

UNIVERSIDADE DA REGIÃO DE JOINVILLE – UNIVILLE
MESTRADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS

MAURÍCIO RODRIGUES DA COSTA

POTENCIAL DO APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DE BIOGÁS GERADO A
PARTIR DE EFLUENTE DE INDÚSTRIA ALIMENTÍCIA

JOINVILLE
2012

MAURÍCIO RODRIGUES DA COSTA

POTENCIAL DO APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DE BIOGÁS GERADO A
PARTIR DE EFLUENTE DE INDÚSTRIA ALIMENTÍCIA

Dissertação apresentada ao Programa de
Mestrado em Engenharia de Processos da
Universidade da Região de Joinville – UNIVILLE
como requisito final para obtenção do título de
Mestre em Engenharia de Processos.

Orientador: Prof. Dr. Ozair Souza.

JOINVILLE
2012

Catálogo na publicação pela Biblioteca Universitária da Univille

C837p	<p>Costa, Maurício Rodrigues da Potencial do aproveitamento energético de biogás gerado a partir de efluente de indústria alimentícia. / Maurício Rodrigues da Costa; orientador Prof. Dr. Ozair Souza. – Joinville : UNIVILLE, 2012.</p> <p>106f. : il. ; 30 cm</p> <p>Dissertação (Mestrado em Engenharia de processos – Universidade da Região de Joinville)</p> <p>1. Biogás. 2. Fontes renováveis de energia. 3. Indústria alimentícia. 4. Tratamento de efluentes. I. Souza, Ozair (orient.). II. Título.</p> <p>CDD 333.8233</p>
-------	---

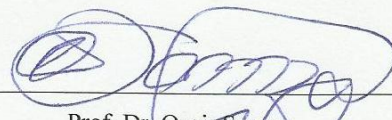
Termo de Aprovação

“Potencial do aproveitamento energético de biogás gerado a partir de efluente de indústria alimentícia”

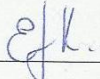
por

Maurício Rodrigues da Costa

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

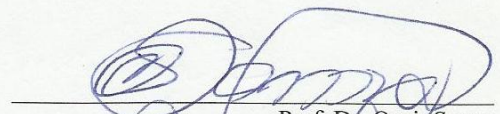


Prof. Dr. Ozair Souza
Orientador (UNIVILLE)

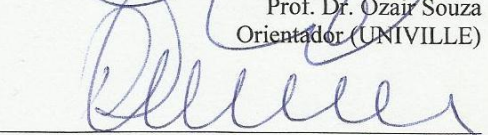


Profa. Dra. Elisabeth Wisbeck
Coordenadora do Programa de Mestrado em Engenharia de Processos (UNIVILLE)

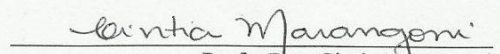
Banca Examinadora:



Prof. Dr. Ozair Souza
Orientador (UNIVILLE)



Profa. Dra. Rita de Cassia Siqueira Curto Valle
(FURB)



Profa. Dra. Cintia Marangoni
(UNIVILLE)

Joinville, 22 de agosto de 2012.

Dedico esta dissertação aos meus pais, Marcilio e Eliana, por me mostrarem o caminho e por me darem “asas” para poder “voar”.

Ao meu irmão, Fabio, cujo exemplo e incentivo foram fonte de inspiração para a conclusão deste estudo.

A minha noiva Tathiana, pelo amor e dedicação nesta longa jornada.

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer a todos os que de alguma forma direta ou indireta contribuíram na realização deste trabalho.

A todos aqueles que torceram para eu terminar o meu trabalho com êxito e sabedoria, incluindo familiares e amigos.

Um agradecimento especial a empresa Duas Rodas Industrial, que proporcionou a realização do estudo.

Ao meu grande amigo de mestrado e de trabalho Walter Teriet Junior, que foi um dos mentores deste estudo, proporcionando longas conversas, discussões e ensinamentos.

Ao meu orientador Prof. Dr. Ozair Souza pelos ensinamentos, orientações indispensáveis e contribuições no decorrer deste trabalho.

Aos colegas do mestrado pelos momentos em que trabalhamos juntos.

Ao Prof. Theodoro, pela realização das análises em Cromatografia Gasosa e o desenvolvimento de sua metodologia.

Ao Engenheiro Químico Gustavo Fischer pela realização das análises no laboratório de Biotecnologia.

Aos empresários João Campos da Climavile e Domingos Ortiz da DC-AR.

Aos meus amigos de trabalho Eduardo, Daniel, Marcio, Gilson, Alexandro, Robson e Anderson.

“A humanidade de hoje tem a habilidade de desenvolver-se de uma forma sustentável, entretanto é preciso garantir as necessidades do presente sem comprometer as habilidades das futuras gerações em encontrar suas próprias necessidades”.

(Organizações das Nações Unidas, 1987).

RESUMO

A busca de alternativa energética por meio de fontes renováveis de energia em substituição aos combustíveis fósseis vem aumentando nos últimos anos. Entre essas fontes encontra-se o biogás, composto basicamente por metano e dióxido de carbono e gerado a partir da biodegradação anaeróbia de diferentes compostos orgânicos. A energia contida no biogás pode ser aproveitada de várias formas entre as quais, as mais utilizadas, tem sido a produção de calor, combustível veicular e produção de energia elétrica. No presente trabalho buscou-se avaliar a potencialidade do aproveitamento energético de biogás gerado a partir de efluente de indústria alimentícia. O processo de metanização foi realizado em escala industrial com vazão média de $18,4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de efluente utilizando dois reatores anaeróbicos de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB). Durante 130 dias de operação foram realizadas análises para caracterização do efluente (DQO, DBO, sólidos totais, sólidos voláteis, pH e temperatura) antes e após os tratamentos e do biogás (composição e volume) gerado nos reatores. Foram estimados os valores de rendimento e eficiência do conjunto de reatores na produção de biogás e avaliada a sua utilização em quatro diferentes cenários industriais: (1) Como combustível veicular + gás de cozinha + combustível para caldeira; (2) Como combustível veicular + combustível de caldeira; (3) Gás de cozinha + combustível de caldeira e; (4) Unicamente como combustível de caldeira. A digestão anaeróbia conduzida em temperatura variável de 23 a 34 °C e de pH de 7,0 a 7,5, proporcionou uma redução média de 88% na DBO e de DQO em 80,5% no efluente biodegrado com produção diária de 819 Nm^3 de biogás composto basicamente de 9,5% de CO_2 e 90,6% de CH_4 e isento de H_2S . O rendimento geral em volume de gás metano (CH_4) produzido por quilograma de DQO degradada (DQO_d) pelo sistema de reatores foi da ordem de $0,18 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO},d}$. A análise econômica do aproveitamento do biogás mostrou menor retorno financeiro (2,52 anos) para o cenário 1 avaliado. Este valor foi 70% menor do que o maior valor encontrado nos demais cenários (8,43 anos, cenário 4).

Palavras-chave: biogás, energia alternativa, cogeração de energia, tratamento de efluentes.

ABSTRACT

The search for alternative energy through renewable energy sources to replace fossil fuels has been increasing in recent years. These biogas sources are composed primarily of methane and carbon dioxide is generated from the anaerobic biodegradation of different organic compounds. The energy contained in biogas can be used in various ways the heat production, vehicle fuel and produce electricity. This present study sought to evaluate the potential of the energy use of biogas generated from the effluent of industrial. The process of methanisation was performed on an industrial scale with an average flow of $18.4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ effluent using two reactors with upflow anaerobic sludge blanket (UASB). During 130 days of operation they were analyzed in order to characterize the effluent (DQO, DBO, total solids, volatile solids, pH and temperature) before and after treatment and the biogas (volume and composition) generated in the reactors. We estimated the values of yield and efficiency of all the reactors in the biogas production and its use evaluated in four different industrial scenarios: (1) As vehicle fuel + cooking gas + fuel boiler, (2) As vehicle fuel + fuel boiler (3) Cooking gas + fuel boiler, and (4) only as fuel boiler. The anaerobic digestion conducted at the temperature ranging from 23 to 34 °C and pH 7.0 to 7.5, provided an average reduction of 88% in DBO and DQO in the biodegraded effluent 80.5% with daily output of 819 Nm^3 biogas mainly composed of 9.5% of CO_2 and CH_4 and 90.6% free of H_2S . The overall yield by volume of methane (CH_4) produced per kg of DQO degraded (DQO, d) the system of reactors was approximately $0.18 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$. The economic analysis of biogas utilization showed a lower financial return (2.52 years) for the first scenarios evaluated. This value was 70% lower than the highest value found in the other scenarios (8.43 years, scenario 4).

Keywords: biogas, alternative energy, cogeneration of energy, effluent treatment

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Evolução da demanda, produção e importação de energia no Brasil.	15
Figura 2 – Produção de energia primária no Brasil.	16
Figura 3 – Classificação simplificada dos tipos de reatores anaeróbios.	21
Figura 4 – Ilustração esquemática de filtro anaeróbio (a); reator UASB (b); reator EGSB (c) e reator anaeróbio de circulação interna (d).....	23
Figura 5 – Poder calorífico inferior do biogás em função da densidade e porcentual de CH ₄	25
Figura 6 – Sequência metabólica e grupo microbiano envolvidos na digestão anaeróbia.	28
Figura 7 – Caldeira flamotubular de três passes.	34
Figura 8 – Caldeira aquatubular.	35
Figura 9 – Motor de combustão interna.....	38
Figura 10 – Fluxo da Estação de tratamento de efluente da Duas Rodas Industrial.....	51
Figura 11 – Estação elevatório de efluente sanitário e industrial (a); peneira rotativa (b); decantador primário (c) e caixa de ajuste de pH (d).	52
Figura 12 – Fluxo de alimentação e reciclo dos reatores 60 e 61	54
Figura 13 – (a) Reator 60 (UASB) utilizado na empresa Duas Rodas Industrial e (b) respectivo esquema de funcionamento.	54
Figura 14 – (a) Reator 61 (UASB) utilizado na empresa Duas Rodas Industrial e (b) respectivo esquema de funcionamento.	55
Figura 15 – Queimadores dos reatores 60 e 61.....	55
Figura 16 – Pontos de coletas de amostras: (a) após o tanque de equalizador; (b) na calha Parshall; (c) após o reator 60 e (d) após o reator 61.	57
Figura 17 – Local de instalação do medidor de vazão de biogás: (1) tubulação de biogás proveniente do reator, (2) corpo do medidor, (3) tubulação de saída do biogás do medidor para o queimador e (4) leitor do medidor. ...	60
Figura 18 – Determinação das temperaturas antes dos queimadores: (a) queimador do reator 60 e (b) queimador do reator 61.....	61
Figura 19 – Ponto de coleta do biogás no reator 60 (a) e no reator 61 (b).....	62
Figura 20 – Valores médios de ST e SV observados na Estação de Tratamento de Efluente da empresa Duas Rodas Industrial durante 130 dias de	

	acompanhamento: (A) Após o tanque de equalização da ETE; (B) Na calha Parshall, antes dos reatores UASB; (C) Após o reator UASB 60 e (D) Após o reator UASB 61.	66
Figura 21	– Valores médios de DQO e DBO observados na Estação de Tratamento de Efluente da empresa Duas Rodas Industrial durante 130 dias de acompanhamento: (A) Após o tanque de equalização da ETE; (B) Na calha Parshall, antes dos reatores UASB; (C) Após o reator UASB 60 e (D) Após o reator UASB 61.	67
Figura 22	– Temperatura e pH observados nos reatores UASB 60 e 61 durante 130 dias de operação.	69
Figura 23	– Volume total diário de efluente tratado na ETE da empresa Duas Rodas Industrial e volume de biogás produzido nos reatores UASB durante 130 dias de processo: (a) reator UASB 60 e (b) reator UASB 61.	71
Figura 24	– Caldeira flamotubular da Biochamm utilizada pela Duas Rodas Industrial na geração de vapor: (a) Vista parcial da caldeira; (b) Cavaco de eucalipto utilizado como combustível; (c) Sistema alternativo de combustível para gás natural.	74
Figura 25	– Quantidade média de gás metano (em MJ de PCI) gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial e quantidades médias dos biocombustíveis GLP, cavaco de eucalipto e GN consumidos mensalmente pela empresa com respectivos valores pagos.	76
Figura 26	– Sistema de purificação, armazenamento e abastecimento de biogás instalado na empresa Duas Rodas Industrial para testes iniciais de aproveitamento do biogás como combustível alternativo: (1) Dutos de coleta do biogás; (2) Torre de remoção de H ₂ S; (3) Compressão de baixa pressão; (4) Torre de remoção de CO ₂ ; (5) Sistemas de armazenamento; (6) Compressão de alta pressão e (7) Ponto para abastecimento das empilhadeiras.	80

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição média do biogás	24
Tabela 2 – Poder calorífico inferior de diferentes combustíveis	25
Tabela 3 – Comparação entre diferentes fontes energéticas e biogás	26
Tabela 4 – Especificação do Gás Natural ^(1, 2)	41
Tabela 5 – Países que compõem o Anexo I.....	46
Tabela 6 – Etapas de um projeto e instituições no âmbito do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo.	47
Tabela 7– Composição do biogás gerado nos reatores UASB em operação na empresa Duas Rodas Industrial.	72
Tabela 8 – Consumo e gasto com os combustíveis GLP, biomassa e GN realizados pela Empresa Duas Rodas Industrial durante o ano de 2011.	75
Tabela 9 – Investimento previsto para a utilização do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição total do GLP empregado anualmente* nas empilhadeiras e ao GN utilizado na cozinha industrial com o excedente de biogás consumido pela caldeira (Cenário 1) e correspondente valor gasto com esses combustíveis.	77
Tabela 10 – Investimento previsto para a utilização do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição total do GLP empregado anualmente* nas empilhadeiras e o excedente de biogás consumido pela caldeira (Cenário 2) e correspondente valor gasto com esses combustíveis.	77
Tabela 11 – Investimento previsto para a utilização do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição total do GN empregado anualmente* na cozinha e o excedente de biogás consumido pela caldeira (Cenário 3) e correspondente valor gasto com esses combustíveis.	78
Tabela 12 – Investimento previsto para a utilização total do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição parcial do cavaco de eucalipto usado anualmente* pela caldeira (Cenário 4) e correspondente valor gasto com esse combustível.	78

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP – Agência Nacional de Petróleo
CFCs – Clorofluorcarbonos
CNTP – Condição Normal de Temperatura e Pressão
CQNUMC – Convenção-Quadro da Nações Unidas sobre Mudança do Clima
CREs – Certificados de Redução de Emissões
DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO – Demanda Química de Oxigênio
EGSB – Reatores Anaeróbios de Manta Granular Expandida
ETE – Estação de Tratamento de Efluente
Fe/EDTA – Ferro/Ácido Etilenodiaminotetraacético
GEE – Gases de Efeito Estufa
IC – Reator Anaeróbio de Circulação Interna
LG – Lagoas Anaeróbias
MDL – Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
Nm³ – Normal metro cubico
NMHC – Hidrocarbonetos não Metano
P.C.I – Poder Calorífico Inferior
PEAD – Polietileno de Alta Densidade
pH – Potencial Hidrogeniônico
ppm – Parte por milhão
PVC – Policloreto de Vinila
REDD – Redução de Emissões por Desmatamento ou Degradação
SABESP – Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
ST – Sólidos Totais
SV – Sólidos Voláteis
TEP – Tonelada Equivalente de Petróleo
TRH – Tempo de Retenção Hidráulica
UASB – Reatores Anaeróbico de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo
V_T – Volume de trabalho

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	13
2. OBJETIVOS	14
2.1 Objetivo geral.....	14
2.2 Objetivos específicos	14
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	15
3.1 Cenário energético brasileiro	15
3.2 Conceitos básicos do tratamento de efluentes industriais	17
3.2.1 Características dos efluentes industriais.....	19
3.2.2 Sistemas biológicos aplicados no tratamento de efluentes.....	20
3.2.2.1 Biodigestores anaeróbios	21
3.3 Biogás.....	24
3.3.1 Características do biogás	24
3.3.2 Etapas de formação do biogás	27
3.3.3 Fatores que interferem na produção do biogás	29
3.3.4 Tratamentos do biogás	30
3.4 Utilização do biogás.....	33
3.4.1 Produção de calor e vapor.....	34
3.4.2 Produção de eletricidade/co-geração	37
3.4.3 Produção de combustível veicular	40
3.5 Aspectos ambientais em relação ao aproveitamento do biogás	43
3.5.1 Aquecimento global	43
3.5.2 O efeito estufa e os gases de efeito estufa.....	44
3.5.3 Fontes de Emissão de metano	45
3.5.4 O Mercado de Credito de Carbono e o Mecanismo de desenvolvimento limpo (MDL)	45
4. MATERIAL E MÉTODOS	50
4.1 Etapas do processo de tratamento de efluente da Duas Rodas Industrial	50
4.2 Amostragem e caracterização do efluente industrial	56
4.2.1 Sólidos Totais	57
4.2.2 Sólidos Voláteis	58
4.2.3 Demanda Química de Oxigênio.....	58
4.2.4 Demanda Bioquímica de Oxigênio	59
4.2.5 Temperatura, pH e volume do efluente.....	59
4.3 Determinação da produção de biogás gerado nos reatores	60
4.3.1 Determinação da temperatura do biogás.....	60
4.3.2 Caracterização química do biogás.....	62
4.4 Cálculos	63
4.4.1 Estimativa da produção de metano a partir da DQO degradada	63
4.4.2 Rendimento e eficiência do processo de metanização	64
4.4.3 Análise de investimento	65

4.4.4	Análise de dados	65
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	66
5.1	Caracterização do efluente	66
5.1.1	ST, SV, DQO e DBO.....	66
5.1.2	Temperatura e pH do efluente	69
5.2	Produção de biogás gerado nos reatores	70
5.3	Possibilidades de aproveitamento energético do biogás gerado	73
5.4	Instalação do sistema de purificação, armazenamento e abastecimento de biogás.....	79
	CONCLUSÃO	82
	REFERÊNCIAS.....	85
	APÊNDICE A – VALORES DE SÓLIDOS TOTAIS (ST) E DE SÓLIDOS VOLÁTEIS (SV) AO LONGO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DO EFLUENTE INDUSTRIAL	93
	APÊNDICE B – VALORES DE DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO) E DE DEMANDA BIOLÓGICA DE OXIGÊNIO (DBO) AO LONGO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DO EFLUENTE INDUSTRIAL	94
	APÊNDICE C – TEMPERATURA E PH DOS REATORES 60 E 61 OBSERVADOS NO SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTE INDUSTRIAL DURANTE 130 DIAS DE OPERAÇÃO.....	95
	APÊNDICE D – VOLUME DIÁRIO DE EFLUENTE QUE ENTRA NA ETE E PRODUÇÃO DIÁRIA DE BIOGÁS NOS REATORES 60 E 61.	96
	APÊNDICE E – CARACTERÍSTICA DAS MATÉRIAS-PRIMAS POR LINHA DE PRODUÇÃO.....	98
	APÊNDICE F – CONSUMO DE GLP PELAS EMPILHADEIRAS DURANTE O ANO DE 2011	99
	APÊNDICE G – CONSUMO DE CAVACO DE EUCALIPTO PELA CALDEIRA DURANTE O ANO DE 2011.....	100
	APÊNDICE H – CONSUMO DE GÁS NATURAL PELA COXINHA INDUSTRIAL NO ANO DE 2011.....	101
	APÊNDICE I – MEMORIAL DE CALCULO RENDIMENTO DO PROCESSO DE METANIZAÇÃO.....	102
	APÊNDICE J – MEMORIAL DE CALCULO EFICIÊNCIA DO PROCESSO DE METANIZAÇÃO.....	103
	ANEXO A – PROVENIÊNCIA DO EFLUENTE NA INDÚSTRIA	104
	ANEXO B – CURVAS DE CALIBRAÇÃO E RESPECTIVAS EQUAÇÕES UTILIZADAS NAS DETERMINAÇÕES DAS CONCENTRAÇÕES DOS GASES CH ₄ , CO ₂ , H ₂ S EM CROMATOGRAFIA GASOSA.....	105

1. INTRODUÇÃO

A geração dos efluentes em uma indústria de alimentos tem diversas fontes, e devido à complexidade de sua composição, são necessárias as associações de diversos níveis de tratamento para a obtenção de efluentes com as qualidades requeridas pelos padrões de lançamento. Os efluentes em uma indústria de alimentos, compostos principalmente por materiais orgânicos complexos como proteínas, carboidratos, lipídios e corantes, são gerados nas salas de lavagens de utensílios, durante o processo de higienização de equipamentos, lavagens dos pisos, descarte de produtos e esgotos sanitários.

Em uma estação típica de tratamento de efluente industrial com reatores biológicos anaeróbios adequados, a carga orgânica contida no efluente tratado é bioquimicamente convertida em biogás; geralmente liberado para o ambiente externo ou queimado em *flare*. A queima do biogás tem sido ambientalmente mais indicada, pois ao queimar libera como produtos da oxidação vapor de água e dióxido de carbono, o qual é 21 vezes menos nocivo ao meio ambiente do que o metano.

Nas últimas décadas, com o crescimento da busca por fontes alternativas de energia, inúmeros projetos de aproveitamento energético têm sido propostos, tanto no âmbito público como no âmbito privado-industrial. Em relação ao biogás, o objetivo desse tipo de projeto é convertê-lo em alguma forma de energia útil tal como eletricidade ou combustível para caldeiras, fogões ou veículos. A destinação do biogás depende do conhecimento de suas propriedades, tais como percentual de metano e dióxido de carbono, presença de impurezas como água e ácido sulfídrico, poder calorífico e quantidade de gás produzido.

Atualmente, na Duas Rodas Industrial, empresa do ramo alimentício, todo o biogás gerado na Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) é queimado, sem qualquer aproveitamento energético. Visando avaliar a potencialidade do uso desse biogás como fonte alternativa de energia para a empresa, o presente trabalho foi desenvolvido. Foi caracterizado o efluente industrial, quantificado e identificado as propriedades do biogás proveniente de reatores anaeróbios já em operação na empresa e avaliadas as seguintes possibilidades de aproveitamento: uso como combustível para caldeiras (geração de vapor) e/ou cozinha industrial e/ou empilhadeiras industriais.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Caracterizar o processo de geração de biogás na empresa Duas Rodas Industrial e avaliar alternativas de seu aproveitamento energético.

2.2 Objetivos específicos

1. Quantificar e caracterizar o efluente (DQO, DBO, sólidos totais, sólidos voláteis, pH e T) gerado pela empresa.
2. Quantificar e caracterizar o biogás (teores de CH₄, CO₂ e H₂S) produzido nos reatores anaeróbios em operação.
3. Determinar o rendimento da produção de gás metano nos reatores e identificar possíveis melhorias no processo capazes de maximizar a eficiência do processo.
4. Analisar a viabilidade econômica do aproveitamento do biogás como combustível na geração de vapor, como gás de cozinha e como combustível veicular.
5. Colocar em operação um sistema de lavagem, compressão e armazenamento do biogás produzido.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Cenário energético brasileiro

Ao longo do século XX o Brasil experimentou um intenso desenvolvimento econômico, que se refletiu em uma crescente demanda de energia primária. Entre os fatores que determinaram tal crescimento alinham-se um expressivo processo de industrialização, com a instalação de plantas energo-intensivas, e uma notável expansão demográfica, acompanhada de rápido aumento da taxa de urbanização (TOLMASQUIM, 2007).

O Brasil é um grande produtor de energia, entretanto sua oferta não é suficiente para atender toda sua demanda interna. Na Figura 1 pode-se observar a evolução histórica da demanda interna, produção e importação de energia pelo País nos últimos quarenta anos.

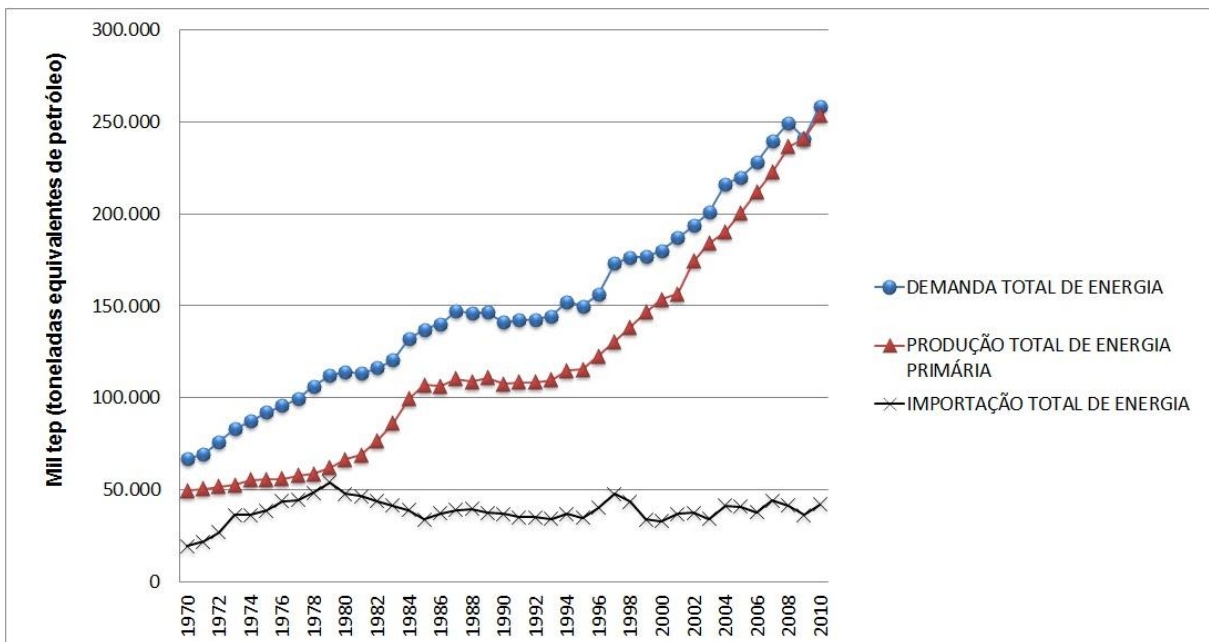


Figura 1 – Evolução da demanda, produção e importação de energia no Brasil.

Fonte: Balanço Energético Nacional, (2011).

De acordo com a Figura 1, a produção de energia brasileira quintuplicou nos últimos quarenta anos, porém sua demanda também cresceu na mesma proporção, devido ao aumento da população e ao desenvolvimento econômico industrial no

país. Durante esse período, o Brasil teve que importar energia, pois sua oferta foi menor que a demanda.

O histórico dessa produção, em termos de energia primária proveniente de diferentes fontes, pode ser verificado na Figura 2.

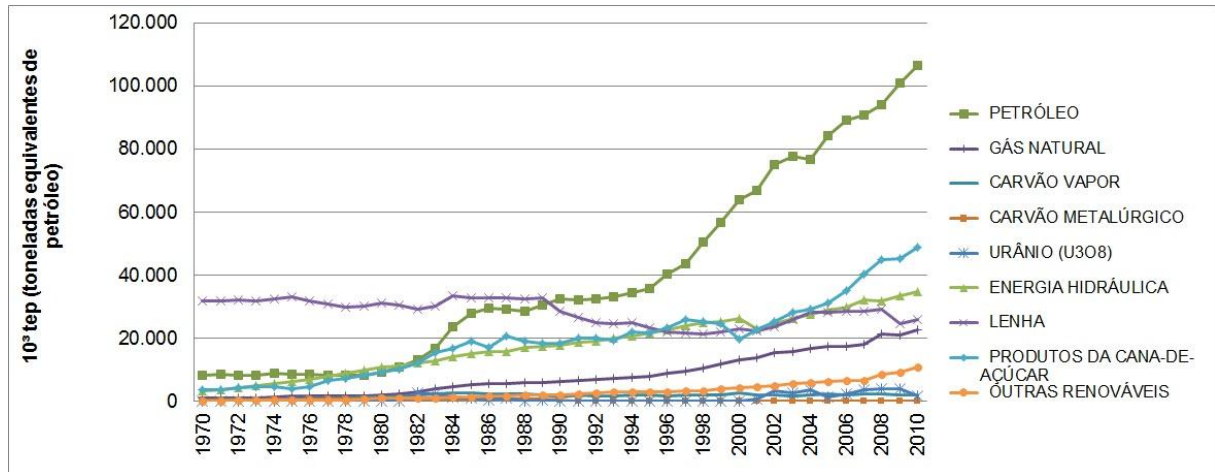


Figura 2 – Produção de energia primária no Brasil.

