

UNESP

Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá

**Guaratinguetá
2016**

RODRIGO ESCADA MATHIAS

REDUÇÃO DO CONSUMO DE ENERGIA FÓSSIL NA GERAÇÃO DE VAPOR
UTILIZADO EM RESTAURANTE INDUSTRIAL DE EMPRESA AUTOMOTIVA

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica na área de Transmissão e Conversão de Energia.

Orientador: Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna
Co-orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

Guaratinguetá
2016

M431r	<p>Mathias, Rodrigo Escada</p> <p>Redução do consumo de energia fóssil na geração de vapor para restaurante industrial de empresa automotiva. / Rodrigo Escada Mathias – Guaratinguetá, 2016.</p> <p>126 f : il.</p> <p>Bibliografia: f. 115-126</p> <p>Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2016.</p> <p>Orientador: Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna</p> <p>Co-orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira</p> <p>1. Recursos energéticos. 2. Gás natural. 3. Energia solar 4. Biogás</p> <p>I. Título</p> <p>CDU 620.9(043)</p>
-------	--

RODRIGO ESCADA MATHIAS

ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
"MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA"

PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: ENERGIA

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO


Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:


Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA
Orientador / UNESP


Prof. Dr. DANIEL TRAVIESO PEDROSO
UNESP/FEG


Prof. Dr. EDERALDO GODOY JUNIOR
UNITAU

Setembro de 2016

DADOS CURRICULARES

RODRIGO ESCADA MATHIAS

NASCIMENTO	05.08.1982 – GUARATINGUETÁ/ SP
FILIAÇÃO	Roberto Mathias Vânia Cristina Reis Escada Mathias
2000/2004	Curso de Graduação em Engenharia Mecânica pela Universidade de Taubaté.
2010/2012	Curso de Pós-Graduação em Administração de Empresas, nível de especialização, na Fundação Getúlio Vargas.
2014/2015	Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, nível de Mestrado, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá da Universidade Estadual Paulista.

Em especial a minha esposa, Bruna, que me incentiva todos os dias na realização de meus sonhos, aos meus pais por ter me dado todas as chances de evolução e a minha família por todo suporte sempre.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar agradeço a Deus por me presentear com uma vida cheia de saúde, repleta de oportunidades e com capacidade para enfrentar qualquer adversidade,

aos meus orientadores, *Prof. Dr. Celso Eduardo Tuna* e *Prof. Dr. Jose Luz Silveira*, pela oportunidade de fazer parte de seu time, pela paciência e confiança no meu trabalho,

aos meus pais, *Roberto* e *Vânia*, que sempre me ajudaram e dedicam a vida para me mostrar os melhores caminhos,

ao meu irmão, *Lucas*, que me ajudou em grandes momentos desse curso,

aos meus amigos, *Luiz Fernando Tascio* e *Alexandre Angeli*, pelo apoio importante em um momento decisivo do curso,

aos funcionários da Biblioteca do Campus de Guaratinguetá por todo suporte e dedicação e

aos funcionários da secretaria de pós-graduação, que sempre estavam presentes e postos para auxiliar no que fosse necessário.

“A persistência é o menor caminho para o êxito”

Charles Chaplin

MATHIAS, R.E.; **Redução do consumo de energia fóssil na geração de vapor para restaurante industrial de empresa automotiva. 2016.** 126 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica – Faculdade de Engenharia Campus de Guaratinguetá, UNESP – Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2016.

RESUMO

No atual contexto energético mundial, a busca pela mitigação e, sempre que possível, a substituição de combustíveis fósseis por fontes renováveis, são a pauta de diversas instituições e empresas, pois a disponibilidade de recursos não é proporcional ao crescimento do consumo. Este trabalho tem por objetivo a redução do uso de gás natural para geração de vapor nos processos de cocção de cozinha industrial. Foi realizado a caracterização do processo e dos equipamentos, identificando o fluxo de vapor ao longo de todo o processo. De modo comparativo, desenvolveu-se propostas utilizando energia renovável para redução do uso de combustível fóssil. Para suportar essa atividade foram realizadas modelagens termodinâmica do sistema atual comparando-a aos sistemas propostos, mostrando o comportamento e definindo qual proposta teria a maior colaboração na redução do consumo de combustível. Por fim, foi estudado a viabilidade financeira de cada proposta através do método do VPL e *payback*. O presente trabalho gerou oito propostas, entre energia solar, produção de biogás a partir de resíduos orgânicos e efluentes de estação de tratamento de esgoto, geração de energia elétrica por meio de microturbina a gás e motor de combustão interna. Conclui-se que das oito propostas, três apresentaram potencial energético capaz de substituir em 100 % a vazão mássica de gás natural demandada na cozinha industrial, além de obterem viabilidade financeira satisfatória para seguir em frente com implementação do projeto. A substituição do gás natural pelo biogás gerado a partir de efluentes da estação de tratamento foi a proposta que apresentou o melhor desempenho, a mesma foi capaz de substituir 100 % da vazão mássica de gás natural utilizado para gerar vapor aos vasos de pressão da cozinha industrial, sendo 199.741 kWh de potencial energético e um VPL positivo de R\$ 2.473.966,15, com retorno dos investimentos em menos de um ano.

PALAVRAS-CHAVE: Eficiência Energética. Gás natural. Geração de vapor. Energia solar. Biogás.

MATHIAS, R.E.; **Fossil energy consumption reduction in steam generation for industrial restaurant of automotive company. 2016.** 126 s. Dissertation (Master in Mechanical Engineering) - Engineering College, Universidade Estadual Paulista - Guaratinguetá, 2016.

ABSTRACT

In the current global energy context of mitigation of non-renewable fuels and whenever it is possible, replacing fossil fuels by renewable sources are the agenda of the most of institutions and companies, because the availability of resources is not proportional to the growth of consumption. This work has as target to reduce the use of natural gas for steam generation in the cooking process of industrial kitchen. It was performed a process and equipment characterization, identifying the steam flow along the whole process. In a comparative way, it has developed proposals using renewable energy for reducing the use of fossil fuel. To support that, it was done a thermodynamic modeling of the current system compared with the proposed ones, showing the behavior and defining which proposal had the larger collaboration in terms of fuel consumption reduction. Finally, it was analyzed the financial feasibility of each alternatives by NPV and payback method. The present work has created eight proposals, such as solar energy, biogas production from organic waste and from wastewater of sewage treatment station, electric energy from gas micro turbine and internal combustion engine. Concludes that from eight proposals, three presented energetic potential able to replace in 100 % the natural gas mass flow demanded in the industrial kitchen, beyond to get satisfactory financial viability to move forwards with the project implementation. The replacement of natural gas by generated biogas from wastewater of sewage treatment station was the proposal that presented the best performance, this ones was able to replace 100 % of the natural gas mass flow used to generate steam to the pressure vessel of industrial kitchen, where 199.741 kWh of energetic potential and a NPV of R\$ 2.473.966,15, with an investment return less than one year.

KEYWORDS: Energy efficiency. Natural gas. Steam generation. Solar energy. Biogas.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Balanço de gás natural no Brasil	27
Figura 2 – Caldeira Flamotubular.....	30
Figura 3 – Caldeira Aquatubular.....	31
Figura 4 – Perdas de calor na geração de vapor.....	32
Figura 5 – Ciclo termodinâmico do processo atual.....	35
Figura 6 – Painéis industriais de 500 L no local de estudo.....	39
Figura 7 – Layout das painéis	40
Figura 8 – Mapa de radiação solar global diária – média anual.....	43
Figura 9 – Mapa de radiação solar global diária do estado de São Paulo – média anual.....	44
Figura 10 – Mapa de insolação diária – média anual.....	44
Figura 11 – Esquema de circulação de um sistema de aquecimento solar.....	46
Figura 12 – Seção transversal típica de um coletor solar plano.....	47
Figura 13 – Coletor solar a vácuo típico – tipo water-in-glass.....	48
Figura 14 – Coletores solar a vácuo – outras configurações.....	48
Figura 15 – Conversão nos processos aeróbio e anaeróbio.....	54
Figura 16 – Etapas digestão anaeróbica.....	56
Figura 17 – Taxa de crescimento microbiano em função da temperatura.....	57
Figura 18 – Biodigestor modelo chinês.....	62
Figura 19 – Biodigestor modelo indiano.....	63
Figura 20 – Biodigestor de fluxo tubular.....	63
Figura 21 – Biodigestor de fluxo ascendente.....	64
Figura 22 – Fluxo simplificado de uma planta de biogás.....	66
Figura 23 – Esquema de um sistema de uma microturbina a gás.....	68
Figura 24 – Esquema proposto de um sistema de MCI (energia elétrica e vapor).....	70
Figura 25 – Coletor solar a vácuo.....	71
Figura 26 – Distribuição do fluxo de calor para tubos a vácuo.....	72
Figura 27 – Divisão do perímetro da seção circular do tubo a vácuo.....	73
Figura 28 – Ciclo termodinâmico com coletor solar a vácuo de baixa pressão.....	74
Figura 29 – Fluxograma proposta biogás resíduos orgânicos.....	75
Figura 30 – Fluxograma proposta biogás efluentes ETE.....	76
Figura 31 – Fluxograma proposta energia elétrica utilizando MTG.....	78
Figura 32 – Interior MTG Capstone C30.....	79
Figura 33 – Fluxograma proposta energia elétrica utilizando MCI.....	80
Figura 34 – Temperatura de Pinch Point.....	91
Figura 35 – Fluxo de caixa descontado: Coletor solar.....	105
Figura 36 – Fluxo de caixa descontado: Biogás Resíduos Orgânicos.....	106
Figura 37 – Fluxo de caixa descontado: Biogás Efluentes de ETE.....	107
Figura 38 – Fluxo de caixa descontado: MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE (A).....	108

Figura 39 – Fluxo de caixa descontado: MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B).....	109
Figura 40 – Fluxo de caixa descontado: MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C).....	110
Figura 41 – Fluxo de caixa descontado: MCI - Biogás Efluentes ETE (A).....	111
Figura 42 – Fluxo de caixa descontado: MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B).....	112

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Especificação do gás natural no mercado brasileiro.....	26
Tabela 2 – Especificações Gás Natural.....	27
Tabela 3 – Descrição da quantidade de refeições e horas de utilização dos vasos.....	39
Tabela 4 – Composição média biogás.....	50
Tabela 5 – Características do biogás.....	50
Tabela 6 – Percentual de gases no biogás em função do substrato orgânico de origem.....	51
Tabela 7 – Restrição e remoção de impurezas para uso de biogás.....	65
Tabela 8 – Comparação entre custos do Biogás com outras formas de energia.....	66
Tabela 9 – Propostas de estudo.....	70
Tabela 10 – Cálculo do novo perímetro total com base nas porcentagens de incidência da radiação...73	
Tabela 11 – Dados de produção de biogás.....	75
Tabela 12 – Características do efluente em análise.....	77
Tabela 13 – Especificações vasos de pressão elétricos.....	78
Tabela 14 – Especificações técnicas da microturbina adotada.....	79
Tabela 15 – Composição do biogás adotado.....	80
Tabela 16 – Composição dos gases de combustão do MTG para o biogás.....	90
Tabela 17 – Propostas de utilização de MTG combinada com recuperação térmica.....	93
Tabela 18 – Composição dos gases de combustão do MCI para o biogás.....	96
Tabela 19 – Propostas de utilização das fontes de combustível para MCI.....	98
Tabela 20 – Propostas de utilização de MCI combinada com recuperação térmica.....	98
Tabela 21 – Resumo das propostas em estudo.....	99
Tabela 22 – Investimentos considerados.....	101
Tabela 23 – Custos de manutenção considerados.....	102
Tabela 24 – Custo gás natural comercial (Setembro 2016).....	102
Tabela 25 – Receita para cada proposta em estudo.....	103
Tabela 26 – Distribuição dos investimentos por proposta (x R\$ 1.000).....	104
Tabela 27 – Investimentos e custos de manutenção das propostas.....	104
Tabela 28 – Análise VPL e <i>payback</i> : Coletor solar.....	105
Tabela 29 – Análise VPL e <i>payback</i> : Biogás resíduos orgânicos.....	106
Tabela 30 – Análise VPL e <i>payback</i> : Biogás Efluentes de ETE.....	107

Tabela 31 – Análise VPL e <i>payback</i> : MTG 65 kW – Biogás Efluente ETE (A).....	108
Tabela 32 – Análise VPL e <i>payback</i> : MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B).....	109
Tabela 33 – Análise VPL e <i>payback</i> : MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C).....	110
Tabela 34 – Análise VPL e <i>payback</i> : MCI - Biogás Efluentes ETE (A).....	111
Tabela 35 – Análise VPL e <i>payback</i> : MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B).....	112
Tabela 36 – Resultados finais para propostas em estudo.....	113

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AGV	Ácido Graxos Voláteis
AIE	Agência Internacional de Energia
ANP	Agência Nacional de Petróleo
BA	Biodigestão Anaeróbia
BEM	Balanço Energético Nacional
CH ₄	Metano
CO	Monóxido de carbono
CO ₂	Dióxido de carbono
CP	Calor específico
CR	Caldeira de Recuperação
CSTS	<i>Continuous Flow Stirred Tank</i>
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO _a	Demanda Química de Oxigênio do Afluente
DQO _e	Demanda Química de Oxigênio do Efluente
EC	<i>Commission Regulation</i>
EPA	Environmental Protection Agency
EPE	Empresa de Pesquisas Energéticas
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
EUA	Estados Unidos da América
FeO ₃	Óxido de ferro
GN	Gás Natural
H ₂ O	Água
H ₂ S	Ácido sulfídrico
IPCA	Índice de preços ao consumidor amplo
LDI	Lixo proveniente de alimentos domésticos e industriais
MCI	Motor de combustão interna
MME	Ministério de Minas e Energia
MTG	Micro turbina a gás
MO	Matéria orgânica
NBR	Norma Brasileira
NO _x	Óxido de nitrogênio
O ₂	Oxigênio
OD	Óxido dissolvido
PCI	Poder calorífico inferior
PP	<i>Pinch Point</i>
QTD	Quantidade
SABESP	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SO ₂	Dióxido de enxofre
SV	Sólidos voláteis
ST	Sólidos totais
SST	Sólidos Suspensos Totais
TC	Trocador de Calor

TEP	Tonelada equivalente de petróleo
TRH	Tempo de Retenção Hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
USEPA	United States Environmental Protect Agency
VPL	Valor Presente Líquido

LISTA DE SÍMBOLOS

C_{h20}	Calor específico da água	kJ/kg.K
C_{CH4}	Concentração de metano no biogás	%
DQO_e	Concentração de DQO efluente	kgDQO/m ³
EA	Quantidade de excesso de ar	%
Ecomb	Potência energética suprida pelo combustível	kW
Eel	Potência elétrica	kW
Ege	Fluxo de energia recuperado nos gases de exaustão	kW
Ep	Energia elétrica produzida	kW
FC_t	Fluxo de caixa para um período	R\$
FC_0	Fluxo de caixa inicial	R\$
Hls	Entalpia de líquido saturado (água)	kJ/kg
Hvs	Entalpia de vapor saturado (água)	kJ/kg
He	Entalpia específica de entrada	kJ/kg
Hs	Entalpia específica de saída	kJ/kg
I	Índice de radiação solar	kWh/m ² .dia
\dot{m}_{ar}	Vazão mássica de ar	kg/s
\dot{m}_a	Fluxo de massa de combustão do ar por massa de combustível	Kg ar/kg comb
\dot{m}_{as}	Fluxo de massa estequiométrica de combustão do ar por massa de combustível	Kg ar/kg comb
\dot{m}_{comb}	Vazão mássica de combustível	kg/s
\dot{m}_v	Vazão mássica de vapor	kg/s

\dot{m}_{gn}	Vazão mássica de gás natural	kg/s
\dot{m}_{gc}	Vazão mássica dos gases de combustão	kg/s
\dot{m}_{ge}	Vazão mássica dos gases de exaustão	kg/s
\dot{m}_{bio}	Vazão mássica de biogás	kg/s
M_{VS}	Carga de sólidos voláteis	g.VS/kg
m_{h20}	Massa de água	Kg
η_c	Eficiência térmica da caldeira	%
η_{col}	Rendimento do coletor solar	%
η_{MT}	Rendimento da MTG	%
η_{CR}	Rendimento da caldeira de recuperação	%
η_{MCI}	Rendimento do MCI	%
δ_{el}	Coefficiente relativo à eficiência elétrica	-
P_{bio}	Potencial de produção de biogás	m ³
Q_c	Quantidade de energia útil na caldeira	kJ/s
Q_{gn}	Energia fornecida pelo gás natural	kJ
Q_{col}	Potência térmica do coletor	W
Q_{bio}	Energia fornecida pelo biogás	J
R	Taxa de custo de capital	%
S_i	Área de incidência solar de todo sistema de coletores	m ²
S_{rec}	Área de incidência solar de um tubo a vácuo	m ²
T_e	Temperatura de entrada	°C
T_s	Temperatura de saída	°C
T_{ch}	Temperatura de chaminé	°C
T_{ge}	Temperatura dos gases de exaustão	°C
T_{pp}	Temperatura de Pinch Point	°C
T_{sat}	Temperatura de saturação do vapor	°C
T	Período de tempo	Anos
ΔT_{pp}	Diferença de Pinch point	°C
Γ	Taxa de produção de biogás por massa de sólido volátil	L/kg.VS
γ_t	Coefficiente relativo à temperatura dos gases de exaustão	°C

V_{PL}	Valor presente líquido	R\$
Y_{obs}	Produção de metano por kg de DQOe	m ³ CH ₄ /kg DQOe
V_{ef}	Vazão de esgoto afluente	m ³ /dia

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	21
1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	21
1.2 OBJETIVO GERAL.....	23
1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	23
2. CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO E EQUIPAMENTOS DE COCÇÃO.....	25
2.1 GÁS NATURAL.....	25
2.2 MERCADO DE GÁS NATURAL NO BRASIL.....	27
2.3 CALDEIRAS A VAPOR.....	28
2.3.1 Definição.....	28
2.3.2 Classificação.....	29
2.3.2.1 Pressão de trabalho.....	30
2.3.2.2 Disposição de água em relação aos gases.....	30
2.3.3 Processo de combustão.....	32
2.3.4 Distribuição de vapor.....	33
2.4 CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO ATUAL.....	34
2.4.1 Potência térmica da caldeira.....	36
2.4.2 Energia fornecida pelo gás natural.....	37
2.4.3 Eficiência térmica da caldeira.....	37
2.5 CARACTERIZAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE COCÇÃO.....	38
2.5.1 Especificações do vaso de pressão.....	40
2.5.2 Demanda de vapor e pressão de trabalho.....	41
3. ALTERNATIVAS DE ENERGIA RENOVÁVEL PARA REDUÇÃO DE CONSUMO DE COMBUSTÍVEL.....	42
3.1 ENERGIA SOLAR.....	42
3.1.1 Mercado de energia solar.....	42
3.1.2 Princípios do aquecimento solar.....	45
3.1.3 Tipos de aquecedores solares.....	46
3.2 BIOGÁS.....	49
3.2.1 Matéria prima para geração de biogás.....	51
3.2.2 Biodigestão.....	53

