	2,43	198,77	-	5,12	427,97	-	14,40	
DQO convertida	3383,19	100,00	-	3682,53	100,00	-	2544,98	100,00	-	
Lodo (efluente e retido)	122,41	3,62	3,53	115,47	3,14	2,98	282,45	11,10	9,50	
Biogás	2077,06	61,39	59,90	2379,02	64,60	61,29	1614,48	63,44	54,31	
CH ₄	Dissolvido	16,46	0,49	0,47	40,05	1,09%	1,03%	104,70	4,11	3,52
	Outras perdas	232,61	6,88	6,71	268,79	7,30	6,93	191,02	7,51	6,43
Sulfato redução	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Complemento para 100%	934,65	27,63	26,96	879,20	23,87	22,65	352,32	13,84	11,85	

Dos valores percentuais obtidos, a conversão em biomassa apresentou valores menores que 10%, valores que condizem com os resultados de Souza (2010). O reator 2

apresentou a menor porcentagem referente à conversão em biomassa. Esse comportamento pode ser comparado com a observação referente à baixa remoção de DQO filtrada apresentado no item 5.2.3 deste estudo.

Segundo os dados da Tabela 5.8, os três reatores apresentam valores referentes à parcela de DQO convertida em biogás e recuperada acima de 50%. Entretanto, por se tratar de um estimativa baseada em curto tempo de monitoramento, é possível que esses dados não representem a realidade da Estação. Essa possibilidade é fundamentada nos altos valores obtidos de complemento para 100%, utilizado para fechar o balanço de massa. Portanto, o modelo criado por Lobato (2011) que descreve parâmetros específicos para as perdas de metano em diferentes parcelas não foi suficiente para representar o balanço de massa da estação, indicando a necessidade de novos estudos com esse modelo matemático, considerando as peculiaridades dos reatores dessa estação, como formato, dimensão, estruturas e características do esgoto tratado.

No caso dos valores percentuais obtidos da perda de metano dissolvido, para os reatores 1 e 2, eles representam uma quantidade quase desprezível. Enquanto que no reator 3, este percentual foi em torno de 3,5%. Souza (2010) discute que esta parcela nos reatores apresenta valores percentuais variáveis, mas acima de 15% da DQO afluente, valores altos comparados aos encontrados no balanço de massa efetuado, o que ratifica o resultado de que o modelo utilizado não foi representativo.

Segundo Souza (2010), essa parcela de metano dissolvido é muito importante no balanço de metano e este metano perdido para o decantador do reator, pode ter desprendimento controlado, em situação ideal, no próprio decantador devidamente fechado e com a fase gasosa controlada, ou numa unidade externa contruída com esse objetivo. Mas também, pode ter desprendimento descontrolado, com perdas para a atmosfera, que é a possibilidade mais ocorrente na prática atual de reatores UASB tratando esgotos domésticos.

Não foi possível maximizar as parcelas de perda até atingir a produção teórica, devido a inexistência de dados sobre o parcela de DQO utilizada para reduzir sulfato a sulfeto e do não uso de metodologias de medição mais precisa para obter dados referentes às parcelas de perdas.

Na Tabela 5.9, estão descritos os valores calculados de produção total teórica de biogás, potencial energético disponível e produção real de metano, de acordo com a situação descrita. A produção de biogás apresentou valores altos, permitindo inferir que caso sejam feitas melhorias no tratamento e na coleta do biogás, numa reavaliação do

potencial, a estação poderá aproveitar esse gás.

Os valores encontrados para potencial energético disponível total estão acima da faixa obtida por Cabral (2016) pelas medições automatizadas ($53,6 \pm 11,3 \text{ Nm}^3/\text{h}$). Estes dados podem ser utilizados em estudos posteriores para se avaliar em quais aplicações de aproveitamento energético a quantidade gerada se torna viável economicamente.

Tabela 5.9 – Produção teórica de biogás, potencial energético disponível e produção real de metano dos reatores 1 a 3

	Produção total de biogás - $Q_{biogás}$ (m^3/d)	Potencial Energético Disponível - PE_{real} (MJ/h)			Produção Real de Metano - $Q_{REAL-CH_4}$ (Nm^3/h)		
		Pior	Típica	Melhor	Pior	Típica	Melhor
Reator 1	1.190,58	861,6	897,5	969,3	24,0	25,0	27,0
Reator 2	1.375,72	969,3	1.041,1	1.112,9	27,0	29,0	31,0
Reator 3	977,70	718	753,9	789,8	20,0	21,0	22,0
Total	3.098,04	2.548,9	2.692,5	2.872,0	71,0	75,0	80,0