Fonte: Balanço Energético Nacional, (2011).

Pode-se constatar na Figura 2 que nos últimos anos, ocorreu um significativo aumento da produção de petróleo, gás natural, produtos da cana-de-açúcar e energia hidrelétrica. Enquanto, a nível mundial, a participação das fontes renováveis de energia durante esse período atingiu pouco mais de 2% da matriz energética, no Brasil, país de longa tradição no uso dessas fontes, esse valor oscilou entre 40 e 60%. De acordo com o Balanço Energético Nacional, (2011), a utilização de energias renováveis no país baseia-se principalmente em produtos de cana-de-açúcar (17,8%), hidrelétricas (14%), lenha e carvão vegetal (9,7%). O país possui várias outras fontes de energia ainda pouco exploradas comercialmente que podem contribuir com o aumento percentual da produção energética: energia solar, eólica, das marés, e proveniente da queima de biomassa vegetal, biogás gerado em aterros sanitários, em estação de tratamento de efluente e em sistemas de tratamento de dejetos animais, entre outras.

Segundo Tolmasquim (2007), a utilização dos recursos energéticos renováveis constitui uma das ações mais importantes no contexto da Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima, na medida em que reduz as emissões dos chamados Gases de Efeito Estufa (GEE). Tais emissões contribuem para o aquecimento global do planeta, que por sua vez traz conseqüências

ambientais negativas, principalmente para os países em desenvolvimento. Além disso, as fontes alternativas de energia contribuem sobremaneira para a minimização de impactos sócio-ambientais negativos associados à poluição local do ar, do solo e dos recursos hídricos, em comparação com o uso de combustíveis fósseis.

Com relação à utilização do uso do biogás, conforme dados do Banco de Informações de Geração (BIG) da Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL, 2011), a produção no país é incipiente, com apenas 77 MW de capacidade instalada. Segundo Zanette (2009), considerando a elevada concentração da população brasileira em grandes centros urbanos e expressiva produção agropecuária e industrial (e, portando, de resíduos e de efluentes), é natural acreditar que o atual aproveitamento do biogás no Brasil encontra-se bastante aquém do seu potencial.

3.2 Conceitos básicos do tratamento de efluentes industriais

O setor industrial gera, em todo o mundo, milhões de toneladas de rejeitos na forma de efluentes líquido a cada ano. A procedência desses despejos é decorrente de perdas inerentes ao processamento de insumos, da geração de rejeitos indesejáveis, de ações de manutenção, da fabricação de produtos fora de especificação e eventualmente até de incidentes industriais. Com a finalidade de minimizar os efeitos negativos provocados pelas indústrias, o ser humano busca ações de diversas naturezas, entre elas estão os processos de tratamento dos efluentes antes de sua disposição no ambiente (REBOUÇAS *et al.* 2006).

De acordo com Sperling (2005), as indústrias podem optar por descartar seus efluentes industriais na rede pública de coleta, desde que atendam as normas da companhia de saneamento receptora dos dejetos. Nos casos em que o poluente possa apresentar algum problema à rede de coleta, a indústria deverá fazer um pré-tratamento, de forma a enquadrá-lo dentro das normas da companhia de saneamento. A indústria também pode optar por fazer um tratamento completo, e lançar o efluente industrial diretamente no corpo receptor. Neste caso, os padrões de qualidade ditados pelo órgão ambiental devem ser atendidos. Uma outra opção é a indústria realizar um tratamento completo e utilizar o efluente tratado em sistemas

de irrigação ou como água de processo na linha industrial; sem contudo deixar de atender os padrões ou requisitos legais para isto.

Segundo Cavalcanti (2009), o principal objetivo nos processos de tratamento de efluente são a remoção do conteúdo orgânico dos despejos, remoção de nutrientes microbiológicos e redução parcial ou total de determinados compostos orgânicos de natureza tóxica ou persistente. Em uma estação de tratamento de efluente industrial, a água residuária passa por uma série de processos físicos, químicos e biológicos.

Conforme Vesilind e Morgan (2011), o tratamento de efluentes pode ser classificado em cinco áreas principais: tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário, tratamento terciário (ou avançado) e tratamento e descarte de sólidos. O tratamento preliminar remove apenas sólidos muito grosseiros, flutuantes e matéria mineral sedimentada, através do uso de grades, caixas de areia, caixas de gordura, peneiras e filtros industriais (NUNES, 2008); o tratamento primário engloba geralmente processos físicos e químicos de baixa eficiência e visa a remoção de poluentes utilizando processos como decantação primária ou simples, flotação, neutralização e precipitação química (VESILIND e MORGAN, 2011); o tratamento secundário remove sólidos inorgânicos e matérias orgânicas dissolvidas e em suspensão e, dependendo do sistema adotado (processos de lodos ativados, lagoas de estabilização, reatores anaeróbios, lagoas aeradas, filtros biológicos, precipitação química), as eficiências de remoção podem ser altas (NUNES, 2008); o tratamento terciário ou avançado é utilizado quando se pretende obter um efluente de alta qualidade e, para isso, pode-se empregar a adsorção em carvão ativado, eletrodialise, troca iônica, filtro de areia, remoção de nutrientes, oxidação química e remoção de organismos patogênicos (NUNES, 2008); o tratamento e descarte de sólidos visa as pastas fluidas produzidas como subtransbordamentos dos tanques de sedimentação, a partir dos tratamentos primário e secundário, as quais devem ser eliminadas. Em geral, dois tipos de lodos são produzidos em estação convencionais de tratamento de águas residuais: lodo cru primário e lodo biológico ou secundário. Os lodos produzidos no tratamento de águas residuais tem três características que tornam improvável uma eliminação sem tratamento adicional: são esteticamente desagradáveis, potencialmente prejudiciais e contêm elevados conteúdos de água. Os primeiros dos problemas são frequentemente resolvidos por

estabilização e o terceiro problema exige deságue do lodo (VESILIND e MORGAN, 2011).

3.2.1 Características dos efluentes industriais

Segundo Dezotti (2008), os efluentes industriais podem apresentar alta concentração de matéria orgânica e conter inúmeros compostos tóxicos e recalcitrantes. Existem muitas variáveis que dificultam a padronização dos processos de tratamento e cada indústria possui suas particularidades, como diferentes matérias-primas utilizadas nos processos, distintas formas de produção, disponibilidade de água e condições climáticas.

Os efluentes de indústria de alimentos são caracterizados por altas concentrações de óleos e graxas, sulfatos, nitratos e fosfatos e conseqüentemente, apresentam elevada demanda química de oxigênio (DQO), apresentando baixa biodegradabilidade (BERTON *et al.* 2011).

Os principais parâmetros normalmente utilizados para caracterizar um efluente industrial são: quantidade de matéria orgânica, sólidos totais, potencial hidrogeniônico (pH), temperatura, compostos tóxicos e nutrientes microbianos dissolvidos.

Conforme Nunes (2008), a matéria orgânica é um composto considerado como o principal poluente dos corpos d'água, pelo fato de causar o consumo de oxigênio dissolvido através de micro-organismos que a utilizam nas suas atividades metabólicas. Seus principais elementos são: carbono, hidrogênio e oxigênio. Dependendo da origem do efluente é possível encontrar outros elementos como nitrogênio, fósforo, enxofre e ferro. Os principais compostos orgânicos que se podem encontrar nos efluentes domésticos e industriais são as proteínas, carboidratos, lipídios e ainda fenóis, uréia, pesticidas, surfactantes, etc. A determinação da matéria orgânica, geralmente é feita através de análise da demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e da demanda química de oxigênio (DQO).

A DBO é empregada na determinação da quantidade aproximada de oxigênio que será necessária para oxidar biologicamente a matéria orgânica presente, ou seja, representa a carga orgânica capaz de ser metabolizada por micro-organismos eventualmente presente no corpo receptor deste efluente. De acordo com Braille e Cavalcanti (1993), a DBO é um dos parâmetros mais importantes na medição da

poluição orgânica e na quantidade de material orgânico para efeito de dimensionamento de reatores biológicos.

A DQO é a quantidade de oxigênio necessária para oxidar quimicamente a matéria orgânica. No teste da DQO, além da matéria orgânica biodegradável, também é oxidada a matéria orgânica não biodegradável e outros componentes inorgânicos como os sulfetos, por exemplo (NUNES, 2008).

A relação DQO/DBO indica qual o tipo de oxidação será efetiva na destruição da carga orgânica presente no efluente. De acordo com Sant'Anna (2010), valores na faixa 1,5 a 2,5 sugerem que os poluentes presentes no efluente são facilmente biodegradáveis. Valores superiores a 5 sugerem que a presença de poluentes não biodegradáveis é bastante acentuada; em consequência, processos de tratamento físico-químico, devem ser considerados para o tratamento do efluente.

3.2.2 Sistemas biológicos aplicados no tratamento de efluentes

Basicamente há dois tipos de sistemas biológicos utilizados para a redução da carga orgânica presente nos efluentes: o sistema aeróbio e o sistema anaeróbio.

O sistema biológico mais comumente utilizado como exemplo dos processos aeróbios é o processo de lodos ativados.

Nos processos anaeróbios a degradação da matéria orgânica, ao contrário da biodigestão aeróbia, é realizada na ausência de oxigênio. Normalmente para uma maior eficiência do processo, exige o emprego de biodigestores não convencionais e um maior controle das variáveis operacionais, tais como temperatura, pH e composição química do meio.

Enquanto que nos processos aeróbios, o receptor final de elétron proveniente da oxidação dos carboidratos é o O_2 , nos processos anaeróbios os receptores de elétrons são algumas formas de carbono (CO_2), enxofre (SO_2^{2-}) e nitrogênio (NO_3) além do íon férrico e tetracloreto de carbono (CCl_4), entre outros, produzindo metano (CH_4) e gás carbônico (CO_2) (CAVALCANTI, 2009).

De acordo com Rebouças *et al.* (2006), a digestão anaeróbia é recomendada para a purificação de efluentes com quantidades de lodo e de elevada carga poluidora. No campo industrial, é recomendado para o saneamento de despejos dos setores têxtil, de fábricas de bebidas, curtume e couro e criação de animais.

No sistema anaeróbio, a maior parte do material orgânico biodegradável, presente no despejo, é convertida em biogás (cerca de 70 a 90%), que é removido da fase líquida e deixa o reator na fase gasosa. Apenas uma pequena parcela do material orgânico é convertida em biomassa microbiana (cerca de 5 a 15%), vindo a constituir o lodo excedente do sistema. Além da pequena quantidade produzida, o lodo excedente apresenta-se mais concentrado e com melhores características de desidratação. O material não convertido em biogás ou em biomassa deixa o reator como material não-degradado (10 a 30 %) (VILELA, 2005).

3.2.2.1 Biodigestores anaeróbios

Segundo Sant'Anna (2010), o interesse pelo tratamento anaeróbio cresceu muito a partir das propostas de tipos de reatores que surgiram nas três últimas décadas do século XX que permitem manter altas concentrações de lodo no seu interior. Na Figura 3 encontra-se uma classificação dos modelos de reator empregados em tratamento anaeróbio de efluentes.

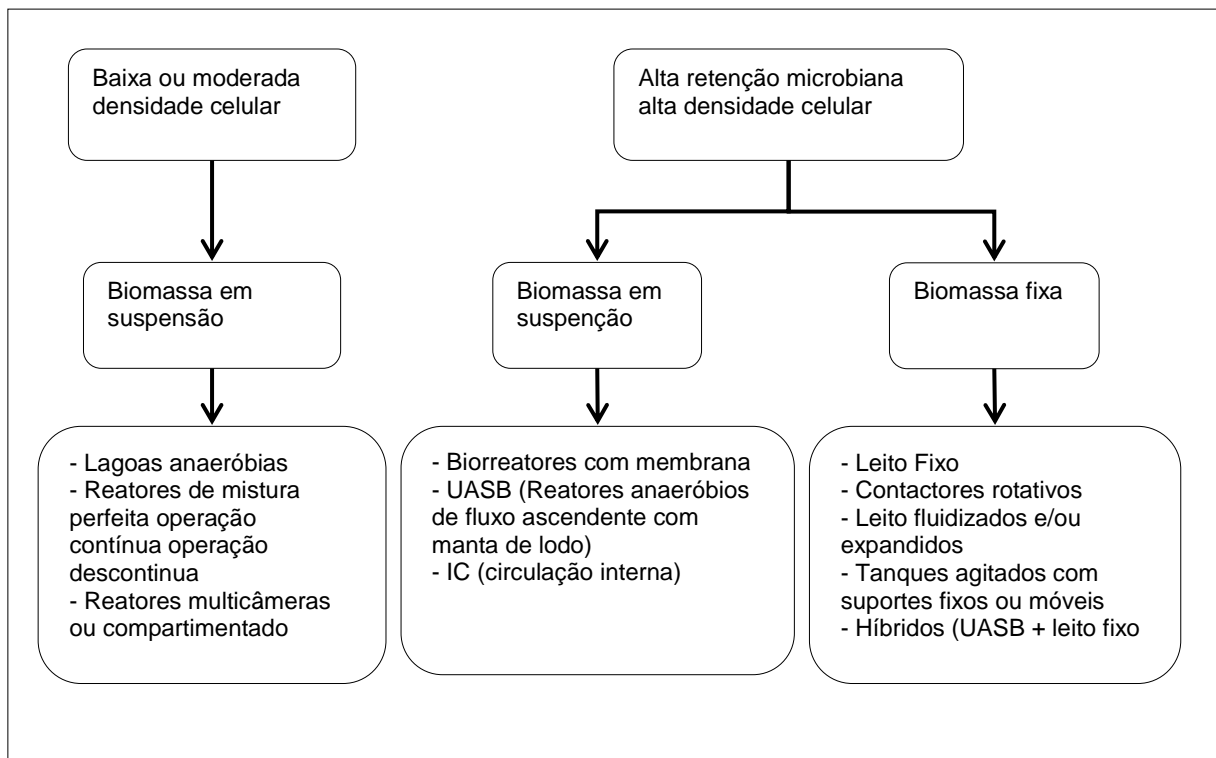


Figura 3 – Classificação simplificada dos tipos de reatores anaeróbios.

Fonte: Sant'Anna, (2010).

As lagoas anaeróbias tem baixa eficiência e raramente são utilizadas no âmbito industrial. Esta tecnologia foi pioneira entre os grandes processos anaeróbios, podendo ser configurada com uma célula ou com várias células em série ou em paralelo (BERNI e BAJAY, 2003).

O filtro anaeróbio (Figura 4a) é um biodigestor de leito fixo, que promove a retenção da biomassa por adesão a um suporte inerte e por aprisionamento nos espaços intersticiais do leito. O fluxo de líquido é, geralmente, ascendente como também é o de gás (SANT'ANNA, 2010).

Os reatores anaeróbicos de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) (Figura 4b) possuem elevada eficiência, sendo os mais estudados e mais utilizados em plantas industriais a nível mundial. O princípio de funcionamento deste tipo de reator consiste em bombear o efluente de baixo para cima, através do reator, que se encontra sob estritas condições anaeróbias, a uma velocidade de ascensão que varia de 0,5 a 1,5 m h⁻¹. No interior do reator ocorre um processo de seleção, que pode resultar no crescimento de micro-organismos anaeróbios em conglomerados compactos na forma de grânulos de tamanho variado entre 0,5 a 5 mm. Estes grânulos funcionam como catalisadores biológicos que podem converter a matéria orgânica degradável em biogás, de maneira rápida e completa (BERNI e BAJAY, 2003).

Conforme Sanches (2009), normalmente, na parte superior dos reatores UASB há um separador trifásico, que apresenta uma forma cônica ou piramidal, permitindo a saída do efluente clarificado, a coleta do biogás gerado no processo e a retenção do sólido dentro do sistema. Esses sólidos retidos constituem a biomassa, a qual permanece no reator por tempo suficientemente elevado para que a matéria orgânica seja degradada. O lodo retirado, periodicamente do sistema, já se encontra estabilizado, necessitando apenas de secagem e disposição final.

Os reatores anaeróbios de manta granular expandida (EGSB) (Figura 4c), não apresentam suporte para a biomassa e o fluxo ascendente de efluente mantém a biomassa em suspensão, assegurando um bom contato entre os micro-organismos e o material orgânico (BERNI e BAJAY, 2003).

O reator anaeróbio de circulação interna (IC) (Figura 4d) dispõe de dois sistemas de separação gás-líquido-sólido. O gás gerado e coletado segue por tubulações até o topo do reator e arrasta consigo líquido e sólido. A separação de fases ocorre num dispositivo instalado na extremidade superior do reator, sendo o

gás recuperado e o líquido e os sólidos transportados por gravidade, no interior de uma tubulação vertical, até a base do reator. Essa corrente descendente promove intensa agitação, aumentando o contato entre a fase líquida e a massa microbiana (SANT'ANNA, 2010).

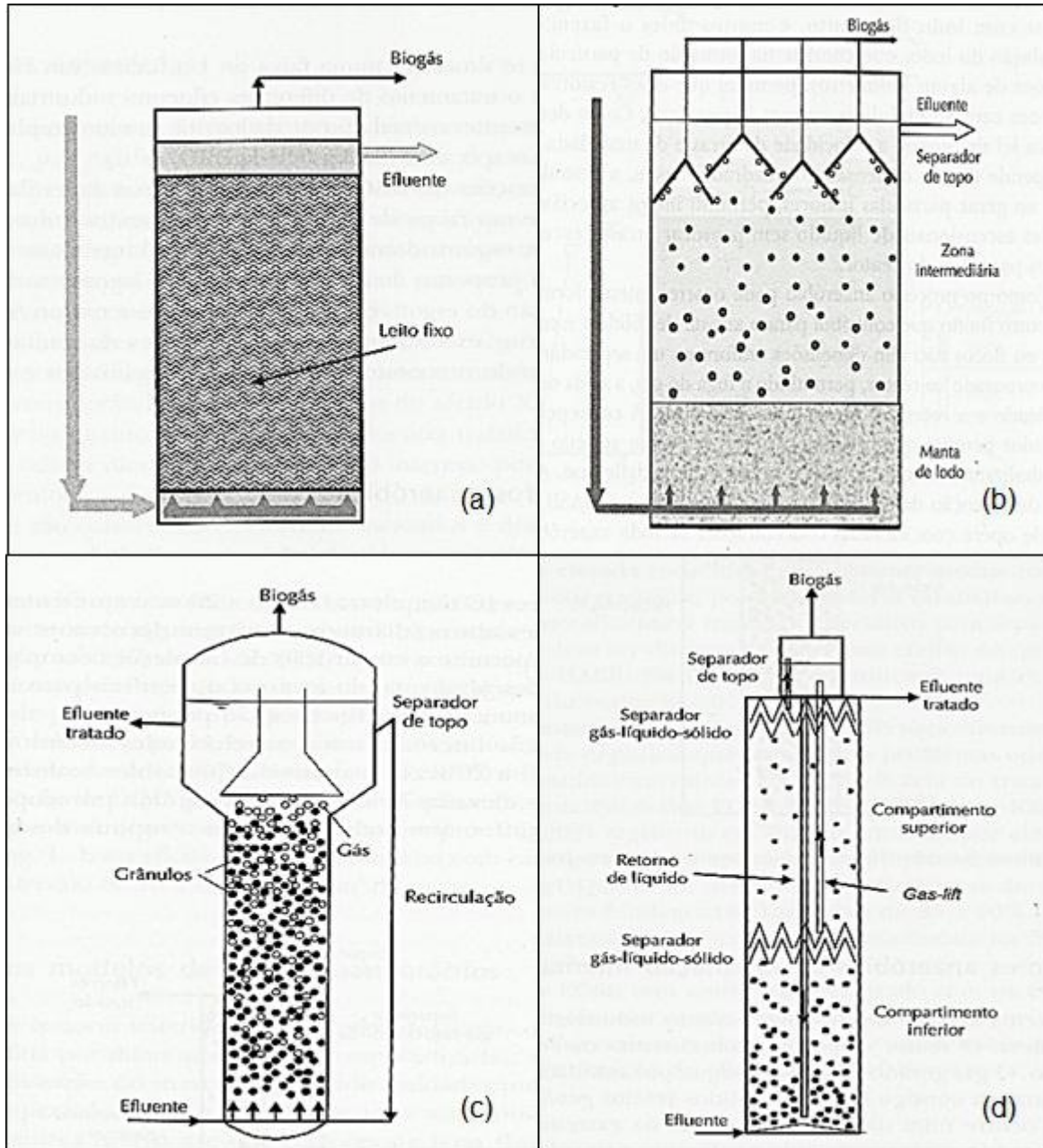


Figura 4 – Ilustração esquemática de filtro anaeróbico (a); reator UASB (b); reator EGSB (c) e reator anaeróbico de circulação interna (d).

Fonte: Sant'Anna, (2010).

3.3 Biogás

3.3.1 Características do biogás

Entende-se por biogás como o gás gerado na degradação anaeróbia de compostos orgânicos presentes nos efluentes por bactérias anaeróbias.

A composição do biogás (Tabela 1) é variável e depende das características do efluente tratado e das condições operacionais do biodigestor utilizado.

Tabela 1 – Composição média do biogás

Composto	Porcentagem da mistura gasosa
Metano (CH ₄)	50% a 75%
Dióxido de carbono (CO ₂)	25% a 40%
Hidrogênio (H ₂)	1% a 3%
Nitrogênio (N ₂)	0,5% a 2,5%
Oxigênio (O ₂)	0,1% a 1%
Sulfeto de hidrogênio (H ₂ S)	0,1% a 0,5%
Amônio (NH ₃)	0,1% a 0,5%
Monóxido de carbono (CO)	0% a 0,1%
Água (H ₂ O)	Variável

Fonte: Pires (2000 apud CASSINI, 2003).

Segundo Sasse (1988), o biogás tem uma temperatura de ignição de aproximadamente 700 °C (óleo diesel: 350 °C; gasolina e gás propano cerca de 500 °C) e temperatura da chama de 870 °C.

Estudos de viabilidade de emprego do biogás geralmente se iniciam pela avaliação de equivalência energética entre o biogás e o combustível a ser substituído. Além do poder calorífico inferior (P.C.I), é necessário que se observem outras propriedades como presença de contaminantes, acidez e pressão. Essas considerações contribuem para uma previsão adequada das adaptações necessárias ao emprego do biogás (COSTA, 2006).

O valor real do poder calorífico do biogás é uma função da percentagem de CH₄, temperatura e pressão absoluta, que diferem de caso para caso. O poder

calorífico do biogás é um vital parâmetro para o desempenho de um motor ou qualquer outro aplicativo usando biogás como combustível (MITZLAFF, 1988).

O P.C.I do biogás é cerca de 18 000 kJ/kg, quando a proporção de metano é de aproximadamente 60%, o que corresponde a cerca de meio litro de óleo diesel (SASSE, 1988). Na Figura 5 é apresentada a variação do poder calorífico do biogás em relação à sua composição.

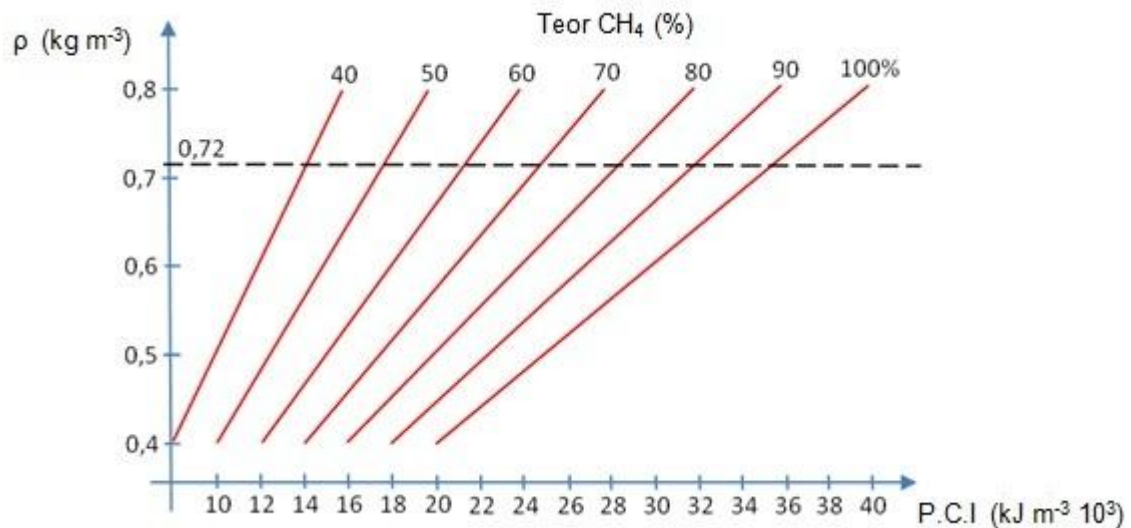


Figura 5 – Poder calorífico inferior do biogás em função da densidade e porcentual de CH₄.

Fonte: Mitzlaff, (1988).

Na Tabela 2 é apresentado o poder calorífico (P.C.I) do biogás comparado ao de outros combustíveis concorrentes.

Tabela 2 – Poder calorífico inferior de diferentes combustíveis

Gás	P.C.I	Unidade
Metano	35 558	kJ m ⁻³
Propano	92 109	kJ m ⁻³
Butano	117 230	kJ m ⁻³
Gás natural	31 819	kJ m ⁻³
Biometano	23 027	kJ m ⁻³
GLP	108 563	kJ m ⁻³
Eucalipto	312,5	kJ m ⁻³

Fonte: Castanon (2002 apud SALOMON e LORA, 2005); Quirino *et al.* (2005)

Por apresentar alto percentual de metano, o biogás é extremamente inflamável, podendo ser empregado em todas as funções termodinâmicas: geração de frio, calor e potência. Na Tabela 3 é apresentado um comparativo entre o biogás com poder calorífico de $29\,333\text{ kJ m}^{-3}$ e diferentes fontes energéticas (CORTEZ *et al.* 2008).

Tabela 3 – Comparação entre diferentes fontes energéticas e biogás

Biogás (m ³)	Equivalências	
	Fonte energética	Quantidade
1,63	Gasolina	1 litro
1,80	Óleo diesel	1 litro
1,73	Querosene	1 litro
1,58	Gasolina de avião	1 litro
2,00	Óleo combustível	1 litro
1,81	Petróleo médio	1 litro
1,26	Álcool combustível	1 litro
2,20	Gás liquefeito de petróleo	1 quilo
0,65	Lenha	1 quilo
1,36	Carvão vegetal	1 quilo
0,29	Xisto	1 quilo
0,70	Energia elétrica	1 quilowatt-hora

Fonte: Comastro (1981 apud, CORTEZ *et al.* 2008).

Em condições normais de produção, devido ao seu baixo teor de monóxido de carbono (inferior a 0,1 %) o biogás não é tóxico, contrariamente, por exemplo ao gás de cidade (combustível gasoso manufaturado, gás de síntese), cujo teor neste gás, próximo dos 20%, é mortal (CORTEZ *et al.* 2008).

Em termos de corrosão, o biogás é um gás agressivo, exigindo cuidados especiais nos equipamentos utilizados. Esta característica é consequência da presença de traços de sulfeto de hidrogênio. A amônia, também em baixas concentrações, é corrosiva para o cobre, podendo emitir como produto da combustão os óxidos de nitrogênio, também nocivos a saúde e ao ambiente (SALOMON e LORA, 2005).

3.3.2 Etapas de formação do biogás

A digestão anaeróbia de resíduos poluentes vem despertando grande interesse e sendo utilizada com sucesso para vários tipos de efluentes, tanto domésticos quanto industriais, em diversas partes do mundo. Comparado com o método convencional de tratamento aeróbio e o ponto de vista da implementação de tecnologias sustentáveis, o processo anaeróbio resolve o problema dos efluentes de uma maneira mais abrangente, pois requer pouco espaço para a sua implementação, menores custos de investimento para maiores cargas volumétricas, produz energia útil na forma de biogás; produz pouco lodo e pode ser operado com baixo custo, pois os reatores são relativamente simples e utilizam pouco ou nenhum aditivo de alto conteúdo energético (BERNI e BAJAY, 2003).