3.2.3 Parâmetros para biodigestão anaeróbia.....	56
3.2.4 Pré-tratamentos para degradação do substrato orgânico.....	59
3.2.5 Biodigestores.....	59
3.2.6 Tratamentos para utilização do biogás.....	65
3.3 ENERGIA ELÉTRICA PROVENIENTE DO BIOGÁS.....	66
3.3.1 Microturbina a gás.....	67
3.3.1.1 Funcionamento da MTG.....	67
3.3.2 Motor de combustão interna.....	69
3.3.2.1 Funcionamento de um MCI.....	69
3.4 PROPOSTAS DE ESTUDO.....	70
3.4.1 Coletor solar a vácuo de baixa pressão.....	71
3.4.2 Biogás a partir de resíduos orgânicos de restaurante.....	74
3.4.3 Biogás a partir de efluentes de ETE.....	76
3.4.4 Energia elétrica utilizando microturbina a gás.....	77
3.4.5 Energia elétrica utilizando motor de combustão interna.....	80
4. MODELAGEM TERMODINÂMICA DOS SISTEMAS PROPOSTOS.....	82
4.1 COLETOR A VÁCUO DE BAIXA PRESSÃO.....	82
4.1.1 Potência térmica gerada.....	82
4.1.2 Dimensionamento do coletor.....	83
4.1.3 Dimensionamento do reservatório.....	84
4.1.4 Eficiência da proposta em estudo.....	85
4.2 BIOGÁS A PARTIR DE RESÍDUOS ORGÂNICOS DE RESTAURANTE.....	85
4.2.1 Potencial de produção de biogás.....	85
4.2.2 Energia fornecida pelo biogás.....	86
4.2.3 Eficiência da proposta de estudo.....	86
4.3 BIOGÁS A PARTIR DE EFLUENTES DE ETE.....	86
4.3.1 Potencial de produção de biogás.....	86
4.3.2 Energia fornecida pelo biogás.....	87
4.3.3 Eficiência da proposta de estudo.....	87
4.4 ENERGIA ELÉTRICA UTILIZANDO MICROTURBINA A GÁS.....	88
4.4.1 Cálculo do percentual de excesso de ar.....	88

4.4.2	Calculo do fluxo de massa de combustível.....	88
4.4.3	Cálculo da produção de vapor na caldeira de recuperação para MTG.....	91
4.4.4	Análise de viabilidade da proposta de MTG.....	92
4.5	ENERGIA ELÉTRICA UTILIZANDO MOTOR DE COMBUSTÃO INTERNA.....	94
4.5.1	Calculo do fluxo de massa de combustível.....	94
4.5.2	Cálculo da produção de vapor na caldeira de recuperação para o MCI.....	96
4.5.3	Análise de viabilidade da proposta de MCI.....	97
5.	ANÁLISE ENGENHARIA ECONÔMICA.....	100
6.	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	113
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	115

CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO

1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Atualmente, cerca de 85 % das fontes comerciais de energia usadas no mundo são oriundas de combustíveis fósseis – carvão, petróleo e gás natural. Entretanto, com exceção do carvão, as reservas desses combustíveis, com as taxas de utilização atuais, podem não durar mais do que o tempo de existência das pessoas vivas hoje (HINRICHS; KLEINBACH; REIS, 2012).

Na indústria, o gás natural pode ser utilizado em caldeiras, em substituição ao óleo combustível, para gerar vapor, ou aquecer fluido térmico, utilizado no aquecimento das indústrias de alimentos, papel e celulose, têxtil, acionamento de ventiladores, bombas e compressores e geração de energia elétrica (PINHEIRO, 1996).

Segundo o Balanço Energético Nacional (2015), ano base 2014, 60,6 % da oferta interna de energia origina-se de fontes não renováveis. O gás natural passou de uma oferta de 37,8 Mtep (tonelada equivalente de petróleo) em 2013 para 41,4 Mtep em 2014. O consumo de gás natural na indústria obteve um aumento de 8,3 %, principalmente devido às condições hídricas desfavoráveis, motivo pelo qual se faz necessário o uso de termoeletricas para geração de energia elétrica.

Assim, a busca na redução da sua utilização e a obtenção de um maior aproveitamento dos recursos naturais renováveis e disponíveis em nosso território, tais como a energia solar, eólica e de biomassa, são de grande importância e devem ser incentivados e efetivamente praticados por todos os setores.

No Brasil, de acordo com a Norma Regulamentadora 24 (MTE, 2016), empresas com mais de 300 funcionários devem disponibilizar refeitórios, gerando a necessidade de uma cozinha industrial e um custo operacional que inclui matéria prima, mão de obra e energia para o funcionamento dos equipamentos no preparo das refeições.

No restaurante industrial a ser estudado, todos os equipamentos de cocção, utilizam o vapor proveniente das caldeiras, onde esse é gerado utilizando combustível não renovável: gás natural.

As caldeiras industriais utilizam o gás natural, como combustível, para elevar a temperatura do fluido, que passará a vapor saturado ou a fluido aquecido que abastecerá os diversos processos produtivos, tais como aquecimento, propulsão, movimento, geração de energia elétrica, atomização, limpeza, hidratação e umidificação.

Será de suma importância a identificação da demanda que esse tipo de combustível necessita para atender a produção diária dos restaurantes, identificando-se as reais necessidades, oportunidades de melhoria e até mesmo estimular a investigação em outras áreas não produtivas, não vinculadas ao produto final, que contribuem significativamente para o consumo total de energia de uma empresa.

De acordo com Silveira et al. (2012), a termoeconomia é hoje uma ferramenta poderosa para estudar e otimizar um sistema de energia. No seu campo de aplicação, avalia os custos de serviços públicos como fornecimento de produtos ou unidades de produção, os custos de energia entre as operações de processo ou os custos de um conversor de energia. Esses custos são aplicáveis em estudos de viabilidade, nas decisões de investimento, na comparação entre técnicas alternativas e condições de funcionamento, em uma seção de baixo custo do equipamento durante a instalação, e em uma troca ou expansão de um sistema de energia.

Dessa forma, diversas soluções surgem no mercado brasileiro em busca do aquecimento de água e geração de vapor d'água por meio do calor capturado pelo sol. A obtenção de energia a partir de um combustível gratuito e renovável como a luz solar, minimiza a necessidade do consumo de combustíveis não renováveis ou de longo ciclo de formação, reduzindo o desgaste de recursos naturais finitos, obtendo um processo mais econômico e conseqüentemente, uma maximização do lucro da empresa.

Além da energia solar, a utilização de resíduos como fonte de energia oferece a oportunidade única para reduzir as emissões de CO₂, minimizando o consumo de combustível fóssil e otimizando o ciclo de vida dos materiais. A este respeito, o biogás resultante do aterro e digestão anaeróbia de resíduos é um substituto potencial atrativo para o gás natural (STARR; VILLALBA; GABARRELL, 2015).

1.2 OBJETIVO GERAL

Este trabalho pretende apresentar alternativas técnicas de redução do uso de combustível fóssil; gás natural, empregado para gerar vapor às atividades de cocção em cozinha industrial, substituindo-o por fontes renováveis de energia, tal como energia solar, além do aproveitamento dos descartes de alimentos do restaurante e dos efluentes provenientes do processo produtivo para geração de biogás.

O trabalho contribuirá para empresas e instituições que dependem integralmente da energia proveniente de fontes não renováveis para a funcionalidade de seus equipamentos, além de fomentar o interesse em gestão e eficiência energética de áreas e departamentos não produtivos.

1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Com base no objetivo do presente trabalho, foram definidas as principais abordagens de estudo para o vapor, as fontes alternativas, a modelagem termodinâmica e à análise econômica.

Vapor:

- Caracterizar o processo e os equipamentos de cocção;
- Analisar o fluxo da geração ao ponto de utilização;
- Analisar a demanda para o processo atual;

Fontes alternativas de energia:

- Estudar alternativas de energia renovável e suas combinações com processos e equipamentos que contribuirão para a redução do consumo de gás natural na geração de vapor para cozinha industrial.

Modelagem termodinâmica:

Calcular a contribuição de cada proposta em termos energéticos, comparando a quantidade de energia fornecida ao sistema em kWh para identificar o melhor sistema ou a combinação mais adequada para prover redução de combustível fóssil.

Análise de engenharia econômica:

- Calcular os custos e investimentos referentes a cada proposta;
- Calcular as receitas com base na economia gerada de gás natural;
- Analisar propostas utilizando o método do valor presente líquido;
- Calcular o período de retorno do investimento necessário para cada proposta.

CAPÍTULO 2 CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO E EQUIPAMENTOS DE COCÇÃO

2.1 GÁS NATURAL

O gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos leves, que, à temperatura ambiente e pressão atmosférica, permanece no estado gasoso. Na natureza, ele é encontrado acumulado em rochas porosas no subsolo, frequentemente acompanhado por petróleo (gás associado) ou constituindo um reservatório (gás não associado) (REIS; FADIGAS; CARVALHO, 2005).

O gás associado é aquele que, no reservatório, encontra-se na companhia do petróleo dissolvido no óleo ou sob a forma de uma capa de gás. O gás não-associado é aquele que está presente independente do óleo ou em concentrações muito baixas. (ABRACE, 2015).

A composição do gás natural pode variar dependendo de fatores relativos ao reservatório, processo de extração, condicionamento, processamento e transporte. Segundo as resoluções ANP (2008) e ANP (2015), a especificação do gás natural, nacional ou importado, deve obedecer aos limites demonstrados na Tabela 1 para ser comercializado em todo território nacional.

Segundo a Aneel (2000), comparado a combustíveis fósseis, o gás natural apresenta algumas vantagens, tais como:

- Baixo índice de emissão de poluentes;
- Rápida dispersão em caso de vazamentos;
- Baixos índices de odor e de contaminantes;
- Maior flexibilidade em termos de transporte e aproveitamento.

Apesar das vantagens relativas do gás natural, quando comparado ao petróleo e ao carvão mineral, seu aproveitamento energético também produz impactos indesejáveis ao meio ambiente, principalmente na geração de energia elétrica. Um dos maiores problemas é a necessidade de um sistema de resfriamento, cujo fluido refrigerante é normalmente a água. Nesse caso, mais de 90 % do

uso de água de uma central termoeétrica podem ser destinados ao sistema de resfriamento. Embora existam tecnologias de redução da quantidade de água necessária e de mitigação de impactos, isso tem sido uma fonte de problemas ambientais, principalmente em relação aos recursos hídricos, em função do volume de água captada, das perdas por evaporação e do despejo de efluentes (BAJAY; WALTER; FERREIRA, 2000).

Tabela 1 - Especificação do gás natural no mercado brasileiro¹

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE ²		
		NORTE	NORDESTE	SUL, SUDESTE, CENTRO-OESTE
Poder calorífico superior ³	kJ/m ³ kWh/m ³	34.000 a 38.400 9,47 a 10,67	35.000 a 43.000 9,72 a 11,94	
Índice de Wobbe ⁴	kJ/m ³	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500	
Metano, mín.	% mol.	68,0	85,0	
Etano, máx.	% mol.	12,0	12,0	
Propano, máx.	% mol.	3,0	6,0	
Butano e mais pesados, máx.	% mol.	1,5	3,0	
Oxigênio, máx.	% mol.	0,8	0,5	
Inertes (n ₂ + Cos), máx.	% mol.	18,0	8,0	6,0
CO ₂ , máx.	% mol.	3,0		
Enxofre Total, máx.	mg/m ³	70		
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx. ⁵	mg/m ³	10,0	13,0	10,0
Ponto de orvalho de água a 1 atm, máx.	°C	-39	-39	-45
Ponto de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx	°C	15	15	0

Fonte: Adaptado da (ANP, 2008; ANP, 2015)

Para todos os propósitos desse referido trabalho serão considerados os dados da Tabela 2 com relação ao Gás Natural de acordo com a fornecedora da região da empresa em estudo.

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 293,15 K (20° C) e 101,325 kPa (1 atm) em base seca, exceto ponto de orvalho. 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.

³ O poder calorífico de referência de substância pura empregado neste regulamento técnico encontra-se sob condições de temperatura e pressão equivalentes a 293,15 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 O gás odorizado não deve apresentar teor de enxofre total superior a 70 mg/m³.

Tabela 2 – Especificações Gás Natural

CARACTERISTICA	UNIDADE	VALOR
PCI	kJ/kg	60.507
Densidade	kg/m ³	0,65

Fonte: adaptado de (COMGAS, 2016).

2.2 MERCADO DE GÁS NATURAL NO BRASIL

Conforme observado na Figura 1, a produção e o consumo médio de gás natural aumentam a cada ano. Muito se deve ao uso das termoelétricas, devido ao atual cenário de queda na geração de energia elétrica pelas hidroelétricas e a reinjeção em campos *off-shore*.

Figura 1 – Balanço de gás natural no Brasil



Fonte: (MME, 2016)

2.3 CALDEIRAS A VAPOR

2.3.1 Definição

Caldeiras ou geradores de vapor são equipamentos destinados a produção de vapor, basicamente trocadores de calor trabalhando com pressão superior à atmosférica, utilizando energia térmica de uma fonte qualquer (NOGUEIRA et al, 2005; SANTOS et al, 2006).

A produção industrial de vapor é constituída principalmente por 4 etapas: geração, distribuição, transferência de calor e recirculação. A pressão gerada pela expansão da água vaporizada, promove o escoamento do vapor por meio de sua própria pressão, onde é transportado até os diferentes pontos de utilização no processo.

O vapor de água produzido é utilizado como meio de geração, transporte e utilização de energia desde os primórdios do desenvolvimento industrial. Inúmeras razões colaboraram para a geração de energia através do vapor. A água é o composto mais abundante da Terra e, portanto, de fácil obtenção e baixo custo. Na forma de vapor tem alto conteúdo de energia por unidade de massa e volume. As relações temperatura e pressão de saturação permitem utilização como fonte de calor a temperaturas médias e de larga utilização industrial com pressões de trabalho perfeitamente toleráveis pela tecnologia disponível.

Toda indústria de processo químico tem vapor como sua principal fonte de aquecimento: reatores químicos, trocadores de calor, evaporadores, secadores e inúmeros processos e equipamentos térmicos. Mesmo outros setores industriais, como metalúrgico, metal-mecânico e eletrônico, podem utilizar o vapor como fonte de aquecimentos de diversos processos.

Segundo Gondim (2014), a motivação do uso do vapor pelas indústrias dá-se pelas seguintes razões:

- Baixa toxicidade;
- Facilidade no transporte;

- Eficiência elevada;
- Alta capacidade térmica;
- Custo relativo baixo.

Ainda segundo Gondim (2014), as demandas de vapor podem ser resumidas em três:

- Vapor consumido pelo processo: utilizado para aquecimento, injeção e como matéria-prima, sem possibilidade de reaproveitamento devido ao condensado apresentar características de água ácida.
- Vapor para aquecimento: utilizado em trocadores de calor com possibilidade de retorno para o sistema em forma de condensado.
- Vapor para força motriz: utilizado para o acionamento de compressores, bombas, agitadores e sopradores, também com possibilidade de retorno ao sistema em forma de condensado.

2.3.2 Classificação

A classificação pode ser feita de diversas formas, tais como:

- Pressão de trabalho;
- Disposição de água em relação aos gases;
- Quantidade de energia empregada no aquecimento;
- Sustentação (auto-sustentada, suspensa e mista);
- Montagem (pré-montadas ou montadas em campo);
- Tiragem (Natural, forçada ou balanceada).

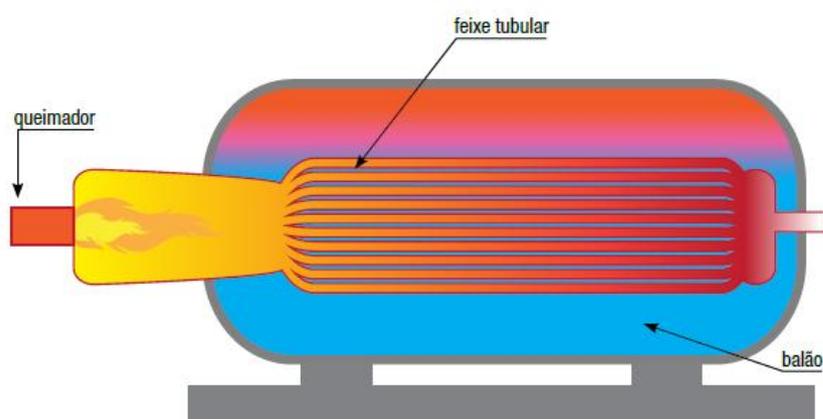
2.3.2.1 Pressão de trabalho

- Baixa pressão: até 980,7 kN/m²;
- Média pressão: de 1.078 kN/m² a 3.922,7 kN/m²;
- Alta pressão: maior que 3.922,7 kN/m².

2.3.2.2 Disposição de água em relação aos gases

Flamotubulares: representado na Figura 2, os gases de combustão circulam por dentro de tubos, vaporizando a água que fica por fora dos mesmos. Utilizada para pequena capacidade de produção de vapor, até 2,77 kg/s e baixas pressões, de 1.500 kN/m² a 2.000 kN/m².

Figura 2 – Caldeira Flamotubular



Fonte: (Manual Elektro, 2015)

Vantagens: atende aumentos instantâneos de demanda de vapor, menor custo de aquisição e instalação, facilidade na operação, tratamento de água não muito apurado, facilidade na limpeza e fácil substituição da tubulação.

Desvantagens: partida mais lenta, limitação quanto a capacidade de pressão, deficiência circulação de água e dificuldade na adaptação de equipamentos, tais como superaquecedor, economizador e pré-aquecedor.

Aquatubulares: representada na Figura 3, os gases circulam por fora dos tubos, e a vaporização da água se dá dentro dos mesmos. Para aplicação industrial, as capacidades variam na ordem de 4,16 a 41,6 kg/s, com pressões de até 10.000 kN/m².

A circulação de água acontece livremente em uma unidade convencional devido a diferença de peso específico da água nas regiões mais frias e nas zonas mais próximas a alta temperatura dos gases.

Vantagens: Partida rápida, não há limites de pressão e facilidade de adaptação de equipamentos.

Desvantagens: Necessário pessoal bem qualificado, tratamento de água adequado e rigoroso, preço elevado e construção mais complexa.