6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Este estudo buscou realizar o diagnóstico dos reatores UASB da ETE Paranoá/DF, com enfoque na otimização do tratamento anaeróbio e avaliação do potencial de aproveitamento energético do biogás. A partir dos resultados obtidos no monitoramento de três reatores em escala real, foram obtidas as seguintes conclusões:

Em relação ao objetivo específico número 1, a caracterização do sistema evidenciou que, desde a construção dos reatores, diversas alterações e adaptações foram realizadas que modificaram os princípios do funcionamento do reator, influenciando na sua eficiência. Apesar disso, a estação apresenta diversos problemas operacionais que precisam de atenção e estudos mais específicos, como:

- Avaliação do tratamento preliminar completo de forma a minimizar o aporte de sólidos para os reatores;
- Diagnóstico da dinâmica e estrutura interna dos reatores, ao longo das alturas da manta de lodo, e reavaliação da compartimentação dos reatores;
- Redefinição dos pontos de coleta e parâmetros monitorados pela CAESB;
- Necessidade de manutenção periódica mais frequente para limpeza de sólidos arenosos do lodo do reator;

- Instalação de gasômetro na tubulação de queima de gás, para monitoramento em conjunto com o aumento do atendimento da rede;
- Reavaliação estrutural da fundação dos reatores para investigar possíveis recalques, rachaduras e vazamentos;
- Avaliação da espuma e defletores dos reatores, avaliando a operação e manutenção do sistema e, também, para melhor identificação da microbiota existente e da compreensão das fugas de gás.

No que tange ao segundo objetivo específico, a caracterização foi satisfatória, indicando que os reatores tem operado com estabilidade quanto às características químicas pH, alcalinidade total e ácidos orgânicos voláteis. Quanto à DQO, foi entendido que a compartimentação do reator não favorece a eficiência de remoção de matéria orgânica, nos reatores. No caso do reator 2, foi constatado que sua proximidade com a caixa de distribuição da etapa seguinte do tratamento incrementa o fluxo de escoamento, diminuindo o tempo de detenção hidráulica. Foi constatado que a eficiência de remoção foi entre 65-80%, indicando um nível satisfatório de tratamento. Quanto aos sólidos, o reator 1 foi o que mais apresentou variabilidade, por receber maior aporte de sólidos arenosos que causam entupimento nas tubulações, enquanto que o reator 2, indicou a possibilidade de recalque na fundação.

No caso da caracterização biológica, esta confirmou a presença de micro-organismos metanogênicos e, também, que os problemas operacionais dos reatores influenciam diretamente na formação dos grânulos.

Quanto ao terceiro e quarto objetivos específicos, o balanço de massa permitiu determinar as condições atuais de produção de metano nos reatores e indicou que o modelo e a metodologia utilizados não foram suficientes para representar as conversões de todas as parcelas de DQO. Acredita-se que existam perdas substanciais de metano, representadas por parcelas de DQO convertidas em enxofre, de metano dissolvido no efluente, em fugas por bolhas detectadas na espuma e emissão do metano nas caixas de distribuição e saída.