A digestão anaeróbia é um processo em que algumas espécies de bactérias, que atuam na ausência de oxigênio, atacam a estrutura de materiais orgânicos complexos, para produzir compostos simples como metano e dióxido de carbono, deixando na solução aquosa subprodutos como amônia, sulfetos e fosfatos e extraindo, em simultâneo, a energia e os compostos necessários para o seu próprio crescimento (COSTA, 2006).

As bactérias envolvidas na formação do biogás atuam de modo simbiótico. As que produzem ácidos geram os produtos que serão consumidos pelas metanogênicas. Sem esse consumo, o acúmulo excessivo de substâncias tóxicas afetaria as bactérias produtoras de ácidos (SILVA *et al.* 2009)

O processo de digestão anaeróbia apresenta uma sequência metabólica (Figura 6) que pode ser distribuído em quatro etapas distintas na conversão de materiais orgânicos complexos em biogás: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (CAMPOS, 1999).

3.3.2.1 Hidrólise

A primeira fase do processo de degradação anaeróbia consiste na hidrólise de materiais particulados complexos (polímeros), em materiais dissolvidos mais simples (moléculas menores), os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas. Esta conversão de materiais particulados em materiais dissolvidos é conseguida através da ação de exoenzimas excretadas pelas bactérias

fermentativas hidrolíticas. Na anaerobiose, a hidrólise dos polímeros usualmente ocorre de forma lenta, sendo vários os fatores que podem afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado (LETTINGA *et al.* 1996 apud CHERNICHARO, 1997).

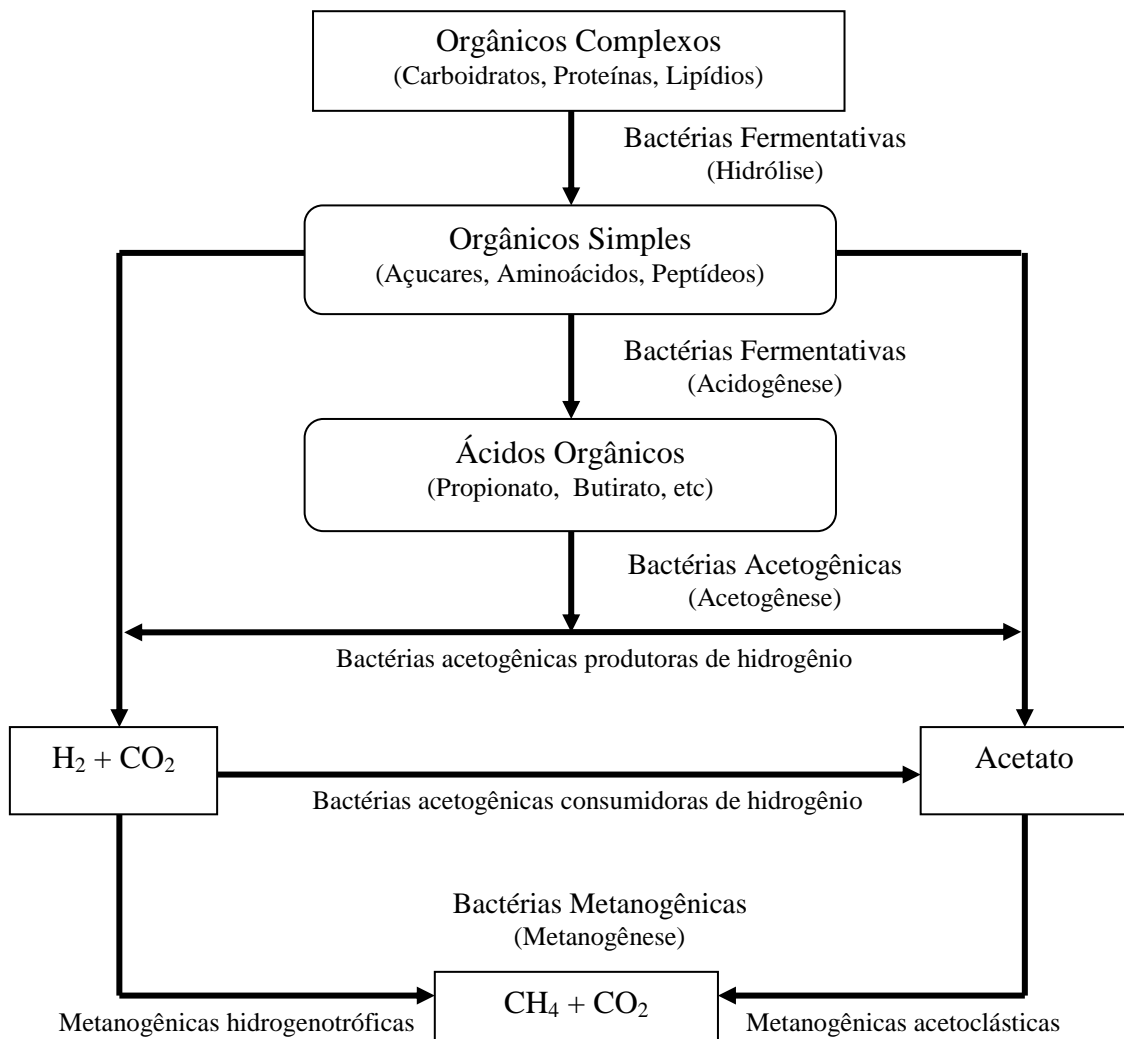


Figura 6 – Sequência metabólica e grupo microbiano envolvidos na digestão anaeróbia.

Fonte: Chernicharo, (1997).

3.3.2.2 Acidogênese

Na acidogênese os produtos solúveis oriundos da fase de hidrólise são metabolizados no interior das células das bactérias fermentativas, sendo convertidos

em diversos compostos mais simples, os quais são então excretados pela célula. Os compostos produzidos incluem ácidos voláteis, álcoois, ácido láctico, gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto de hidrogênio, além de novas células bacterianas. Como os ácidos graxos voláteis são o principal produto dos organismos fermentativos, estes são usualmente designados de bactérias fermentativas acidogênicas (IANNICELLI, 2006).

3.3.2.3 Acetogênese

Na acetogênese as bactérias acetogênicas desempenham um importante papel entre a acidogênese e a metanogênese. Bactérias acetogênicas, produtoras de hidrogênio são capazes de converter ácidos graxos com mais de dois carbonos a ácidos acéticos, CO_2 , H_2 que são os substratos para as bactérias metanogênicas. Nesta fase, o efluente possui alta DBO (PECORA, 2006).

3.3.2.4 Metanogênese

A metanogênese é realizada por dois grupos de micro-organismos coletivamente chamados de metanógenos. Um grupo, chamado de metanógenos acetoclásticos, convertem o acetato em metano e dióxido de carbono e o segundo grupo, denominado metanógenos utilizadores de hidrogênios, utilizam hidrogênio como doador de elétrons e o CO_2 como acceptor de elétrons para produzir metano (ZANETTE, 2009).

As bactérias que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético, de modo que as metanogênicas acetoclásticas geralmente limitam a velocidade de finalização do tratamento de efluente (CAMPOS, 1999).

3.3.3 Fatores que interferem na produção do biogás

Segundo Cassini (2003), a quantidade de biogás gerado varia sob a influência de fatores como:

- a) Impermeabilidade do ar: as bactérias metanogênicas são essencialmente anaeróbias, portanto, o reator anaeróbio ou, simplesmente, biodigestor, deve ser

perfeitamente vedado. A decomposição da matéria orgânica na presença de ar (oxigênio) irá conduzir a produção de maior quantidade de dióxido de carbono (CO₂).

- b) Alcalinidade e pH: a acidez ou alcalinidade do meio é indicada pelo pH. A alcalinidade é uma medida da quantidade de carbono na solução (proveniente do CO₂ produzido durante a digestão anaeróbia). A alcalinidade é importante, pois, conforme as bactérias produzem ácidos, o que implica diminuição do pH, o carbonato reage com esses ácidos, o que leva ao controle da acidez do meio. As bactérias que produzem o metano sobrevivem em faixa estreita de pH (6,5 a 8,0). Assim, enquanto as bactérias produtoras de ácido produzem ácidos, as bactérias produtoras de metano consomem esses ácidos, mantendo o meio neutro.
- c) Teor de água: o teor de água dentro do biodigestor deve variar de 60% a 90% da massa total do conteúdo.
- d) Nutrientes: os principais nutrientes dos micro-organismos (bactérias) são carbonos, nitrogênios e sais orgânicos. Uma relação específica de carbono para nitrogênio deve ser mantida entre 20:1 e 30:1. A principal fonte de nitrogênio é o dejetos humano e de animais, enquanto os polímeros presentes nos restantes das culturas representam o principal fornecedor de carbono.
- e) Temperatura: as bactérias produtoras de biogás, em especial as que produzem metano, são muito sensíveis a alterações de temperatura. A faixa ideal para a produção de biogás é de 20 a 45 °C para bactérias mesofílicas e acima de 45 °C para as bactérias termofílicas, variações bruscas de temperatura acima de 5 °C podem interromper a atividade das bactérias prejudicando a produção de biogás (CORTEZ *et al.* 2008).

3.3.4 Tratamentos do biogás

Diversos mecanismos básicos estão envolvidos para proporcionar a separação seletiva de componentes gasosos. Estes podem incluir a absorção física ou química, a adsorção em uma superfície sólida, a separação em membranas, separação criogênica e a conversão química. Para o tratamento do biogás, os métodos de absorção física e química são geralmente utilizados por serem efetivos mesmo para as baixas vazões encontradas normalmente nas plantas de biogás (ZANETTE, 2009).

Segundo Persson *et al.* (2006), o biogás pode conter uma variedade de compostos de enxofre, tais como os sulfuretos, dissulfeto e tióis. Especialmente os compostos de enxofre oxidado (sulfato e sulfito) são corrosivos em presença de água. Esses compostos tem que ser removidos para evitar a corrosão em compressores, tanques de armazenamento e motores. O principal composto de enxofre no biogás é o gás sulfídrico, o qual é reativo com a maioria dos metais e sua reatividade é reforçada pela concentração e pressão, presença de água e temperaturas elevadas.

Para a remoção de ácido sulfídrico do biogás as tecnologias mais conhecidas são: adsorção em carvão ativado e absorção química (PETERSSON e WELLINGER, 2009).

De acordo com Coelho *et al.* (2006a), para remover H₂S gasoso, pode ser utilizado um filtro de carvão ativo, operando pelo princípio de adsorção, enquanto que, para a remoção do H₂S solubilizado na água, utiliza-se secadores por refrigeração e filtros coalescentes.

Segundo Frare *et al.* (2009), a utilização de metais quelados na remoção de H₂S, pelo processo de absorção química, apresenta como vantagens: elevada eficiência do processo, seletividade e possibilidade de regeneração da solução catalítica Fe/EDTA (Ferro/Ácido etilenodiaminotetraacético) e obtenção do enxofre elementar como produto final (produto estável de fácil comercialização e pode ser disposto em aterro industrial com menor potencial poluente). A razão ótima de contato entre gás e líquido para uma remoção eficiente de H₂S de correntes de biogás tratadas com solução de Fe/EDTA deve ser igual ou superior a 0,46. Valores inferiores a 0,46 conduzem a uma baixa eficiência de remoção causando rapidamente a desativação da solução catalítica, inviabilizando assim o processo; valores próximos a 1,0, garantem a completa eficiência de remoção, mas aumentam os custos operacionais. Recomenda-se que na operação sejam utilizados valores com um incremento de 50% sobre o valor ótimo.

Os siloxanos são silicones voláteis ligados por radicais orgânicos, se originam de diferentes tipos de produtos de consumo (shampoo, detergentes e cosméticos). A quantidade de sílica deve ser reduzida ao mínimo, especialmente em aplicações nos motores (PERSSON *et al.* 2006). Quando siloxanos são queimados, óxido de silício, um pó branco é formado, podendo criar problemas em motores a gás. Siloxanos podem ser removidas pelo resfriamento do gás, por adsorção em carvão ativado,

ativado de alumínio ou sílica gel, ou por absorção em líquido com misturas de hidrocarbonetos (PETERSSON e WELLINGER, 2009).

Outro composto que em alta concentração causa problema de corrosão é a amônia, sendo muitas vezes, limitados pelos fabricantes de motores a gás. Normalmente até 100 mg Nm^{-3} de amônia pode ser aceita na composição do biogás. A combustão da amônia leva à formação de óxido nitroso (NO_x) (PERSSON *et al.* 2006). A amônia é formada durante a degradação de proteínas. As quantias que estão presentes no gás dependem da composição do substrato e do pH no digestor. A amônia é geralmente separada quando o gás é purificado. Um processo de limpeza exclusivo para a amônia, geralmente não é necessário. (PETERSSON e WELLINGER, 2009).

A presença de substâncias não combustíveis no biogás, como água e dióxido de carbono, prejudica o processo de queima tornando-o menos eficiente. Estas substâncias entram no lugar do combustível no processo de combustão e absorvem parte da energia gerada. Pode ocorrer combustão incompleta, falha de alimentação e perda de potência diminuindo tanto o rendimento quanto a vida útil do motor térmico (COSTA, 2006).

Ao sair do digestor, o biogás está saturado com vapor de água, esta água pode condensar nas tubulações e causar corrosão. A água pode ser removida por resfriamento, compressão, absorção ou adsorção. A água condensada do biogás pode ser removida aumentando a pressão ou diminuindo a temperatura (PETERSSON e WELLINGER, 2009).

Em trabalho realizado por Coelho *et al.* (2006a), para a retirada da umidade presente no biogás foram utilizados, ao longo da linha, filtros coalescentes e dois secadores por refrigeração; um antes e outro após o compressor.

Para a remoção de CO_2 , Magalhães *et al.* (2006), propõem o uso de uma coluna de absorção com recheios de tubos de policloreto de vinila (PVC) e água como solvente. Esse processo depende dos fatores pressão de serviço e vazão do biogás. Quanto maior a pressão de serviço e quanto menor a vazão de biogás, que entra na coluna, maior a eficiência de absorção. O ponto ótimo de funcionamento da coluna ocorre quando a pressão é de aproximadamente 480 kPa e vazão de biogás de $0,01246 \text{ m}^3 \text{ min}^{-1}$, obtendo uma redução no teor de CO_2 de 33% para 15,25%, tornando o biogás apto para os mesmos usos do gás natural.

A remoção de oxigênio e nitrogênio podem ser realizadas por adsorção com carbono ativado, peneiras moleculares ou membranas. Estes também podem em certa medida, ser removidos em processos de dessulfuração ou com melhoria no processo de obtenção do biogás. Ambos os compostos são difíceis e caros para serem removidos, suas presenças devem ser evitadas, a menos, que o biogás seja utilizado em caldeiras (PETERSSON e WELLINGER, 2009).

Partículas podem estar presentes no biogás e podem causar desgaste mecânico em motores a gás e turbinas, estas são separadas por filtros mecânicos (PETERSSON e WELLINGER, 2009).

Após a purificação do biogás a etapa seguinte é o armazenamento, conforme Souza e Schaeffer (2010), as formas mais usuais de armazenamento deste gás à baixa pressão são as câmaras de biodigestão ou gasômetros, em balões de Vinil, polietileno de alta densidade (PEAD) e mantas emborrachadas. Para altas pressões, a alternativa mais viável é a de cilindros em aço inoxidável. Estes cilindros facilitam o transporte e o manuseio, além disso, o gás pode ser utilizado como combustível em veículos automotores.

3.4 Utilização do biogás

A energia contida no biogás pode ser aproveitada de várias formas. Na Alemanha e na Dinamarca, por exemplo, o uso principal é na geração de energia elétrica para a rede nacional. Nos últimos anos, a purificação do biogás e a sua injeção nos gasodutos de gás natural também estão ganhando cada vez mais importância (ROBRA *et al.* 2009).

Existem diversas tecnologias para efetuar a conversão energética do biogás. Entende-se por conversão energética o processo que transforma um tipo de energia em outro. No caso do biogás a energia química contida em suas moléculas é convertida em energia mecânica por um processo de combustão controlada. Essa energia mecânica ativa um gerador que a converte em energia elétrica (COELHO *et al.* 2006b).

A energia liberada pela queima de metano contido no biogás pode ser extremamente útil ao homem como na produção de calor (para aquecimento, geração de vapor, secagem de materiais, etc.), produção de eletricidade/co-geração (geradores e microturbinas), combustível veicular entre outras (ICLEI, 2010).

3.4.1 Produção de calor e vapor

A caldeira é o equipamento que gera vapor através de uma troca térmica entre o combustível e a água. A energia necessária à operação, isto é, o fornecimento de calor sensível à água até alcançar a temperatura de ebulição, mais o calor latente a fim de vaporizar a água e mais o calor de superaquecimento para transformá-la em vapor superaquecido, é dada pela queima de um combustível. O vapor é utilizado em laticínios, fábricas de alimentos, curtumes, frigoríficos, usinas de açúcar e álcool, tecelagem, fábricas de papel e celulose entre outras (LEITE e MILITÃO, 2008).

Segundo Leite e Militão (2008), as caldeiras podem ser classificadas em flamotubulares e aquotubulares. Nas caldeiras flamotubulares (Figura 7), os gases quentes passam por dentro de tubos, ao redor dos quais está a água a ser aquecida e evaporada. Essas caldeiras são empregadas apenas para pequenas capacidades e quando se quer apenas vapor saturado de baixa pressão.

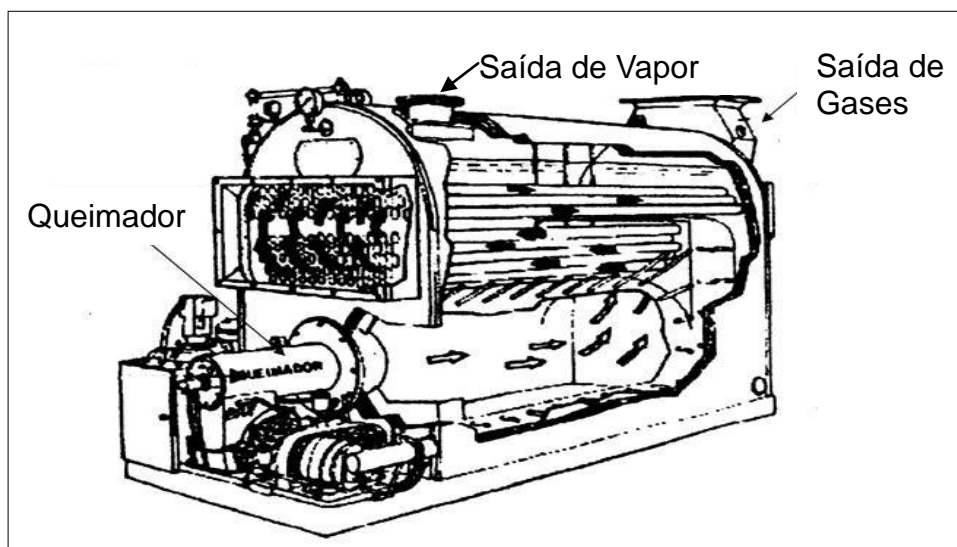


Figura 7 – Caldeira flamotubular de três passes.

Fonte: Leite, Militão, (2008).

Já nas caldeiras aquotubulares (Figura 8) a água circula dentro dos tubos e os gases quentes gerados pela combustão circulam por fora, o vapor produzido pode ser saturado ou superaquecido. Estas caldeiras possuem capacidade de produção de vapor de até 750 t h^{-1} e pressões que podem variar de 15 kgf cm^{-2} a

200 kgf cm⁻², necessitam de tratamento de água rigoroso e podem ser compactas com tubos retos, curvos ou serpentina (CAMPOS *et al.* 2010).

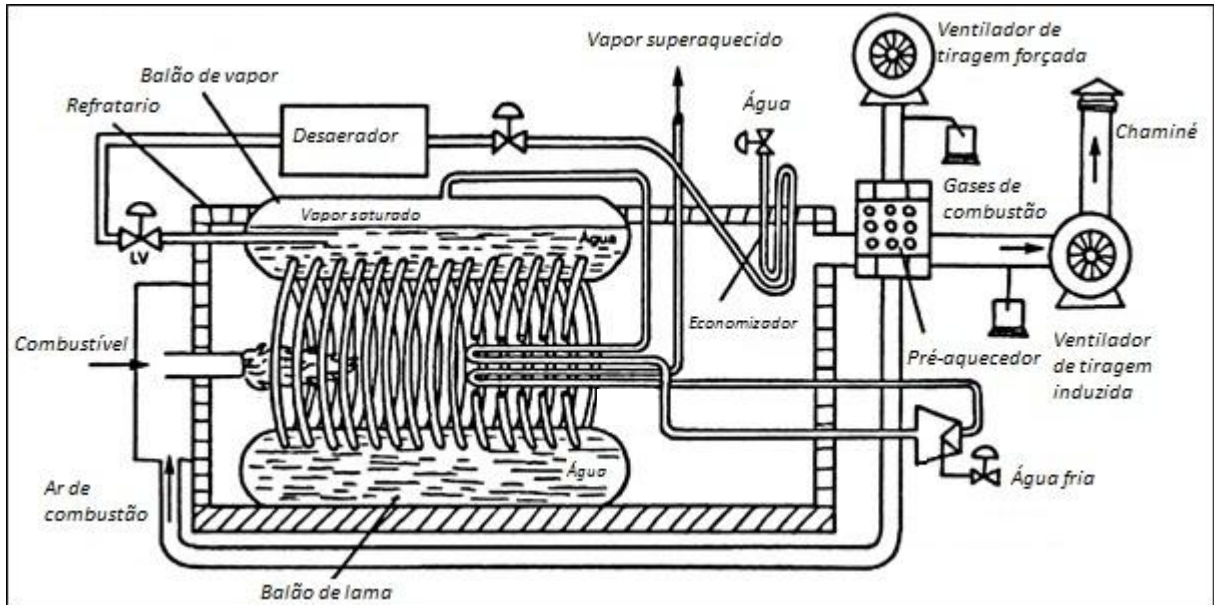


Figura 8 – Caldeira aquatubular.

Fonte: Campos *et al.* (2010).

Existem diversos aspectos que devem ser levados em consideração dentro de um sistema de queima de combustível líquido ou gasoso em uma caldeira. Entre estes aspectos, três princípios fundamentais devem ser respeitados dentro de um processo de combustão: o ar necessário para a combustão deve ser fornecido na quantidade correta, respeitando a estequiometria da reação e dentro do possível o mais intimamente em contato com o combustível dentro da fornalha, o queimador deve fornecer o combustível de um modo prontamente inflamável e todo o combustível deve ser queimado dentro de um volume predeterminado, sendo este determinado pela dimensão da fornalha (SILVA e SILVA, 2008).

Os combustíveis gasosos não requerem atomização devido as suas propriedades físicas e alta difusibilidade, no entanto devido as suas velocidades relativamente altas, em comparação com as de combustíveis líquidos, deve-se tomar um grande cuidado para evitar o acúmulo de combustível dentro dos sistemas de queima na caldeira (SILVA e SILVA, 2008).

A adaptação da caldeira para uso do biogás pode ser realizada com pequenas modificações, buscando a adequação às características do novo

combustível. Para controle do nível de umidade do gás são utilizados purgadores e linhas de condensado, impedindo, desta forma, danos aos equipamentos e problemas na operação da caldeira (ICLEI, 2009).

Segundo ICLEI (2010) a corrosão é um problema quando se usa biogás em caldeiras, uma vez que compostos presentes neste gás comprometem os pré-aquecedores de ar, tubulações e outros componentes. Para evitar esses danos na caldeira deve-se realizar manutenção regular, impedindo, desta maneira, a formação de depósitos de sílica, enxofre e cloro nos equipamentos.

Queimar o biogás em uma caldeira é uma tecnologia estabelecida e confiável, exigindo baixa qualidade do biogás. A pressão geralmente tem que ser em torno de 8 a 25 mbar. Além disso, é recomendado reduzir o nível de ácido sulfídrico abaixo de 1 000 ppm, o que permite manter o ponto de orvalho em torno de 150 °C (PERSSON *et al.* 2006).

Em estudo realizado por Alm *et al.* (2011), em uma cervejaria com o objetivo de utilizar o biogás, produzido na estação de tratamento de efluente, na caldeira, o autor concluiu que um pré-tratamento no biogás, um sistema de tubulação juntamente com modificações na caldeira seria o método mais eficaz de utilização do biogás. Segundo o autor, o projeto consiste em purificar o biogás através de dois sistemas de lavagem de gás, primeiro tratamento com carvão ativo e depois passando por um sistema de condensado onde o H₂S, vapor de água e sólidos suspensos são removidos. Para transportar o biogás até a caldeira o autor projetou tubulações de PVC. Já para misturar o biogás com o gás natural o autor propôs usar um misturador automático no queimador, alimentando combustível suficiente para manter a caldeira em funcionamento. Caso a caldeira desligar ou por algum motivo não possa utilizar o biogás, o fluxo pode ser direcionado para o *flare*. Com esse sistema o autor pretende reduzir o consumo de gás natural em 9,8%.

Em estudo apresentado por Kramer (2011) em um frigorífico de carne que gera em torno de 1 100 m³ de efluente por dia com alta concentração de gordura, DBO elevada e temperaturas mesofílicas. Para realizar o tratamento do efluente são usados reatores anaeróbios que produzem em media 89 934 m³ de biogás por semana, com um teor de metano de 70 a 76%, e um teor de dióxido de carbono de 24 a 30%. O biogás é canalizado para uma caldeira que produz vapor para as operações da unidade. Esta caldeira é dedicada à utilização de biogás, a unidade utiliza de 92 a 95% do biogás que produz sendo que somente nos finais de semana

o biogás é queimado, pois a demanda por vapor é baixa. A unidade teve uma redução em torno de 10 a 13 mil dólares por semana em custos operacionais com a substituição do gás natural por biogás em sua caldeira, reduzindo significativamente o impacto ambiental e contribuindo com a sustentabilidade ambiental.

Segundo Silva *et al.* (2005), aquecedores de água do tipo acumulação são de fácil adaptação e operação para o uso de biogás, apresentando eficiência térmica média de 68%. O consumo de biogás é considerado baixo, pois, para ganho térmico de 36,7 °C (temperatura final da água igual a 62,7 °C), são necessários apenas 0,796 Nm³ de biogás, aquecendo 75 litros de água em 72 minutos.

3.4.2 Produção de eletricidade/co-geração

As principais tecnologias para a produção de energia elétrica proveniente do biogás são: combustão interna, microturbinas a gás e célula de combustível.

3.4.2.1 Combustão interna

Existem dois tipos principais de motores de combustão interna: são o motor de ignição por centelha e o motor de ignição por compressão. Em um motor a ignição por centelha, a ignição de uma mistura de combustível e ar é efetuada através de um eletrodo (vela). Em um motor a ignição por compressão, o ar é comprimido a uma pressão e a uma temperatura alta o suficiente para que a combustão ocorra espontaneamente quando o combustível for injetado (MORAN *et al.* 2005).

A utilização de biogás em motores de combustão interna (motores a gás) é uma tecnologia extremamente confiável. Milhares de motores são operados em estações de tratamento de esgoto, aterros e instalações de biogás. Os tamanhos variam de motores com cerca de 12 kW em pequenas propriedades até vários MW em grande escala (IEA, 2005).

Na Figura 9 é apresentado um esboço de um motor de combustão interna, constituído de um pistão que se move no interior de um cilindro com duas válvulas.