Figura 3 – Caldeira Aquatubular



Fonte: (Manual Elektro, 2015)

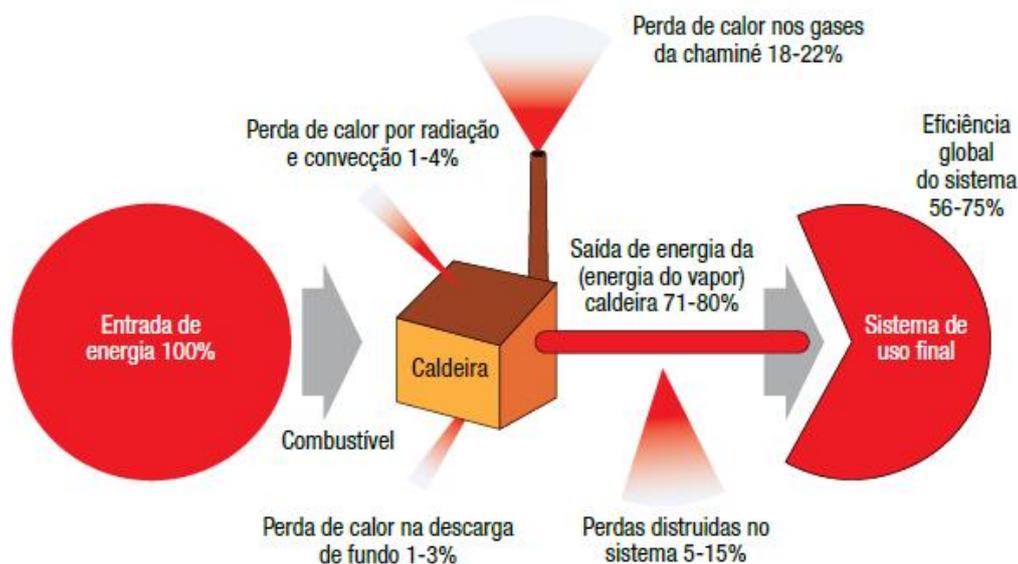
O custo inicial de uma caldeira aquatubular é em torno de 50 % maior do que a flamotubular, no entanto, apresentam maior eficiência e podem gerar maior quantidade de vapor saturado e/ou superaquecido por unidade de área de troca de calor (GONDIM, 2014; ELEKTRO, 2012).

2.3.3 Processo de combustão

O processo de combustão pode ser classificado em completo ou incompleto.

Completo é quando todo combustível disponibilizado reage com o oxigênio (comburente), produzindo na sua maioria dióxido de carbono (CO_2) e água (H_2O) e em uma pequena quantidade de outros óxidos, como dióxido de nitrogênio (NO_2), dióxido de enxofre (SO_2) e óxido de ferro III (FeO_3).

Figura 4 – Perdas de calor na geração de vapor



Fonte: (Manual Elektro, 2015)

Segundo Nogueira (2005), para que se assegure a queima total do combustível, é necessário um excesso mínimo de ar, evitando assim o aparecimento de combustível sem queimar, gerando implicações econômicas e ambientais. Dessa forma, considerando gases combustíveis, é aceitável e trará benefícios para a combustão, um excesso mínimo de ar na ordem de 5 a 10 %.

A combustão incompleta é indesejável, pois não possui suprimento adequado de oxigênio, gerando perda de potencial energético devido a não queimar totalmente o combustível e produz produtos nocivos ao meio ambiente, tais como o monóxido de carbono (CO).

Segundo Qu (2014), uma caldeira a gás convencional normalmente tem uma eficiência térmica na faixa de 70 a 80 %. Na Figura 4 são apresentadas as principais perdas na geração de vapor por meio de uma caldeira.

2.3.4 Distribuição de vapor

O sistema de distribuição faz com que o vapor seja transportado da caldeira para os pontos de consumo final. O sistema é composto por vários coletores “*headers*” que trabalham em níveis de pressões diferentes. As linhas de distribuição são separadas por diversos tipos de válvulas de isolamento, válvulas de controle de pressão e turbinas de contrapressão. A qualidade do vapor, a adequada pressão e temperatura para o consumidor, requer um correto projeto e plano de manutenção, pois para garantir um desempenho eficaz do sistema de distribuição será necessário o equilíbrio de diversos fatores, tais como a correta drenagem do condensado, o isolamento adequado da tubulação e realizar a correta manutenção (US DEPARTMENT OF ENERGY, 2012).

O condensado do vapor é uma excelente fonte de massa e energia, pois o retorno para o sistema de geração de vapor minimiza o consumo de água, de tratamentos químicos e da perda de energia, dessa forma o gerenciamento dos purgadores deve ocorrer para evitar perdas de condensado e vapor.

Segundo Telles (2014), os purgadores de vapor são dispositivos automáticos que separam e eliminam o condensado formado nas tubulações de vapor e nos aparelhos de aquecimentos, não

permitindo, entretanto, a perda de vapor. São classificados em três categorias, purgadores mecânicos, termostáticos e especiais (termodinâmico e impulso).

2.4 CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO ATUAL

A empresa analisada é do setor automotivo, está localizada no estado de São Paulo, na cidade de São Caetano do Sul a uma altitude de 744 m e possui mais de 3.000 funcionários diretos e indiretos nessa unidade.

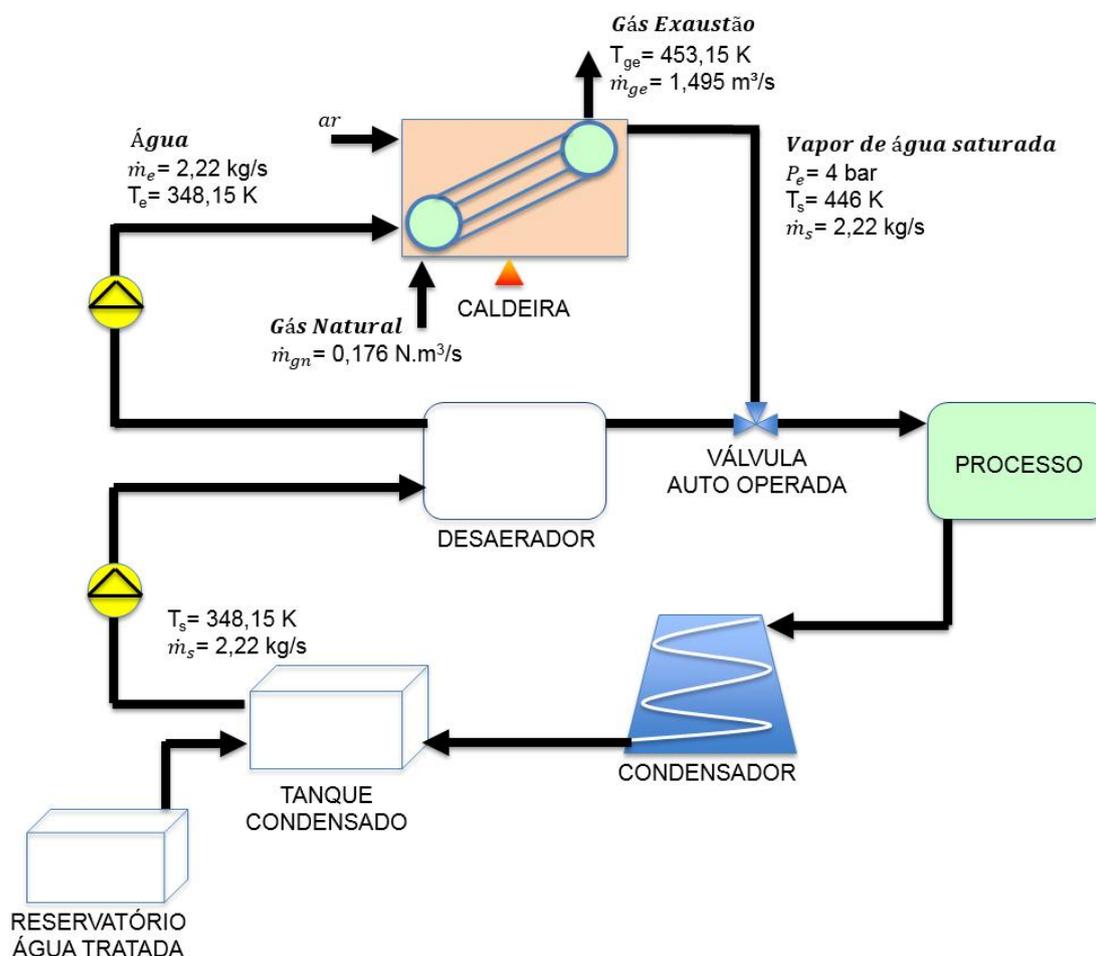
A empresa produz vapor de água saturado à 446 K por meio de uma caldeira aquatubular para abastecer os processos de banho de pintura e restaurantes, onde 95 % desse consumo é destinado ao processo produtivo de pintura dos automóveis e 5 % aos restaurantes.

Possui duas caldeiras com capacidade de 5 kg/s, onde uma é utilizada somente durante a manutenção da outra. A caldeira permanece ativada durante cinco dias por semana, reduzindo a geração diária no período do terceiro turno, 8 horas por dia, que atualmente não é produtivo. Para os fins deste estudo, foram adotados 22 dias por mês, 16 horas de utilização diária com consumo de combustível e um fornecimento de 2,22 kg/s de vapor.

O ciclo consiste na geração de vapor para atender o processo produtivo, onde parte desse vapor é utilizado para aquecer uma mistura entre água tratada, vinda de um reservatório externo a temperatura ambiente (298,15 K), e água de retorno do processo produtivo, gerada em um condensador. A mistura é armazenada em um tanque de condensado a temperatura média de 338,15 K e posteriormente é bombeada para o desaerador, onde o vapor proveniente da caldeira aquece a mistura antes de ser bombeado para a caldeira a uma temperatura média de 348,15 K.

O desaerador tem como função principal a eliminação de gases dissolvidos na fase líquida para a atmosfera, como o dióxido de carbono e oxigênio, evitando a corrosão nas tubulações e na caldeira, contribuindo com a redução da manutenção no equipamento, no processo e nos custos operacionais envolvidos. A Figura 5 ilustra o fluxo termodinâmico atual do processo em análise.

Figura 5 – Ciclo termodinâmico do processo atual.



Fonte: (elaboração própria)

No processo são utilizadas duas bombas centrífugas, sendo uma responsável pela alimentação do tanque de condensado ao desaerador e outra do desaerador para a caldeira.

Ambas trabalham com motores de indução trifásico WEG de rotação 1760 rpm, sendo a primeira com 10 cv e a segunda com 20 cv.

Os produtos da combustão não são aproveitados no sistema para pré-aquecer a água vinda do desaerador e são liberados por meio de uma chaminé, com composição média de 10 % de CO_2 e 4 % de O_2 , com temperatura de 453,15 K e vazão de 1,495 m^3/s em média.

2.4.1 Potência térmica da caldeira

Inicialmente foram considerados os valores médios dos últimos três anos para as temperaturas de entrada e saída da caldeira, pressão de trabalho e vazão de entrada de água:

- Temperatura de entrada: 348,15 K;
- Temperatura de saída: 446,15 K;
- Pressão de trabalho: 372,3 kN/m²;
- Vazão de entrada de água: 2,22 kg/s;

Após mapeamento do atual cenário e identificação dos dados médios, foi necessário encontrar a quantidade de calor útil, ou seja, a quantidade de energia consumida no processo em um mês de atividade.

A quantidade de energia útil na caldeira, Q_c [W], é calculada utilizando a equação (2.1), onde m_v é a vazão mássica de vapor [kg/s], h_e é a entalpia específica de entrada [kJ/kg] e h_s é a entalpia específica de saída [kJ/kg].

$$Q_c = \dot{m}_v \cdot (h_s - h_e) \quad (2.1)$$

Considerando um fornecimento máximo de 2,22 kg/s de vapor e que a entalpia específica de entrada e saída são 318,23 kJ/kg e 2.804,58 kJ/kg respectivamente, valores esses encontrados por meio de interpolação dos valores obtidos das tabelas termodinâmicas de água, líquido-vapor saturados e água, vapor superaquecido para uma pressão de 370 kPa, a potência térmica da caldeira é de 5,5 MW.

Adotando-se 16 horas de funcionamento da caldeira por dia, durante 22 dias úteis, tem-se 1.943 MWh por mês.

2.4.2 Energia fornecida pelo Gás Natural

O combustível fornece uma certa quantidade de energia ao sistema para que aconteça o fornecimento de vapor. Também considerando a média dos últimos três anos, o consumo de gás natural foi de 0,176 m³/s.

Utilizando a equação (2.2), considerando o PCI e a densidade conforme Tabela 2, a energia fornecida pelo gás natural ao sistema é de 6.9 MW.

A quantidade de energia fornecida em um mês, considerando 16 horas de funcionamento diário e 22 dias por mês é de 2.437 MWh.

$$Q_{gn} = \dot{m}_{gn} \cdot PCI \quad (2.2)$$

Onde:

Q_{gn} : energia fornecida pelo gás natural [W]

\dot{m}_{gn} : vazão mássica de gás natural [kg / s]

PCI: poder calorífico inferior [kJ / kg]

2.4.3 Eficiência térmica da caldeira

A eficiência energética de um sistema indica quanto o equipamento real aproxima-se de um comportamento sem perdas (ideal), como o aumento das perdas significa maiores custos, portanto a indústria busca constantemente equipamentos e processos de alta eficiência, mais próximos do ideal.

A eficiência desse sistema é encontrada utilizando a equação (2.3), onde o calor útil Q_c [J] é dividido pelo calor total de combustível queimado Q_{gn} [J], obtendo-se 79 % de eficiência.

$$\eta_c = \frac{\dot{Q}_c}{\dot{Q}_{gn}} \quad (2.3)$$

Onde:

η_c : rendimento da caldeira [%]

2.5 CARACTERIZAÇÃO DO PROCESSO DE COCÇÃO

Conforme visto anteriormente, 5 % da demanda são destinados aos restaurantes, onde 90% desta porção são utilizados somente pelos vasos de pressão “caldeiras industriais” no preparo das refeições, desta forma, para esse trabalho, foi adotado que o consumo do restaurante será somente o consumo dos vasos de pressão.

A capacidade instalada da cozinha conta com oito vasos de pressão de 500 L e dois de 200 L, onde a utilização real dos vasos sofre variações conforme o volume de produção mensal de veículos e o tipo de prato a ser preparado. A Figura 6 mostra a disposição dos vasos no local de estudo e a Tabela 3 descreve a quantidade média de refeições e horas de utilização das panelas por mês.

Basicamente, no mercado existem três tipos de vasos de pressão, diferenciados segundo o meio energético utilizado para a geração do vapor.

A gás: os queimadores utilizam gás liquefeito de petróleo como fonte de combustível para aquecer a água e produzir vapor.

Elétrico: a água é aquecida por meio de resistências blindadas, gerando também vapor.

Para essas duas primeiras, a água a ser aquecida encontra-se localizada na região inferior da camisa.

A vapor: contemplada por este estudo, tem a formação de vapor em uma fonte geradora externa, proveniente de uma caldeira industrial e é introduzida na panela por uma válvula de admissão.

Figura 6 – Panelas industriais de 500 L no local de estudo.



Fonte: (foto elaboração própria)

Tabela 3 – Descrição da quantidade de refeições e horas de utilização dos vasos.

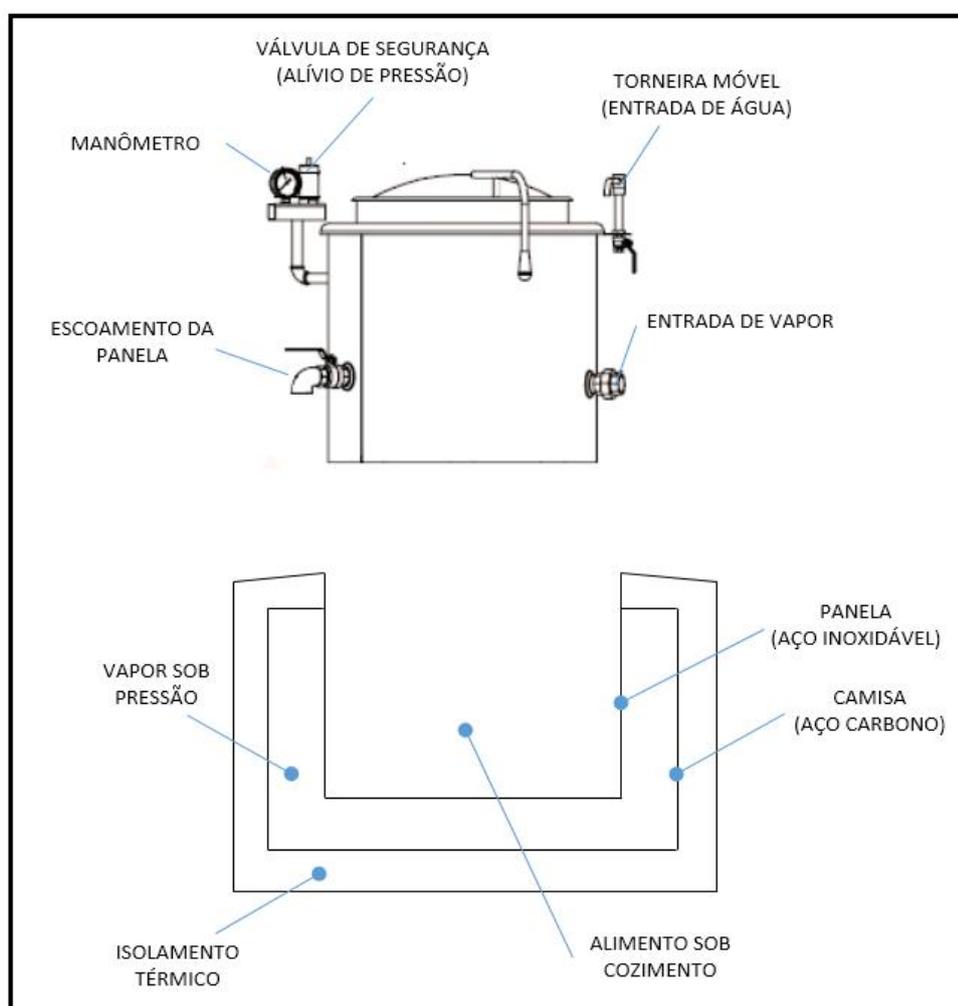
Turno	Funcionamento					
	Dia			Mês		
	Tempo (h)	Refeições	Qtd (t)	Tempo (h)	Refeições	Qtd (t)
1T	5	3.500	1	110	77.000	22
2T	4	2.000	0,6	88	44.000	13,2
Total				198	121.000	35,2

Fonte: (elaboração própria)

2.5.1 Especificações do vaso de pressão

Segundo especificações fornecidas pelo fabricante (Cozil, 2015), as panelas trabalham com fornecimento de vapor a pressão entre 0.3 e 0.5 bar, possuem válvula de admissão de diâmetro de 0,04 m e o consumo de vapor é de 0,014 kg/s e 0,007 kg/s para as panelas de 500 L e 200 L respectivamente. O *layout* da panela é mostrado pela Figura 7.

Figura 7 – *Layout* das panelas



Fonte: Adaptado de (COZIL, 2015)

2.5.2 Demanda de vapor e pressão de trabalho

A demanda de vapor é de 90 t por mês, considerando a capacidade máxima da cozinha, ou seja, todas os vasos em operação, nos períodos dos dois turnos, por 22 dias, conforme exposto na Tabela 3.

A pressão de alimentação do vapor ao chegar aos vasos é de 3 bar e a pressão de operação do vaso de pressão é de 0.3 bar, onde é utilizado uma válvula redutora de pressão.

A pratica do uso de pressões baixas nos equipamentos é conveniente, pois garante uma maior segurança e uma maior parcela de calor latente, que aumenta à medida que a pressão reduz.

CAPÍTULO 3 ALTERNATIVAS DE ENERGIA RENOVÁVEL PARA REDUÇÃO DE CONSUMO DE COMBUSTÍVEL

Diversas são as oportunidades de alternativa para a redução do consumo e até mesmo substituição do combustível utilizado para a geração de vapor.

Este trabalho estudou quatro alternativas que serão descritas neste capítulo e posteriormente analisadas suas viabilidades de implementação no atual cenário da empresa em estudo.