Os valores percentuais de DQO convertido em metano recuperado são muito baixos, indicando a necessidade de novas reformas na estação para que a produção seja maximizada assim como a coleta do gás. O potencial do metano gerado atualmente precisa ser avaliado para quais aplicações este poderia ser destinado e se há viabilidade econômica para empregar as tecnologias de aproveitamento energético da aplicação escolhida.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abreu, E.F. (2007). Estudo da Diversidade Microbiana Metanogênica em Reatores UASB tratando Esgoto Sanitário. Dissertação (Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, MG, 105p.
- Alves, I. (2015). Caracterização de Grânulos de reator UASB empregado no processamento de vinhaça. Dissertação (Mestre em Ciências: Engenharia Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia da Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 85p.
- Andrade Neto, C.O. (2004). Filtro Anaeróbio Aplicado ao Tratamento de Esgoto Sanitário. Tese (Doutorado em Recursos Naturais). Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, PB, 188p.
- APHA, AWWA, WPCF (1998). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 19th edition, Washington, USA.
- Aquino, S.F e Chernicharo, C.A.L. (2005). “Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle”. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, 10(2), 152-161.
- Batista, L.F. (2015) Lodos gerados nas estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal: um estudo de sua aptidão para o condicionamento, utilização e disposição final. Dissertação (Mestre em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos). Universidade de Brasília. Brasília, DF. 214p.
- Brito, L.H.N.C; Chernicharo, C.A.L.; Sperling, M.; Barcellos, F.N.M. (2001). “Otimização de um reator UASB compartimentado aplicado ao tratamento de esgotos tipicamente domésticos”. *Anais do 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, João Pessoa, PB.
- Bruno, M. (2007) Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida. Dissertação (Mestre em Microbiologia Agropecuária). Universidade Estadual Paulista. Jaboticabal, SP. 125p.
- Borges, H.D. (2016). Avaliação da Viabilidade de recuperação e uso de biogás em uma estação de tratamento de esgoto. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental). Universidade de Brasília. Brasília, DF, 59p.
- Cabral, C.B.G. (2016). Avaliação da Produção de Biogás para fins energéticos em Reatores Anaeróbios tratando Esgoto Sanitário. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, SC, 139p.
- Cabral, C.B.G., Platzer, C.J., Rosenfeldt, S., Hoffmann, H. e Chernicharo, C.A.L. (2015). “Caracterização do biogás gerado no tratamento de efluente domésticos em reatores UASB no Brasil”. *Anais do 28º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Rio de Janeiro.
- CAESB. (2014). Sinopse do Sistema de Esgotamento Sanitário do Distrito Federal, 27ª edição, Brasília.
- CAESB. (2016). Material da coletânea para capacitação da ETE Paranoá.
- Chernicharo, C.A.L. (2007). Reatores anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, Belo Horizonte, MG, Brasil, 246p.
- Campos, J.R. (1999). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Coleção PROSAB. Editora ABES, Rio de Janeiro, 464p.
- Codeplan – Companhia de Planejamento do Distrito Federal. (2013). Pesquisa Distrital por Amostra de Domicílios. Região Administrativa VII – Paranoá. Brasília, DF, 66p.

- Codeplan – Companhia de Planejamento do Distrito Federal (2015). Pesquisa Distrital por Amostra de Domicílios. Região Administrativa VII – Paranoá. Brasília, DF, 54p.
- Codeplan – Companhia de Planejamento do Distrito Federal (2013). Pesquisa Distrital por Amostra de Domicílios. Região Administrativa XXVIII – Itapoã. Brasília, DF, 65p.
- Codeplan – Companhia de Planejamento do Distrito Federal (2015). Pesquisa Distrital por Amostra de Domicílios. Região Administrativa XXVIII – Itapoã. Brasília, DF, 54p.
- Faria, R.A.P. (2012). Avaliação do Potencial de Geração de Biogás e de Produção de Energia a partir da Remoção da Carga Orgânica de uma Estação de Tratamento de Esgoto - Estudo de Caso. Dissertação (Mestre em Energia na Agricultura). Universidade Estadual do Oeste do Paraná. Cascavel, PR, 76p.
- Ferraz, D.L. de M. (2014). Eficiência de uma ETE em escala real composta por Reator UASB seguido de Lodo Ativado. Dissertação (Mestre em Engenharia Sanitária). Universidade Federal do Rio Grande do Norte. Natal, RN, 79p.
- Foresti, E.; Zaiat, M.; Moraes, E.M.; Adorno, M.A.T.; Paim, A.P.S.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Canto, C.S.; Damasceno, L.H.S.; Borzani, W. (2005). Apostila de Métodos de Análises Físico-Químicas de rotina de Águas Residuárias tratadas Biologicamente. Universidade de São Paulo e Instituto Mauá de Tecnologia. São Paulo, SP, 85p.
- GuiaLat – Fornecedora de Laticínios. Disponível em: <http://guialat.com.br/conteudo/produtos.asp?Subcategoria_recebe=13>. Acesso em: nov. 2016.
- ICLEI - Governos Locais pela Sustentabilidade (2010). *Manual para aproveitamento do biogás: Efluentes Urbanos*. Escritórios de projetos no Brasil, São Paulo.
- Jordão, E.P. e Pêsoa, C.A. (2014). *Tratamento de Esgoto Doméstico*. 7ª edição. Editora ABES, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 1050p.
- Kim, B.H. e Gadd, G.M. (2008). *Bacterial Physiology and Metabolism*. Editora Cambridge University Press, Cambridge, UK.
- Leifeld, V.; Rivas, L.M.C.G.; Barana, A.C. (2009). “Comparação entre filtros biológicos anaeróbios para o tratamento de efluente de abatedouro com diferentes sistemas de alimentação”. *Revista de Engenharia e Tecnologia*, 1(1), 96-102.
- Lima, A.C.G. e Passamani, F.C. (2012). Avaliação do potencial energético do biogás produzido no Reator UASB da ETE-UFES. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental). Universidade Federal do Espírito Santo. Vitória, ES, 106p.
- Lobato, L.C. da S. (2011). Aproveitamento energético de biogás gerado em reatores UASB tratando esgoto doméstico. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, MG, 187p.
- Madigan, M.T.; Martinko, J.M.; Bender, K.S.; Buckley, D.H.; Stahl, D.A. (2016). *Microbiologia de Brock*. Tradução: Versiani, A.F; Barbosa, A.A.S.; Daian, D.S.O.; Fonseca, F.G.; Freitas, L.F.D.; Nascimento, M.L.; Johann, S.; Apolinário, T.M.; Leão, T.L. 14ª edição. Editora Artmed, Porto Alegre, 987p.
- McCarty, P.L. (1964). *Anaerobic Waste Treatment Fundamentals*. Public Works, 95(9,10,11,12).
- Metcalf e Eddy Inc. (2016). *Tratamento de efluentes e recuperação de recursos*. Tradução: Ivanildo Hespagnol, José Carlos Mierzwa. 5ª edição. Editora AMGH, Porto Alegre, 1980p.
- Monteggia, L.O., e Silveira, I.C.T. (1998). “Análise dos factores intervenientes no desempenho de reatores anaeróbios de manto de lodos de fluxo ascendente tratando esgotos sanitários”. In: *Anais de XXVI Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Gestão ambiental XXI*. Lima, Peru, 1-13.