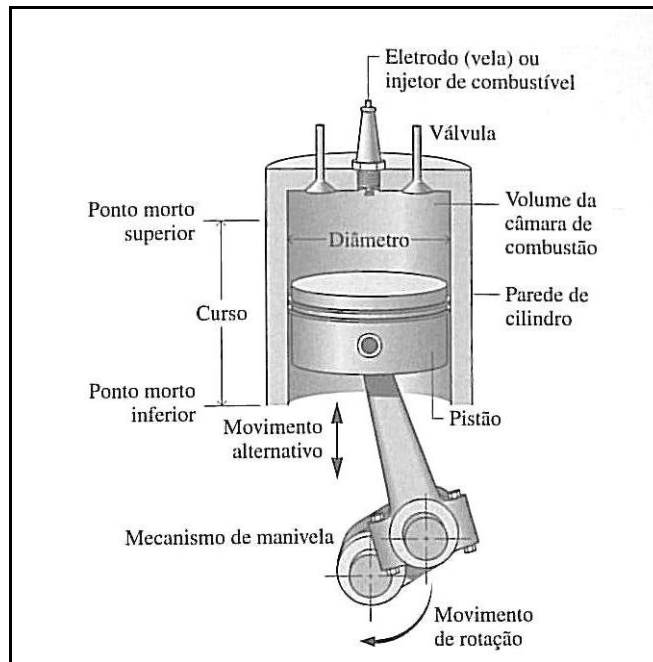


Figura 9 – Motor de combustão interna.

Fonte: Moran *et al.* (2005).

O motor ciclo Otto é um dos equipamentos mais utilizados para queima do biogás, devido ao maior rendimento elétrico e menor custo quando comparado às outras tecnologias. Para promover a queima de biogás em motores ciclo Otto são necessárias pequenas modificações nos sistemas de alimentação, ignição e taxa de compressão (ICLEI, 2009).

Segundo Souza *et al.* (2004), em ensaios realizados com motor ciclo Otto marca Volkswagen de fabricação nacional modelo Ap 1.8 L, alimentado com biogás, obteve-se a maior potência quando utilizou-se a taxa de compressão 12,5:1, mesclador de gases longo e ponto de ignição adiantado em 45°, nestas condições obteve-se a potência máxima 100% superior ao original biogás (taxa de compressão original: 8,5:1).

Huang e Crookes (1998) simularam biogás com frações diferentes de metano e gás carbono em um motor ciclo Otto. A quantidade de gás que era injetada no motor era definida respeitando as proporções formadas nos biodigestores. A eficiência energética e térmica atingiu seus mais elevados valores com a taxa de compressão entre 13:1 e 15:1, nessas condições, as emissões de HC e CO são relativamente baixas, mas os valores de NOx são consideravelmente altos.

De acordo com Souza *et al.* (2010), é possível operar um conjunto motogerador estavelmente 100% com biogás, contendo em média 63% de metano, utilizando-se de um sistema de alimentação desenvolvido para o motor operar com biogás e adaptando o motor. O sistema de alimentação consta da inserção de uma entrada lateral de biogás com diâmetro interno de 5 mm, no venturi do carburador original, associada ao carburador adaptado a biogás, utiliza-se uma válvula de fluxo de baixa pressão, que possibilita controlar a vazão de biogás na entrada do venturi, permitindo o fluxo somente no tempo de admissão do motor, quando a pressão de admissão cai. Para melhor desempenho do motor, a centelha é avançada em $+4,82^\circ$, onde, deslocando-se a bobina que gera a centelha da vela do motor em relação ao ponto fixo normal especificado pelo fabricante.

3.4.2.2 Microturbina a gás

As microturbinas são turbinas de combustão que operam na faixa de 30 kW a 1 MW, com elevada velocidade de rotação e diversos tipos de combustíveis, entre eles o biogás. Na microturbinas o ar é aspirado e forçado para seu interior a alta velocidade e pressão, misturado ao combustível para, então, ser queimado na câmara de combustão. Os gases quentes resultantes da combustão são expandidos na turbina e o calor remanescente dos gases de exaustão pode ser aproveitado para aquecimento do ar de combustão (ICLEI, 2010).

Em São Paulo foi realizado um estudo comparativo entre a tecnologia das microturbinas Capstone, geração de 30 kW (ISO) e dos grupo-geradores da Trigás, geração de 30kW (ISO), utilizando biogás gerado no processo de tratamento de esgotos de Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) da Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (SABESP). A planta da SABESP de Barueri trabalha com o processo de digestão anaeróbio, tendo como principais produtos o biogás e o lodo. Foi concluído que a grande vantagem da utilização de microturbinas está diretamente vinculada ao ganho ambiental, quando comparada com a tecnologia de grupos geradores de combustão interna (ciclo Otto), responsável por uma taxa de emissão de NOx na ordem de 3 000 ppm comparada a ordem de 1 ppm para as microturbinas, sendo que a Capstone garante uma taxa de emissão de NOx inferior a 9 ppm. No entanto quando a análise financeira da tecnologia é considerada, o resultado é extremamente desfavorável para a microturbina. Além do custo do

equipamento em si, a microturbina exige que o gás combustível apresente propriedades mais controladas que os motores convencionais, acarretando o uso de sistemas de purificação do gás, o que não se faz necessário para o grupo-gerador, pois, além de suportar o uso de biogás “in-natura” dispensa a necessidade de compressão uma vez que o seu princípio de funcionamento se dá por aspiração (COELHO *et al.* 2006a).

3.4.2.3 Célula de combustível

Uma célula de combustível é uma célula eletroquímica que converte continuamente a energia química de um combustível e de um oxidante em energia elétrica, através de um processo que envolve essencialmente um sistema eletrodo/eletrólito, com alta eficiência e baixo impacto ambiental. A estrutura física básica, ou bloco de construção, de uma célula de combustível consiste de uma camada de eletrólito em contato com um ânodo e um catodo de cada lado (EG&G, 2004).

Em estudos realizados por Sprenger e Cantão (2010), com o objetivo de analisar a viabilidade técnica e econômica da tecnologia de células a combustíveis de ácido fosfórico, modelo PC25C, fabricado pela UTC Fuel Cells, para operação com biogás proveniente da estação de tratamento de esgoto Atuba Sul (SANEPAR), estação de tratamento baseadas em reator anaeróbico de leito fluidizado, os autores concluíram que é mais econômico adquirir uma planta já adaptada ao biogás que modificar uma planta alimentada com gás natural. Segundo os autores a modificação da planta não evita a etapa adicional de purificação do biogás, pois a presença de H_2S é bastante prejudicial à célula. Como benefícios da utilização de célula a combustíveis os autores listaram as seguintes vantagens: redução do gasto com energia elétrica, fornecimento de calor para o processo de digestão anaeróbia e receita com crédito de carbono.

3.4.3 Produção de combustível veicular

Um das vantagens da utilização de biogás como combustível veicular é a substituição de combustíveis fósseis por combustíveis renováveis e de baixo impacto ambiental. Para utilização do biogás como combustível veicular, é

importante que no processo de purificação seja retirado o CO₂, H₂S, umidade e partículas até que a percentagem de metano fique próxima à do gás natural (ICLEI, 2009).

A ANP (Agência Nacional de Petróleo) na Portaria ANP nº 128, de 28 de agosto de 2001 estabelece os limites das principais características do gás natural (Tabela 4).

Tabela 4 – Especificação do Gás Natural ^(1, 2)

Característica	Unidade	Limite		
		Norte ⁽⁵⁾	Nordeste	Sul, Sudeste, Centro-Oeste
Poder calorífico superior ⁽³⁾	kJ/m ³	36 600 a 41 200	38 100 a 46 000	38 100 a 46 000
	kWh/m ³	10,17 a 11,44	10,58 a 12,78	10,58 a 12,78
Índice de Wobbe ⁽⁴⁾	kJ/m ³	40.800 a 47.300	49.600 a 56.000	49.600 a 56.000
Metano, mín.	% vol.	68,0	86,0	86,0
Etano, máx.	% vol.	12,0	10,0	10,0
Propano, máx.	% vol.	3,0	3,0	3,0
Butano e mais pesados, máx.	% vol.	1,5	1,5	1,5
Oxigênio, máx.	% vol.	0,8	0,5	0,5
Hidrogênio	% vol.	—	—	—
Inertes (N ₂ + CO ₂), máx.	% vol.	18,0	5,0	4,0
Nitrogênio, máx.	% vol.	—	2,0	2,0
Enxofre Total, máx.	mg/m ³	70	70	70
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx.	mg/m ³	10,0	15,0	10,0
Ponto de orvalho de água a 1atm, máx.	°C	-39	-39	-45
Hidrocarbonetos líquidos	mg/m ³	—	—	—

Fonte: Agência Nacional do Petróleo, (2001).

Observações:

(1) O gás natural deve estar tecnicamente isento, ou seja, não deve haver traços visíveis de partículas sólidas e partículas líquidas.

(2) Limites especificados são valores referidos a 273,15 K (0 °C) e 101,325 kPa (1atm) em base seca, exceto ponto de orvalho.

(3) O poder calorífico de referência de substância pura empregado neste Regulamento Técnico encontra-se sob condições de temperatura e pressão equivalentes a 273,15 K, 101,325 kPa, respectivamente em base seca.

(4) O índice de Wobbe é calculado empregando o Poder Calorífico Superior em base seca. Quando o método ASTM D 3588 for aplicado para a obtenção do Poder Calorífico Superior, o índice de Wobbe deverá ser determinado pela fórmula constante do Regulamento Técnico.

(5) Os limites para a região Norte se destinam às diversas aplicações exceto veicular e para esse uso específico devem ser atendidos os limites equivalentes à região Nordeste.

Segundo Landahl (2003), para se usar o biogás como combustível veicular deve-se seguir a seguinte sequência típica: compressão do biogás até 15 a 20 bars, dessulfurização e descarbonatação do biogás com lavagem em água, desidratação pelo sistema de adsorção com pressão, purificação com uma passagem em carvão ativado e compressão do biogás até 250 a 350 bars para armazenamento. O armazenamento em alta pressão facilita o reabastecimento rápido dos cilindros nos veículos.

Para realizar o abastecimento de gás em veículos pode-se usar o enchimento lento ou o enchimento rápido. O sistema de enchimento lento leva o gás diretamente do compressor para o veículo com um tempo de reabastecimento aproximadamente três horas. O sistema de enchimento rápido utiliza compressores e tanques de armazenamento em cascata, podendo abastecer veículos com aproximadamente o mesmo tempo que são reabastecidos com combustíveis líquidos (NSCA, 2006).

De acordo com Kapdi *et al.* (2006), para tornar o biogás um combustível conveniente para utilização em veículos, uma grande quantidade deve ser gerada e assegurada. A aplicação do biogás em veículos estão restritas ao local aonde o biogás é gerado, porém isso pode ser facilitado pelo engarrafamento de biogás em cilindros, desta forma o biogás pode ser usado em qualquer lugar como combustível veicular.

A maior parte dos carros movidos a gás são veículos convertidos, que foram equipados com um cilindro de gás no bagageiro e um sistema de fornecimento de gás além do sistema normal de combustível líquido (PAPACZ, 2011).

Segundo Persson *et al.* (2006), os cilindros de gás podem ser fixados dentro do bagageiro ou por baixo dos veículos, o gás é normalmente armazenado com pressões de 200 a 250 bars em vasos de aço com quantidade suficiente para assegurar um mínimo de autonomia ao veículo. Os volumes dos cilindros variam de acordo com o porte do veículo, para carros pequenos variam de 30 a 40 litros, para carros médios e grandes até 69 litros e para utilitários acima de 69 litros.

O biogás pode ser usado tanto em veículos pesados como em veículos pequenos. Normalmente os veículos pequenos podem rodar tanto com gás natural ou biogás, sem qualquer modificação, enquanto que os veículos pesados devem ser ajustados para rodar alternadamente com biogás e gás natural (JÖNSSON e PERSSON, 2003).

Veículos a gás têm vantagens substanciais em relação a veículos equipados com motores a gasolina ou diesel. A emissão de dióxido de carbono é reduzida em mais de 95%. Emissões de partículas e fuligem também são drasticamente reduzidas, mesmo em comparação com os motores a diesel modernos, equipados com filtros de partículas. A emissões de NOx e hidrocarbonetos não metano (NMHC) também são drasticamente reduzidas (PERSSON *et al.* 2006).

3.5 Aspectos ambientais em relação ao aproveitamento do biogás

3.5.1 Aquecimento global

O aquecimento global vem tomando grande espaço na agenda internacional de negociações, em consequência do despertar da comunidade internacional diante da alarmante situação que o aumento gradativo da temperatura média da superfície terrestre poderá causar em alguns anos. Este aumento tem como principal causa a intensificação do efeito estufa, fenômeno natural que, por meio da concentração de gases de efeito estufa (GEE) na atmosfera, como o dióxido de carbono (CO₂), ozônio (O₃), metano (CH₄) e óxido nitroso (N₂O), permite que a temperatura terrestre seja mantida em níveis que possibilitem a existência da vida na Terra. Esta intensificação da temperatura da Terra pode levar a eventos climáticos cada vez mais extremos, como recorde da amplitude das ondas, derretimento de geleiras, aumento do nível do mar, alteração no suprimento de água doce, maior número de ciclones, tempestades cada vez mais destrutivas e freqüentes enchentes, seca cada vez mais intensas, rápido ressecamento dos solos, extinção de algumas espécies de plantas e animais, entre outros (MOREIRA e GIOMETTI, 2008).

3.5.2 O efeito estufa e os gases de efeito estufa (GEE)

O efeito estufa natural ocorre devido às concentrações de GEE na atmosfera antes do aparecimento do homem. A energia solar de comprimento de onda curta ultrapassa a atmosfera terrestre sem interação com os GEE presentes nessa camada. Ao atingir a superfície terrestre, a energia é refletida e volta para a atmosfera com um comprimento de onda mais longo (infravermelho), que interage parcialmente com os GEE nesta camada. Parte dessa irradiação é absorvida na atmosfera, aumentando conseqüentemente a temperatura média do ar. Essa interação permite que a temperatura média da atmosfera terrestre seja de 15 °C, promovendo o chamado “efeito estufa natural”, essencial para a existência da vida no planeta. Caso não houvesse essas fases na atmosfera, a temperatura média da Terra seria 33 °C menor, ou seja, -18 °C, o que inviabilizaria a vida atualmente existente (CARVALHO *et al.* 2010).

Como resultado do aumento na concentração de fases decorrentes das atividades humanas (poluição antropogênica), os cientistas esperam que o efeito estufa se intensifique com o conseqüente aumento das temperaturas (ALVES e VIEIRA, 2006).

Nas últimas décadas, as atividades antrópicas têm provocado uma série de alterações na paisagem terrestre e, mais recentemente, na atmosfera. O aumento da emissão de GEE e o conseqüente aquecimento global do planeta vêm acarretando a busca por estratégias que visem à redução das fontes desses gases. As principais estratégias para mitigar a emissão de GEE resultantes de atividades antrópicas consistem na menor utilização de combustíveis fósseis, redução das taxas de desmatamento e de queima de material vegetal, uso inadequado do solo e, por fim, estratégias de maximização do sequestro de carbono no solo e na vegetação (CARVALHO *et al.* 2010).

De acordo com Alves e Vieira (2006), os gases de efeito estufa (GEE), são: vapor d'água (H₂O), dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄), óxido nitroso (N₂O), ozônio (O₃) e clorofluorcarbonos (CFCs). Os GEE representam menos de um centésimo da atmosfera total. Quase todos esses gases têm origem na natureza, quer seja pela respiração, pela digestão anaeróbia, ou por meio de incêndios naturais, entre outros. Os CFCs foram desenvolvidos sinteticamente no século XX.

3.5.3 Fontes de Emissão de metano

Segundo Alves e Vieira (2006), o metano é um gás combustível produzido por fontes antropogênicas e naturais. Entre as primeiras, que podem ser controladas ou influenciadas pelo homem, as principais em quantidade emitidas são: as plantações de arroz, a fermentação entérica, a queima de biomassa, o manejo de resíduos, o uso de combustíveis fósseis e as perdas de gás natural. O manejo de resíduos inclui como fonte principais de emissão de metano o tratamento de efluente e a disposição de resíduos sólidos em aterros. Como fonte natural podem ser citados os pântanos, os oceanos, as águas doces e os cupins.

3.5.4 O Mercado de Credito de Carbono e o Mecanismo de desenvolvimento limpo (MDL)

Na Terceira Conferência das Partes, em 1997, foi estabelecido o Protocolo de Quioto à Convenção-Quadro da Nações Unidas sobre Mudança do Clima (CQNUMC). O Protocolo determina o estabelecimento de compromissos por parte dos países desenvolvidos (países industrializados, exceto México e Coréia do Sul, além de países industrializados em processo de transição para economias de mercado) para atingir uma meta de redução média de 5,2% nas emissões de gases de efeito estufa (dióxido de carbono, metano, óxido nitroso, hidrofluorcarbonos, perfluorcarbonos e hexafluoreto de enxofre), em relação ao ano de 1990, durante o período de 2008 a 2012 (OLIVEIRA e RIBEIRO, 2006).

O Protocolo de Quioto dividiu os países em dois grupos: Países integrantes do Anexo I: países mais industrializados, grandes emissões de dióxido de carbono e países não-integrantes do Anexo I: países que, para atender as necessidades básicas de desenvolvimento, precisam aumentar a sua oferta energética e, potencialmente, suas emissões. Os principais países que compõem o chamado Anexo I estão dispostos na Tabela 5 (SOUZA e AZEVEDO, 2005).

Tabela 5 – Países que compõem o Anexo I

Países do Anexo I	(a) Emissões CO ₂ em 1990 (mil t)	Participação % sobre		Percentual redução em relação à (a)
		Total Anexo I	Total Global	
EUA	4 819 166	34,5	21,62	7,0
Rússia	3 708 734	26,55	16,64	0,0
Japão	1 071 444	7,67	4,81	6,0
Alemanha	1 012 443	7,25	4,54	8,0
Reino Unido	563 647	4,04	2,53	8,0
Canadá	425 055	3,04	1,91	6,0
Itália	399 142	2,86	1,79	8,0
Polônia	347 838	2,49	1,56	6,0
Austrália	266 204	1,91	1,19	0,0
Outros	1 354 932	9,7	6,08	
Total/Média	13 968 605	100	62,66	5,2

Fonte: Souza e Azevedo, (2005).

De acordo com Oliveira e Ribeiro (2006), entre os 28 artigos do Protocolo de Quioto, três tratam dos chamados mecanismos de flexibilidade. Esses mecanismos apresentam o objetivo de auxiliar os países do Anexo I em seus compromissos de redução de gases de efeito estufa (GEE), por meio da geração de créditos relativos às emissões reduzidas em outros países e a custo menores em relação às atividades internas. São elas: Implementação Conjunta ou Joint Implementation (JI), Comércio de Emissões ou Emissions Trading (ET) e o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) ou Clean Development Mechanism (CDM).

Souza e Azevedo (2005) destacam os mecanismos de flexibilidade do Protocolo de Quioto:

a) Implementação Conjunta: mecanismo pelo qual um país do Anexo I pode transferir ou adquirir, de outro país desse Anexo, unidade de redução de emissões resultantes de projetos destinados a diminuir as emissões ou aumentar as remoções, por sumidouros, dos gases de efeito estufa, cumprindo suas cotas de emissões.

- b) Comércio de Emissões: mecanismo pelo qual um país do Anexo I pode, inclusive por meio de operações de compra e venda, contabilizar reduções em outro países do Anexo I. O volume de reduções patrocinado por esse mecanismo é representado em “Emission Reduction Unit” (ERU); e
- c) Mecanismo de Desenvolvimento Limpo: permite que países do Anexo I firmem contratos para a realização de projetos de redução de emissões ou comprem os volumes de redução de emissões resultantes de projetos desenvolvidos nos países não-integrantes do Anexo I, entre os quais o Brasil. O MDL permite a inserção de países em desenvolvimento no mercado mundial de crédito de carbono, por apresentarem vantagem competitiva devido ao seu custo evitado de emissão de gases de efeito estufa ser inferior ao de países do Anexo I. O volume de reduções patrocinado pelo MDL é formalizado em Certificados de Redução de Emissões (CREs). Uma unidade de CRE representa uma tonelada métrica de dióxido de carbono equivalente, utilizada para uniformizar as diversas unidades dos demais gases de efeito estufa. Na Tabela 6 são apresentadas as principais etapas e organizações participantes dos projetos de MDL.

Tabela 6 – Etapas de um projeto e instituições no âmbito do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo.

Etapas	Descrição	Responsável
1-Elaboração do Documento de Concepção do Projeto – DCP (Project Design Document – PDD)	-As atividades do projeto são descritas. -Contém os métodos necessários à quantificação da redução de emissões de gases do efeito estufa. -Relatório de impactos ambientais -Comentários dos atores (sociedade) -Fontes adicionais de financiamento.	Participantes do Projeto
2-Validação/Aprovação	-Entidade Operacional Designada avalia e valida o PDD. -Submete o PDD ao Conselho Executivo do MDL (Executive Board), condicionado a aprovação da Autorização Nacional Designada.	Entidade Operacional Designada – EOD (Designated Operational Entity – DOE): entidade com credenciamento pelo Conselho Executivo do MDL.
3-Aprovação pela Autorização Nacional Designada	-Confirmação do órgão local de que a atividade do projeto contribui para o desenvolvimento sustentável do país.	Autorizada Nacional Designada – AND (Designated National Authority – DNA): no Brasil,

Etapas	Descrição	Responsável
		representada pela Comissão Interministerial de Mudança Global do Clima – CIMGC (presidida pelo Ministério da Ciência e Tecnologia e vice-presidência do Ministério do Meio Ambiente)
4-Registro	-Conselho Executivo do MDL aceita ou solicita ajustes ao relatório de validação apresentado pela Entidade Operacional Designada.	Conselho Executivo do MDL
5-Monitoramento	-Recolhimento e armazenamento dos dados necessários para cálculo das emissões de gases de efeito estufa.	Participantes do Projeto
6-Verificação/Certificação	-A Entidade Operacional Designada verifica se as reduções de emissões ocorreram em virtude das atividades do projeto de MDL. A EOD emite um relatório de certificação, enviado posteriormente ao Conselho Executivo do MDL.	Entidade Operacional Designada - EOD
7-Emissão das RCEs	-O relatório de certificação inclui o total de emissões de gases de efeito estufa que as atividades do projeto proporcionaram. -O Conselho Executivo do MDL, emite RCEs equivalente ao total de redução aprovado	Conselho Executivo do MDL

Fonte: Souza e Azevedo, (2005).

Desde a Conferência Rio 92, o Brasil vem exercendo papel de destaque nas negociações internacionais relacionadas ao meio ambiente, o que ficou ainda mais evidente durante as negociações para a adoção do Protocolo de Quioto. No grupo G77/China, o Brasil sempre exerceu papel de liderança, tornando-se uma ponte para o diálogo entre países desenvolvidos e aqueles que mais se confrontavam com estes, como a Índia, China, Indonésia e Malásia (MOREIRA e GIOMETTI, 2008).

A última conferência das partes das Nações Unidas realizada em Copenhague em dezembro de 2009 não atingiu os resultados esperados pela maior

parte da comunidade internacional. A população mundial aguardava por um documento que fosse substituir o Protocolo de Quioto que termina sua vigência em 2012. Porém, não foi possível chegar a um acordo global com metas, prazos e regras para a redução das emissões dos gases de efeito estufa. Porém ocorreram alguns aspectos positivos durante a conferência. Pode-se mencionar, por exemplo, os acordos obtidos no âmbito dos REDD (Redução de Emissões por Desmatamento ou Degradação) que podem ser muito importantes para os países em desenvolvimento. Além disso, os estados nacionais conseguiram acordar ao menos que o teto de 2 graus Celsius no aumento da temperatura da Terra deve ser respeitado e que recursos devem ser transferidos para os países pobres para a implementação de políticas de mitigação e adaptação às mudanças climáticas (ICLEI, 2010).

O governo brasileiro apresentou metas voluntárias para contribuir com a mitigação das emissões de GEE, comprometendo-se em reduzir entre 36,1% e 38,9% as suas emissões projetadas até 2020. Essa redução está condicionada ao cálculo dos índices de setores econômicos como indústria e agricultura, visando estabelecer uma proporção entre o que se quer tirar da atmosfera versus o desenvolvimento esperado para o país (ICLEI, 2010).

4. MATERIAL E MÉTODOS

Este estudo foi realizado na estação de tratamento de efluente (ETE) da Duas Rodas Industrial (Figura 10), empresa do ramo alimentício com sede em Jaraguá do Sul, SC. A ETE trata atualmente aproximadamente $20 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de efluente industrial proveniente de diferentes áreas operacionais da empresa (refeitório, laboratórios, ambulatório, lavação de palets, setores de fabricação de diferentes produtos alimentícios, centro tecnológico administrativo e câmara fria) conforme mostrado no ANEXO A. Estes efluentes foram conduzidos por tubos subterrâneos até a estação elevatória e então submetidos a uma série de tratamentos físicos, químicos e biológicos visando o seu despejo no corpo receptor Rio Itapocu.

4.1 Etapas do processo de tratamento de efluente da Duas Rodas Industrial

Todo o efluente gerado pela empresa é destinado a estação elevatória de efluentes sanitários e industriais (Figura 11a) que é responsável pela junção dos despejos e bombear até a peneira rotativa, (Figura 11b) que tem como principal objetivo a remoção de sólidos grosseiros suspensos no efluente capazes de causar entupimento e aspectos desagradáveis nas unidades do sistema de tratamento.

Após removidas as partículas sólidas, o efluente é conduzido por tubulação até o tanque de equalização que tem como principal finalidade regular a vazão que deve ser constante nas próximas operações e homogeneizar o efluente, tornando uniformes o pH, a temperatura, a turbidez, os sólidos solúveis totais e suspensos, a DQO, a DBO, a cor e etc.

Logo após homogeneizado, o efluente é conduzido através de uma bomba para o decantador primário (Figura 11c) que tem por finalidade separar, por gravidade, os sólidos sedimentáveis contidos no efluente. Os sólidos sedimentam no fundo do decantador primário de onde o lodo é removido e transportado para o decantador secundário. O efluente clarificado sai pela calha localizada na parte superior do decantador primário, sendo conduzido até a caixa de ajuste de pH. No decantador secundário o lodo gerado é transportado até a centrífuga e o líquido clarificado é conduzido de volta ao equalizador.

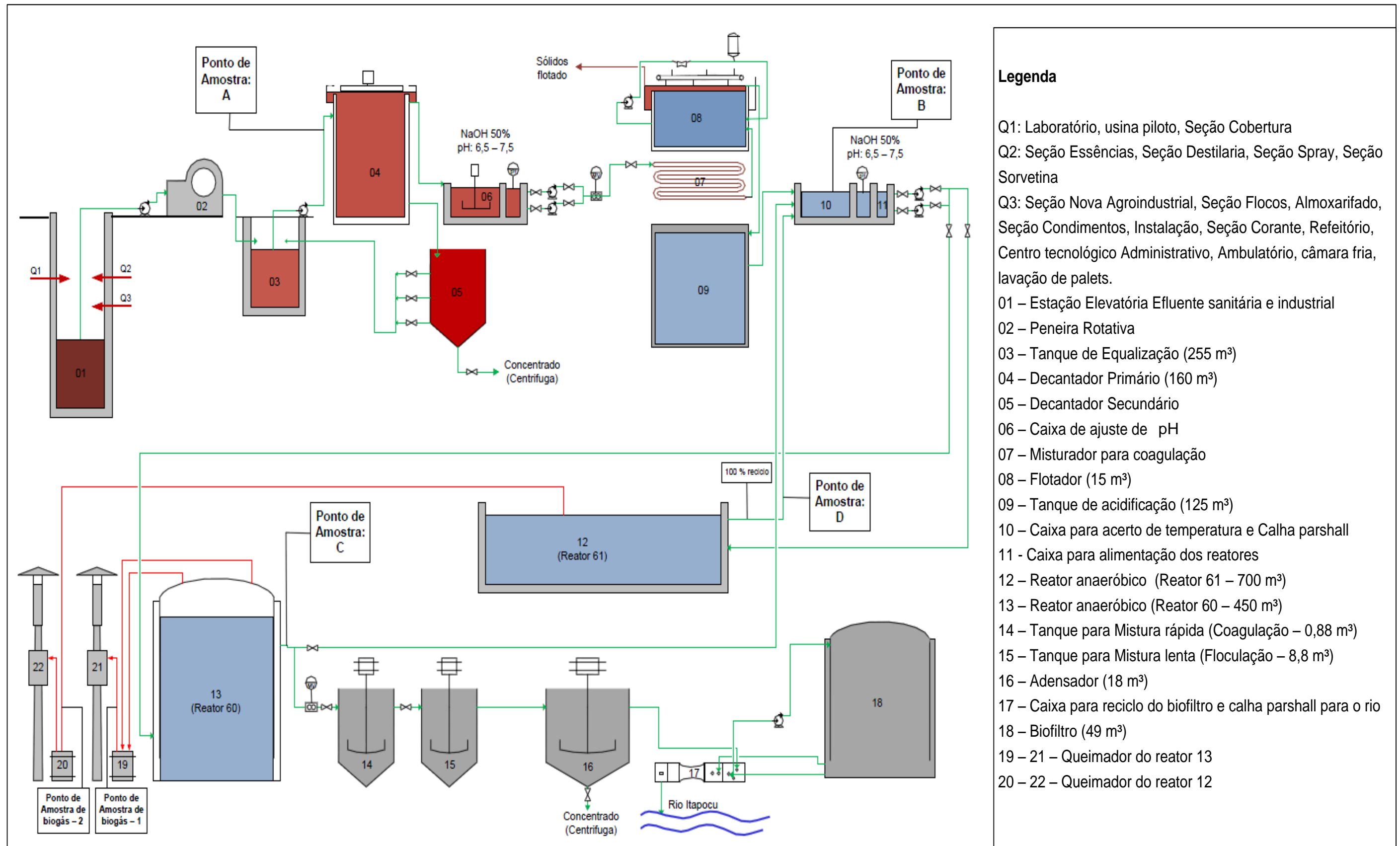


Figura 10 – Fluxo da Estação de tratamento de efluente da Duas Rodas Industrial

Fonte: Primária, 2011.