- Energia solar: utilizar coletores para elevar a temperatura da água na entrada da caldeira, possibilitando uma maior eficiência da caldeira e consequentemente reduzindo o consumo de combustível.

- Biogás: produzir biogás por meio de dois substratos distintos, sendo os resíduos de restaurante industrial e o lodo de estação de tratamento de esgoto, e utilizando-os como combustível na caldeira que gera vapor ao processo e diretamente nos vasos de pressão “painéis industriais”, nesse último com alteração no meio de aquecimento do equipamento, de vapor para gás.

- Turbina a gás e motor de combustão interna: utilizar o biogás produzido para gerar energia elétrica e substituir os atuais vasos de pressão a vapor por vasos a resistência elétrica.

3.1 ENERGIA SOLAR

3.1.1 Mercado de energia solar

Segundo a Agencia Internacional de Energia (2011), a energia que o sol fornece a Terra em um ano é aproximadamente de 885 milhões TWh, correspondente a 6.200 vezes o consumo de energia primária da humanidade no ano de 2008. Podemos dizer ainda que em uma hora e vinte e cinco minutos, o sol envia o equivalente a um ano de consumo de energia no planeta.

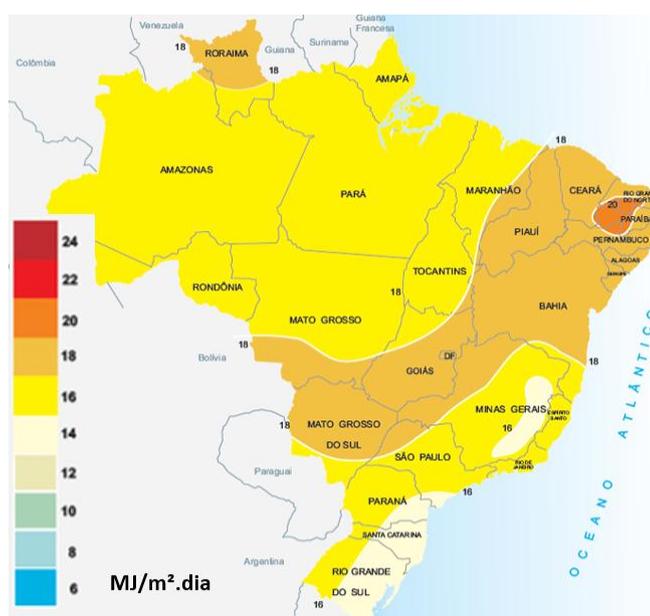
Utilizando processos térmicos e fotovoltaicos, a energia solar é capaz de satisfazer a maior parte da nossa demanda por aquecimento de água e de ambientes, calor para processos industriais e geração de energia elétrica (SIQUEIRA, 2009).

O Brasil dispunha em 2011 de um montante acumulado de 7,3 milhões de metros quadrados de placas solares fotovoltaicas, ocupando oficialmente o sétimo lugar, logo atrás do Japão, no mais recente ranking mundial elaborado pela Agência Internacional de Energia (AIE). Em comparação, os Estados Unidos tinham 20,4 milhões de metros quadrados e a Alemanha, 12,6 milhões de metros quadrados, segundo e terceiro colocados, respectivamente. A líder China tinha 145 milhões de metros quadrados de coletores, cerca de 60 % da base mundial instalada (ABRAVA, 2012).

A energia solar pode ser aproveitada basicamente de duas formas, ativamente, onde equipamentos utilizam a radiação solar e transformam em energia térmica e elétrica, e passivamente, combinando arquitetura moderna em projetos para proporcionar iluminação natural e aquecimento de ambientes (BATISTA, 2006).

Segundo Pereira et al. (2002), o conhecimento da densidade de fluxo de radiação solar global de uma certa região é de grande importância para o dimensionamento de projetos de engenharia solar. As Figuras 8, 9 e 10 mostram a incidência solar global para o Brasil, para o estado de São Paulo e a insolação diária para o Brasil.

Figura 8 – Mapa de radiação solar global diária – média anual



Fonte: Adaptado de (TIBA, 2000)

3.1.2 Princípios do aquecimento solar

Um sistema solar de aquecimento de água é composto basicamente de um coletor solar, onde a energia solar é convertida em energia térmica, um reservatório termicamente isolado e toda a tubulação de alimentação e distribuição do sistema.

Segundo Siqueira (2009), o principal componente de um sistema de aquecimento solar é o coletor, pois promove a conversão da radiação solar, onde é transferido o fluxo energético da radiação para o fluido que circula no interior do coletor.

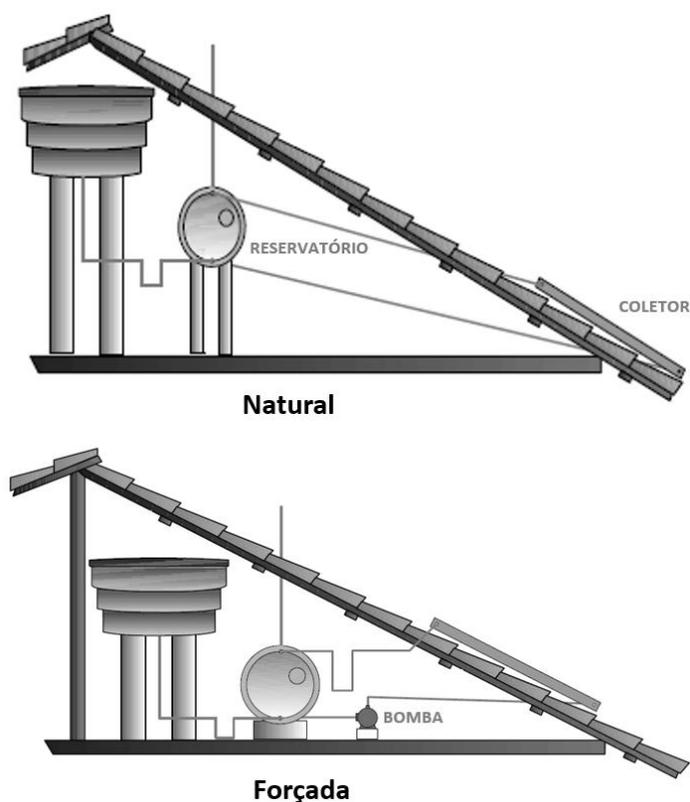
Neves (2012) cita que há duas formas da circulação acontecer no sistema por coletores, forçada, onde uma bomba é utilizada para que aconteça o fluxo entre os coletores e o reservatório térmico e a natural, onde não há necessidade de bomba, pois o coletor é posicionado em um nível inferior ao do reservatório, dessa forma a circulação acontece por meio da diferença entre as densidades da água fria e quente, onde a água aquecida no coletor, menos densa, flui para a região superior do reservatório, enquanto a água fria, no fundo do reservatório, migra para o coletor. O ciclo se manterá enquanto houver diferença de temperatura entre o coletor e o tanque, uma vez obtendo o equilíbrio térmico, o movimento cessa. O ciclo recomeça quando há consumo da água aquecida e uma nova quantidade de água é adicionada ao reservatório com diferente temperatura. Na Figura 11 são ilustradas as duas formas de circulação do sistema.

Baptista (2006) menciona que o sistema de circulação natural é recomendado para capacidade de aquecimento de até 1.500 L de água por dia. Já para sistemas com demanda superior ou com impossibilidade técnica, é necessário optar pela condição forçada.

Há também uma classificação quanto ao fluido de trabalho no sistema, podendo ser classificado como direto quando a própria água opera no sistema e indireto quando a água é substituída por um fluido refrigerante, tais como o etileno-glicol, propileno-glicol, óleos siliconados e óleos hidrocarbonados, isso devido alguns locais a temperatura é muito baixa e a água tende a congelar nos tubos. Nesse segundo, o circuito é fechado e são utilizados trocadores de calor, onde a água para consumo é aquecida a partir do fluido de trabalho (PRADO, 2007).

Segundo Santos e Rosa (2002), a melhor inclinação para os painéis é a latitude do local mais dez graus, para que a incidência solar sobre o coletor seja a mais perpendicular possível durante todo o ano, além disso os painéis deverão estar orientados para o Norte verdadeiro no hemisfério Sul.

Figura 11 – Esquema de circulação de um sistema de aquecimento solar



Fonte: Adaptado de (BAPTISTA, 2006)

3.1.3 Tipos de aquecedores solares

Os principais aquecedores solares são os concentradores, os a vácuo e os de placa plana, respectivamente o primeiro alcança as temperaturas mais elevadas, chegando ao terceiro com temperatura pouco acima da temperatura ambiente. Diferem quanto a capacidade de conversão de energia solar para térmica, no tipo de tecnologia empregada para potencializar o aquecimento do fluido, no custo do equipamento e na finalidade de aplicação.

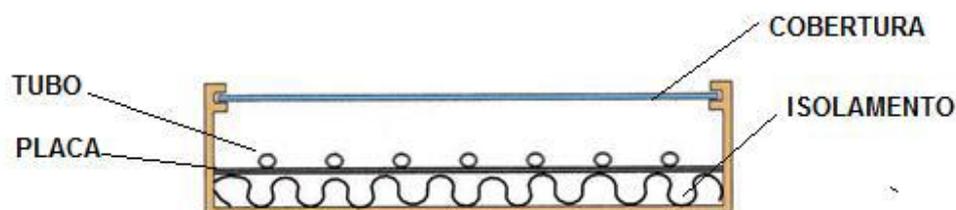
Coletor solar plano: são utilizados para atender temperaturas entre 333,15 K e 353,15 K, com aplicações em residências, edifícios, indústrias e hospitais.

Conforme Figura 12, os coletores planos são basicamente compostos por:

- Caixa estrutural em formato retangular, hermeticamente fechada e termicamente isolada;

- Placa absorvedora em formato plano ou ondulado, pintado geralmente em preto fosco;
- Cobertura de vidro que além de atuar como proteção contra água de chuva, materiais sólidos e poeira, tem a finalidade principal de gerar o efeito estufa no interior do coletor;
- Tubulação de cobre, que por ser um excelente condutor térmico, transfere o calor absorvido da radiação do sol por condução para a água que circula em seu interior.

Figura 12 – Seção transversal típica de um coletor solar plano



Fonte: (PRADO, 2007)

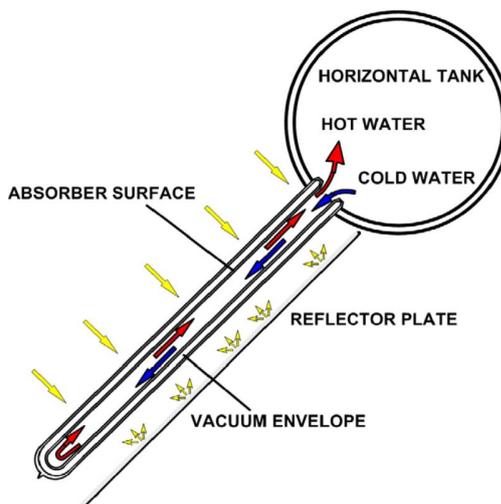
Coletor solar a vácuo: são compostos basicamente por uma série de dois tubos concêntricos, fechados, selados e contendo vácuo entre eles, o qual é responsável pelo isolamento térmico do sistema. O primeiro tubo é totalmente transparente, permitindo a passagem da radiação solar para o segundo, o qual tem camadas especiais que dificultam a perda de calor para o meio, fazendo com que o processo das ondas de radiação solar se repita até a absorção total da energia solar incidente.

Em sua maioria, esse sistema apresenta uma placa refletora abaixo dos tubos concêntricos, onde permite a captura da radiação difusa na região inferior do tubo e um reservatório térmico conectado aos tubos, permitindo o armazenamento e a circulação da água por meio da termossifão (NEVES, 2012; AVALONE, 2013).

Segundo Budihardjo et al. (2007), coletores a vácuo têm melhor desempenho do que coletores planos para operações em alta temperatura, devido à redução significativa da perda de calor por convecção, pois há vácuo em torno das duas paredes de vidro.

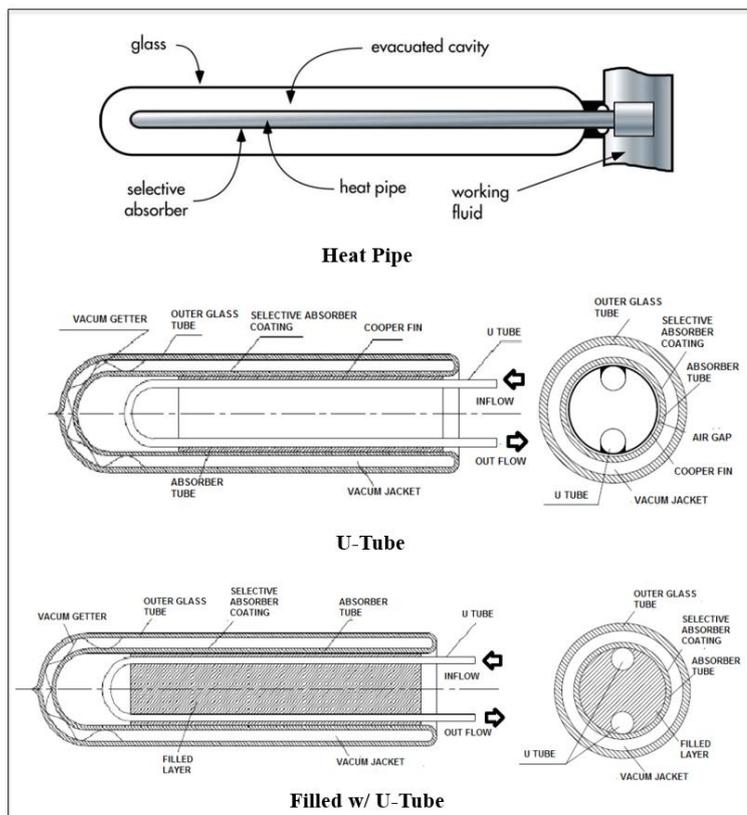
Diversos são os tipos de coletores a vácuo, na Figura 13 podemos verificar um esquema de configuração básica e na Figura 14 apresentam-se outras configurações que diferem quanto suas arquiteturas, temperatura e pressão de trabalho e conseqüentemente suas eficiências.

Figura 13 – Coletor solar a vácuo típico – tipo *water-in-glass*



Fonte: (BUDIARDJO et al., 2007)

Figura 14 – Coletores solar a vácuo – outras configurações



Fonte: Adaptado de (NORTON, 2006; LIANG, 2011)

3.2 BIOGÁS

Segundo Villela (1998), o biogás era entendido como um subproduto, obtido a partir da decomposição anaeróbica de lixo urbano, resíduos animais e de lamas de estações de tratamento de efluentes domésticos. Com o agravamento da crise energética e o aumento dos preços dos combustíveis convencionais, o biogás ganha espaço na composição de combustíveis que conservam os recursos naturais esgotáveis.

Segundo Appels et al. (2008), o biogás pode ser utilizado na produção de calor e vapor d'água, na geração de energia elétrica ou cogeração, bem como combustível de veículos.

O uso em caldeiras, substituindo um combustível convencional, como o gás natural, óleo combustível e carvão, é prática a mais de 25 anos por empresas nos EUA (USEPA, 2009).

É uma mistura gasosa formada a partir da degradação anaeróbia da matéria orgânica (MO) de resíduos sólidos depositados em aterros sanitários, de efluentes industriais e de esgotos domésticos. É composto principalmente por metano e dióxido de carbono. Na Tabela 4 é apresentado a composição média da mistura gasosa que compõem o biogás.

O potencial de geração de energia a partir do biogás depende da sua composição, Salomon (2005) descreve que o poder calorífico inferior do biogás pode oscilar, geralmente, entre 5.300 e 6.000 kcal/m³, devido a concentração de metano, porém considerando o metano puro, esse valor elevasse a 8560 kcal/m³. Quanto mais purificado for o biogás, maior concentração de metano, portanto maior o seu poder calorífico.

Na Tabela 5 podemos verificar a variação do peso específico e do PCI a medida que aumentamos a concentração de dióxido de carbono na composição do biogás. Vale ressaltar que a partir de 75 % o biogás se torna mais leve do que o ar.

Holm-Nielsen et al. (2009), considera que mesmo quando comparado a outras fontes renováveis de energia o biogás é vantajoso como combustível, como por exemplo, se purificado, pode substituir combustíveis fósseis no setor de transporte, ser distribuído por meio da mesma infraestrutura e ser utilizado nas mesmas aplicações do gás natural.

Tabela 4 – Composição média biogás.

Composto	Porcentagem na Mistura Gasosa (%)
Metano (CH ₄)	40 a 75
Dióxido de Carbono (CO ₂)	25 a 40
Hidrogênio (H ₂)	1 a 3
Azoto (N ₂)	0,5 a 2,5
Oxigênio (O ₂)	0,1 a 1
Gás Sulfídrico (H ₂ S)	0,1 a 0,5
Amoníaco (NH ₃)	0,1 a 0,5
Monóxido de Carbono (CO)	0 a 0,1
Água (H ₂ O)	Variável

Fonte: Adaptado (CASTANÓN, 2002)

Tabela 5 – Características do biogás.

Composição química	Peso específico (kg/m³)	PCI (kcal/kg)
10% CH ₄ , 90% CO ₂	1,8393	465,43
40% CH ₄ , 60% CO ₂	1,4643	2.338,52
60% CH ₄ , 40% CO ₂	1,2143	4.229,98
65% CH ₄ , 35% CO ₂	1,1518	4.831,14
75% CH ₄ , 25% CO ₂	1,0268	6.253,01
95% CH ₄ , 5% CO ₂	0,7768	10.469,60
99% CH ₄ , 1% CO ₂	0,7268	11.661,02

Fonte: Adaptado de (AVELLAR, 2001)

Tabela 6 – Percentual de gases no biogás em função do substrato orgânico de origem

Componente (% vol)	Resíduos Domésticos	Lodo de ETE	Resíduos Agrícolas	Resíduos Industriais Agro- alimentícias
CH ₄	50 – 60	60 – 75	60 – 75	68
CO ₂	34 – 38	1 – 33	19 – 33	26
N ₂	0 – 5	0 – 1	0 – 1	-
O ₂	0 – 1	< 0,5	< 0,5	-
H ₂ O	6 (a 40 °C)	6 (a 40 °C)	6 (a 40 °C)	6 (a 40 °C)

Fonte: Adaptado de (NASKEO, 2009; EPA, 2011)

3.2.1 Matéria-prima para geração de Biogás

A matéria prima para a produção de biogás pode ser toda e qualquer matéria orgânica rica em carbono, tais como resíduos sólidos depositados em aterros, efluentes industriais e de esgoto doméstico, esterco de criação animal, resíduos de abatedouros, resíduos de cervejarias, resíduos de produção sucroalcooleira, resíduos da produção de grãos, sobras de comidas, papeis, capins, gramas entre outros.

De acordo com Cortez et al. (2009), uma série de parâmetros são importantes na caracterização dos resíduos a fim de avaliar o potencial de produção do biogás e o nível tecnológico necessário para o processo ser economicamente viável.