- Neder, K.D. e Harada, A.L. (1997). “Projeto da Estação de Tratamento de Esgotos do Paranoá - UASB Compartimentado seguido de Lagoa de Alta Taxa e Escoamento no Solo”. Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Foz do Iguaçu.
- Neder, K.D.; Pinto, M.A.T.; Luduvic, M.L.; Felizatto, M.R. (1999). “Desempenho operacional de Reator UASB compartimentado simplificado”. Anais do 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro.
- Oliveira, R.D. (2009). Geração de Energia Elétrica a partir do Biogás Produzido pela Fermentação Anaeróbia de Dejetos em abatedouro e as possibilidades no mercado de carbono. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Elétrica com ênfase em Sistemas de Energia e Automação). Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo. São Carlos, SP, 98p.
- Omil F., Lens P., Visser A., Hulshoff Pol L.W. e Lettinga G. (1998). “Long-term Competition Between Sulfate Reducing and Methanogenic Bacteria in UASB Reactors Treating Volatile Fatty Acids”. *Biotechnology and Bioengineering*, **57**(6), 676-685.
- Pestana, M. e Ganghis, D. (2009). Apostila de Tratamento de Efluente. Centro Federal de Educação Tecnológica - CEFET/BA.
- Pierotti, S.M. (2007). Avaliação da partida de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta e lodo (UASB), em escala real, sob condições hidráulicas desfavoráveis. Dissertação (Mestre em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia da Universidade de São Paulo. São Carlos, SP, 156p.
- Pontes, P.P. (2003). Reatores UASB aplicados ao tratamento combinado de esgotos sanitários e lodo excedente de filtro biológico percolador. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, MG, 198p.
- Ramos, R.A. (2008). Avaliação da influência da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal. Dissertação (Mestre em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos). Universidade de Brasília, Brasília, DF. 133p.
- Silva, A.B. (2007). Avaliação da produção de odor na Estação de Tratamento de Esgoto Paranoá e seus problemas associados. Dissertação (Mestre em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos). Universidade de Brasília, Brasília, DF. 132p.
- Soares, S.R.A. e Gomes, S.R. (1999) Análise de Desempenho de Processos de Tratamento de Esgotos no DF. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Civil). Universidade de Brasília. Brasília, DF, 80p.
- Souza, C.L. (2010). Estudo das Rotas de Formação, Transporte e Consumo dos Gases Metano e Sulfeto de Hidrogênio resultantes do Tratamento de Esgoto Doméstico em Reatores UASB. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, MG, 147p.
- Haandel, A.; Lettinga, G. *Tratamento anaeróbio de esgotos: Um manual para regiões de clima quente*. Campina Grande, Editora Epgraf, 1994. 212p.
- Versiani, B.M. (2005). Desempenho de um Reator UASB submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos sanitários do campus da UFRJ. Dissertação (Mestre em Ciências em Engenharia Civil). Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, RJ, 78p.
- Sperling, M. (1996). Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos. Editora UFMG, Belo Horizonte, Brasil, 211p.