Após passar pelo decantador primário o efluente é bombeado a caixa de ajuste de pH (Figura 11d) que tem como objetivo manter o pH em condições ótimas, adicionado automaticamente hidróxido de sódio em solução de 50% para manutenção do pH em 6,5 a 7,5 para a etapa de coagulação. Na etapa de coagulação é adicionado o coagulante a base de tanino para condicionamento do efluente e para aumentar a eficiência de separação do material sólido na etapa de flotação.



Figura 11 - Estação elevatória de efluente sanitário e industrial (a); peneira rotativa (b); decantador primário (c) e caixa de ajuste de pH (d).

Fonte: Primária, 2012.

No flotor ocorre a separação de materiais de massa específica menor que a da água ou óleos emulsionados. A separação ocorre através do insulfamento de ar comprimido, cujas bolhas arrastam para a superfície líquida, sólidos e colóides de difícil separação, que são removidos por um sistema mecânico de superfície, enquanto o efluente clarificado fica nas camadas mais baixas do tanque, onde é removido e conduzido até o tanque de acidificação que visa a acidificação do efluente pelas bactérias ácido-formadoras presentes naturalmente no meio, resultando numa primeira etapa de degradação do efluente. Também nesse mesmo tanque dotado de um sistema de agitação ocorre a homogeneização do efluente.

Após acidificação microbiana, o efluente é conduzido através de uma bomba com vazão constante e controlada para a caixa de equalização de temperatura, pH e medição da vazão (calha Parshall). Para o ajuste da temperatura em 30 °C é adicionado vapor direto no efluente. A leitura do pH é realizado por sonda de pH e o seu valor é controlado entre 6,5 e 7,5 através da adição automática de NaOH 50%. A partir desse ponto o efluente é conduzido através de bombas para os reatores anaeróbios nominados na planta como reator 60 e reator 61, conforme mostrado na legenda da Figura 10. A vazão de alimentação para o reator 60 é de $30 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ e a vazão de saída ($18,4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$) é regulada para ficar igual a vazão de efluente fresco que entra na calha Parschal e o excedente do efluente opera em reciclo ($11,6 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$). O reator 61 opera com reciclo total e constante de todo o efluente recebido ($25 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$). Ambos os fluxos de reciclo são conduzidos à calha Parshall onde são misturados ao efluente fresco ($18,4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$) após o tanque de acidificação conforme é apresentado na Figura 12.

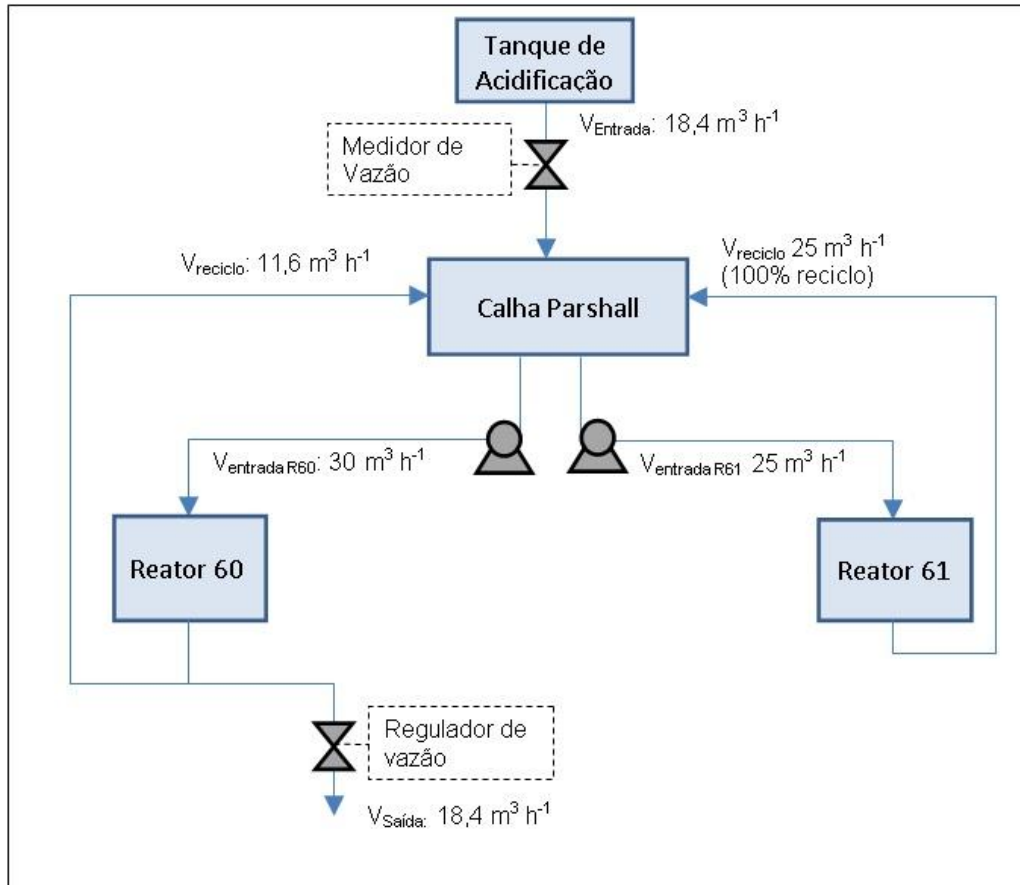


Figura 12 – Fluxo de alimentação e reciclo dos reatores 60 e 61
Fonte: Primária, 2012.

O processo de degradação inicia-se após a entrada do efluente pelo fundo dos reatores 60 (Figura 13) e 61 (Figura 14), fluindo pela zona de digestão, onde se encontra o leito de lodo, ocorrendo a mistura do material orgânico nela presente com o lodo.

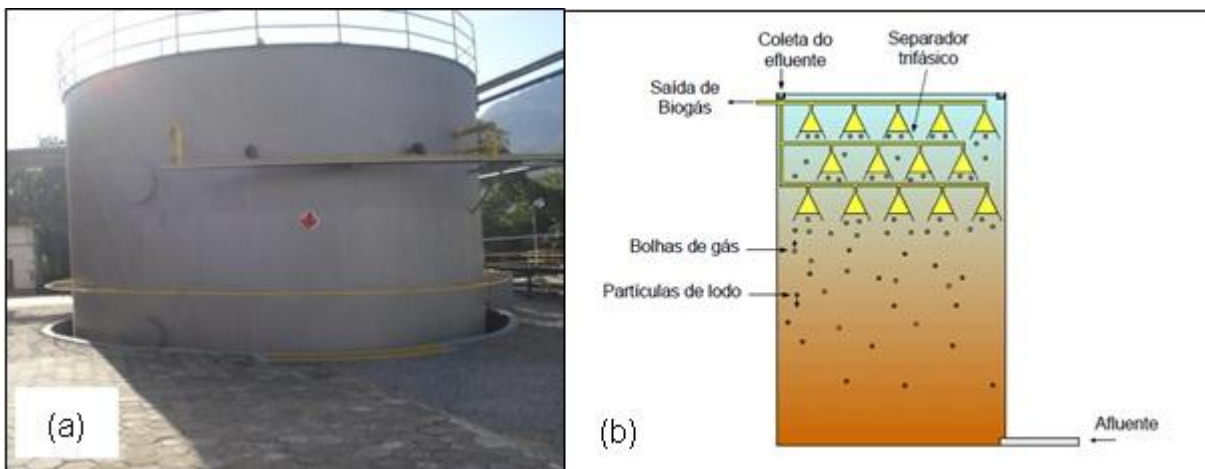


Figura 13 – (a) Reator 60 (UASB) utilizado na empresa Duas Rodas Industrial e (b) respectivo esquema de funcionamento.
Fonte: Primária, 2012.

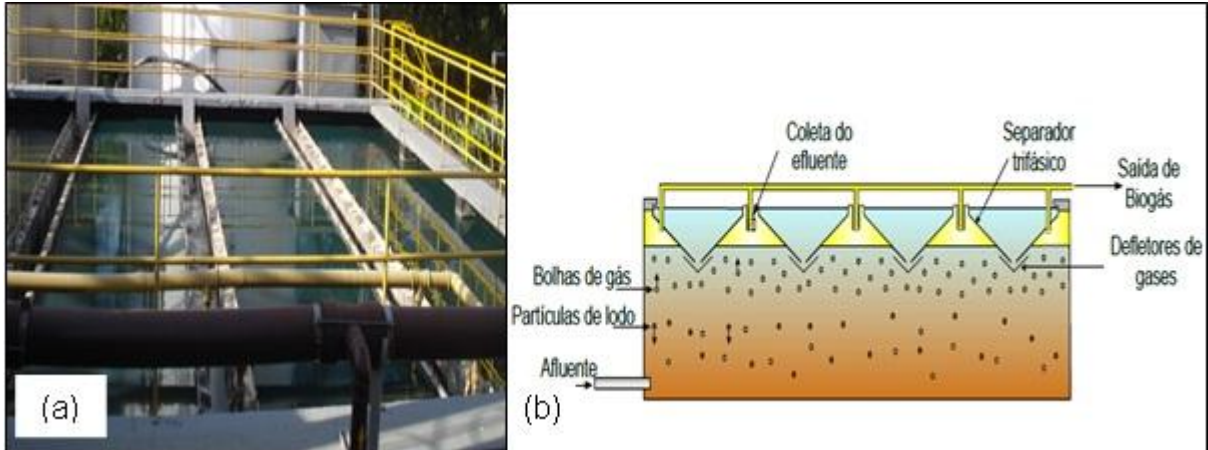


Figura 14 – (a) Reator 61 (UASB) utilizado na empresa Duas Rodas Industrial e (b) respectivo esquema de funcionamento.

Fonte: Primária, 2012.

As substâncias orgânicas solúveis são hidrolisadas, e digeridas através de uma transformação anaeróbia, resultando na produção de biogás e no crescimento da biomassa bacteriana. O biogás segue em trajetória ascendente com o líquido e após ultrapassar a camada de lodo se desloca em direção ao separador de fases. No separador trifásico ocorre a saída do efluente clarificado, a coleta do biogás gerado no processo e a retenção do sólido dentro do sistema. O efluente clarificado segue para as etapas seguintes do processo e o biogás é transportado por tubulações para os queimadores tipo *flare* (Figura 15).



Figura 15 – Queimadores dos reatores 60 e 61.

Fonte: Primária, 2012.

Após o efluente degradado pelos reatores anaeróbios, este é conduzido por tubulações até o tanque de mistura rápida, que tem por finalidade criar condições para que em poucos segundos, o coagulante (poli cloreto de alumínio) seja uniformemente distribuído por todo o efluente dentro do tanque. Após haver a coagulação no tanque de mistura rápida, o efluente passará para a unidade subsequente de mistura lenta, onde recebe dosagem de polímeros, com o objetivo formar partículas maiores denominadas flocos. Uma vez formado os flocos, o efluente é conduzido por tubulações para o adensador. No adensador ocorre a compactação dos sólidos suspensos, pela ação da gravidade, no fundo do equipamento, e conseqüentemente o aumento do teor de sólido do lodo. O lodo adensado é encaminhado para a centrífuga enquanto que o efluente clarificado é conduzido por tubulações para a caixa de reciclo do biofiltro. O sólido retido na centrífuga é transportado por caminhão caçamba para uma fazenda da empresa aonde é feito compostagem.

A caixa para reciclo do biofiltro e calha Parshall recebe todo o efluente do adensador e o reciclo do biofiltro, mantendo a vazão do biofiltro constante. O biofiltro tem por objetivo fazer a oxigenação final do efluente e remover nitrato e fosfatos que ainda estão presentes após a etapa de anaerobiose. A remoção ocorre através da camada de micro-organismos formadas sobre o leito fixo presente no biofiltro.

4.2 Amostragem e caracterização do efluente industrial

As amostras do efluente foram coletadas em dois pontos antes dos reatores 60 e 61 (após o equalizador, Figura 16a, e na calha Parshall, Figura 16b) e após os reatores (Figuras 16c e 16d).

Esses pontos de coleta foram estabelecidos com o objetivo de estimar a eficiência do processo de metanização nos reatores em operação. A partir das amostras foram determinados no efluente os teores de sólidos totais, de sólidos voláteis, demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO), temperatura e pH.



Figura 16 – Pontos de coletas de amostras: (a) após o tanque de equalizador; (b) na calha Parshall; (c) após o reator 60 e (d) após o reator 61.

Fonte: Primária, 2011.

4.2.1 Sólidos Totais

As determinações das concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) foram realizadas através de análises gravimétricas empregando cadinhos de porcelana previamente secos em estufa (105 °C, durante 48 horas) até massa constante.

Cada cadinho recebeu 5 mL de amostra e, após determinação da massa amostrada, foi reconduzido à estufa até massa constante. Após a secagem, os cadinhos foram mantidos em dessecador por 30 minutos e então pesados em balança analítica.

Os valores de ST foram calculados empregando a Equação 1.

$$ST = \frac{ms}{V_a} \quad (1)$$

ms – massa seca da amostra (g);

V_a – volume de amostra (L).

4.2.2 Sólidos Voláteis

Após a determinação dos valores de ST (item 4.2.1), os cadinhos contendo as amostras secas foram conduzidas à mufla e mantidas a 550 °C durante 1 hora para eliminação total dos voláteis ainda existentes nessas biomassas. Em seguida, após retornarem à temperatura ambiente em dessecador, foram pesados e determinada a massa final de inertes (cinzas).

Os valores de sólidos voláteis (SV) foram calculados empregando a Equação 2.

$$SV = \frac{\left(\frac{ms - c}{ms} \right)}{V_a} \quad (2)$$

c – massa de cinzas (g);

ms – massa seca da amostra (g);

V_a – volume de amostra (L).

4.2.3 Demanda Química de Oxigênio

As determinações de Demanda Química de Oxigênio (DQO) foram realizadas empregando o Kit DQO Reagente da Hach, na faixa de 0 a 1500 mg O₂ L⁻¹ (código 21259).

Seguindo metodologia proposta pelo fornecedor Hach Company, foram pipetados 5 mL de amostra em balão volumétrico de 500 mL e adicionado água destilada até completar o volume do balão. Após homogeneização, 2 mL da solução foram transferidos para o tubo de vidro contendo o reagente kit DQO/Hach e então

acondicionado em digestor Hach modelo Digital Reactor Block 200, (DRB200) a 150 °C durante 120 minutos. Em seguida, a mistura foi resfriada em béquer com água e gelo e conduzida para a leitura de absorvância em espectrofotômetro DR/4000 também da Hach empregando o programa 2720, com comprimento de onda 620 nm. Para cada amostra digerida foram realizados, no mínimo, cinco leituras de absorvância.

4.2.4 Demanda Bioquímica de Oxigênio

Os valores da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO_5), foram determinados empregando-se metodologia proposta pela HACH, segundo Manual de Instrução BodTrac TM, Hach Company. Com uma pipeta volumétrica foi coletado 10 mL de amostra e misturado ao reagente kit-DBO em uma proveta graduada de 100 mL contendo 50 mL de água previamente aerada. Em seguida, após homogeneização, foi adicionado mesmo tipo de água até 95 mL e a mistura transferida para os frascos do aparelho MOD.DBOTraK-HACH, onde permaneceram em sistema de agitação na estufa incubadora bacteriológica em temperatura de 20 °C, durante 5 dias.

4.2.5 Temperatura, pH e volume do efluente

A temperatura do efluente no reator 60 foi medida utilizando um sensor analógico da marca Willy com faixa de temperatura de 0 a 200 °C, com divisão numérica de 20 °C e menor subdivisão de 2 °C. O sensor já estava instalado no reator. Para determinação da temperatura do efluente no reator 61 foi utilizado um termopar digital portátil modelo Salvterm 1200-K , com display de LCD de 31/2 dígitos com alta nitidez, leituras °C ou °F comutáveis, precisão: $\pm 0,3\%$ entre -50 a +1000 °C e $\pm 0,5\%$ entre 1000 a +1350 °C, alcance de medição: -50 a +1350 °C, utiliza sensor tipo K (Cr-Al).

Para determinar o pH do efluente nos reatores 60 e 61 foi utilizado um pHmetro da marca Mettler Toledo modelo MP220, com faixa de medição de pH de 0 a 14, com resolução de 0,01.

O volume do efluente degradado na ETE foi determinado utilizando um medidor eletromagnético de vazão modular e corrente contínua, marca Siemens, modelo MAG 5000, que já estava instalado após a caixa de ajuste de pH (Figura 10).

4.3 Determinação da produção de biogás gerado nos reatores

A determinação da produção volumétrica de biogás foi feita a partir de dados coletados no medidor de vazão instalado antes dos queimadores. O medidor ficou instalado na tubulação vinda do reator 60 por três meses e depois na do reator 61 por dois meses. O medidor empregado foi do tipo diafragma (Figura 17) com princípio de funcionamento de deslocamento positivo (Marca: Schlumberger – Modelo M1000A), com capacidade nominal de $22,8 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. A produção de biogás gerado nos reatores foi determinada pela diferença de leitura registrada analogicamente pelo medidor, em metro cúbico, para um dado intervalo de tempo.

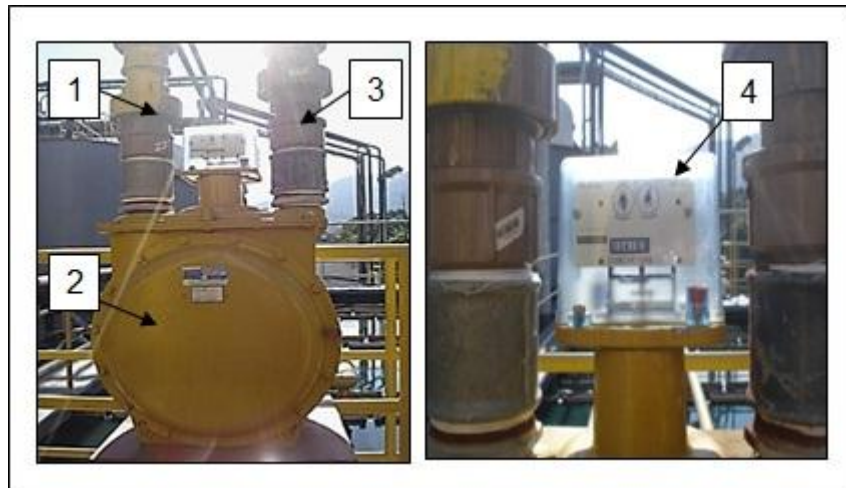


Figura 17 – Local de instalação do medidor de vazão de biogás: (1) tubulação de biogás proveniente do reator, (2) corpo do medidor, (3) tubulação de saída do biogás do medidor para o queimador e (4) leitor do medidor.

Fonte: Primária, 2011.

4.3.1 Determinação da temperatura do biogás

Para determinação da temperatura do biogás foi utilizado um termopar digital portátil modelo Salvterm 1200-K, com display de LCD de 31/2 dígitos com alta nitidez, leituras °C ou °F comutáveis, precisão: $\pm 0,3\%$ entre -50 a $+1000$ °C e $\pm 0,5\%$ entre 1000 a $+1350$ °C, alcance de medição: -50 a $+1350$ °C, utiliza sensor tipo K (Cr-Al). As medições da temperatura foram feitas antes dos queimadores dos reatores 60 (Figura 18a) e 61 (Figura 18b).

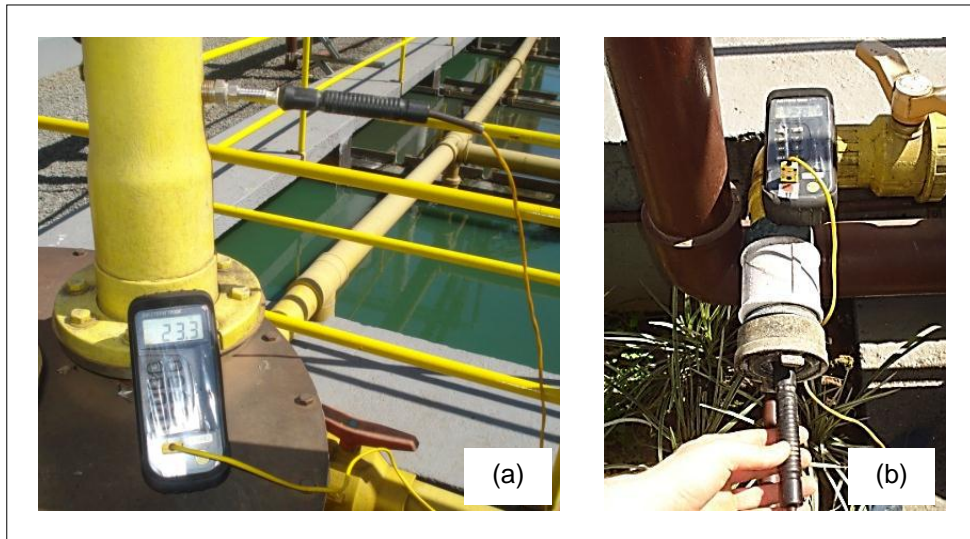


Figura 18 – Determinação das temperaturas antes dos queimadores: (a) queimador do reator 60 e (b) queimador do reator 61.

Fonte: Primária, 2011.

A partir da temperatura do biogás e considerando a mistura gasosa como gás ideal, foi convertida a vazão lida de gás (Figura 17) em vazão de gás nas Condições Normais de Temperatura e Pressão (CNTP) e expresso na unidade de normal metros cúbicos (**Nm³**), conforme Equação 3.

$$Q_{g, CNTP} = \frac{Q_g T_{CNTP}}{T} \quad (3)$$

$Q_{g, CNTP}$ – vazão de biogás na CNTP (**Nm³ d⁻¹**);

Q_g – vazão de biogás registrada analogicamente no medidor de vazão (**m³ d⁻¹**);

T_{CNTP} – temperatura na CNTP (273,15 K);

T – temperatura do gás medida pelo termômetro (K).

4.3.2 Caracterização química do biogás

A caracterização química do biogás gerado pelos reatores 60 e 61 foi realizada a partir da determinação das concentrações dos gases CH_4 , CO_2 e H_2S em cada amostra analisada.

Para determinar a composição do biogás as amostras foram coletas em sacos plásticos, próprios para coleta de biogás, antes dos queimadores dos reatores 60 (Figura 19a) e 61 (Figura 19b).

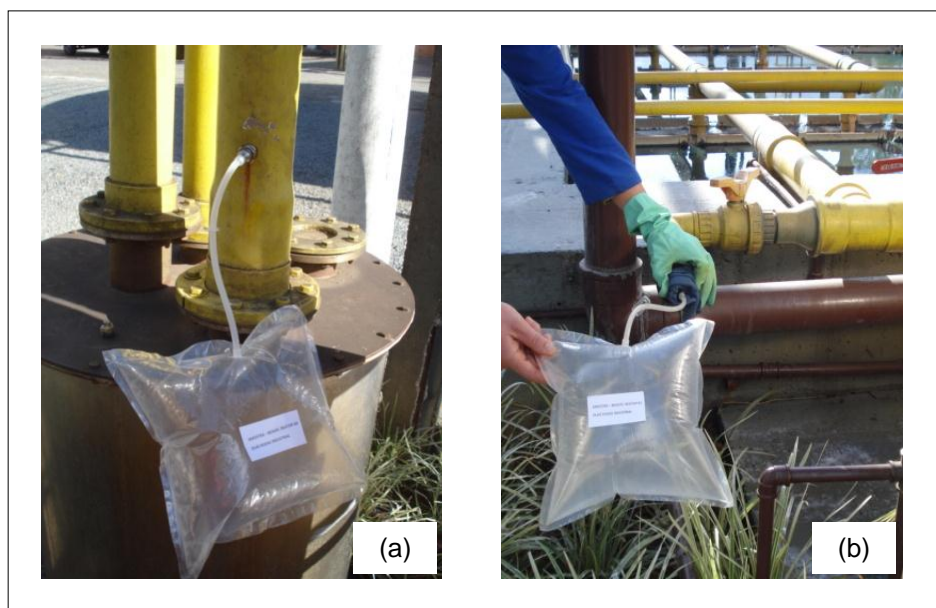


Figura 19 – Ponto de coleta do biogás no reator 60 (a) e no reator 61 (b).

Fonte: Primária, 2011.

Antes da coleta da amostra para análise, foi circulado biogás pela mangueira de amostragem visando eliminar eventuais contaminantes existentes. Após este procedimento, o saco plástico de coleta foi enchido e, após esvaziado para limpeza, recebeu novo volume de gás para análise.

Para a caracterização do biogás foi empregado o cromatógrafo a gás Agilent, série 6890 com mostrador automático série 7683, empregando coluna HP-PLOT Q da Agilent (Port n° 19091P-Q04) com 30 m de comprimento, diâmetro 0,32 mm e filme de espessura 20 μm .

A injeção da amostra no forno do cromatógrafo (1 mL) foi realizada manualmente através da seringa Hamilton Pat.eb. 315080 com embolo de teflon

e capacidade volumétrica de 5,0 mL. Entre cada amostra injetada foi realizada a limpeza da seringa através de repetidas sucções de ar ambiente.

No forno, a amostra foi inicialmente aquecida a 45 °C e em seguida elevada para 90 °C (velocidade média de aquecimento de 25 °C por minuto), 240 °C (15 °C por minuto) e 260 °C (10 °C por minuto), permanecendo por 2 minutos em cada uma dessas temperaturas até ser conduzida ao detector.

Foi utilizado o detector de condutividade térmica (TCD) com temperatura de 250 °C e vazão de referência He a 20 mL min⁻¹ e N₂ (makeup) a 7,0 mL min⁻¹. Como gás de arraste foi utilizado o gás He com vazão constante de 2,2 mL min⁻¹.

As concentrações volumétricas dos gases CH₄, CO₂ e H₂S foram determinadas a partir da conversão da sua área específica fornecida pelo cromatograma em fração volumétrica empregando curva de calibração previamente estabelecida (ANEXO B). Os volumes do padrão utilizados na curva de calibração foram de 0,1, 0,2, 0,4, 0,7 e 1,0 mL. Como padrão foi empregada uma mistura primária desses gases contendo (em porcentagem volumétrica) 40,03% de CH₄, 29,95% de CO₂ e 30,02% de H₂S, fornecido pela empresa White Martin de Joinville-SC.