De acordo com Zhang et al. (2014), devido aos diferentes hábitos alimentares, o lixo proveniente de alimentos domésticos e industriais (LDI) é muito variado, com presença de sobras de arroz, vegetais, carnes, frutas, cascas, entre outros, além de apresentarem uma composição com alto teor de humidade, tornando um substrato facilmente biodegradável, adequado para o crescimento microbiano anaeróbico e com bons níveis de conversão em biogás.

Igoni et al. (2008), cita que o biogás, tem sido gerado a partir de matérias-primas como resíduos provenientes da exploração animal (estrumes, lamas e águas residuais), resíduos agroindustriais

(provenientes de abatedouros, adegas, processamento de vegetais, plantas, etc), bem como esgoto sanitário em geral. A biomassa que não apresenta características satisfatórias para a digestão, pode ser submetida a pré-tratamentos específicos, visando à melhoria de seu potencial para o processo.

Contudo, é essencial para o planejamento de uma unidade de energia o entendimento detalhado dos recursos disponíveis com relação ao teor de umidade, rendimento, sazonalidade, proximidade do local de geração de energia, os eventuais problemas que podem afetar a disponibilidade futura, a qualidade de combustível e a condição climática da região em que é gerada, armazenada e utilizada a biomassa (USEPA, 2007).

Cortez et al. (2009) classifica os resíduos de acordo com os seguintes parâmetros:

- Físicos: densidade, tamanho, viscosidade, quantidade e teor de sólidos totais (SST);
- Bioquímicos: demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e demanda química de oxigênio (DQO);
- Químicos: presença de metais e nutrientes;
- Bacteriológicos: presença de coliformes fecais, total de bactérias e agentes patogênicos.

Pavan (2010), descreve DBO e DQO conforme abaixo:

DBO é a quantidade de oxigênio necessário para ocorrer a oxidação de matéria orgânica biodegradável sob condições aeróbicas num determinado período de tempo.

DQO avalia a quantidade de Oxigênio Dissolvido (OD) consumido em meio ácido que leva a MO a degradação.

Dezotti (2008) demonstra que a razão DQO/DBO fornece indicações sobre a biodegradabilidade de um efluente. Valores na faixa de 1,5 a 2,5 sugerem que os poluentes presentes no efluente sejam majoritariamente biodegradáveis, recomendando tratamento biológico.

Valores superiores a 5 sugerem a presença de poluentes não biodegradáveis, o que pode inviabilizar o seu tratamento biológico.

A associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT), define os resíduos sólidos por meio da norma NBR 10.004, dimensionando a complexidade e a diversidade dos resíduos sólidos e a variedade de setores e de atividades de que eles se originam:

Resíduos sólidos: são aqueles resíduos nos estados sólido e semissólido, que resultam de atividades da comunidade de origem: industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Consideram-se também resíduos sólidos os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição, bem como, determinados líquidos cujas particularidades tomem inviáveis seu

lançamento na rede pública de esgotos ou corpos d'água, ou exijam para isso soluções tecnicamente e economicamente inviáveis em face à melhor tecnologia disponível (ABNT, 1987).

Em 2004 houve uma atualização do documento, onde classificaram os resíduos sólidos quanto aos seus riscos potenciais ao meio ambiente e a saúde pública. De acordo com o documento, os resíduos dividem-se em três grupos, discriminados a seguir:

Resíduos Classe I: perigosos – aqueles que apresentam risco à saúde pública ou ao ambiente, caracterizando-se por possuir propriedades de inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade ou patogenicidade.

Resíduos Classe II A: não perigosos e não inertes – são aqueles que não apresentam características de inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade ou patogenicidade, porém, apresentam propriedade de solubilidade em água (acima dos padrões estabelecidos pela norma da ABNT), existindo a possibilidade de haver reação com o meio ambiente, e, conseqüentemente, risco de poluição.

Classe II B: não perigoso e inerte – aqueles que não tem constituinte algum solubilizado em concentração superior ao padrão de potabilidade d'água.

3.2.2 Biodigestão

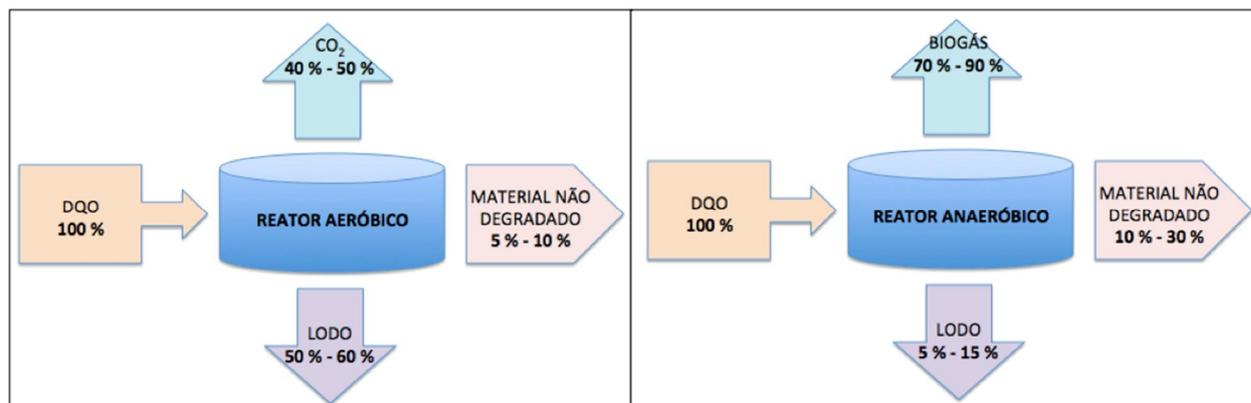
Segundo Buekens (2005), a biodigestão de matéria orgânica se forma por meio de um processo natural, com ocorrência espontânea, transformando compostos orgânicos complexos em substâncias mais simples, como metano, dióxido de carbono, água, dentre outros, por meio da ação combinada de diferentes microrganismos.

A matéria orgânica pode sofrer decomposição por via aeróbia ou por via anaeróbia. Na primeira, a mesma é basicamente convertida em dióxido de carbono, água e sais minerais, já no processo anaeróbio há principalmente a formação de metano e dióxido de carbono.

A Figura 15 mostra que apesar do efluente tratado pelo reator anaeróbio apresentar uma maior quantidade de material não degradado, é capaz de produzir maior quantidade de gás com alto poder calorífico.

A grande vantagem da biodigestão anaeróbia (BA) está na importância do seu principal produto, o metano (CH_4), que pode ser utilizado de forma direta ou indireta, tendo a sua combustão em caldeiras para geração de calor ou em motores para geração de energia (GUNASEELAN, 2009).

Figura 15 – Conversão nos processos aeróbio e anaeróbio.



Fonte: Adaptado de (CHERNICHARO, 1997)

A BA pode ser dividida em quatro etapas sequenciais: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (ZHANG et al., 2014), onde segundo Chernicharo (2007) dependem de no mínimo três grupos distintos de microrganismos, conforme mostrado na Figura 16.

Hidrólise:

Ocorre a conversão de compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em compostos mais simples (aminoácidos, ácidos graxos e açúcares) por meio da ação das bactérias fermentativas ou acidogênicas.

Acidogênese:

As substâncias resultantes da hidrólise são transformadas por bactérias fermentativas em produtos intermediários (ácidos graxos voláteis - AGV) como ácido propanoico, ácido butanoico, ácido láctico e álcoois.

Acetogênese:

As bactérias acetogênicas convertem compostos orgânicos intermediários, como propionato e butirato, em ácido acético, hidrogênio e dióxido de carbono. O substrato dessa fase será apropriado para os microrganismos metanogênicos.

Metanogênese:

A etapa final do processo anaeróbio é responsável por promover a conversão do acetato, por meio da clivagem do ácido acético e pela redução do gás carbônico.

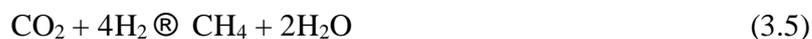
1) Clivagem do ácido acético:

Na ausência de hidrogênio, a clivagem do ácido acético conduz a formação de metano e gás carbônico. O grupo metil do ácido acético é reduzido a metano, enquanto o grupo carboxílico é oxidado a gás carbônico, conforme equação (3.4) a seguir:



2) Redução do gás carbônico:

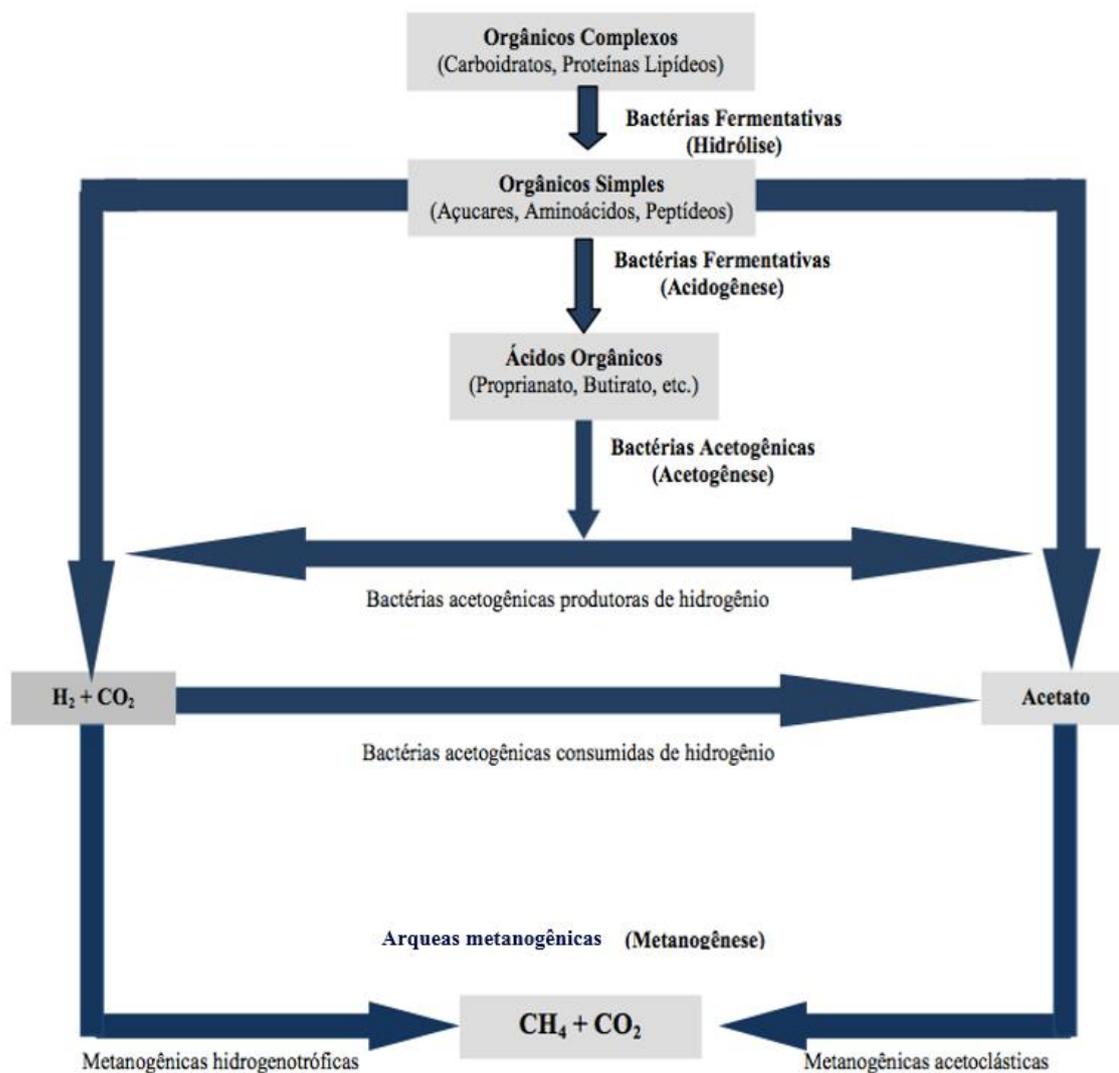
Quando o hidrogênio se encontra disponível, a maior parte do metano restante é formada a partir da redução do gás carbônico. O CO₂ atua como um acceptor de átomos de hidrogênio removidos dos compostos orgânicos pelas enzimas. Uma vez que o gás carbônico encontra-se presente em excesso em um reator anaeróbio, sua redução de metano não é o fator limitante do processo. O mecanismo de formação do metano a partir da redução do dióxido de carbono é apresentado na equação (3.5).



Uma outra prática que vem sendo adotada é a co-digestão, onde um co-substrato é adicionado ao substrato principal com a intenção de melhorar o rendimento do processo digestivo, por meio do fornecimento de nutrientes ausentes no primeiro substrato e na melhora do teor de umidade do composto.

Há diversos estudos envolvendo as seguintes combinações: resíduos sólidos urbanos (fração orgânica) e lodo de esgoto, estrume e resíduos orgânicos industriais, estrume de frangos e bovinos, resíduos sólidos urbanos (fração orgânica) e estrume e lodo de esgoto e efluentes da produção de azeite (MATA-ALVAREZ et al., 2000).

Figura 16 – Etapas digestão anaeróbica.



Fonte: Adaptado de (CHERNICHARO, 2007)

3.2.3 Parâmetros para a biodigestão anaeróbia

A BA é um processo complexo que deve digerir simultaneamente todos os substratos orgânicos (por exemplo, hidratos de carbono e proteína). É influenciado por parâmetros importantes, tais como a temperatura, AGV, pH, amônia, nutrientes, razão carbono-nitrogênio, entre outros. A manutenção

dos parâmetros dentro das faixas recomendadas é vital para permitir um crescimento microbiano a longo prazo na operação (Zhang et al., 2014).

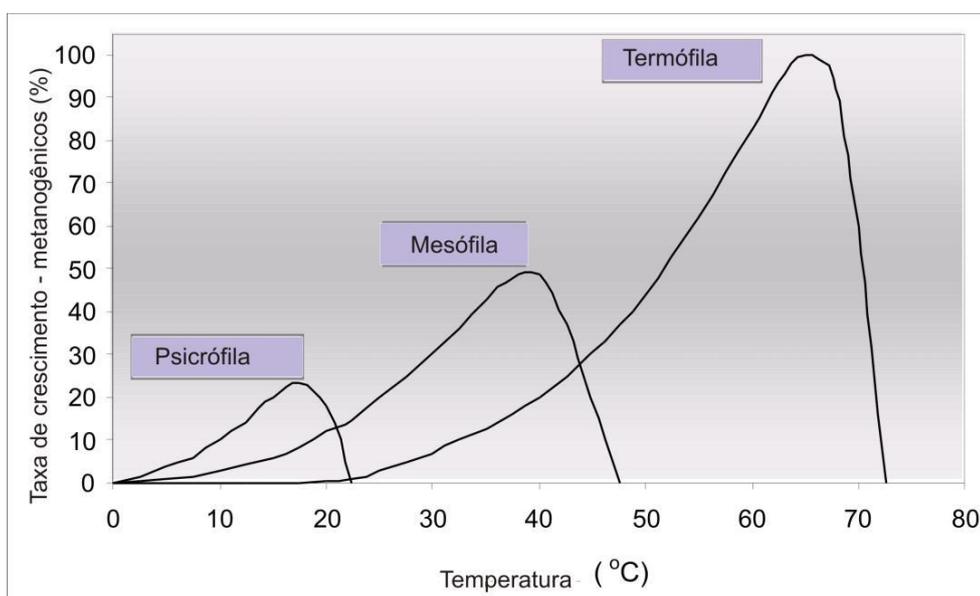
Temperatura:

Segundo Zhang et al. (2014) a temperatura é um dos parâmetros que mais influenciam a BA, devido a sua influência nas atividades das enzimas e co-enzimas, na produção de metano e na qualidade da digestão.

Existem três faixas de temperatura que podem ser associadas ao crescimento microbiano na maioria dos processos biológicos, são elas: psicrófila (4 à 15 °C), mesófila (20 à 40 °C) e termófila (> 45 °C) (BATSTONE et al., 2002).

Na Figura 17 é possível verificar as temperaturas ideais para cada faixa com relação ao crescimento dos microrganismos e também as temperaturas limitantes para a inibição do processo.

Figura 17 – Taxa de crescimento microbiano em função da temperatura.



Fonte: (CHERNICHARO, 2007)

De acordo com Zhang et al. (2014), o desempenho do BA aumenta com o aumento da temperatura, pois elevam-se as taxas metabólicas, de crescimento microbiano, de destruição de agentes patogênicos e conseqüentemente de produção de biogás, sobressaindo a adoção da faixa termófila. Porém segundo Igone et al. (2008), a faixa termófila apresenta maior sensibilidade com a variação da

temperatura superior a 0,6 °C ao dia, pior solubilização do LDI quando comparada com a faixa mesófila e devido a necessidade de um controle maior da manutenção da temperatura, não se justifica economicamente o aumento da temperatura comparado com o ganho na produção de metano.

Ainda segundo Igoni et al. (2008), a faixa psicrófila não é adequada para a BA devido a constante condição limitante da degradação dos ácidos-graxos de cadeias longas, podendo acumular e gerar espuma no reator, conseqüentemente inibindo o processo.

Controle de concentração de íons de hidrogênio - pH:

A digestão é inibida pela acidez excessiva no processo, pois as bactérias envolvidas na BA atuam na faixa de pH entre 6-8, com condição ideal de 7. Com o pH baixo o processo entra em desequilíbrio acarretando na redução de metano produzido e no aumento de CO₂ (IGONI et al., 2008).

Segundo Busch (2008), as bactérias envolvidas na etapa hidrólise e acidogênese podem trabalhar fora da faixa ideal de pH de 4,5 à 6,3, porém as bactérias presentes nas etapas acetogênese e metanogênese tem seu crescimento e atuação inibidos fora da faixa de 6,8 à 7,2.

Razão carbono nitrogênio – C/N:

Segundo Igoni et al. (2008) a concentração de carbono e nitrogênio é determinante para o processo de digestão anaeróbio, onde o carbono é responsável por fornecer energia aos microrganismos e o nitrogênio pelo crescimento microbiano. Com a quantidade limitada de nitrogênio, a população microbiana se manterá pequena, levando mais tempo para decompor a o carbono disponível.

Li et al. (2011) salienta que uma razão de C/N entre 20 e 30 é considerada ótima para BA, pois provem um balanço de nutrientes apropriados para o crescimento microbiano anaeróbio e para a manutenção estável do ambiente.

Já Kumar et al. (2010), comprova que substratos derivados de LDI podem ser digeridos com razões de C/N de 19,6.

De acordo com Zhang et al. (2008), uma quantidade de carbono ideal tem um efeito positivo evitando amônia excessiva no processo.

Novamente Igoni et al. (2008) menciona que devido aos microrganismos usarem o carbono de 30 a 35 vezes mais rápido do que a conversão do nitrogênio, a razão ideal de carbono para nitrogênio em um processo anaeróbio é de 30 para 1.

3.2.4 Pré-tratamentos para degradação de substrato orgânico

Conforme Karlsson (2014), existem diferentes pré-tratamentos que aumentam a quantidade de material de degradação contida no substrato. O mais comum é a desintegração mecânica, como, por exemplo, um moinho, misturador, parafuso ou cortadores rotativos. A decomposição pode também ocorrer por meios químicos, térmicos ou biológicos, aquecimento, adição de ácidos e bases, ultrassom e enzimas hidrolíticas.