A. APÊNDICE



Figura A.1 - Reator 1, Saída Direita



Figura A.2 - Reator 1, Saída Esquerda



Figura A.3 - Reator 2, Saída Direita



Figura A.4 - Reator 2, Saída Esquerda



Figura A.5 - Reator 3, Saída Direita



Figura A.6 - Reator 3, Saída Esquerda

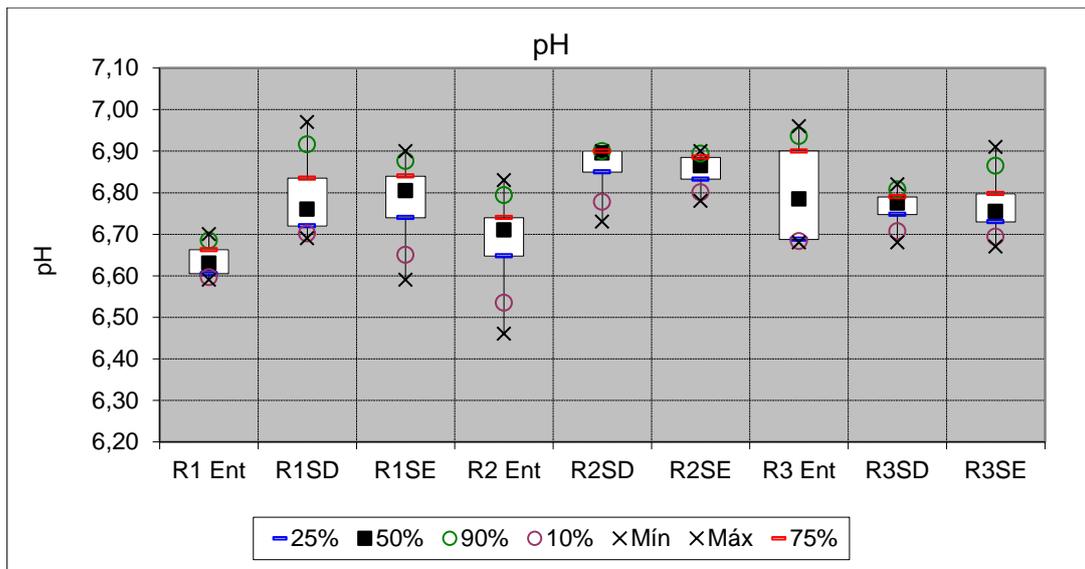


Figura A.7 - Variação de valores de pH de entrada e saídas direita e esquerda dos reatores 1 a 3

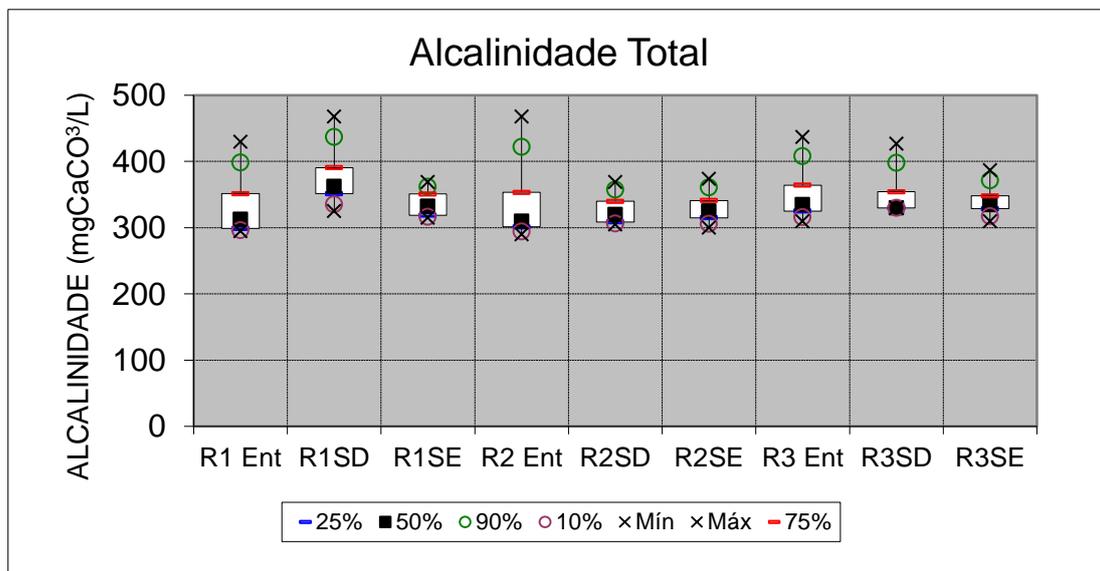


Figura A.8 - Variação de valores de alcalinidade total de entrada e saídas direita e esquerda dos reatores 1 a 3