4.4 Cálculos

4.4.1 Estimativa da produção de metano a partir da DQO degradada

A expressão geral que determina a produção teórica de metano por grama de DQO degradada é dada pela Equação 4 (CHERNICHARO, 1997).

$$V_{CH_4, \text{teórico}} = \frac{DQO_d}{K_T} \quad (4)$$

$V_{CH_4, \text{teórico}}$ – volume de metano produzido (L)

DQO_d – carga de DQO degradada ou removida no reator e convertida em metano (g DQO)

K_T – fator de correção para a temperatura operacional do reator (g DQO L⁻¹)

O fator de correção K_T para a temperatura foi estimado pela Equação 5:

$$K_T = \frac{PK}{R(273,15+T)} \quad (5)$$

P – pressão atmosférica (101325 Pa)

K – COD (carbono orgânico dissolvido) corresponde a um mol de CH_4 ($64 \times 10^{-3} \text{ kg mol}^{-1}$)

R – constante dos gases ($8,314 \text{ Pa s mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$)

T – temperatura operacional do reator (K)

4.4.2 Rendimento e eficiência do processo de metanização

O rendimento médio em CH_4 (R_{CH_4}) foi calculado a partir da relação entre o volume de metano produzido e a massa total da DQO degradada do efluente, conforme Equação 6 e memorial de cálculo no APÊNDICE I.

$$R_{\text{CH}_4} = \frac{V_{\text{CH}_4}}{\text{DQO}_d V_{\text{efluente}}} 100 \quad (6)$$

V_{CH_4} – Volume de metano contido no biogás gerado ($\text{Nm}^3 \text{ CH}_4$)

DQO_d – DQO degradada no reator (kg m^{-3})

V_{efluente} – volume médio de efluente tratado diariamente (m^3)

A eficiência (E_f) do processo de metanização foi determinada através da relação entre o volume real de metano produzido e o volume teórico, expresso pela Equação 7 e memorial de cálculo no APÊNDICE J

$$E_f = \frac{V_{\text{CH}_4}}{V_{\text{CH}_4, \text{teórico}}} . 100 \quad (7)$$

V_{CH_4} – Volume de metano contido no biogás gerado ($\text{Nm}^3 \text{ CH}_4$)

$V_{\text{CH}_4, \text{teórico}}$ – Produção teórica de CH_4 a partir da DQO degradada ($\text{Nm}^3 \text{ CH}_4$) (Equação 4);

4.4.3 Análise de investimento

A análise de investimento foi calculada a partir do método prático de tempo de recuperação do investimento, também conhecido como *payback* simples. Segundo Ferreira (2009) esse método consiste na relação entre o custo inicial do investimento e o lucro operacional do projeto, sendo que o tempo de recuperação indica em quanto tempo ocorre o retorno do investimento, conforme a Equação (8).

$$T_r = \frac{C_o}{L} \quad (8)$$

T_r – Tempo de recuperação do investimento

C_o – Custo inicial do investimento

L – Lucros operacionais

4.4.4 Análise de dados

A análise dos dados foi realizada a partir do uso do Software Microsoft Excel 2010, através de tabelas e gráficos.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Caracterização do efluente

5.1.1 ST, SV, DQO e DBO

Os valores médios de ST, SV e de DQO, DBO determinados a partir de amostragens feitas em diferentes dias de operação da estação de tratamento de efluente industrial (APÊNDICE A e B) são apresentados nas Figuras 20 e 21, respectivamente.

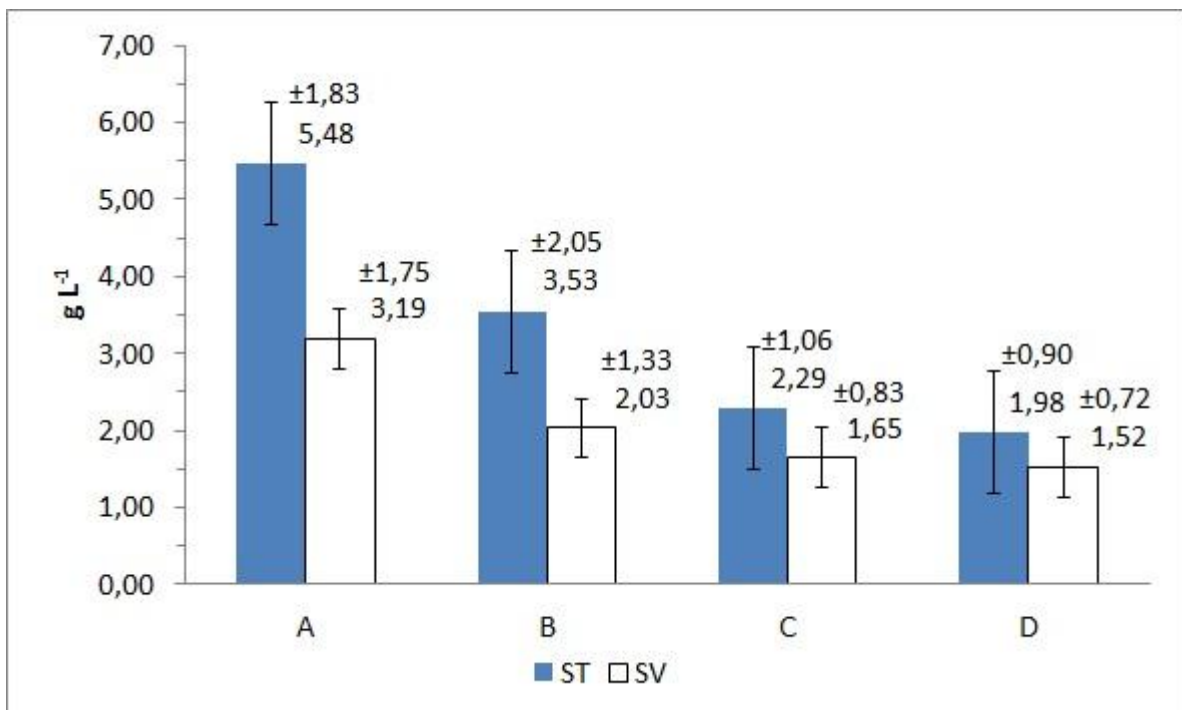


Figura 20 – Valores médios de ST e SV observados na Estação de Tratamento de Efluente da empresa Duas Rodas Industrial durante 130 dias de acompanhamento: (A) Após o tanque de equalização da ETE; (B) Na calha Parshall, antes dos reatores UASB; (C) Após o reator UASB 60 e (D) Após o reator UASB 61.

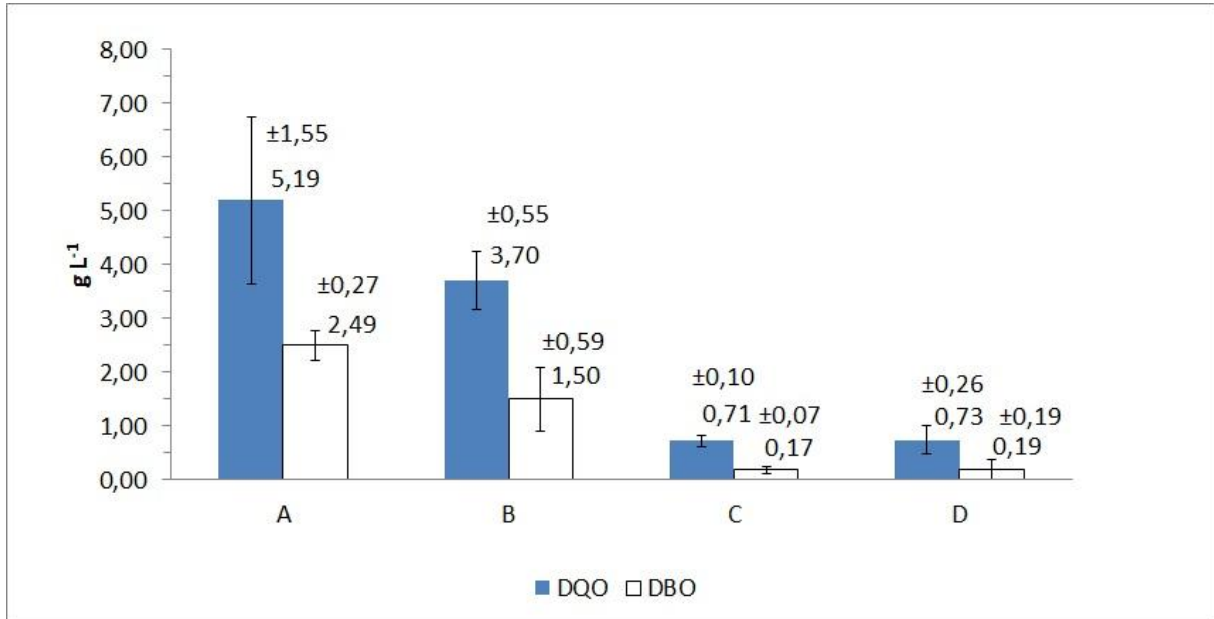


Figura 21 – Valores médios de DQO e DBO observados na Estação de Tratamento de Efluente da empresa Duas Rodas Industrial durante 130 dias de acompanhamento: (A) Após o tanque de equalização da ETE; (B) Na calha Parshall, antes dos reatores UASB; (C) Após o reator UASB 60 e (D) Após o reator UASB 61.

Os valores médios de ST ($5,48 \text{ g L}^{-1}$) e de SV ($3,19 \text{ g L}^{-1}$) da entrada da ETE (ponto A da Figura 20) foram reduzidos em torno de 36% após a sua passagem pelo decantador e pelo flotador situados antes dos reatores UASB. Analisando efluente de indústria de processamento de carnes e derivados Lima (2008) encontrou valor superior em ST ($11,2 \text{ g L}^{-1}$) e valor semelhante em SV ($3,69 \text{ g L}^{-1}$). Em relação a esses valores de ST pode-se verificar que ambos estão bem abaixo da faixa percentual de ST indicada para a digestão anaeróbia. Segundo Leite (2002), citando o trabalho de Tchobanoglous *et al.* (1993), a concentração de sólidos variando entre 4 e 8%, é propícia para a geração de gás metano enquanto que valores acima de 10% provocam uma sobrecarga no reator. No entanto, é importante ressaltar que essa indicação é específica para a digestão de resíduos sólidos e não para a de efluentes industriais contendo sólidos insolúveis. Não foram encontrados na literatura trabalhos que avaliassem a influência de ST em efluente industrial e/ou sanitário sobre a produção de biogás. O mais importante na digestão anaeróbia é a quantidade de matéria orgânica solúvel disponível para a conversão em biogás pelos micro-organismos presentes no reator. Esse valor pode ser representado tanto em termos de DQO como de DBO, como mostrado na Figura 21.

Observa-se no efluente recebido pela estação de tratamento (ponto A da Figura 21) uma grande variação no valor de DQO. Esta variação, além do erro experimental normalmente existente neste tipo de análise, reflete a variabilidade da característica do efluente decorrente dos diferentes fluxos recebidos pela estação, os quais são compostos por líquidos provenientes de vários tipos de matérias primas processadas. Conforme pode ser observado na Figura 21, a relação média DQO/DBO no efluente recebido pela Estação de Tratamento de Efluente (ponto A) foi de aproximadamente 2,5. Segundo Sant'Anna (2010) esta relação sugere que os poluentes presentes no efluente podem ser tratados biologicamente. Considerando que a DBO representa a quantidade da carga orgânica biodegradável presente no efluente e que este valor é uma fração do valor da DQO pode-se afirmar que apenas 48% do efluente é passível de ser convertido em biogás através da sua digestão anaeróbia. Após a decantação e a floculação (ponto B) esta percentagem foi reduzida para 40,5% sugerindo uma perda no potencial de biodegradabilidade do efluente causada por esses tratamentos. Esta indicação da baixa biodegradabilidade do efluente não é corroborada pelos valores de DQO e DBO apresentados nos pontos C e D, os quais foram determinados no efluente após metanização nos reatores UASB. Considerando a carga orgânica recebida pelos reatores (ponto B, DQO = 3,70 g L⁻¹) é possível observar que 80,5% dela foi biodegradada, resultando em uma DQO final média de 0,72 g L⁻¹. Com base na redução da DQO degradada (DQO_d) e na temperatura média operacional dos reatores (28,3 °C) a produção teórica máxima de gás metano esperada é de 1,15 Nm³_{CH₄} kg⁻¹_{DQO,d}, conforme Chernicharo (1997).

Valores semelhantes da redução da DQO foram alcançados por outros autores ao utilizarem o reator UASB no tratamento contínuo de outros efluentes industriais. Em estudo realizado por Nascimento e Feijó (1996) em uma indústria alimentícia de produção de biscoitos, balas e doces, os autores obtiveram redução na DQO de 87%. A variação da DQO no efluente recebido pela estação de efluente também foi percebida pelos autores. Pereira e Huber (2007) ao tratarem efluentes de indústria de conservas (frutas e vegetais) alcançaram redução de 89% neste parâmetro. Empregando outro tipo de processo (bateladas seqüenciais), Nieto *et al* (2006) alcançaram remoção máxima da DQO da ordem de 90%.

5.1.2 Temperatura e pH do efluente

A variação dos valores de temperatura e pH nos reatores 60 e 61 durante os 130 dias de acompanhamento do processo estão apresentados na Figura 22, conforme dados do APÊNDICE C.

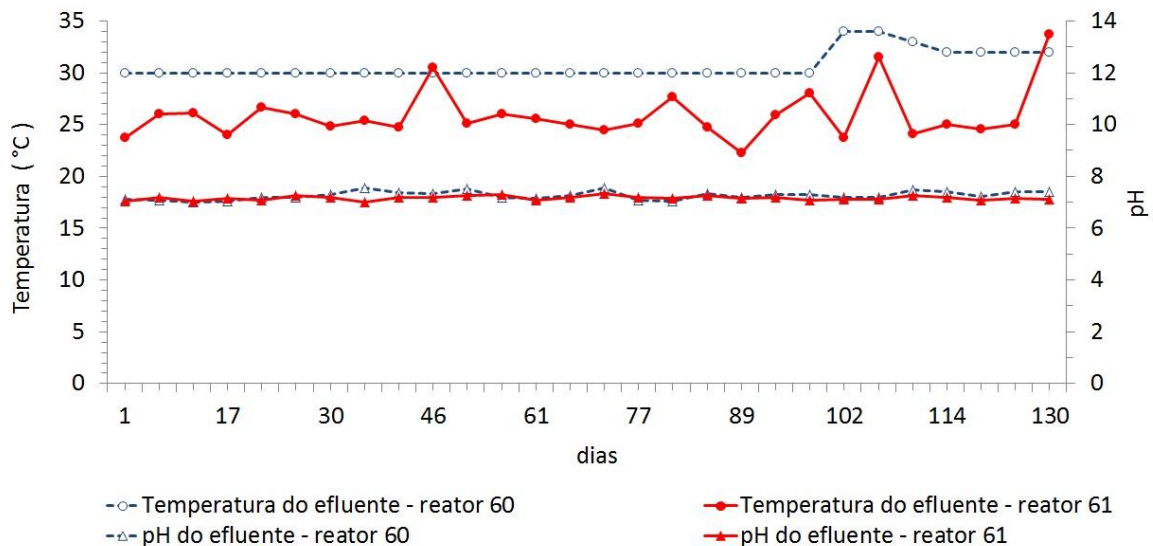


Figura 22 – Temperatura e pH observados nos reatores UASB 60 e 61 durante 130 dias de operação.

Pode-se observar na Figura 22 que os valores médios do pH no reator 60 (pH = 7,3) e 61 (pH = 7,2) em operação na indústria foram praticamente estáveis durante os 130 dias de acompanhamento do processo. Ambos os valores situam-se dentro da faixa ótima de pH para anaerobiose (6,5 a 8,0), conforme Cassini (2003). O controle de pH que vem sendo realizado na calha Parshall (pH de 6,5 a 7,5) com adição automática de NaOH contribuiu para esta estabilização. Mesmo sucesso foi alcançado por Nascimento e Feijó (1995) ao utilizar o mesmo tipo de controle para manter o pH entre 6,9 e 7,2.

Em relação a temperatura observa-se que no reator 60 manteve-se estável em 30 °C até o dia 102, quando subiu para 34 °C. Essa variação brusca na temperatura não é desejável, pois pode afetar a eficiência microbiana para a conversão do efluente em biogás. No entanto, segundo Cortez *at al.* (2008) para a digestão anaeróbica de efluentes o mais importante em relação à temperatura do processo é que essas variações bruscas não excedam em 5 °C o seu valor máximo

ideal para operação do reator de modo a evitar sérios danos aos micro-organismos. Esse tipo de ocorrência pode ser minimizado a partir da introdução de um controle automática de temperatura. Atualmente, o seu controle ainda é realizado de forma manual através da injeção direta de vapor na calha Parshall.

A maior frequência de variação da temperatura no reator 61 foi devido, provavelmente, ao seu modelo construtivo (Figura 14), o qual permite que a superfície do efluente tratado fique exposta ao ambiente externo e, assim, ocorra uma troca térmica do meio com o ar circundante cuja temperatura durante a realização deste trabalho variou de 10 a 32 °C.

As temperaturas médias nos reatores 60 (30,7 °C) e 61 (25,9 °C) ficaram dentro do limite de 20 °C a 45 °C indicado por Cortez *et al.* (2008) para a digestão anaeróbica de efluentes.

5.2 Produção de biogás gerado nos reatores

Os valores diários de biogás produzido durante os 130 dias de acompanhamento da operação dos reatores 60 e 61 bem como o volume total de efluente tratado na ETE (APÊNDICE D) estão apresentados na Figura 23.

De acordo com a Figura 23 o reator 60 produziu, em média, 512 $\text{Nm}^3 \text{d}^{-1}$ de biogás e o reator 61 produziu 307 $\text{Nm}^3 \text{d}^{-1}$; para um volume médio de efluente tratado na ETE de 442 $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$. O reator 61 possui volume de trabalho (V_T) 55% maior do que o do reator 60 e mesmo assim apresentou menor produção de biogás. Considerando os valores de V_T (ver Figura 10) a produção específica média no reator 60 foi de 1,14 $\text{Nm}^3 \text{d}^{-1} \text{m}^{-3}$ e a do reator 61 foi de 0,44 $\text{Nm}^3 \text{d}^{-1} \text{m}^{-3}$, ou seja, 61,4% menor. Isto pode ser justificado pela diferença construtiva de cada um dos tanques avaliados. No reator 61 (Figura 14) tem uma única zona de separação e captação de biogás enquanto que no reator 60 (Figura 13) há três zonas seqüenciais, ou seja, se o biogás passa pela primeira zona pode ser ainda capturado pela segunda ou pela terceira zona o que não ocorre com o reator 61. O reator 60 é mais moderno, foi construído em 1997 e possui tampa de vedação enquanto o reator 61, que é utilizado desde 1985, é aberto para a atmosfera. Foi possível observar visualmente no reator 61 a ascensão de bolhas de gás saindo pela superfície líquida em contato com o ar externo e sentir o odor característico de

mercaptanas neste ar. Considerando uma mesma eficiência biológica entre os lodos ativados dos dois reatores, pode-se estimar uma perda $117,4 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4 \text{ d}^{-1}$ no reator 61. No entanto, é preciso considerar também o efeito da temperatura média em cada um dos reatores conforme discutido anteriormente. A alteração da estrutura física do reator 61 e a colocação do controlador automático de temperatura, já proposto, podem reduzir essa diferença. Para o caso da estrutura física propõe-se a colocação de cobertura e uma nova saída do produto no topo do reator a qual deverá ser conectada à tubulação de coleta do biogás. Essa possibilidade já está em análise pela empresa.

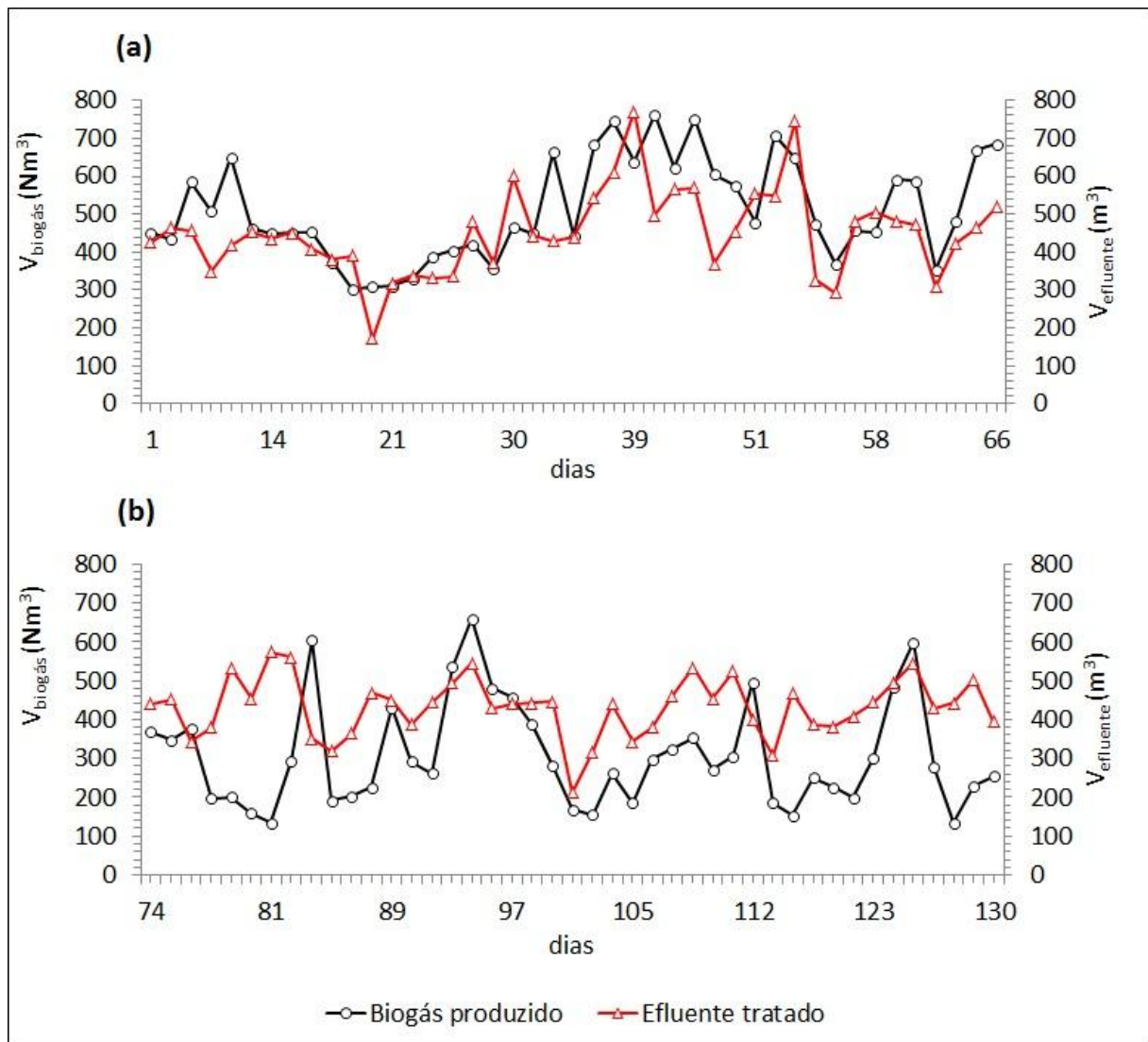


Figura 23 – Volume total diário de efluente tratado na ETE da empresa Duas Rodas Industrial e volume de biogás produzido nos reatores UASB durante 130 dias de processo: (a) reator UASB 60 e (b) reator UASB 61.

Durante o período de observação da produção de biogás a percentagem volumétrica de CH₄ no biogás variou de 80 a 98 %, conforme pode ser visto na Tabela 7.

Tabela 7– Composição do biogás gerado nos reatores UASB em operação na empresa Duas Rodas Industrial.

Amostra*	Reator 60			Reator 61		
	Porcentagem volumétrica de componentes no biogás (% v V _g ⁻¹)					
	CO ₂	CH ₄	H ₂ S	CO ₂	CH ₄	H ₂ S
1	15,6	84,4	0	16,6	83,4	0
17	18,3	81,7	0	19,3	80,7	0
30	15,5	84,5	0	17,8	82,2	0
46	13,4	86,6	0	14,5	85,5	0
57	2,6	97,6	0	2,9	97,1	0
66	1,2	98,9	0	1,6	98,4	0
74	8,7	91,3	0	8,9	91,1	0
86	6,9	93,1	0	7,1	93,0	0
97	1,3	98,7	0	1,7	98,3	0
109	4,4	95,6	0	4,5	95,5	0
130	12,3	87,7	0	12,8	87,2	0
Média	9,1	90,9	0	9,8	90,2	0

*O número da amostra corresponde ao número de dias decorridos após o início das amostragens

Pode-se observar na Tabela 7 um teor médio global em torno de 9,5% de CO₂, 90,6% de CH₄ e 0% de H₂S, para os dois reatores. O teor de metano encontrado no biogás foi superior a maioria dos valores estabelecidos por outros autores ao tratarem, em reatores anaeróbios, diferentes tipos de efluentes de indústria alimentícia. Empregando efluente de cervejaria, Iannicelli (2008) alcançou valor da ordem de 84% para CH₄ enquanto Villela e Silveira (2005) chegaram a 62,7% para efluente de laticínio e Kramer (2011), 70% para efluente de frigorífico. O maior teor de CH₄ obtido na biodigestão do efluente em estudo (Tabela 7) pode ser justificado em função das características do efluente tratado, o qual, devido a diversificação da linha de produtos alimentícios da empresa Duas Rodas Industrial (APÊNDICE E), pode ser mais rico em nutriente como proteínas e vitaminas do que os processos citados, favorecendo assim o metabolismo microbiano.

Conforme os resultados médios da composição do biogás apresentado na Tabela 7 e os volumes diários de biogás produzidos (Figura 23) o reator 60 produziu diariamente 464 Nm^3 de CH_4 e o reator 61, 277 Nm^3 de CH_4 , totalizando $741 \text{ Nm}^3 \text{ d}^{-1}$ de CH_4 disponível para aproveitamento energético.

O rendimento geral em volume de gás metano produzido ($\text{Nm}^3_{\text{CH}_4}$) por quilograma de DQO degradada ($\text{kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$) considerando a vazão total da alimentação dos dois reatores UASB ($1\,320 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$) onde está adicionada a contribuição da vazão de circulação, foi de $0,18 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$. Para o reator 60 esse parâmetro foi de $0,22$ e para o reator 61, $0,15 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$ (Equação 6).

Segundo Sant'Anna (2010) pode-se utilizar a estequiometria da reação de oxidação do CH_4 em CO_2 e H_2O e considerar a demanda teórica de 64 g de O_2 por mol de CH_4 como a quantidade deste composto a ser removida do meio para a geração de 18 g (1 mol) de CH_4 . De acordo com este autor, pode-se, então, converter volume de metano produzido em massa de DQO degradada e assim estimar os valores de rendimentos teóricos para processos conduzidos em diferentes temperaturas e pressão atmosférica. Portanto, considerando a temperatura média observada nos reatores 60 ($30,7 \text{ }^\circ\text{C}$) e 61 ($25,9 \text{ }^\circ\text{C}$) os respectivos rendimentos teóricos em CH_4 seriam de aproximadamente $0,39$ e $0,38 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$ resultando em um rendimento teórico global médio de $0,385 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$. Com isto, pode-se determinar uma eficiência global de $46,6\%$ para o sistema de reatores (UASB 60 + UASB 61) e valores de eficiência específica de $56,4\%$ para o reator 60 e de $39,5\%$ para o reator 61. Esta diferença percentual de 30% entre as eficiências de cada reator pode ser justificada pela diferença construtiva existentes entre os dois reatores, conforme já discutido anteriormente. Os valores de eficiência estimados corroboram com os valores obtidos a partir da Equação 7 e a eficiência global ficou dentro da faixa de eficiência (20 a 50%) dada por Van Haandel e Letting (1994 apud OLIVEIRA e FORESTI, 2004).