Conforme visto anteriormente, a hidrólise é determinante para a velocidade da DA, portanto é necessário aumentar a velocidade dessa etapa para melhorar o desempenho do processo anaeróbico.

Segundo Zhang et al. (2014) a taxa de hidrólise é influenciada por fatores como o tamanho e a estrutura da partícula, bem como a composição da matéria-prima. Karlsson et al. (2014) complementa que quanto menor a granulometria do material orgânico no início da digestão anaeróbica (hidrólise), maior a eficiência dos microrganismos em degradar o material.

De acordo com o regulamento europeu EC No 208/2006, na categoria 3 do mesmo, o tamanho máximo da partícula antes de entrar no processo de biodigestão deve ser de 12 mm.

A quantidade de metano obtida pode ser insuficiente para compensar a elevação do custo operacional do pre-tratamento, onde é necessário uma energia adicional e/ou a utilização de produtos químicos no processo (LIM et al., 2013), desta forma é importante avaliar se o aumento de metano na produção de biogás é favorável a adição de pré-tratamentos no processo.

3.2.5 Biodigestores

Segundo Ward et al. (2008), um biodigestor anaeróbico deve ser projetado para permitir uma elevada, contínua e sustentável taxa de carga orgânica, com um tempo de retenção hidráulica (TRH) reduzido e com capacidade elevada de produção de metano.

Buekens (2005), expõem que os biodigestores são caracterizados segundo o tipo de regime, o número de estágios de processo e o percentual de sólidos no substrato a ser digerido.

Adicionalmente, Khalid et al. (2011) descreve que os três principais grupos de biodigestores utilizados atualmente são os de batelada, de um estágio de alimentação contínua e de dois ou multi-estágios de alimentação contínua.

A escolha de um biodigestor depende das características do substrato, das necessidades de depuração, da disponibilidade de mão de obra e de condições de ordem econômica (VILLELA, 1998).

Segundo Morais (2012), normalmente um biodigestor é constituído pelos seguintes componentes:

- Tanque de entrada: depósito dos dejetos;
- Tubo de carga: tubulação de introdução dos resíduos no digestor;
- Digestor: tanque onde ocorre a fermentação;
- Septo: parede divisória no interior do digestor, responsável pelo fluxo do resíduo;
- Gasômetro: região onde o gás é acumulado;
- Tudo de descarga: tubulação que remove o resíduo líquido após fermentado;
- Leito de secagem: tanque para recolher o resíduo líquido;
- Saída de biogás: tubulação para capturar o gás.

Tipo de regime:

- 1) Descontínuo (Batelada): é mais simples, onde o processo consiste na decomposição de matéria orgânica de uma única vez por um período de TRH, apresenta um menor custo de fabricação, porém permitem altas flutuações na produção de biogás, perdas durante o processo de esvaziamento e uma restrição na altura do reator.
- 2) Contínuo: são construídos para serem abastecidos diariamente, onde o tempo de retenção da matéria orgânica será em função do volume de gás a produzir, do grau de digestão e temperatura que se pretende obter.

Número de estágios:

Buekens (2005) define também os biodigestores contínuos segundo a quantidade de estágio.

- 1) Um estágio: a alimentação de matéria orgânica é contínua, onde todas as reações bioquímicas acontecem no mesmo biodigestor, sujeitas a sobrevivência nas mesmas condições

operacionais, onde as mesmas não são ideias, mas aceitáveis, proporcionando um equilíbrio entre as taxas de crescimento.

- 2) Dois estágios: diferença está na separação das fases entre câmaras de digestão, onde a primeira contempla as etapas hidrólise e acidogênese e a segunda a acetogênese e metanogênese, permitindo assim um melhor enriquecimento para os diferentes microrganismos, consequentemente otimizando e aumentando a estabilidade das etapas de biodigestão e produção de biogás.
- 3) Multi-estágios: O mesmo princípio do processo de duplo estágio é utilizado, estabelecendo condições específicas e otimizando a sobrevivência de cada microrganismo, porém com um processo mais específico e complexo, tornando seus custos operacionais mais elevados.

Percentual de sólidos:

A digestão pode ser realizada a seco ou a úmido.

1) Seco: apresenta percentual de sólidos secos entre 25 % a 30 %

2) Úmido: apresenta percentual de sólidos secos inferior a 15 %.

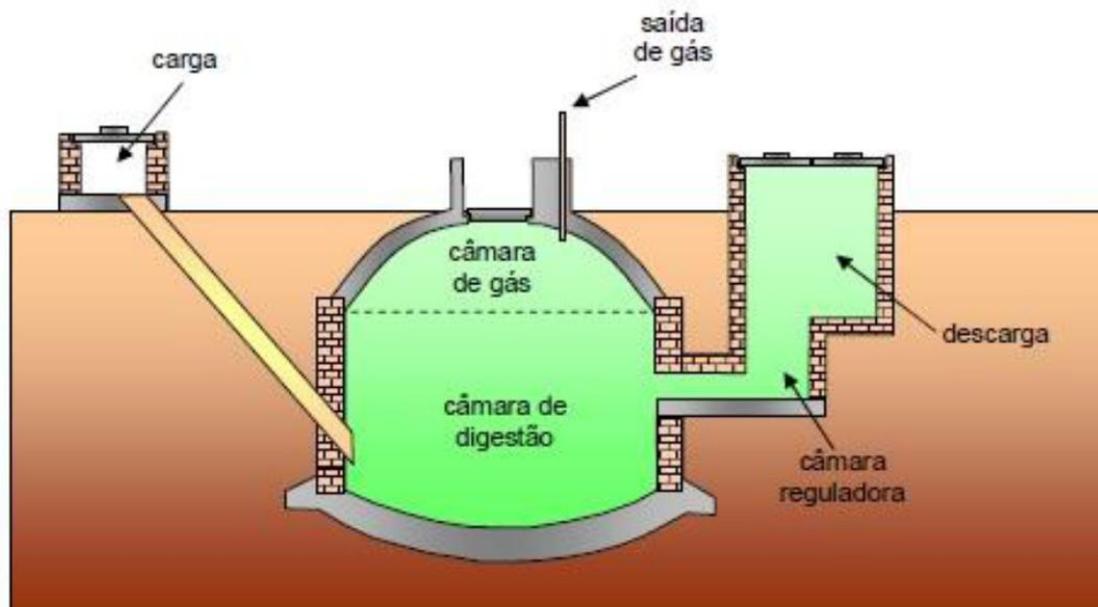
O percentual influencia no desempenho da digestão e consequentemente na formação do biogás. Um processo com teor de sólidos menor gera uma melhor mistura de matéria orgânica, tornando melhor a co-digestão dos compostos. Apesar da vantagem de ser necessário menores reatores para sistemas com teor de sólidos elevados, existe a necessidade de um sistema de bombeamento capaz, elevando o custo do processo.

Segundo Igoni et al. (2008), o percentual de sólidos determina o desenho e o tipo de digestor a ser utilizado na produção de biogás, pois identifica a necessidade de realizar uma mistura completa, a capacidade da matéria orgânica escoar no sistema e a necessidade de realizar a adição de outros substratos líquidos, tais como esgoto ou água, para permitir a digestão de fluxo contínuo.

Atualmente os quatro modelos de biodigestores utilizados são, modelo chinês, indiano, de fluxo tubular e de fluxo ascendente (UASB), todos de fluxo contínuo.

- a) Modelo chinês: formado por uma câmara cilíndrica de alvenaria, com teto abobadado fixo e impermeável, onde o biogás é armazenado. O digestor utiliza o aumento da pressão devido ao aumento da produção de gás em seu interior, para que a biomassa se desloque da câmara de fermentação para a caixa de saída, conforme Figura 18.

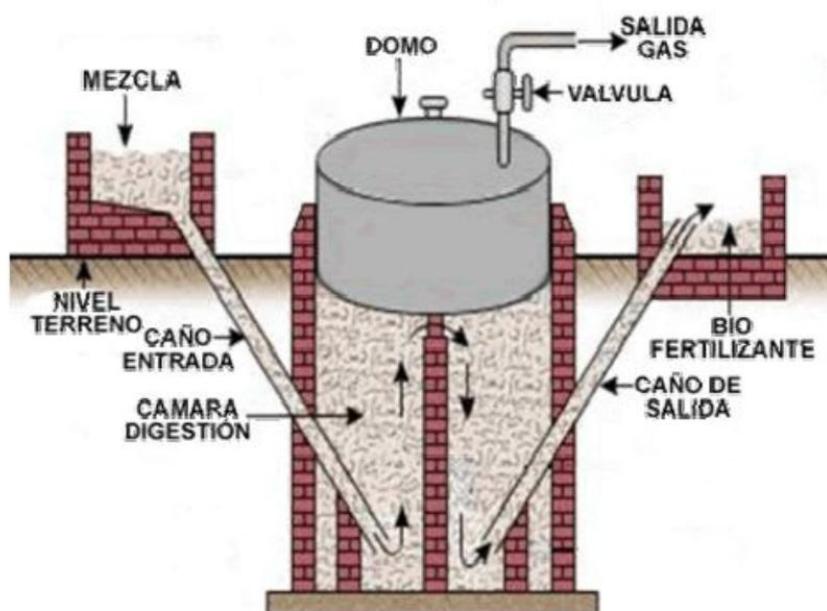
Figura 18 – Biodigestor modelo chinês.



Fonte: Adaptado de (MORAIS, 2012).

- b) Modelo indiano: com uma cúpula móvel, produzida em ferro, fibra ou vidro, trabalha com pressão constante, pois a medida que é produzido gás a cúpula se movimenta. Contém uma parede central responsável por dividir o tanque de fermentação em duas câmaras, onde as cargas já fermentadas e as prontas para a descarga são separadas, conforme ilustrado na Figura 19.
- c) Modelo fluxo tubular: é um modelo horizontal, possui largura maior do que a profundidade, com maior exposição ao sol da MO, permitindo assim uma maior produção de biogás. Com cúpula de matéria maleável, geralmente PVC, que infla com a geração de biogás. Caixa de carga de alvenaria, dessa forma mais larga, evitando o entupimento, conforme Figura 20.

Figura 19 – Biodigestor modelo indiano.



Fonte: Adaptado de (MORAIS, 2012).

Figura 20 – Biodigestor de fluxo tubular.



Fonte: Adaptado de (MORAIS, 2012).

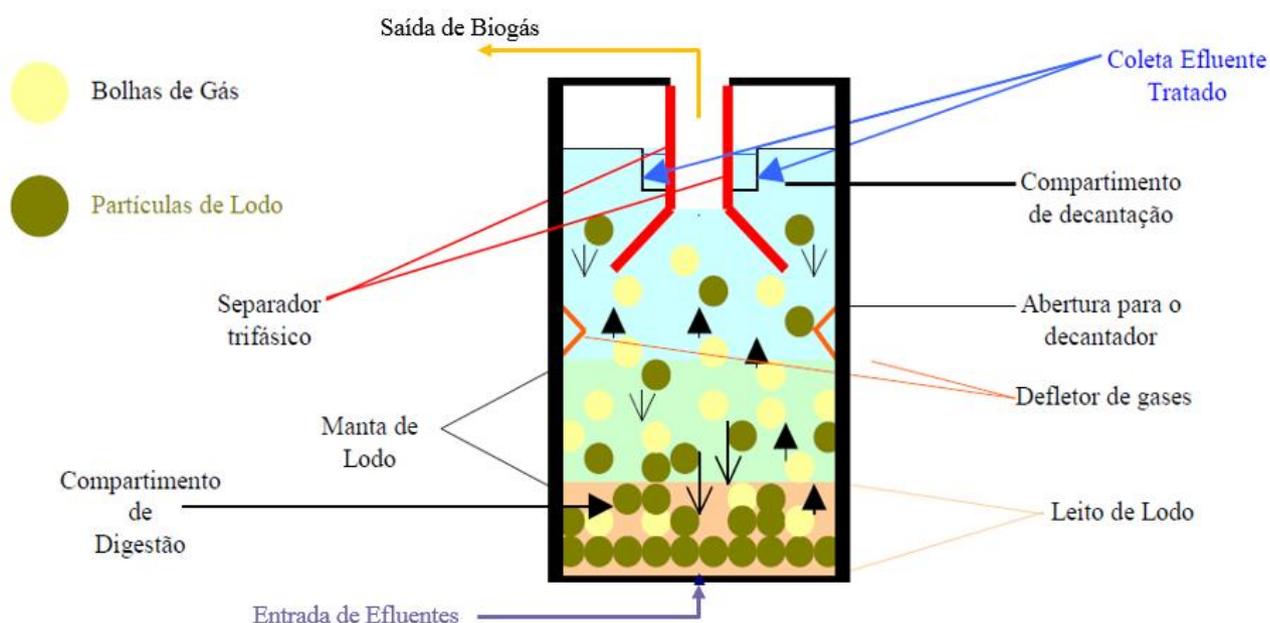
- d) Modelo de fluxo ascendente ou *upflow anaerobic sludge blanket* (UASB): consiste em um reator que produz biomassa de elevada atividade, permitindo que o lodo mais leve seja arrastado para fora do sistema, enquanto mais denso, de melhor qualidade, seja retido na

região inferior do reator. O acesso do afluente se dá pelo fundo e o efluente deixa o reator por meio de um decantador localizado na parte superior. Um dispositivo de separação de gases e sólidos é disposto na parte superior do reator, o qual tem como principal objetivo a separação dos gases contidos na mistura. Os sólidos no interior do reator variam de muito denso (leito do lodo) na região inferior até um lodo mais disperso (manta de lodo) na superfície do reator (CHERNICHARO, 1997).

Segundo Ortolani et al. (1980), quando a proposta do projeto de um biodigestor for a demanda energética, deve ser estabelecido o rendimento do processo por meio do volume útil de biodigestor necessário para a produção de 1 m³ de biogás.

O rendimento de biogás é afetado por diversos fatores, incluindo o tipo e a composição do substrato, a composição microbiana, temperatura, umidade e o tipo de biodigestor.

Figura 21 – Biodigestor de fluxo ascendente.



Fonte: Adaptado de (CHERNICHARO, 1997).

Karellas et al. (2010) desenvolveu uma ferramenta de decisão de investimento a ser aplicado na produção de biogás a partir de resíduos agrícolas, informando como dimensionar o digestor, a produção de biogás esperado, os custos envolvidos e sua amortização.

3.2.6 Tratamentos para utilização do biogás

Segundo Bekkering et al. (2010), a purificação do biogás é realizada através dos processos de secagem inicial do gás, remoção do sulfeto de hidrogênio (H_2S), enriquecimento de metano por meio da remoção de CO_2 e remoção de outros compostos, caso necessário.

As técnicas mais utilizadas para a purificação do biogás atualmente são: *water scrubbing*, baseado na absorção física de gases dissolvidos em líquidos, adsorção por pressão (PSA) e separação por membrana ou criogênica.

Na Tabela 7 podemos ver se há necessidade de tratamento dependendo da aplicação do biogás.

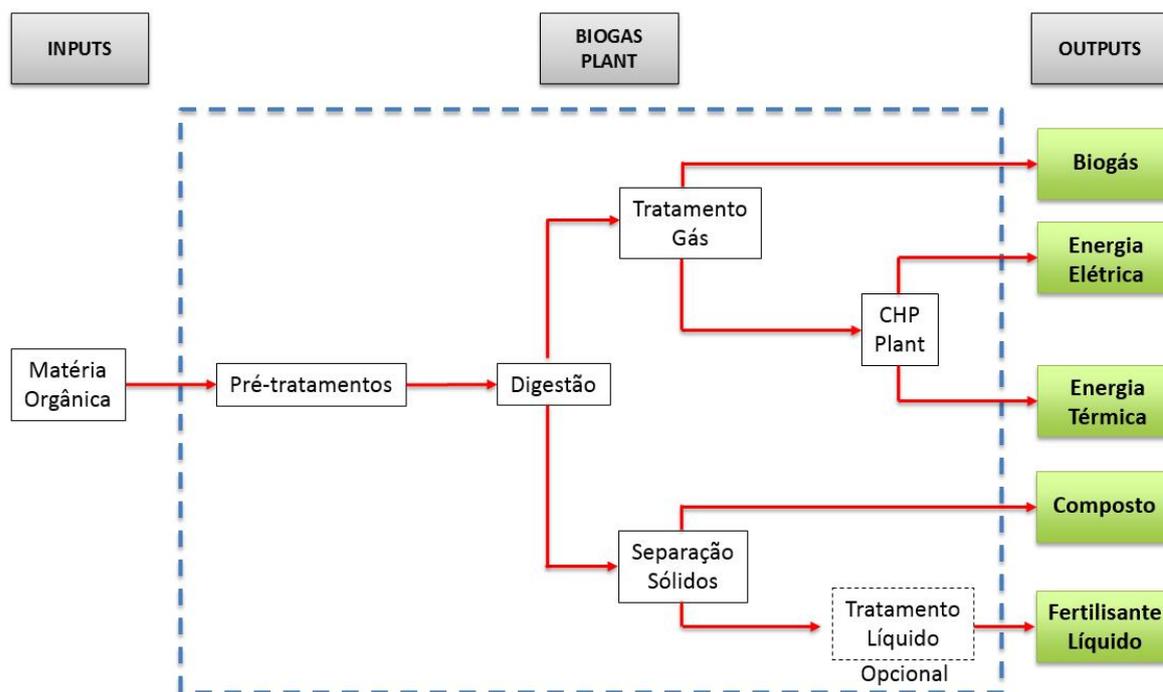
Após o entendimento de todas as fases do processo, a Figura 22 apresenta o fluxo simplificado de uma planta de digestão anaeróbia genérica.

Tabela 7 – Restrição e remoção de impurezas para uso de biogás

Aplicação	H_2S	CO_2	H_2O
Geração de calor (ex.: Comb. caldeiras)	< 1000 ppm	Nenhum Tratamento	Tratamento Parcial
Cogeração de energia elétrica e calor a partir de motores de combustão interna	< 1000 ppm Tratamento parcial a completo	Nenhum Tratamento	Tratamento Completo
Combustível Veicular	Tratamento Completo ($H_2S < 1000-2000 \text{ mg/m}^3$)	Tratamento Completo	Tratamento Completo (umidade < 70-80 %)
Rede de Gás	Tratamento Completo ($H_2S < 5 \text{ mg/m}^3$)	Tratamento Completo ($CH_4 \geq 95 \%$)	Tratamento Completo (umidade < 70-80 %)

Fonte: adaptado de (APPELS et al., 2009; CHAMBERS & POTTER, 2000).

Figura 22 – Fluxo simplificado de uma planta de biogás.



Fonte: Adaptado de (KARELLAS, 2010).

3.3 ENERGIA ELÉTRICA PROVENIENTE DO BIOGÁS

Tabela 8 – Comparação entre custos do Biogás com outras formas de energia

Sistema	Custo [R\$ / MWh]
Fotovoltaico	200 a 400
Eólico	50 a 80
Biomassa	40 a 70
Motor a diesel	100 a 300
Micro central hidrelétrica	20 a 40
Biogás	67 a 190

Fonte: adaptado de (FERRAREZ et al., 2010).

Segundo Ferrarez (2010), o biogás pode ser utilizado para geração de energia elétrica por meio da utilização dele como combustível em um motor de combustão interna ou em uma microturbina a gás.