ANEXO 1 - Balanço de Massa - Reator 1

Dados de entrada:		
Pop	60000	hab
Vd	32000	L
Cch4	73,4	%
QPCdgo	0,11	kg/hab.d
R	0,08206	atm.L/mol.K
T	20	°C
P	1	atm
Kdgo	0,064	kgDQOch4/mol
D	21	d
kstv-dgo	1,42	kgDQOlodo/kgDQOrem
DQOa	1376	mgDQO/L
DQOe	409	mgDQO/L
Sf	163	mgDQO/L
Qa	29,17	L/s
Qe	2,38	L/s
Xd	33171,25	mgSTV/L
Xe	132,83	mgSSV/L

Estimativa da DQOrem:

$$1) DQOrem = DQOa \cdot Qa - DQOe \cdot Qe$$

$$DQOrem = 3383,19 \text{ kg/d}$$

$$2) DQOrem = Pop \times QPCdgo \times Edgo$$

$$Edgo = 0,703 \text{ (Edgo=DQOa-DQOe/DQOa)}$$

$$DQOrem = 4638,23 \text{ kg/d}$$

Estimativa da DQO convertida em biomassa (lodo):

$$Y = \frac{M_{STV}}{M_{DQOrem}} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times (DQO_a - S_f) \times D}$$

$$DQO_{lodo} = Y \times K_{STV-DQO} \times DQO_{rem}$$

$$Y = 0,025 \text{ kgSTV/kgDQOrem}$$

$$DQOrem = 3383,19 \text{ kg/dia}$$

$$DQOlodo = 122,41 \text{ kg/dia}$$

Estimativa de DQOch4:

$$DQO_{CH4} = Q_a \times (DQO_a - DQO_e) - Y_{obs} \times Q_a \times DQO_a$$

$$Y_{obs} = Y_{tDQOapi} \times k_{STV-DQO}$$

$$Y_{tDQOapi} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times DQO_a \times D}$$

Estimativa da DQO filtrada removida:

$$DQO_{afl} = DQO_{efl} + DQO_{lodo} + DQO_{CH4}$$

$$DQOrem = 3383,19418 \text{ kg/d}$$

$$DQO_{frem} = DQO_{lodo} + DQO_{CH4}$$

$$DQOfrem = 2448,548 \text{ kg/d}$$

Equivalente a outras parcelas de DQO:

$$DQO = 934,64618 \text{ kg/d}$$

Produção volumétrica de metano e biogás:

$$Q_{CH4} = \frac{DQO_{CH4} \times R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO} \times 1.000}$$

$$Q_{ch4} = 873,885365 \text{ m3/d}$$

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH4}}{C_{CH4}}$$

$$Q_{biogás} = 1190,5795 \text{ m3/d}$$

Perda com o gás residual:

$$Q_w = Q_{CH4} \times p_w$$

Outras perdas na forma gasosa:

$$Q_{O-CH4} = Q_{CH4} \times p_o$$

Perda dissolvido no efluente:

$$Q_{L-CH4} = Q_e \times p_L \times f_{CH4} \times \left(\frac{R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO}} \right)$$

		Melhor	Típica	Pior
pw	%	2,5	5,0	7,5
Qw	m3/d	21,85	43,69	65,54
DQOw	kg/d	58,15	116,31	174,46
po	%	2,5	5,0	7,5
Qo	m3/d	21,85	43,69	65,54
DQOo	kg/d	58,15	116,31	174,46
pL	kg/m3	0,015	0,020	0,025
QL	m3/d	4,64	6,19	7,73
DQOL	kg/d	12,35	16,46	20,58
Qreal	m3/d	825,55	780,31	735,07
	Nm3/h	27,00	25,00	24,00
Preal	MJ/h	969,3	897,5	861,6