5.3 Possibilidades de aproveitamento energético do biogás gerado

Atualmente, a Duas Rodas Industrial emprega basicamente três tipos de combustíveis na produção industrial: (1) Gás liquefeito de petróleo (GLP) nas empilhadeiras; (2) Biomassa vegetal na produção de vapor; (3) Gás natural (GN) na

cozinha industrial. A indústria possui nove empilhadeiras para realizar a movimentação interna dos materiais, três caldeiras e uma cozinha que serve quatro refeições diárias. Entre as três caldeiras em operação, uma delas já possui o sistema de alimentação à gás e poderia aproveitar de imediato o biogás gerado. As outras duas precisariam passar ainda por uma análise técnica e econômica para verificar a viabilidade da sua conversão sem deixar de avaliar a disponibilização de biogás suficiente para todas as três caldeiras. No momento isto não seria possível. A caldeira já adaptada para uso de gás combustível (Figura 24a) é do tipo flamotubular modelo bgv-10000 fabricada pela Biochamm que opera a uma pressão de trabalho de 12 kgf cm^{-2} com uma capacidade máxima atual de alimentação de 10 mil kg h^{-1} de cavaco de eucalipto (Figura 24b) gerando, aproximadamente $5,9 \text{ Gcal h}^{-1}$. O sistema de alimentação de gás (Figura 24c) requer vazão mínima de operação de $20 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de GN.



Figura 24 – Caldeira flamotubular da Biochamm utilizada pela Duas Rodas Industrial na geração de vapor: (a) Vista parcial da caldeira; (b) Cavaco de eucalipto utilizado como combustível; (c) Sistema alternativo de combustível para gás natural.

Fonte: Primária, 2012.

O consumo e gasto anual com os combustíveis GLP, biomassa e GN no ano de 2011 pela Duas Rodas Industrial é apresentado na Tabela 8 e os consumos e gastos mensais estão disponíveis respectivamente nos APÊNDICES F, G e H.

Tabela 8 – Consumo e gasto com os combustíveis GLP, biomassa e GN realizados pela Empresa Duas Rodas Industrial durante o ano de 2011.

Grandeza	Combustível		
	GLP (kg)	Biomassa (t)	GN (m ³)
Consumo	25 470	11 191,85	14 529
Gasto (R\$) ⁽¹⁾	101 752,65	1 432 556,80	27 724,80

⁽¹⁾ Preço médio anual do GLP (em kg) de R\$ 3,995, do cavaco de madeira (em t) de R\$ 128,00 e do GN (m³) de R\$ 1,90.

Com base no teor de CH₄ presente (Tabela 7) o poder calorífico inferior do biogás gerado foi de 32 000 kJ m⁻³ (44 444 kJ kg⁻¹), conforme diagrama (Figura 5) dado por Mitzlaff (1988). Considerando os valores de PCI do GLP, cavaco de eucalipto e GN (Tabela 2) e a densidade dos combustíveis gasosos na CNTP encontram-se valores de equivalência energética em kg do biogás gerado iguais a 0,96 kg de GLP, 2,75 kg de eucalipto e 0,97 kg de GN. Em volume de biogás gerado esses valores são da ordem de 0,29, 0,006 e 1,0, respectivamente. A partir dos valores de PCI desses combustíveis é possível estimar a quantidade mínima de biogás necessária para a equivalência. Esses valores são mostrados na Figura 25.

Analisando a Figura 25 pode-se verificar que empregando totalmente o metano produzido seria possível substituir totalmente o GLP e o GN consumidos mensalmente pela empresa. Em relação ao cavaco de eucalipto, com o uso total do metano permitiria substituir apenas 3,46% da energia, ou seja, aproximadamente 32,3 t (103,4 m³) de biomassa de um total de 932,6 t (2 984,5 m³) comprado mensalmente pela empresa. Para a substituição integral de todos os três combustíveis, seria necessária uma produção média mínima de 474 914 Nm³_{CH₄} por mês (21 587 Nm³_{CH₄} d⁻¹). Este valor é 29,13 vezes maior do que é gerado atualmente (741 Nm³_{CH₄} d⁻¹). Diante deste fato e considerando o valor pago por PCI (MJ) consumido (R\$ 0,086 para o GLP, R\$ 0,008 para o cavaco de eucalipto e R\$ 0,06 para o GN) avaliou-se o consumo do biogás em quatro diferentes cenários: (1) Utilização do biogás em substituição total ao GLP (empilhadeiras) e ao GN (cozinha) e o excedente na substituição do cavaco de eucalipto (caldeira); (2) Utilização do biogás nas empilhadeiras e o excedente na caldeira; (3) Utilização do biogás na

cozinha industrial e o excedente na caldeira e (4) Utilização do biogás apenas na caldeira.

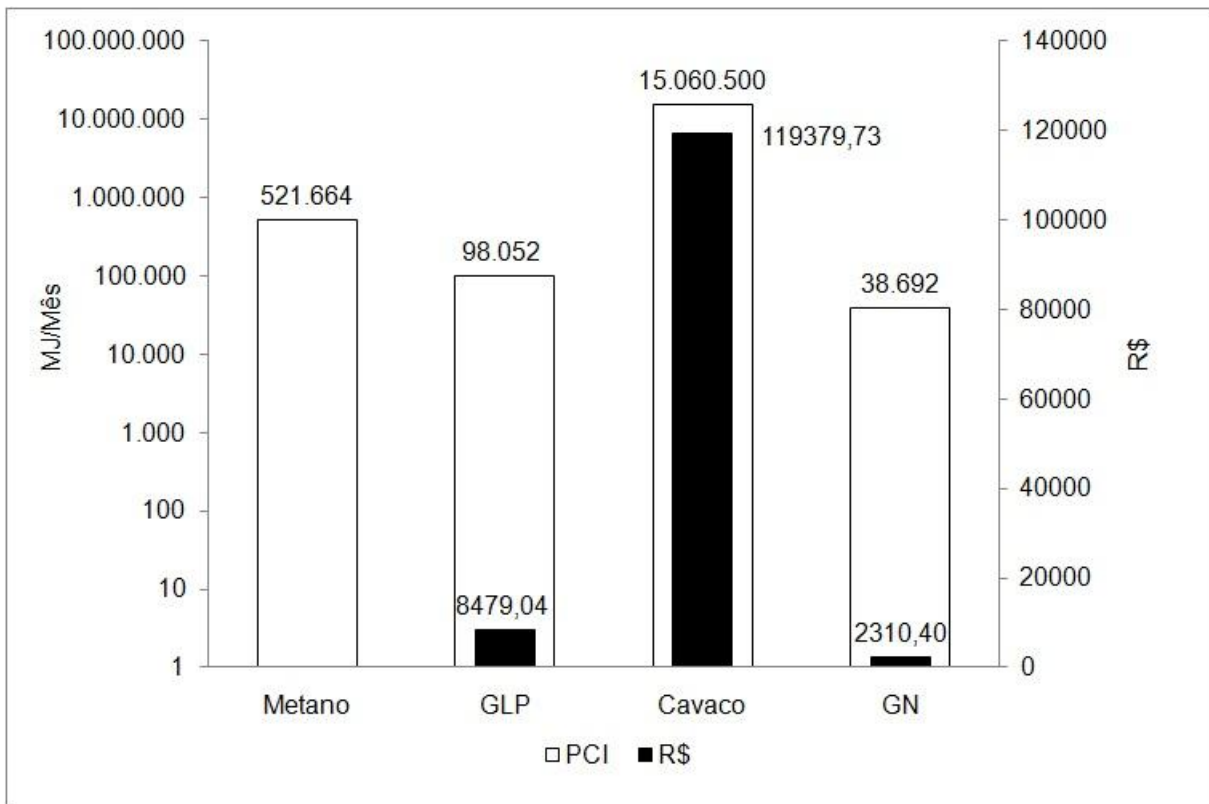


Figura 25 – Quantidade média de gás metano (em MJ de PCI) gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial e quantidades médias dos biocombustíveis GLP, cavaco de eucalipto e GN consumidos mensalmente pela empresa com respectivos valores pagos.

Nas Tabelas 9 a 12 estão apresentados os valores referentes aos investimentos previstos para utilização do biogás e os valores gastos com os combustíveis.

Tabela 9 – Investimento previsto para a utilização do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição total do GLP empregado anualmente* nas empilhadeiras e ao GN utilizado na cozinha industrial com o excedente de biogás consumido pela caldeira (Cenário 1) e correspondente valor gasto com esses combustíveis.

	R\$
Aquisição do sistema de lavação e compressão do biogás	380.000,00
Instalação do sistema de lavação e compressão do biogás	11.000,00
Adaptação do sistema de alimentação do combustível atualmente utilizado para uso do biogás	
(1) Para as 9 empilhadeiras	13.500,00
(2) Para a cozinha industrial	3.000,00
(3) Para a caldeira	5.000,00
Gasto anual com combustíveis (GLP, GN e cavaco de eucalipto)	163.970,62

*Ano base de 2011.

Tabela 10 – Investimento previsto para a utilização do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição total do GLP empregado anualmente* nas empilhadeiras e o excedente de biogás consumido pela caldeira (Cenário 2) e correspondente valor gasto com esses combustíveis.

	R\$
Aquisição do sistema de lavação e compressão do biogás	380.000,00
Instalação do sistema de lavação e compressão do biogás	11.000,00
Adaptação do sistema de alimentação do combustível atualmente utilizado para uso do biogás	
(1) Para as 9 empilhadeiras	13.000,00
(2) Para a caldeira	5.000,00
Gasto total com combustíveis (GLP e Cavaco de eucalipto)	139.732,80

*Ano base de 2011.

Tabela 11 – Investimento previsto para a utilização do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição total do GN empregado anualmente* na cozinha e o excedente de biogás consumido pela caldeira (Cenário 3) e correspondente valor gasto com esses combustíveis.

	R\$
Aquisição do sistema de lavagem e compressão do biogás	380.000,00
Instalação do sistema de lavagem e compressão do biogás	11.000,00
Adaptação do sistema de alimentação do combustível atualmente utilizado para uso do biogás	
(1) Para a cozinha industrial	3.000,00
(2) Para a caldeira	5.000,00
Gasto total com combustíveis (GN e cavaco de eucalipto)	71.187,60

*Ano base de 2011.

Tabela 12 – Investimento previsto para a utilização total do biogás gerado nos reatores UASB da empresa Duas Rodas Industrial em substituição parcial do cavaco de eucalipto usado anualmente* pela caldeira (Cenário 4) e correspondente valor gasto com esse combustível.

	R\$
Aquisição do sistema de lavagem e compressão do biogás	380.000,00
Instalação do sistema de lavagem e compressão do biogás	11.000,00
Adaptação do sistema de alimentação do combustível atualmente utilizado para uso do biogás	
(1) Para a caldeira	5.000,00
Gasto total com combustível (Cavaco de eucalipto)	46.950,00

*Ano base de 2011.

Considerando o investimento total apresentado para o cenário 1 de R\$ 412.500,00, do cenário 2 de R\$ 409.500,00, do cenário 3 de R\$ 399.000,00, do cenário 4 de R\$ 396.000,00 é possível estimar os respectivos tempos de recuperação do investimento (Equação 8) de 2,52, 2,93, 5,60 e 8,43 anos. Apesar de maior investimento no cenário 1 o seu retorno financeiro foi melhor devido aos maiores custos da energia proveniente do GLP e do GN. Com base nesses valores recomenda-se de imediato a busca da efetivação do cenário 1. Esta recomendação pode ser alterada caso a quantidade de biogás produzida aumente ao longo dos anos.

Além desses quatro cenários avaliados uma quinta possibilidade deve ser considerada futuramente, caso a disponibilidade de biogás seja suficiente para suprir

a demanda energética atual, ou seja, adquirir um gerador e converter a energia disponível do biogás em energia elétrica utilizando-a totalmente para consumo interno e, caso haja excedente, vendê-la.

É importante ressaltar que em nenhum dos cenários citados considerou-se no retorno financeiro a contribuição da venda de créditos de carbono a partir dos possíveis Certificados de Redução de Emissões (CREs) que podem ser obtidos pela empresa, conforme Protocolo de Quioto.

Em todos os cenários avaliados a aquisição e instalação de um sistema de lavagem e pressurização do biogás se torna imprescindível para o uso adequado do combustível. A partir desta contestação avaliou-se o emprego do referido equipamento.

5.4 Instalação do sistema de purificação, armazenamento e abastecimento de biogás

Para o uso do biogás gerado nos reatores 60 e 61, como combustível veicular, faz-se necessário a sua purificação por lavagem e aumento da pressão do biogás para abastecimento dos cilindros. Para tanto foram feitos diversos contatos com empresas especializadas e solicitado propostas de projetos de lavadores de gases a serem adquiridos pela empresa Duas Rodas. A proposta aceita foi aquela feita pela empresa DC-AR de São Paulo (contrato de três meses para testar o equipamento). O sistema de purificação, armazenamento e abastecimento de biogás proposto (Figura 26) já foi instalado na indústria e está em fase inicial de testes.

O funcionamento do equipamento segue as seguintes etapas: o gás é inicialmente coletado por dutos antes dos *flare* e enviado até o equipamento onde passa por uma torre de lavagem de pressão positiva para o início do processo de limpeza e remoção de H₂S. O biogás da empresa em estudo é isento de H₂S porem é possível sentir odor de mercaptanas, que são compostos de enxofre, por essa razão o biogás deve passar pelo processo de limpeza e remoção de H₂S. Em seguida, o gás isento de H₂S e compostos de enxofre entra em um compressor de baixa pressão a 12 bar e é conduzido a uma segunda torre onde através de uma lavagem contra corrente é removido o CO₂. Após a lavagem o gás passa por um sistema de secagem para eliminação da umidade gerada nas diferentes temperaturas. A partir daí o gás segue para um sistema de armazenamento onde é

mantido sob pressão de 12 bar. Para o uso deste gás em substituição ao GN e ao cavaco de eucalipto a pressão deve ser reduzida para 1 bar e para substituição ao GLP usado nas empilhadeiras ela é aumentada para 200 bar. Todas essas alterações de pressões são possíveis de realização pelo próprio equipamento em testes.

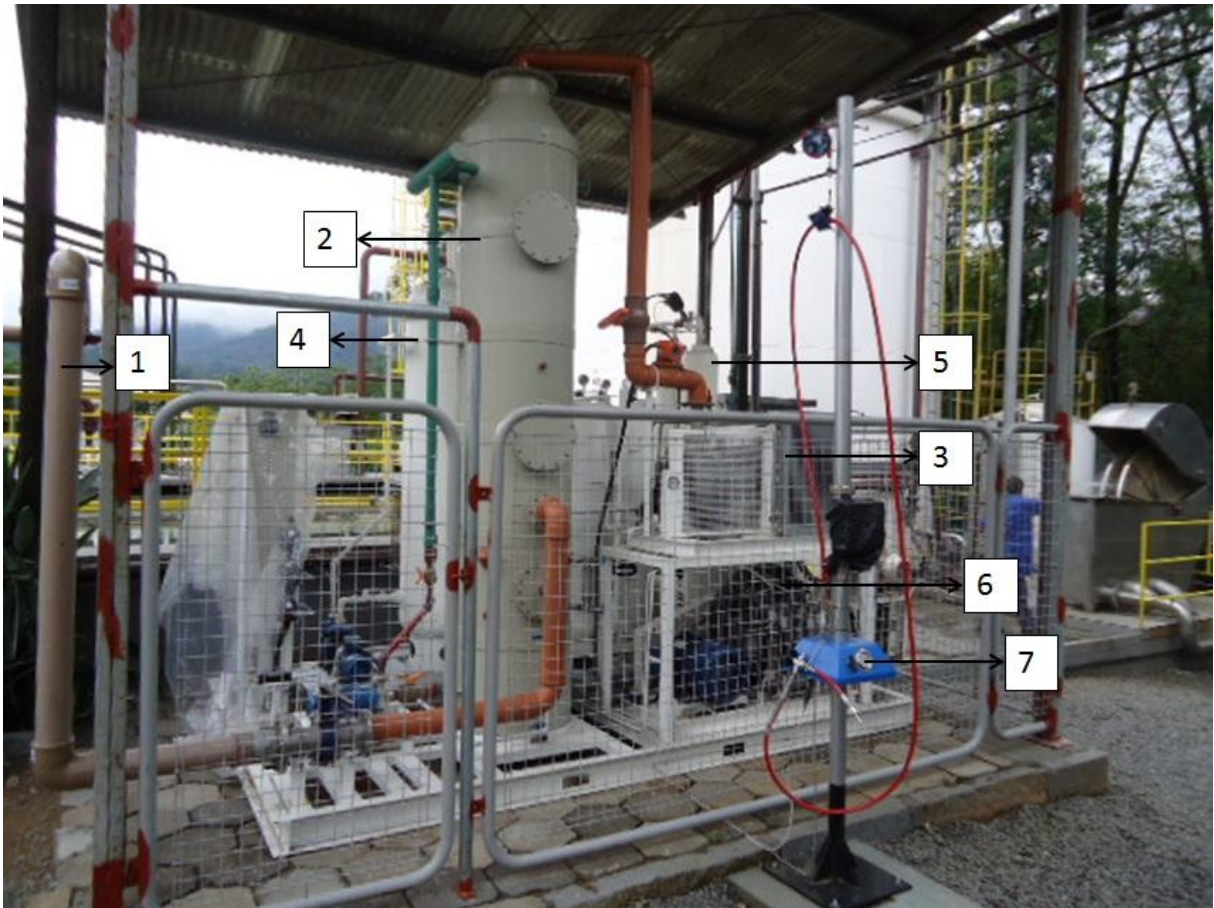


Figura 26 – Sistema de purificação, armazenamento e abastecimento de biogás instalado na empresa Duas Rodas Industrial para testes iniciais de aproveitamento do biogás como combustível alternativo: (1) Dutos de coleta do biogás; (2) Torre de remoção de H_2S ; (3) Compressão de baixa pressão; (4) Torre de remoção de CO_2 ; (5) Sistemas de armazenamento; (6) Compressão de alta pressão e (7) Ponto para abastecimento das empilhadeiras.

Fonte: Primária, 2012.

Com base na avaliação econômica realizada e buscando contribuir com a implementação imediata do cenário 1 analisado, foi escolhida uma empilhadeira e realizada a sua adaptação para GNV/biogás visando o uso do biogás como combustível veicular. Com a colocação do sistema de lavagem e compressão em

operação, foi possível constatar problemas operacionais que necessitam de solução urgente. Num primeiro momento foi conectada uma tubulação antes do queimador do reator 60 ao sistema de lavação e compressão de biogás. O biogás foi submetido ao processo de tratamento passando pelas etapas citadas anteriormente, porém a quantidade e a qualidade do biogás não foi suficiente para manter a empilhadeira funcionando em condições estáveis. Para sanar a falta de biogás foi conectada uma tubulação antes do queimador do reator 61 e iniciado novos testes com biogás provenientes dos reatores 60 e 61. Neste teste o vácuo do sistema de lavação e compressão responsável pela sucção do biogás gerado nos reatores 60 e 61 foi elevado para que o sistema tivesse biogás suficiente para realizar um ciclo completo de operação. Entretanto com a elevação do vácuo ocorreu além da sucção de biogás a sucção de efluente e lodo do interior do reator 60 proveniente do separador trifásico, desta forma ocorreu uma desestabilização do reator. Para sanar esses problemas, chegou-se ao consenso que deve ser incluído, antes do sistema de vácuo do equipamento, um gasômetro ou um tanque pulmão de biogás, evitando assim que o sistema de vácuo faça a sucção direta dos reatores. Esta condição está em desenvolvimento.

CONCLUSÃO

Os processos de decantação e floculação empregados pela empresa Duas Rodas Industrial no tratamento prévio do efluente enviado aos reatores anaeróbios ($442 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$) provocam uma perda de 8% na carga orgânica biodegradável, reduzindo assim, teoricamente, a produção final de gás metano na mesma proporção.

Considerando os valores de DQO degradada, foi possível biodegradar até 80,5% da carga orgânica presente no efluente floculado e reduzir os valores médios de DQO de 3,70 para $0,72 \text{ g L}^{-1}$ e de DBO de 1,50 para $0,18 \text{ g L}^{-1}$. A produção diária média de biogás obtida com essa degradação foi de 819 Nm^3 , sendo o biogás composto basicamente por 90% de CH_4 e 9,1% de CO_2 , sem a presença de H_2S .

O rendimento global em volume de gás metano (CH_4) produzido por quilograma de DQO degradada (DQO,d) foi de $0,18 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$ com uma eficiência de 46,6% em relação ao rendimento teórico de $0,385 \text{ Nm}^3_{\text{CH}_4} \text{ kg}^{-1}_{\text{DQO,d}}$. A instalação de um controle automático da temperatura dos reatores e um sistema de vedação para o reator 61 podem contribuir para um aumento no rendimento.

O biogás gerado pelos reatores UASB pode ser aproveitado pela empresa como fonte de energia em diferentes processos industriais, desde que seja submetido à compressão. Não foi possível avaliar a eficiência do sistema de lavagem e compressão de biogás adquirido e colocado em operação. Durante os testes iniciais do equipamento foi constatada a formação excessiva de vácuo no seu sistema de alimentação o que conduziu ao arraste de líquido e lodo dos reatores. Novos estudos estão em andamento para a busca de soluções para este problema entre os quais a instalação de um gasômetro ou de um tanque pulmão após os reatores.

Este trabalho mostrou alternativas de aproveitamento energético do biogás gerado na empresa em substituição à sua simples queima nos *flare*, permitindo com isto a possibilidade de redução no gasto anual da empresa com outros tipos de combustíveis.

O melhor retorno financeiro do investimento necessário para o aproveitamento do biogás foi de 2,52 anos considerando a sua utilização em substituição total ao combustível veicular GLP e ao gás natural usado na cozinha e parcialmente ao cavaco de eucalipto consumido pela caldeira. Considerando o uso apenas como

combustível da caldeira esse retorno sobe para 8,43 anos sendo que apenas 3,46% da massa de cavaco é possível substituir em função da capacidade energética de cada um dos combustíveis avaliados.

PROPOSTAS PARA ESTUDOS FUTUROS

Novos trabalhos podem ser elaborados para dar continuidade ao projeto desenvolvido. Como sugestão para trabalhos futuros destaca-se:

1. Analisar os teores de CH₄, CO₂, H₂S e o PCI do biogás após lavagem e compressão do biogás;
2. Avaliar o rendimento mecânico da empilhadeira transformada para utilizar o biogás como combustível veicular;
3. Realizar um projeto de MDL a partir dos possíveis Certificados de Redução de Emissões (CREs) que podem ser obtidos pela empresa, conforme protocolo mundial vigente;
4. Avaliar a possibilidade de eliminação das etapas de decantação e flotação utilizadas atualmente pela Estação de Tratamento de Efluentes da empresa conduzindo o efluente direto para os reatores UASB após ajuste do pH e temperatura.

REFERÊNCIAS

ALM, Peter; FALK, Kathryn; NIGHTINGALE, Thomas; ZEHR, Zachary. **Sleeman biogas boiler system design: studies by undergraduate researchers at guelph**. v. 5, n. 1, 2011.

ALVES, João Wagner Silva; VIEIRA, Sonia Maria Manso. Inventário nacional de emissões de metano pelo manejo de resíduos - 1990 a 1994. **Biogás: pesquisas e projetos no Brasil**. São Paulo, 2006.

ANP – Agência Nacional do Petróleo. Portaria nº 128, de 28 de agosto de 2001.

ANEEL, 2011. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br>>. Acesso em: 29 maio. 2012, 10:55:00.

BEN – Balanço Energético Nacional 2011 – Ano base 2009. Elaborado pelo MME – Ministerio de Minas e Energia e pela EPE – Empresa de Pesquisa Energetica. Brasil, 2011.

BERNI, Mauro Donizeti; BAJAY, Sergio Valdir. Geração de energia e a digestão anaeróbia no tratamento de efluentes: estudo-de-caso na industria de papel. **Energ. Meio Rural**, São Paulo, ano 3, 2003.

BERTON, Ana Carla; GEHM, Daisy Hartkopf; SCHNITZLER, Danielle Caroline; DURLI, Edneia. Tratamento de efluente de indústria de alimentos com lipase comercial para redução de altos teores de óleos e graxas. 34ª Reunião Anual da Sociedade Brasileira de Química. Santa Catarina, 2011

BRAILE, Pedro Marcio; CAVALCANTI, José Eduardo W. A. **Manual de tratamento de águas residuárias industriais**. São Paulo: CETESB, 1993.

CAMPOS, Aramando; TAVARES, José da Cunha; LIMA, Valter. **Prevenção e Controle de riscos em máquinas equipamentos e instalações**. Senac: 4ª Edição, São Paulo, 2010.

CAMPOS, José Roberto. **Tratamento de esgoto sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

CARVALHO, João Luís Nunes; AVANZI, Junior Cesar; SILVA, Marx Leandro Naves; MELLO, Carlos Rogério; CERRI, Carlos Eduardo Pellegrino. Potencial de sequestro de carbono em diferentes biomas do Brasil. **Brasil cienc. Solo**, Viçosa, v. 34, n. 2, 2010.

CASSINI, Sérgio Túlio. **Digestão de resíduos sólidos orgânicos e aproveitamento do biogás**. Rio de Janeiro: ABES, 2003.

CAVALCANTI, José Eduardo W. A. **Manual de tratamento de efluentes industriais**. São Paulo: Engenho Editora Técnica Ltda, 2009.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: UFMG, 1997. 5 v.

COELHO, Suani Teixeira; VELÁZQUEZ, S. M. S. G.; MARTINS, Osvaldo Stella; ABREU, Fernando Castro. **A conversão da fonte renovável biogás em energia**. In: Congresso Brasileiro de Planejamento Energético, V, 2006a, Brasília.

COELHO, Suani Teixeira; VELÁZQUEZ, S. M. S. G.; SILVA, Orlando Cristiano; PECORA, Vanessa; ABREU, Fernando Castro. Geração de energia elétrica a partir do biogás proveniente do tratamento de esgoto. **Enc. Energ. Meio Rural**, São Paulo, ano 6, 2006b.

CORTEZ, Luís Augusto Barbosa; LORA, Elector Eduardo Silva; GÓMEZ, Edgardo Olivares. **Biomassa para energia**. São Paulo: UNICAMP, 2008.

COSTA, David Freire. **Geração de energia elétrica a partir do biogás do tratamento de esgoto**. 2006. 194 f. Dissertação (Mestrado em Energia) – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

DEZOTTI, Marcia. **Processos e técnicas para o controle ambiental de efluentes líquidos**. Rio de Janeiro: E-papers, 2008. 5 v.

EG&G, Technical Services, **Fuel cell Handbook**, Department of Energy: National Energy Technology Laboratory, Morgantown, West Virginia, 2004.

FERREIRA, ROBERTO G. **Engenharia econômica e avaliação de projetos de investimento**: Critérios de avaliação, financiamentos e benefícios fiscais e análise de sensibilidade e risco. São Paulo: Atlas SA, 2009.

FRARE, Laércio Montavani; GIMENES, Marcelino Luiz; PEREIRA, Nehemias Curvelo. Processo para remoção de ácido sulfídrico de biogás. **Eng. Sanit. Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 14, n. 2, 2009.

HUANG, Jingdang; CROOKES, R.J.; Assessment of simulated biogas as a fuel for the spark ignition engine. **Elsevier Science**, v. 77, n. 15, 1998.

IANNICELLI, André Luiz. **Reaproveitamento energético do biogás de uma indústria cervejeira**. 2006. 83 f. Dissertação (Mestrado em Energia e Gestão Ambiental na Indústria) – Universidade de Taubaté, São Paulo, 2006.

ICLEI. **Manual para aproveitamento do biogás**: aterros sanitários. Governos locais pela sustentabilidade, Secretariado para América Latina e Caribe: vol. 1, São Paulo, 2009.

ICLEI. **Manual para aproveitamento do biogás**: efluente urbanos. Governos locais pela sustentabilidade, Secretariado para América Latina e Caribe: vol. 2, São Paulo, 2010.

IEA. **Biogas production and utilisation**. IEA Bioenergy, 2005.

JÖNSSON, Owe; PERSSON, Margareta. **Biogas as transportation fuel**. Swedish Gas Centre, FVS: Fachtagung, 2003.

KAPDI, Shyam S.; VIJAY, Virendra K.; RAJESH, Shivanalli K.; PRASAD, Rajendra. **Upgrading biogas for utilization as a vehicle fuel**. Asian Journal on Energy and Environment, 2006.