Ferrarez (2010) ainda posiciona a geração de energia elétrica por meio do biogás como sendo mediana quando comparada ao custo de MWh de outras fontes de energia alternativa, conforme Tabela 8.

3.3.1 Microturbina a gás

As microturbinas a gás (MTG) são definidas como turbo geradores de alta velocidade compactos, formadas geralmente por um compressor centrífugo, uma turbina radial e um alternador de rotor magnético permanente.

Quando conectadas a tecnologias de arrefecimento termicamente ativadas, fornecem energia na forma de eletricidade, calor ou de arrefecimento.

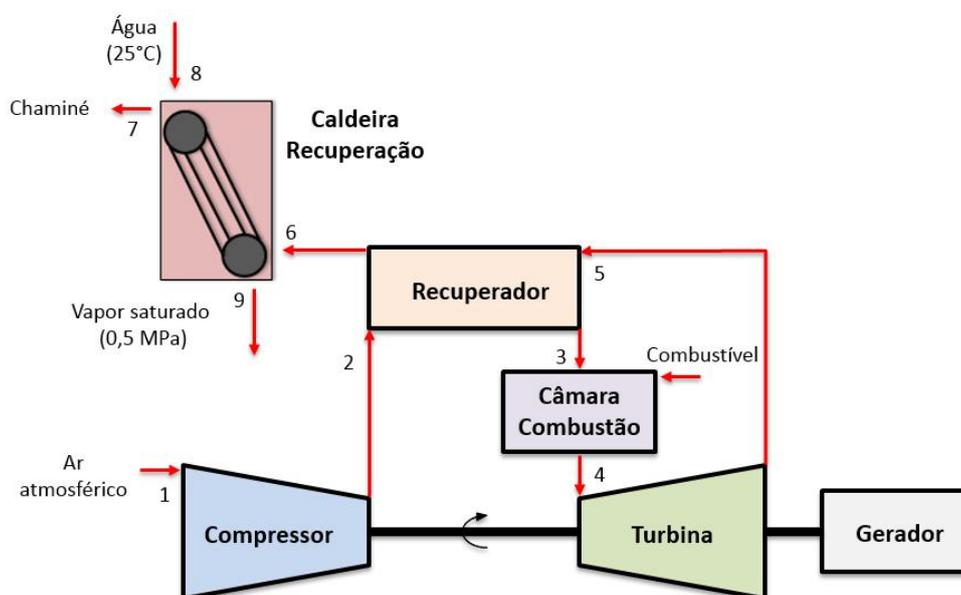
Baseiam-se em um ciclo Brayton e embora outras configurações são possíveis, a principal é ter um gerador de alta velocidade acoplado diretamente ao rotor da turbina, utilizando eletrônica de potência ao invés de uma caixa de velocidades e um gerador convencional para adaptar a potência produzida com a qualidade de energia da rede (PILAVACHI, 2002; BRUNO et al., 2009).

3.3.1.1 Funcionamento da MTG

Seu funcionamento, apresentado na Figura 23, inicia-se na coleta do ar atmosférico (ponto 1), onde esse é filtrado e depois utilizado como arrefecedor do alternador e de dispositivos eletrônicos. O ar é comprimido, passa por um regenerador (ponto 2), onde é pré-aquecido com os gases provenientes da turbina, reduzindo a quantidade de combustível para atingir a temperatura de funcionamento. O combustível é queimado com o excesso de ar na câmara de combustão (ponto 3), produzindo gás a

alta temperatura e pressão (ponto 4), esse produto será expandido na turbina, parte dessa energia é utilizada para acionar o compressor e o alternador e uma outra parte servirá para aquecer o ar comprimido dentro do recuperador (ponto 5). Finalmente, os gases de escape deixam a turbina (ponto 6) e são utilizados para gerar vapor saturado em uma caldeira de recuperação (ponto 9).

Figura 23 – Esquema de um sistema de uma microturbina a gás



Fonte: (elaboração própria)

Normalmente os MTG são fabricadas para trabalharem com Gás Natural (GN), dessa forma algumas alterações são necessárias para se utilizar biocombustíveis.

Segundo Bruno et al. (2010) o biogás possui PCI 56 % menor do que o gás natural, assim a taxa de fluxo de combustível precisa ser maior para manter a mesma resposta em termos de energia.

3.3.2 Motor de combustão interna

Segundo Wang et al. (2015), o uso de motores de combustão interna (MCI) para geração de energia elétrica são convencionalmente desenvolvidos para a queima de gás natural, porém quando utilizado com um biocombustível de menor PCI, tal como o biogás, o MCI deve sofrer algumas alterações em termos de produção e eficiência elétrica.

Sua fácil utilização, simples manutenção, baixo custo de aquisição, alta eficiência e ampla faixa de aplicação (75 kW a 50 MW), são algumas das razões que os tornam atrativos para a geração de energia elétrica em pequena escala e em locais isolados, afastados da rede de abastecimento de energia (XAVIER, 2016).

3.3.2.1 Funcionamento de um MCI

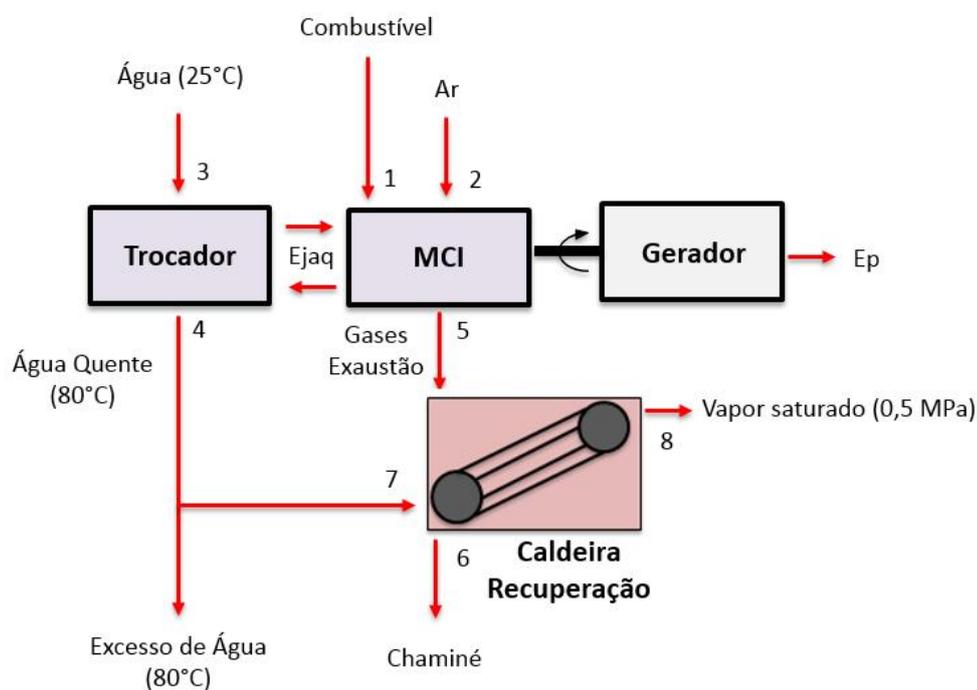
Para melhor ilustrar a Figura 24 mostra o funcionamento de um sistema de MCI gerando energia elétrica e vapor, o mesmo será objeto de estudo desse trabalho.

O sistema se inicia com a entrada de ar (ponto 2) misturando com o combustível (ponto 1), a mistura é direcionada para a câmara de combustão, onde posteriormente os gases de combustão se expandem e geram energia térmica. Parte dessa energia é transferida para o eixo do motor que está vinculado ao gerado, produzindo assim energia elétrica.

A outra porção de calor produzido na combustão aquece o motor, onde o mesmo deve ser resfriado por meio da água da jaqueta (Ejaq), a qual terá sua recuperação com a entrada de água em um trocador de calor (ponto 3) e produzirá água quente (ponto 4).

Os gases de exaustão que saem do motor em alta temperatura, entre 450 °C e 500 °C (ponto 5) são direcionados para uma caldeira de recuperação (CR) juntamente com a água quente do trocador de calor. O processo é finalizando quando a CR gera vapor saturado (ponto 8) que pode ser utilizado em outros equipamentos e processos.

Figura 24 – Esquema proposto de um sistema de MCI (energia elétrica e vapor).



Fonte: (elaboração própria).

3.4 PROPOSTAS DE ESTUDO

Tabela 9 – Propostas de estudo.

PROPOSTAS
1- Coletor Solar a Vácuo
2- Biogás Resíduos Orgânicos
3- Biogás Efluentes de ETE
4- MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE
5- MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE
6- MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos
7- MCI - Biogás Efluentes ETE
8- MCI - Biogás Resíduos Orgânicos

Fonte: (elaboração própria).

O trabalho apresentará 8 propostas com o objetivo de reduzir o consumo de combustível fóssil para gerar vapor de água saturado.

As propostas utilizaram energia solar, bioenergia e geração de energia elétrica a partir de microturbinas e motores de combustão interna alimentados por biogás.

A Tabela 9 enumera as propostas que serão apresentadas a seguir.

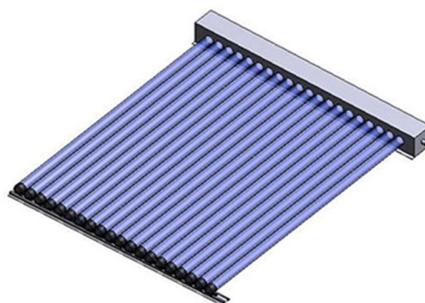
3.4.1 Coletor solar a vácuo de baixa pressão

A proposta consiste em elevar a temperatura da água fornecida para a caldeira de 348,15 K para 363,15 K, mantendo a mesma vazão de 2,22 kg/s e dessa forma reduzindo a quantidade de combustível fóssil necessário para gerar vapor de água.

Como não é o objetivo do setor automotivo desenvolver um sistema de aquecimento d'água a partir da energia solar, assim como grande parte da indústria desse setor, a empresa busca muitas vezes soluções já existentes no mercado, fáceis de aplicar, com custos de manutenção baixos e de grande durabilidade.

Desta forma foi escolhido um coletor solar a vácuo do tipo *water-in-glass* composto por 30 tubos por kit, com comprimento do tubo de 1,8 m e diâmetro de 0,058 m, conforme ilustração da Figura 25.

Figura 25 – Coletor solar a vácuo.



Fonte: (SOLAR EVOLUTION, 2014)

Conforme mencionado na seção 3.6.2, a melhor inclinação para os painéis é a latitude do local, acrescidos de dez graus, assim a incidência solar sobre o coletor será a mais perpendicular possível durante todo o ano. Como o coletor será instalado na cidade de São Caetano do Sul-SP, a qual possui latitude de 23°, os coletores estarão à 33° de inclinação.

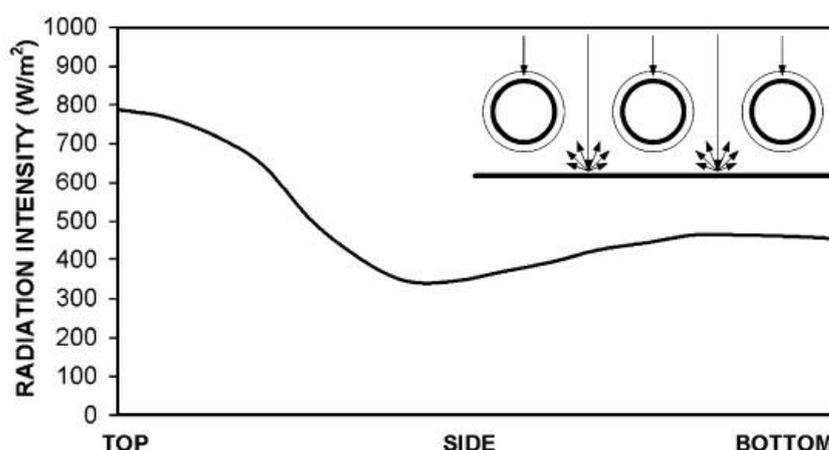
Segundo Budihardjo et al. (2007), o fluxo de calor distribuído ao redor do tubo depende do diâmetro do tubo, do espaço entre tubos do mesmo kit, espaço do tubo para o plano refletor, da geometria do plano refletor e da inclinação do sistema.

Cabanillas et al. (1995) estudou a variação do fluxo de calor ao redor do tubo e podemos verificar na Figura 26 as variações entre a região superior, lateral e inferior.

Analisando a Figura 26 podemos observar que a variação da intensidade de radiação da região superior (800 W/m²) para a lateral (350 W/m²) é de aproximadamente 45 %, e 64 % para a região inferior (500 W/m²).

Utilizou-se a mesma proporção para calcular o comprimento proporcional de cada região da seção circular do tubo, identificados pelas letras a, b e c na Figura 27, onde a soma dessas regiões será nomeada de novo comprimento de incidência solar, conforme Tabela 10.

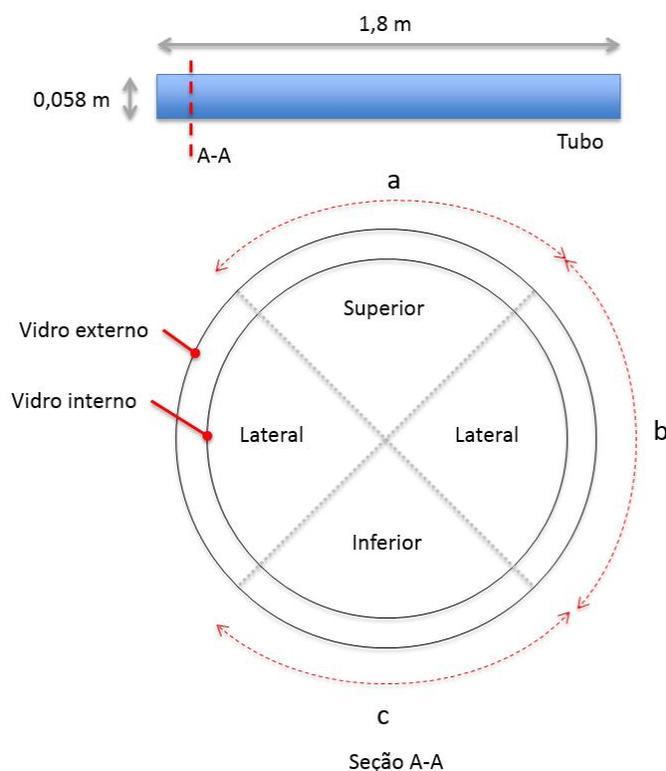
Figura 26 – Distribuição do fluxo de calor para tubos a vácuo



Fonte: Adaptado de (BUIHARDJO et al., 2007)

Com base nas considerações da Tabela 10, a nova área de incidência de luz solar por tubo é de 0,21 m².

Figura 27 – Divisão do perímetro da seção circular do tubo a vácuo



Fonte: (elaboração própria)

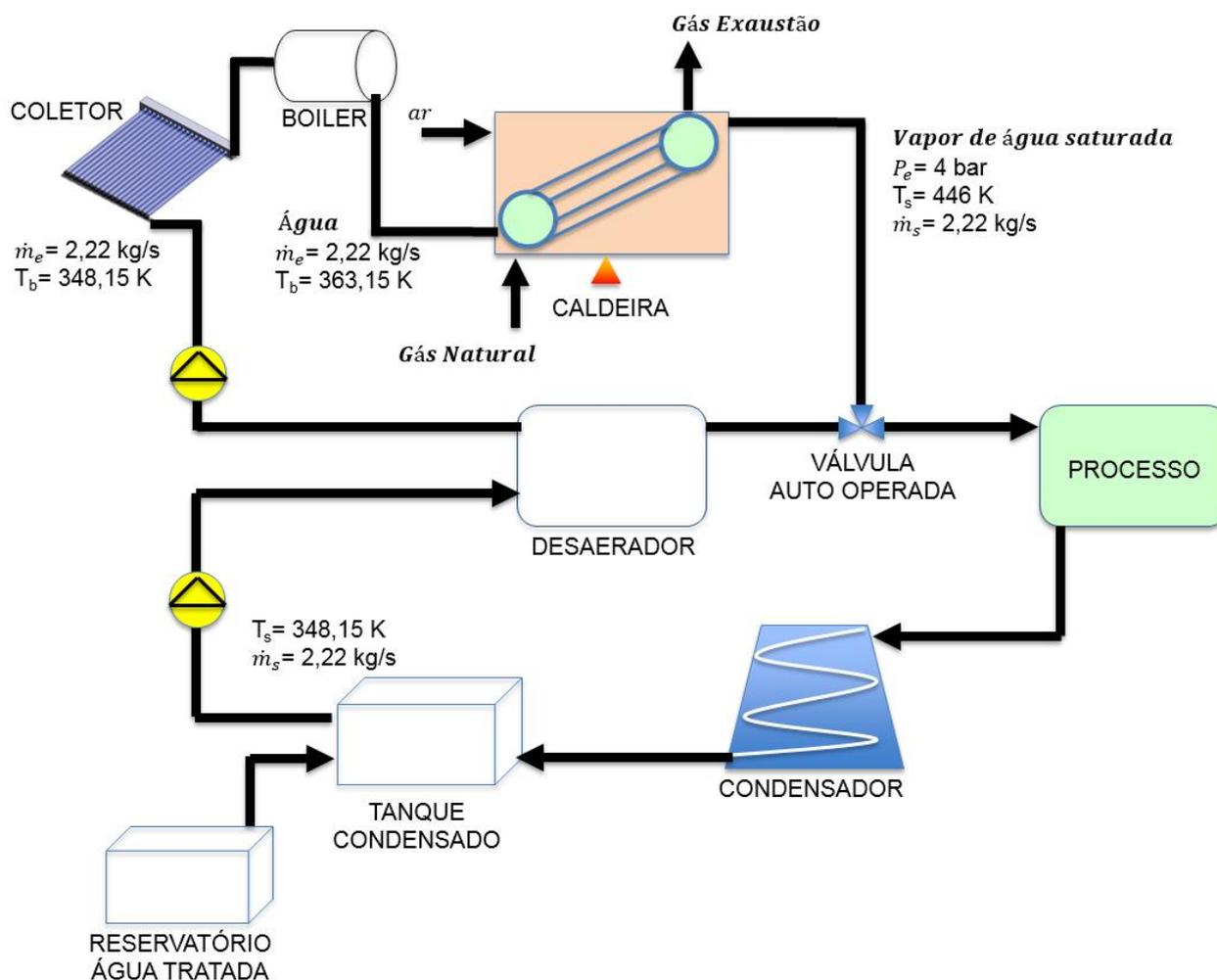
Tabela 10 – Cálculo do novo comprimento de incidência solar com base nas porcentagens de incidência da radiação

Perímetro da seção do Tubo [m]	Regiões	Perímetro da seção do Tubo por região (i) [m]	% da radiação em relação a região superior (ii)	Comprimento Corrigido (i) x (ii)	Referência Figura
0,182 m	Superior	0,045 m	1	0,045	a
	Lateral	0,091 m	0,45	0,041	b (2x)
	Inferior	0,045 m	0,64	0,029	c
			Novo comprimento [m]	0,116	

Fonte: (elaboração própria)

A Figura 28 demonstra como ficará o ciclo termodinâmico com a adição do sistema de coletores solares para aumentar a temperatura de entrada da água na caldeira.