$$f_{CH4} = 4 \text{ kgDQO/kgCH4}$$

$$\text{Altitude} = 1021 \text{ m}$$

$$T_{ar} = 25 \text{ °C}$$

$$\text{Umidade} = 60 \text{ %}$$

$$E_{ch4} = 35,9 \text{ MJ/Nm3}$$

$$Q_{REAL-CH4} = Q_{CH4} - Q_w - Q_{O-CH4} - Q_{L-CH4}$$

$$PE_{real} = Q_{REAL-CH4} \times E_{CH4}$$

ANEXO 2 - Balanço de Massa - Reator 2

Dados de entrada:			
Pop	60000	hab	
Vd	32000	L	
Cch4	73,4	%	
QPCdgo	0,11	kg/hab.d	
R	0,08206	atm.L/mol.K	
T	20	°C	
P	1	atm	
Kdgo	0,064	kgDQOch4/mol	
D	21	d	
kstv-dgo	1,42	kgDQOlodo/kgDQOrem	
DQOa	1409	mgDQO/L	0,001409 kgDQO/L
DQOe	397	mgDQO/L	0,000397 kgDQO/L
Sf	253	mgDQO/L	0,000253 kgDQO/L
Qa	31,88	L/s	2754652,4 L/d
Qe	5,79	L/s	500684,8 L/d
Xd	14860,438	mgSTV/L	0,0148604 kgSTV/L
Xe	95,22	mgSSV/L	9,522E-05 kgSSV/L

Estimativa da DQOrem:

$$1) DQOrem = DQOa \cdot Qa - DQOe \cdot Qe$$

$$DQOrem = 3682,53 \text{ kg/d}$$

$$2) DQOrem = Pop \times QPCdgo \times E_{DQO}$$

$$Edgo = 0,718 \text{ (Edgo=DQOa-DQOe/DQOa)}$$

$$DQOrem = 4740,38 \text{ kg/d}$$

Estimativa da DQO convertida em biomassa (lodo):

$$Y = \frac{M_{STV}}{M_{DQOrem}} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times (DQO_a - S_f) \times D}$$

$$DQO_{lodo} = Y \times K_{STV-DQO} \times DQO_{rem}$$

$$Y = 0,022 \text{ kgSTV/kgDQOrem}$$

$$DQOrem = 3682,53 \text{ kg/dia}$$

$$DQOlodo = 115,47 \text{ kg/dia}$$

Estimativa de DQOch4:

$$DQO_{CH4} = Q_a \times (DQO_a - DQO_e) - Y_{obs} \times Q_a \times DQO_a$$

$$Y_{obs} = Y_{cDQOapi} \times k_{STV-DQO}$$

$$Y_{cDQOapi} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times DQO_a \times D}$$

$$Y_{tDQOap} = 0,0181171 \text{ kgSTV/kgDQOap}$$

$$Y_{obs} = 0,0257263 \text{ kgSTV/kgDQOapl}$$

$$DQO_{ch4} = 2687,8567 \text{ kg/d}$$

Estimativa da DQO filtrada removida:

$$DQO_{afl} = DQO_{efl} + DQO_{lodo} + DQO_{CH4}$$

$$DQO_{frem} = DQO_{lodo} + DQO_{CH4}$$

$$DQOrem = 3682,5334 \text{ kg/d}$$

$$DQOfrem = 2803,3288 \text{ kg/d}$$

Equivalente a outras parcelas de DQO:

$$DQO = 879,20465 \text{ kg/d}$$

Produção volumétrica de metano e biogás:

$$Q_{CH4} = \frac{DQO_{CH4} \times R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO} \times 1.000}$$

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH4}}{C_{CH4}}$$

$$Q_{ch4} = 1009,7765 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{biogás} = 1375,7173 \text{ m}^3/\text{d}$$

Perda com o gás residual:

$$Q_w = Q_{CH4} \times p_w$$

Outras perdas na forma gasosa:

$$Q_{O-CH4} = Q_{CH4} \times p_o$$

Perda dissolvido no efluente:

$$Q_{L-CH4} = Q_e \times p_L \times f_{CH4} \times \left(\frac{R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO}} \right)$$

		Melhor	Típica	Pior
pw	%	2,5	5,0	7,5
Qw	m3/d	25,24	50,49	75,73
DQOw	kg/d	67,20	134,39	201,59
po	%	2,5	5,0	7,5
Qo	m3/d	25,24	50,49	75,73
DQOo	kg/d	67,20	134,39	201,59
pL	kg/m3	0,015	0,020	0,025
QL	m3/d	11,29	15,05	18,81
DQOL	kg/d	30,04	40,05	50,07
Qreal	m3/d	948,00	893,75	839,50
	Nm3/h	31,00	29,00	27,00
Pereal	MJ/h	1112,9	1041,1	969,3