KRAMER, Joe. **Great lakes region food industry biogas casebook**. Energy Center of Wisconsin, Science Drive, 2011.

LANDAHL, Gustaf. **Biogas as vehicle fuel: A European overview**. Stockholm, 2003.

LEITE, Nilson Ribeiro; MILITÃO, Renato de Abreu. **Tipos e Aplicações de Caldeiras**: Fabricação e montagem de caldeiras e trocadores de calor. Escola Politécnica – Depto. Engenharia Mecânica, 2008.

LIMA, Ivo César. **Otimização do sistema de tratamento de efluente de indústria de processamento de carnes e derivados**. 2008. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental) – Universidade de Ribeirão Preto – Centro de Ciências Exatas, Naturais e Tecnologia, Ribeirão Preto, 2008.

MAGALHÃES, Edney Alves; SOUZA, Samuel N. M.; AFONSO, Adriano D. L.; SILVA, Jadir Nogueira. Desenvolvimento e avaliação de um sistema de purificação de biogás: Influência da pressão e razão líquido/gás na absorção de CO₂. **Eng. na Agricultura**, Viçosa, v. 14, n. 4, 2006.

MITZLAFF, K. van. **Engines for biogas**. Wiesbaden: Veiweg, 1988.

MORAN, Michael J; SHAPIRO, Howard N.; MUNSON, Bruce R.; DEWITT, David P. **Introdução à Engenharia de Sistemas Térmicos**: Termodinâmica, Mecânica dos Fluidos e Transferência de Calor. Rio de Janeiro: Eletônica, 2005.

MOREIRA, Helena Margarido; GIOMETTI, Analúcia Bueno dos Reis. O Protocolo de Quioto e as possibilidades de inserção do Brasil no Mecanismo de Desenvolvimento Limpo por meio de Projetos em Energia Limpa. **Contexto Internacional**, Rio de Janeiro, v. 30, n. 1, 2008.

NASCIMENTO, Rosilene Aparecida; FEIJÓ, Roberto Figueiredo. **Tratamento de efluentes líquidos de indústria alimentícia através de reator UASB**. Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP: São Paulo, 1996.

NIETO, Gabriela R.; HIROSE, Leonardo T.; DOMINGUES, Renata F.; TOMMASO, Giovana. **Avaliação de reator UASB operando em batelada sequencial para tratamento de efluente de abatedouro de ovinos**. FZEA – Departamento de Engenharia de Alimentos, USP, São Paulo, 2006.

NSCA. **Biogas as a road transport fuel: An assessment of the potencial role of biogas as renewable transport fuel**, 2006.

NUNES, José Alves. **Tratamento Físico-Químico de Águas Residuárias Industriais**. 5. ed. Aracaju: Info Graphics Gráfica & Editora, 2008.

OLIVEIRA, Adriano Santhiago; RIBEIRO, Leonardo da Silva. Ciclo do MDL e implicação no aproveitamento energético do biogás a partir dos depósitos de resíduos sólidos. **Biogás: pesquisa e projetos no Brasil**, São Paulo, 2006.

OLIVEIRA, Roberto A.; FORESTI, Eugênio. Balanço de massa de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. **Eng. Agric**, Jaboticabal. v. 24, n. 3, 2004.

PAPACZ, Wladyslaw. **Biogas as vehicle fuel**. *Jornal of KONES Powertrain and Transport*: vol. 18, n. 1, 2011.

PECORA, Vanessa. **Implantação de uma unidade demonstrativa de geração de energia elétrica a partir do biogás de tratamento de esgoto residencial da USP – Estudo de caso**. 2006. 152 f. Dissertação (Mestrado em Energia) – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

PEREIRA, Orlando Ramirez; HUBER, Charles S. **Tratamento de efluentes da indústria conserveira por reator anaeróbio de fluxo ascendente**. In: Congresso de IC. UFPelotas, XIV, 2007, Pelotas.

PERSSON, Margareta; JONSSON, Owe; WELLINGER, Arthur. **Biogas Upgrading to vehicle fuel standards and grid injection**. IEA Bioenergy, Graphic Design: Susanne AUER, Vienna, 2006.

PETERSSON, Anne; WELLINGER, Arthur. **Biogás upgrading technologies – developments and inovations**. IEA Bioenergy, 2009.

QUIRINO, Waldir F.; VALE, Ailton Teixeira; ANDRADE, Ana Paula Abreu; ABREU, Vera Lúcia Silva; AZEVEDO, Ana Cristina dos Santos. Poder calorífico da madeira e de materiais ligno-celulósicos. **Revista da Maneira**, n. 89, 2005

REBOUÇAS, Aldo da C.; BRAGA, Benedito; TUNDISI, José Galizia. **Águas doces no Brasil: Capital ecológico, uso e conservação**. 3. ed. São Paulo: Escrituras, 2006.

ROBRA, Sabine; OLIVEIRA; Ana M. de; CRUZ, Rosenira S. da; NETO, José A. de Almeida. Tecnologia e potencial de produção de energia a partir da biogigestão anaeróbia de resíduos orgânicos na Bahia. **Bahia analise & dado**, Salvador, v.18, n. 4, p. 621 – 633, jan/mar. 2009.

SANT'ANNA, Geraldo Lippel. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência, 2010.

SALOMON, Karina Ribeiro; LORA, Electo Eduardo. Estimativa do potencial de geração de energia elétrica para diferentes fontes de biogás no Brasil. **Biomassa & Energia**, Belo Horizonte, v. 2, n.1, p. 57-67. 2005.

SANCHES, Andrea Bandeira. **Avaliação da sustentabilidade de sistemas de tratamento de esgotos sanitários: Uma proposta metodológica**. 2009. 278 f. Tese (Doutorado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Rio Grande do Sul, 2009.

SASSE, Ludwig. **Biogas Plants**. Publication of the Deutsches Zentrum für Entwicklungstechnologien – GATE in: Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH, 1988.

SILVA, Bruno Carbonaro Franco; SILVA, Valdir. **Combustíveis e queimadores em caldeiras**: fabricação e montagem de caldeiras e trocadores de calor. Escola Politécnica: Depto. Engenharia Mecânica, 2008.

SILVA, Christian Luiz; RABELO, J. M. O.; RAMAZZOTTE, V. C. B.; ROSSI, L. F. S.; BOLLAMANN, Harry Alberto. A cadeia de biogás e a sustentabilidade local: uma análise socioeconômica ambiental da energia de resíduos sólidos urbanos de aterro da Caximba em Curitiba. **Inovar**, Bogota, v. 19, n. 34, 2009.

SILVA, Fabio M.; JUNIOR, Jorge de Lucas; BENINCASA, Mario; OLIVEIRA, Ezequiel. Desempenho de um aquecedor de água a biogás. **Eng. Agrícola**, Jaboticabal, v. 25, n. 3, 2005.

SOUZA, José; SCHAEFFER, Lirio. Estudo para fabricação de cilindros especiais para biometano. **Revista Liberato**, Novo Hamburgo, v. 11, n. 15, 2010.

SOUZA, Juliano; SOUZA, Samuel N. Melegari; MACHADO, Paulo Romeu M. Desempenho de um motor ciclo Otto utilizando biogás como **combustível**. **Enc Energia Meio Rural**, n. 5, 2004.

SOUZA, Rodrigo G; SILVA, Fabio M; BASTOS, Adriano C. Desempenho de um conjunto motogerador adaptado a biogás. **Ciência Agrotec**, Lavras, v. 34, n. 1, 2010.

SOUZA, Zilmar José. AZEVEDO, Paulo Furquim. **O Mercado de crédito de carbono**: as características dos *first-movers* e implicações para o agronegócio. In: Congresso do Saber, XLIII, São Paulo, 2005.

SPERLING, Marcos Van. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgoto**. 3. ed. Belo Horizonte: UFMG-desa, 2005.

SPRENGER, Humberto Elias; CANTÃO, Maurício Pereira. Viabilidade do uso de biogás em células a combustível. **Revista Espaço Energia**, n. 13, 2010.

TOLMASQUIM, Mauricio T.; GUERREIRO, Amilcar; GORINI, Ricardo. **Matriz energética brasileira: Uma prospectiva**. CEBRAP: Novos Estudos, 2007.

VESILIND, P. Aarne; MORGAN, Susan M. **Introdução à engenharia ambiental**. 2. ed. São Paulo: Cengage Learning, 2011.

VILELA, Fabiana Santos. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios de batelada: eficiência de fermentação e diversidade microbiana**. 2005. 69 f. Dissertação (Mestrado em Medicina Veterinária) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2005.

VILLELA, Iraídes Aparecida de Castro; SILVEIRA, José Luz. Technical aspects dairy biogas production. **Ver. Ciencia Exatas**, Taubate, v. 11, n. 1, 2005.

ZANETTE, André Luiz. **Potencial de aproveitamento energético do biogás no Brasil**. 2009. 97 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

APÊNDICE A – Valores de sólidos totais (ST) e de sólidos voláteis (SV) ao longo da estação de tratamento do efluente industrial

Tabela I – Valores de sólidos totais (ST) e de sólidos voláteis (SV) ao longo da estação de tratamento do efluente industrial nos pontos (A) após o tanque de equalização; (B) na calha Parshall; (C) após o reator 60; (D) após o reator 61.

Amostra (dia de operação)	Ponto de amostragem na estação de tratamento							
	A		B		C		D	
	ST (g L ⁻¹)	SV (g L ⁻¹)	ST (g L ⁻¹)	SV (g L ⁻¹)	ST (g L ⁻¹)	SV (g L ⁻¹)	ST (g L ⁻¹)	SV (g L ⁻¹)
1	4,27	1,94	3,10	2,07	2,78	1,97	2,47	1,90
17	5,49	3,05	1,92	1,20	0,70	0,57	0,56	0,37
30	9,66	6,90	7,85	5,23	3,66	3,00	3,03	2,35
57	2,99	1,42	1,27	0,67	0,49	0,30	0,43	0,29
74	4,30	1,87	2,06	1,03	2,09	1,82	1,92	1,60
86	5,43	3,66	4,07	1,80	2,75	1,69	2,50	1,67
109	5,96	3,20	5,56	2,57	3,13	2,39	2,61	2,16
122	5,70	4,73	2,90	1,86	2,50	1,48	2,23	1,67
130	5,48	1,92	3,06	1,85	2,49	1,66	2,12	1,71
Média	5,48	3,19	3,53	2,03	2,29	1,65	1,98	1,52
Desvio padrão	1,83	1,75	2,05	1,33	1,06	0,83	0,90	0,72

APÊNDICE B – Valores de demanda química de oxigênio (DQO) e de demanda biológica de oxigênio (DBO) ao longo da estação de tratamento do efluente industrial

Tabela II – Valores de demanda química de oxigênio (DQO) e de demanda biológica de oxigênio (DBO) ao longo da estação de tratamento do efluente industrial nos pontos (A) após o tanque de equalização; (B) na calha Parshall; (C) após o reator 60; (D) após o reator 61.

Amostra (dia de operação)	Ponto de amostragem na estação de tratamento							
	A		B		C		D	
	DQO (g L ⁻¹)	DBO (g L ⁻¹)	DQO (g L ⁻¹)	DBO (g L ⁻¹)	DQO (g L ⁻¹)	DBO (g L ⁻¹)	DQO (g L ⁻¹)	DBO (g L ⁻¹)
1	4,2	2,37	3,6	1,71	0,6	-	0,7	0,51
17	4,3	-	3,7	-	0,8	-	0,9	-
30	5,2	-	4,1	-	0,8	-	1	-
46	4,5	-	3,9	-	0,7	-	0,7	-
57	4,3	2,31	3,7	1,96	0,6	0,10	0,9	0,11
66	4,5	-	4,1	-	0,8	-	0,9	-
74	4,2	-	3,9	-	0,6	-	0,8	-
86	4,3	-	3,9	-	0,6	-	0,6	-
97	4,8	-	4,1	-	0,7	-	0,8	-
109	5,1	2,21	4,2	2,09	0,9	0,13	1	0,14
122	8,31	2,83	2,62	0,91	0,66	0,22	0,21	0,07
130	8,56	2,74	2,56	0,82	0,79	0,25	0,3	0,09
Média	5,19	2,59	3,70	1,50	0,71	0,17	0,73	0,19
Desvio padrão	1,55	0,27	0,55	0,59	0,10	0,07	0,26	0,19

APÊNDICE C – Temperatura e pH dos reatores 60 e 61 observados no sistema de tratamento de efluente industrial durante 130 dias de operação

Tabela III – Temperatura e pH dos reatores 60 e 61 observados no sistema de tratamento de efluente industrial durante 130 dias de operação.

Amostra (dia de operação)	Temperatura do efluente - reator 60	pH do efluente - reator 60	Temperatura do efluente - reator 61	pH do efluente - reator 61
1	30	7,11	23,7	7,05
7	30	7,08	26	7,2
14	30	7,02	26,1	7,05
17	30	7,05	24	7,15
21	30	7,2	26,7	7,08
24	30	7,19	26	7,27
30	30	7,28	24,8	7,18
36	30	7,54	25,4	7,01
39	30	7,38	24,7	7,19
46	30	7,33	30,5	7,2
52	30	7,5	25,1	7,25
57	30	7,17	26	7,31
61	30	7,16	25,6	7,07
66	30	7,27	25	7,17
74	30	7,54	24,5	7,35
77	30	7,09	25,1	7,18
81	30	7,05	27,7	7,15
86	30	7,32	24,7	7,27
89	30	7,18	22,3	7,14
94	30	7,3	25,9	7,19
97	30	7,31	28	7,08
102	34	7,17	23,7	7,11
105	34	7,2	31,5	7,12
109	33	7,49	24,1	7,27
114	32	7,4	25	7,18
122	32	7,24	24,6	7,07
126	32	7,42	25	7,15
130	32	7,4	33,7	7,13
Média	30,68	7,26	25,91	7,16
Desvio padrão	1,3	0,15	2,5	0,084

APÊNDICE D – Volume diário de efluente que entra na ETE e produção diária de biogás nos reatores 60 e 61.

Tabela IV – Volume diário de efluente (V_{efluente}) que entra na ETE e produção diária de biogás ($V_{\text{g,CNTP}}$) nos reatores 60 e 61.

		Amostra (dia de operação)																	
		1	2	3	7	9	10	14	15	16	17	18	19	21	22	23	24	25	29
Reator 60	V_{efluente} (m^3)	425	465	456	349	417	452	435	451	409	380	391	173	318	337	332	336	480	372
	$V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	450	433	585	508	650	462	448	450	453	373	302	309	311	329	389	404	420	355
Reator 61	$V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		Amostra (dia de operação)																	
		32	36	37	38	39	43	45	46	47	49	51	52	53	54	56	57	58	59
Reator 60	V_{efluente} (m^3)	430	440	543	611	770	497	566	570	370	455	555	549	746	326	294	482	506	482
	$V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	664	443	683	746	638	762	623	752	606	576	479	709	648	472	369	457	454	592
Reator 61	$V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		Amostra (dia de operação)																	
		60	61	63	65	66	74	75	76	77	79	80	81	82	83	86	87	88	89
Reator 60	V_{efluente} (m^3)	472	309	424	465	519	441	452	344	379	534	454	573	560	350	319	365	468	450
	$V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	586	354	482	669	685	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Reator 61	$V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	-	-	-	-	-	368	346	378	197	200	159	134	294	603	192	202	225	430

Tabela IV (continuação) – Volume diário de efluente biodegradado nos reatores 60 e 61 (V_{efluente}) e respectivos volumes diários de biogás produzido ($V_{\text{g,CNTP}}$).

	Amostra (dia de operação)																	
	90	93	94	95	96	97	98	101	102	103	104	105	107	108	109	110	111	112
V_{efluente} (m^3)	387	444	493	544	428	440	443	445	213	316	441	344	379	461	534	454	523	400
Reator 60 $V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Reator 61 $V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	292	261	535	658	480	458	387	281	168	155	261	186	297	324	353	271	305	495
	Amostra (dia de operação)																	
	114	118	119	121	122	123	124	125	126	128	129	130	Média	Desvio Padrão				
V_{efluente} (m^3)	308	468	387	381	408	444	493	544	428	443	502	394	442	96				
Reator 60 $V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	512	133				
Reator 61 $V_{\text{g,CNTP}}$ (Nm^3)	186	154	249	226	199	302	483	598	277	134	228	254	307	135				

APÊNDICE E – Característica das matérias-primas por linha de produção

Tabela V – Característica das matérias-primas por linha de produção

Linha de produção	Características das matérias-primas
Cobertura	Polpa de fruta natural, gordura vegetal, propileno glicol, glucose, proteínas, doce de leite, leite condensado, cacau em pó, amido, carboidratos, espessantes, estabilizantes, conservantes, corantes alimentícios, acidulantes, antioxidantes e aromatizantes;
Essências	Álcool, propileno glicol, óleo de soja, extratos naturais, espessantes, estabilizantes, conservantes, corantes alimentícios, acidulantes, antioxidantes e aromatizantes;
Destilaria	Álcool, acetona, propileno glicol, semente de guaraná, pimenta em grão, semente de urucum, café em pó, cacau em pó, carne moída, casca de catuaba, quassia amara, conservantes, estabilizantes e antioxidantes;
Spray	Polpa de fruta natural, amido, dextrina, encapsulantes, espessantes, estabilizantes, conservantes, corantes alimentícios, acidulantes, antioxidantes e aromatizantes;
Sorvetina	Proteínas, carboidratos, gordura vegetal em pó, espessantes, estabilizantes, conservantes, corantes alimentícios, acidulantes, antioxidantes e aromatizantes;
Agroindustrial	Carboidratos, óleo de soja, polpa de fruta natural, extrato de tomate, frutas in natura, especiarias, espessantes, estabilizantes, conservantes, corantes alimentícios, acidulantes, antioxidantes e aromatizantes;
Flocos	Carboidratos, carne in natura, gorduras, polpa de fruta natural, purê de banana natural, espessantes, estabilizantes, conservantes, corantes alimentícios, acidulantes, antioxidantes e aromatizantes;
Corante	Carboidratos, glicerina, corante natural, corante artificial e estabilizantes;
Condimentos	Carboidratos, sal refinado, especiarias, espessantes, estabilizantes, conservantes, corantes alimentícios, acidulantes, antioxidantes e aromatizantes.

APÊNDICE F – Consumo de GLP pelas empilhadeiras durante o ano de 2011

Tabela VI – Consumo de GLP pelas empilhadeiras durante o ano de 2011

Mês (2011)	Consumo de GLP (kg)
jan	1 620,00
fev	1 680,00
mar	2 277,81
abr	1 200,00
mai	3 135,07
jun	1 857,52
jul	2 085,03
ago	1 645,10
set	3 300,00
out	2 400,00
nov	2 429,05
dez	1 840,00
Total	25 469,58
Média	2 122,47

APÊNDICE G – Consumo de cavaco de eucalipto pela caldeira durante o ano de 2011

Tabela VII – Consumo de cavaco de eucalipto pela caldeira durante o ano de 2011

Mês (2011)	Cavaco de eucalipto (kg)
jan	574 330
fev	503 000
mar	1 026 000
abr	878 000
mai	1 242 000
jun	1 094 000
jul	1 018 000
ago	1 112 110
set	939 100
out	1 099 090
nov	1 039 960
dez	666 260
Total	11 191 850,00
Média	932 654,17

APÊNDICE H – Consumo de gás natural pela coxinha industrial no ano de 2011

Tabela VIII – Consumo de gás natural pela coxinha industrial no ano de 2011

Mês (2011)	Gás Natural (m³)
jan	1 401
fev	1 065
mar	1 331
abr	911
mai	1 860
jun	1 470
jul	1 395
ago	1 395
set	1 260
out	1 085
nov	840
dez	579
Total	14 592
Média	1 216

APÊNDICE I – Memorial de calculo rendimento do processo de metanização

1. Rendimento do Reator 60

V_{CH_4} : Dados obtidos na Tabela IV do APÊNDICE D e Tabela 7

DQO_d : Dados obtidos da Tabela II do APÊNDICE B

$V_{efluente}$: Dados obtidos na Figura 12

$$R_{CH_4} = \frac{V_{CH_4}}{DQO_d V_{efluente}} 100$$

$$R_{CH_4} = \frac{512 \times 0,909}{(3,7 - 0,71) \times 720} \times 100$$

$$R_{CH_4} = 22\%$$

2. Rendimento do Reator 61

V_{CH_4} : Dados obtidos na Tabela IV do APÊNDICE D e Tabela 7

DQO_d : Dados obtidos da Tabela II do APÊNDICE B

$V_{efluente}$: Dados obtidos na Figura 12

$$R_{CH_4} = \frac{V_{CH_4}}{DQO_d V_{efluente}} 100$$

$$R_{CH_4} = \frac{307 \times 0,902}{(3,7 - 0,73) \times 600} \times 100$$

$$R_{CH_4} = 15\%$$

APÊNDICE J – Memorial de calculo eficiência do processo de metanização

1. Eficiência do Reator 60

V_{CH_4} : Dados obtidos na Tabela IV do APÊNDICE D e Tabela 7

$V_{CH_4,teórico}$ – Dados obtidos a partir da Equação 4

$$E_f = \frac{V_{CH_4}}{V_{CH_4,teórico}} \cdot 100$$

$$E_f = \frac{464}{828} \cdot 100$$

$$E_f = 56,4\%$$

2. Eficiência do Reator 61

V_{CH_4} : Dados obtidos na Tabela IV do APÊNDICE D e Tabela 7

$V_{CH_4,teórico}$ – Dados obtidos a partir da Equação 4

$$E_f = \frac{V_{CH_4}}{V_{CH_4,teórico}} \cdot 100$$

$$E_f = \frac{277}{700} \times 100$$

$$E_f = 39,5\%$$

ANEXO A – Proveniência do efluente na indústria

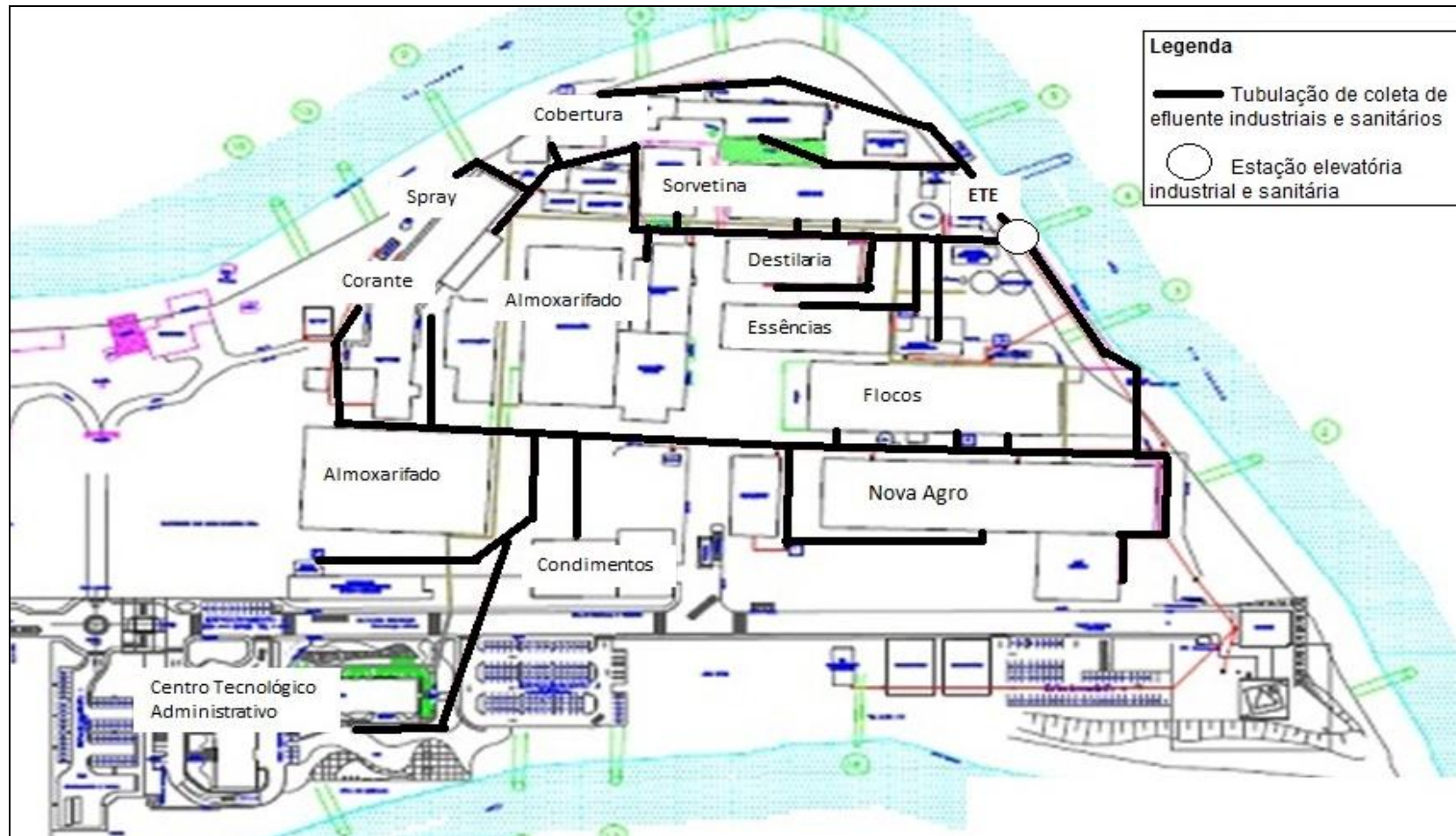


Figura I – Proveniência do efluente na indústria

ANEXO B – Curvas de calibração e respectivas equações utilizadas nas determinações das concentrações dos gases CH₄, CO₂, H₂S em cromatografia gasosa.

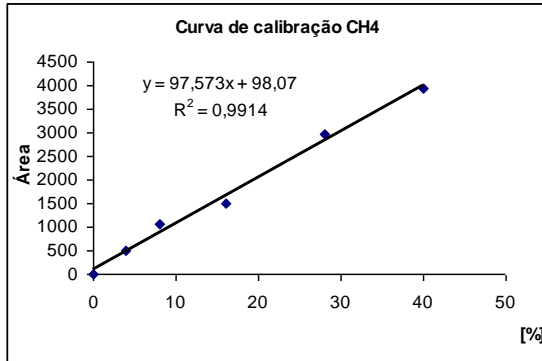


Figura II – Curva de calibração utilizada na determinação da concentração de CH₄ na cromatografia gasosa em cromatógrafo a gás Agilent, série 6890 com mostrador automático série 7683

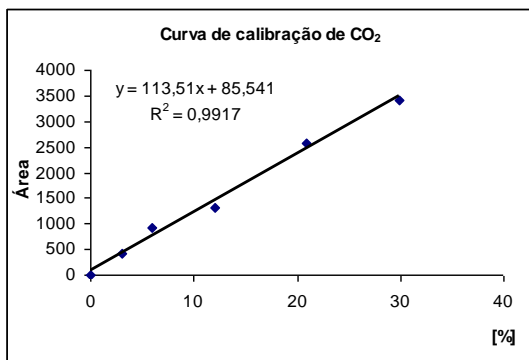


Figura III – Curva de calibração utilizada na determinação da concentração de CO₂ na cromatografia gasosa em cromatógrafo a gás Agilent, série 6890 com mostrador automático série 7683

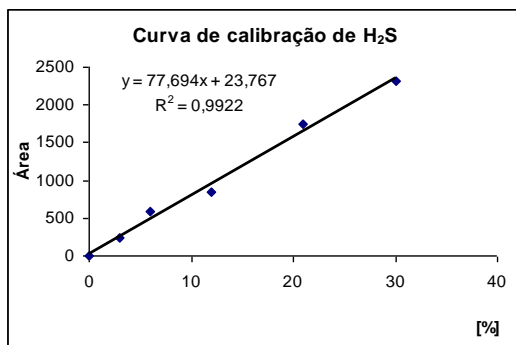


Figura IV – Curva de calibração utilizada na determinação da concentração de H₂S na cromatografia gasosa em cromatógrafo a gás Agilent, série 6890 com mostrador automático série 7683