$$f_{CH4} = 4 \text{ kgDQO/kgCH4}$$

$$\text{Altitude} = 1021 \text{ m}$$

$$T_{ar} = 25 \text{ °C}$$

$$\text{Umidade} = 60 \%$$

$$E_{ch4} = 35,9 \text{ MJ/Nm}^3$$

$$Q_{REAL-CH4} = Q_{CH4} - Q_w - Q_{O-CH4} - Q_{L-CH4}$$

$$PE_{real} = Q_{REAL-CH4} \times E_{CH4}$$

ANEXO 3 - Balanço de Massa - Reator 3

Dados de entrada:		
Pop	60000	hab
Vd	32000	L
Cch4	73,4	%
QPCdgo	0,11	kg/hab.d
R	0,08206	atm.L/mol.K
T	20	°C
P	1	atm
Kdgo	0,064	kgDQOch4/mol
D	21	d
kstv-dgo	1,42	kgDQOlodo/kgDQOrem
DQOa	1269	mgDQO/L
DQOe	327	mgDQO/L
Sf	128	mgDQO/L
Qa	27,12	L/s
Qe	15,15	L/s
Xd	40722,75	mgSTV/L
Xe	112,22	mgSSV/L

Estimativa da DQOrem:

$$1) DQOrem = DQOa \cdot Qa - DQOe \cdot Qe$$

DQOrem = 2544,98 kg/d

$$2) DQOrem = Pop \times QPCdgo \times Edgo$$

Edgo = 0,742 (Edgo = DQOa - DQOe / DQOa)

DQOrem = 4899,29 kg/d

Estimativa da DQO convertida em biomassa (lodo):

$$Y = \frac{M_{STV}}{M_{DQOrem}} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times (DQO_a - S_f) \times D}$$

$$DQO_{lodo} = Y \times K_{STV-DQO} \times DQO_{rem}$$

Y	0,078	kgSTV/kgDQOrem
DQOrem	2544,98	kg/dia
DQOlodo	282,45	kg/dia

Estimativa de DQOch4:

$$DQO_{CH4} = Q_a \times (DQO_a - DQO_e) - Y_{obs} \times Q_a \times DQO_a$$

$$Y_{obs} = Y_{cDQOapl} \times k_{STV-DQO}$$

$$Y_{cDQOapl} = \frac{(X_d \times V_d) + (Q_e \times X_e \times D)}{Q_a \times DQO_a \times D}$$

Estimativa da DQO filtrada removida:

$$DQO_{afl} = DQO_{efl} + DQO_{lodo} + DQO_{CH4}$$

DQOrem = 2544,9822 kg/d

Equivalente a outras parcelas de DQO:

DQO = 352,32476 kg/d

Produção volumétrica de metano e biogás:

$$Q_{CH4} = \frac{DQO_{CH4} \times R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO} \times 1.000}$$

Qch4 = 717,62809 m3/d

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH4}}{C_{CH4}}$$

Qbiogás = 977,69494 m3/d

Perda com o gás residual:

$$Q_w = Q_{CH4} \times p_w$$

Outras perdas na forma gasosa:

$$Q_{O-CH4} = Q_{CH4} \times p_o$$

Perda dissolvido no efluente:

$$Q_{L-CH4} = Q_e \times p_L \times f_{CH4} \times \left(\frac{R \times (273 + T)}{P \times K_{DQO}} \right)$$

		Melhor	Típica	Pior
pw	%	2,5	5,0	7,5
Qw	m3/d	17,94	35,88	53,82
DQOw	kg/d	47,76	95,51	143,27
po	%	2,5	5,0	7,5
Qo	m3/d	17,94	35,88	53,82
DQOo	kg/d	47,76	95,51	143,27
pL	kg/m3	0,015	0,020	0,025
QL	m3/d	29,50	39,33	49,17
DQOL	kg/d	78,53	104,70	130,88
Qreal	m3/d	652,25	606,53	560,82
	Nm3/h	22,00	21,00	20,00
Pereal	MJ/h	789,8	753,9	718

YtDQOap	0,0702739	kgSTV/kgDQOap
Yobs	0,099789	kgSTV/kgDQOapl
DQOch4	1910,2063	kg/d

$$DQO_{frem} = DQO_{lodo} + DQO_{CH4}$$

DQOfrem = 2192,6575 kg/d

fCH4	4	kgDQO/kgCH4
Altitude	1021	m
T ar	25	°C
Umidade	60	%
Ech4	35,9	MJ/Nm3

$$Q_{REAL-CH4} = Q_{CH4} - Q_w - Q_{O-CH4} - Q_{L-CH4}$$

$$PE_{real} = Q_{REAL-CH4} \times E_{CH4}$$