Figura 28 – Ciclo termodinâmico com coletor solar a vácuo de baixa pressão.



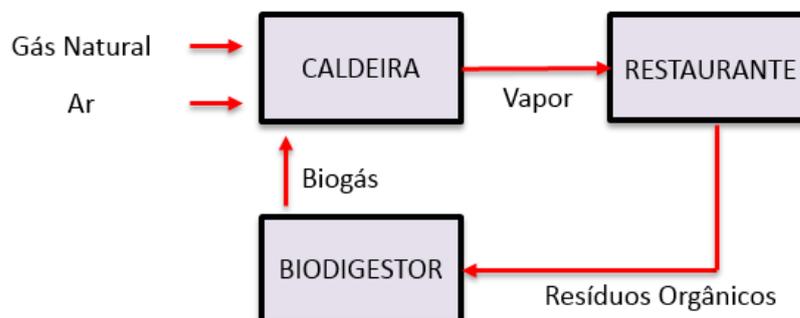
Fonte: (elaboração própria)

3.4.2 Biogás a partir de resíduos orgânicos de restaurante

Conforme Figura 29, essa proposta tem como objetivo utilizar o biogás proveniente dos resíduos de restaurante e utilizá-lo diretamente como combustível na caldeira, reduzindo assim o consumo de gás natural.

Esse biogás também será utilizado como combustível para as propostas envolvendo micro turbinas e motor de combustão interna.

Figura 29 – Fluxograma proposta biogás resíduos orgânicos.



Fonte: (elaboração própria)

A empresa em estudo separa os resíduos industriais em orgânicos e lixo comum, onde esse último é subdividido em perigosos classe 1 e 2, conforme NBR 10.004.

O lixo comum classe 1 é incinerado por empresa terceirizada e o de classe 2 é direcionado a aterro sanitário.

Os resíduos orgânicos são direcionados a empresas que fazem uso dessa matéria orgânica para a compostagem.

Tabela 11 – Dados de produção de biogás

Parâmetro	20 dias	30 dias
Produção Biogás (m ³ / kg VS)	550	657
Produção Metano (m ³ / kg VS)	256	353
Energia Biogás (MJ / m ³)	18	20
Quantidade de CH ₄ (%)	49	54
SV (g/kg Matéria Orgânica)	241	
ST (g/kg Matéria Orgânica)	280	

Fonte: adaptado de (EL-MASHAD & ZHANG, 2010).

Mensalmente são geradas 32 toneladas de resíduos orgânicos, compostos principalmente por cascas de frutas, cascas de ovos, talos e cascas de hortaliças e sobras de alimentos como arroz, feijão e carnes.

El-Mashad & Zhang (2010) utilizaram em seu experimento restos de alimentos, em um reator não contínuo, com TRH de 20 e 30 dias e obtiveram os dados apresentados na Tabela 11.

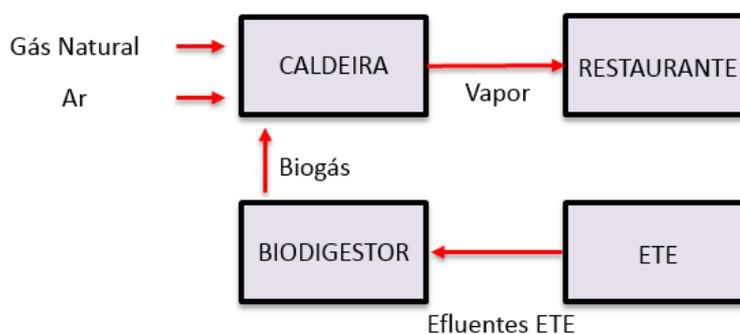
Os mesmos autores entenderam que para obter os mesmos resultados utilizando um reator de fluxo contínuo, do tipo *Continuos Flow Stirred Tank* (CSTR), a TRH deverá ser de 22 dias.

3.4.3 Biogás a partir de efluentes de ETE

De maneira semelhante, conforme ilustrado na Figura 30, essa proposta visa utilizar o biogás proveniente dos efluentes das estações de tratamento de esgoto, como combustível na caldeira, reduzindo também o consumo de gás natural.

Esse biogás também será utilizado como combustível para as propostas envolvendo micro turbinas e motor de combustão interna.

Figura 30 – Fluxograma proposta biogás efluentes ETE.



Fonte: (elaboração própria)

A empresa em estudo realiza tratamento somente para os efluentes oleosos e industriais, despejando os efluentes sanitários na rede pública diretamente.

Os efluentes sanitários são enviados para a Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do ABC, uma das cinco da Grande São Paulo, realizando o processo de lodo ativado convencional e em nível secundário, com grau de eficiência de 90 % de remoção da carga orgânica (SABESP, 2016).

Essa proposta visa utilizar o efluente sanitário antes de ser despejado na rede pública para geração de biogás, utilizando para isso um tanque já existente nas dependências da empresa e não utilizado de capacidade de 50 m³ e um biodigestor do tipo UASB a ser instalado.

O volume de efluentes sanitário disponível é de 30.000 m³ por dia, segundo fonte da empresa em estudo.

Para os fins desse estudo, foram analisados o DQOa, o DQOe e a TRH de alguns autores, conforme Tabela 12 e adotados os valores médios de 670.6 mg/L de DQOa e 121.8 mg/L de DQOe, mantendo uma eficiência de redução de DQO superior a 80 %.

Tabela 12 – Características do efluente em análise

% Redução DQO	DQOa	DQOe	Referência
81.86	422.66	76.66	Godoy Junior (2010)
81.02	621.00	117.87	Lucas (1994)
82.33	968	171	Silva (1993)
81.83	670.6	121.8	Média

Fonte: (elaboração própria)

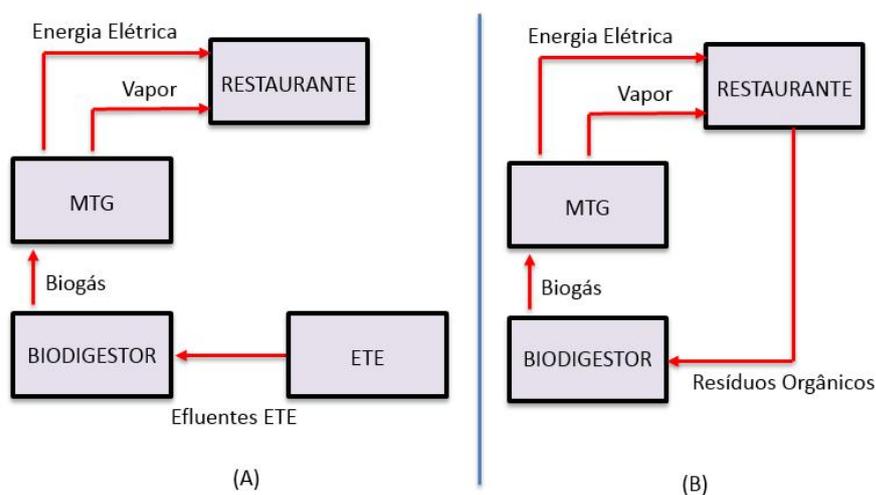
3.4.4 Energia elétrica utilizando microturbina a gás

A proposta em estudo visa identificar a demanda de energia elétrica para a substituição dos vasos de pressão dos restaurantes por modelos elétricos e entender se essa demanda pode ser suprida por uma MTG a biogás, conforme Figura 31.

Essa proposta será analisada para o biogás proveniente dos efluentes de ETE e dos resíduos orgânicos de restaurante, Figura 31 (A) e (B) respectivamente.

Também será considerado como parte dessa proposta, a cogeração de energia por meio do vapor gerado na caldeira de recuperação, onde o mesmo poderá evitar a substituição de vasos a vapor por elétricos e contribuir para a redução do gás natural na geração de vapor.

Figura 31 – Fluxograma proposta energia elétrica utilizando MTG.



Fonte: (elaboração própria)

A empresa em análise possui vasos de pressão a vapor, conforme mencionado na caracterização do processo de cocção, item 2.5 desse trabalho.

Atualmente na empresa são utilizados 8 vasos de 500 L e 2 vasos de 200 L. Na Tabela 13 pode-se verificar os modelos propostos para substituição com suas respectivas potências elétricas ativas.

Serão considerados para esta proposta uma água de alimentação na CR (ponto 8) de 25 °C, sem uso de aquecedor suplementar, uma pressão do vapor saturado na saída de 0,5 MPa e uma temperatura de saturação de 151,83 °C.

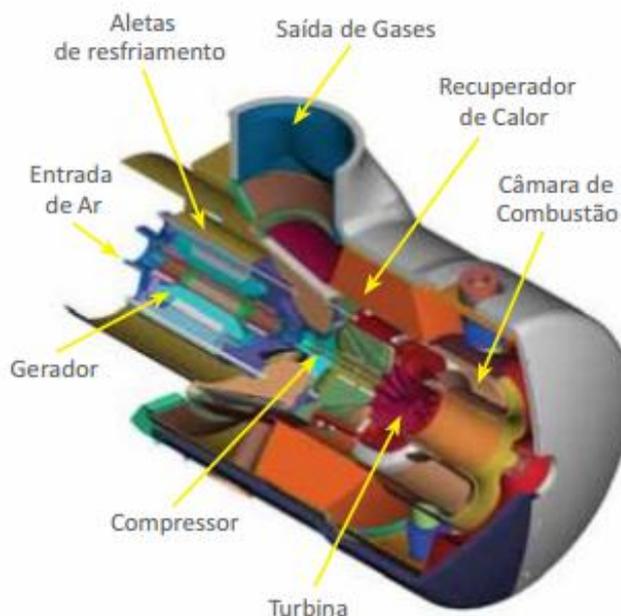
Tabela 13 – Especificações vasos de pressão elétricos

Modelo	Capacidade (L)	Potência (kW)
CEVIL 200 A	200	18,0
CEVIL 500 A	500	30,0

Fonte: adaptado de (COZIL, 2016).

É necessários 276 kW de potência ativa para a substituição total dos vasos. Na Tabela 14 são apresentadas as características do modelo adotado do fabricante Capstone e para um melhor entendimento a Figura 32 apresenta o interior da MTG.

Figura 32 – Interior MTG Capstone C30.



Fonte: (CAPSTONE, 2016).

Tabela 14 – Especificações técnicas da microturbina adotada.

Características elétricas		
Potência Elétrica Líquida (kW)	65	30
Eficiência elétrica (%)	29	26
Características do combustível / motor		
Biogás	Digestor	Digestor
Pressão de entrada (bar)	5,2 - 5,5	3,5 - 4,8
Características de exaustão		
Vazão gases de exaustão (kg/s)	0,49	0,31
Temperatura de saída dos gases (°C)	309	275

Fonte: adaptado de (CAPSTONE, 2016).

Com base na Tabela 4 e segundo Carmeretti et al. (2013), serão adotados a composição do biogás e seus respectivos valores molares e PCI de acordo com a Tabela 15.

Tabela 15 – Composição do biogás adotado

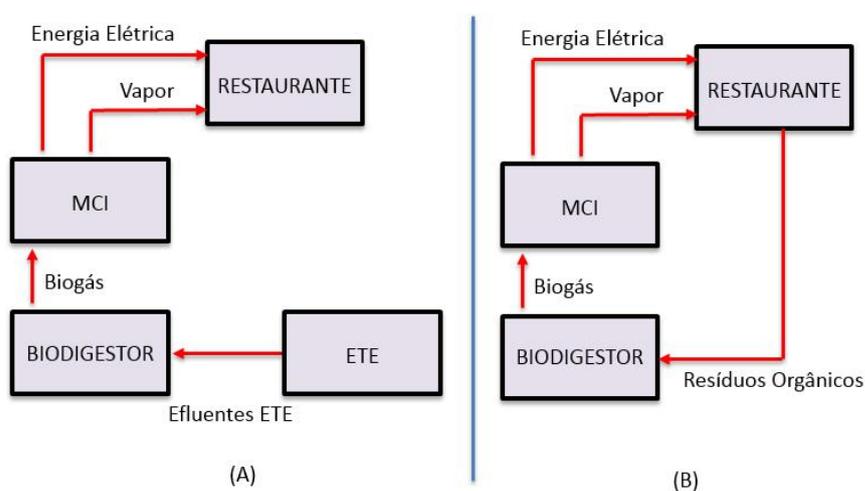
Componente	Volume (%)	Massa Molar (g/mol)	Massa (%)	PCI (kJ/kg)
CH ₄	65	16,04	40,36	50.000
CO ₂	35	44,01	59,64	-
Biogás	100	25,83	100	20.183

Fonte: (elaboração própria).

3.4.5 Energia elétrica utilizando motor de combustão interna

Essa proposta tem o mesmo conceito da proposta anterior, porem será utilizado um motor de combustão interna, conforme apresentado na Figura 33.

Figura 33 – Fluxograma proposta energia elétrica utilizando MCI.



Fonte: (elaboração própria)

Adicionalmente as premissas do item 3.4.4, onde os vasos de pressão a vapor serão substituídos por elétricos, a necessidade de 276 kW de potência ativa para a nova configuração e os dados da Tabela 15 para os valores molares e PCI do biogás, serão considerados uma temperatura da água quente na

entrada e saída do trocador de calor de 25 °C e 80 °C respectivamente, uma pressão do vapor saturado na saída da CR de 0,5 MPa e uma temperatura de saturação de 151,83 °C.

CAPÍTULO 4 MODELAGEM TERMODINÂMICA DOS SISTEMAS PROPOSTOS

As análises desse capítulo são com base na primeira lei da termodinâmica, lei da conservação de energia. Foram admitidas as seguintes hipóteses:

- Operação em regime permanente;
- Ar atmosférico, combustível e produtos de combustão são tratados como uma mistura de gases ideais;
- Energias cinética e potencial dos gases são desprezadas;
- Processos adiabáticos em todos os equipamentos que fazem parte dos ciclos;

A equação (4.1), já considerando as hipóteses acima, estabelece um balanço energético para cada processo.

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_s \cdot h_s - \sum \dot{m}_e \cdot h_e \quad (4.1)$$

Onde:

\dot{Q} : Fluxo de calor transferido através do volume de controle [kW];

\dot{W} : trabalho por unidade de tempo [kW];

\dot{m} : fluxo de massa [kg/s]

h : entalpia [kJ/kg]

4.1 COLETOR A VÁCUO DE BAIXA PRESSÃO

4.1.1 Potência térmica gerada

Com base nos parâmetros requeridos de temperatura e vazão na saída do sistema para atender o fornecimento de água ao ciclo, é necessário calcular a potência térmica a ser gerada e a quantidade de tubos para atender essa potência.

Adotando-se para o cálculo:

- Temperatura saída do desaerador: 348.15 K
- Temperatura de saída do coletor: 363.15 K
- Horas de incidência de luz solar: 6 horas/dia (Figura 10)
- Dias úteis por mês: 22 dias
- Calor específico da água: 4,2 kJ/kg.K
- Vazão mássica de água: 2.22 kg/s

A equação (4.2) demonstra que deve ser gerado uma potência térmica de 139,86 kW e quando considera-se as 6 horas de incidência de luz solar, um fornecimento diário de energia de 839,16 kWh para garantir o atendimento dos parâmetros definidos.

$$Q_{col} = \dot{m}_{H_2O} \cdot c_{H_2O} \cdot (T_s - T_e) \quad (4.2)$$

Onde:

Q_{col} : potência térmica do coletor [W]

\dot{m}_{H_2O} : vazão mássica de água [kg/s]

c_{H_2O} : calor específico da água [kJ / kg.K]

T: temperatura [K]

4.1.2 Dimensionamento do coletor

Após definida o fornecimento de energia térmica em um dia de 839,16 kWh, é necessário calcular a área e a quantidade de tubos em exposição à radiação solar para que o sistema forneça a potência proposta.

Considerando o índice de radiação solar médio da região em que a empresa está instalada de 4,45 kWh/m².dia, conforme apresentado na Figura 9 para a cidade de São Caetano do Sul-SP e segundo Souza (2011), um coletor solar a vácuo desse tipo apresenta rendimentos de 60 %.

Utilizando a equação (4.3), a área total necessária para gerar a quantidade de calor que fornecerá água a 363,15 K ao sistema é de 314,29 m².

$$S = \frac{Q_{col}}{I \cdot \eta_{col}} \quad (4.3)$$

Onde:

S: área de incidência solar de todo o sistema de coletores [m²]

I: índice de radiação solar [kWh / m² . dia]

η_{col} : rendimento do coletor solar [adimensional]

Conforme apresentado no item 3.6.4, cada tubo do coletor solar de baixa pressão tem uma área receptora de incidência solar de 0,21 m².

De acordo com a equação (4.4), serão necessários 1.497 tubos para atender o sistema.

$$Qtd_{tubos} = \frac{S}{S_{rec}} \quad (4.4)$$

Onde:

S_{rec} – Área de incidência solar de um tubo a vácuo [m²]

4.1.3 Dimensionamento do reservatório

Os reservatórios térmicos ou *boilers* com finalidade para atender sistemas de aquecimento solar, diferem-se pela elevada temperatura que a água pode atingir em seu interior.

São fabricados preferencialmente de aço inoxidável, com isolamento térmico que visa minimizar as perdas de calor para o meio ambiente (PRADO, 2007).

Segundo Baptista (2006), para sistemas de aquecimento solar, o reservatório deve ser dimensionado para o mesmo volume do consumo diário, devido a intermitência da insolação.

Porém, nesse estudo, o volume de água fornecido a caldeira em um dia é de 126 m³, o que acarretaria na necessidade de 25 reservatórios de 5000 L cada. Devido ao número expressivo de reservatórios e tendo em vista que a quantidade de água utilizada varia de acordo com o volume de produção, o qual desacelerou em mais de 20 % segundo Relatório Semestral da Fenabreve (2015), será considerado o volume de água para somente um turno de produção, ou seja, 64 m³ por dia e conseqüentemente uma redução de 25 para 12 reservatórios.

4.1.4 Eficiência da proposta em estudo

Com a utilização do coletor solar, a temperatura da água de entrada passa de 75 °C para 90 °C, obtendo assim uma redução da quantidade de energia necessária para gerar vapor, portanto economizando combustível fóssil.

Utilizando a equação (2.1) e comparando com a potência térmica atual informada no item 2.4.1, obtêm-se 196 kW de economia de energia.

Atualmente são fornecidos 6.019 kW de energia pelo GN para o sistema, consumindo 5.520 kW de energia na caldeira. Como uma quantidade menor de calor consumido na caldeira devido a temperatura mais elevada da água de entrada, uma economia de combustível de 3 % é obtida.

4.2 BIOGÁS A PARTIR DE RESÍDUOS ORGÂNICOS DE RESTAURANTE

4.2.1 Potencial de produção de biogás

Utilizando a equação (4.5), o potencial de produção de biogás para a empresa em estudo é de 0.0082 kg/s, considerando 198 horas de utilização por mês, densidade do biogás para a composição de 65 % de CH₄ e 35 % CO₂ da Tabela 5 e os dados apresentados na Tabela 11 para 30 dias de TRH.

$$P_{bio} = M_{VS} \cdot \gamma \quad (4.5)$$

Onde:

P_b – Produção de biogás [m³]

M_{vs} – Carga de sólidos voláteis [g.VS / kg]

γ – Taxa de produção de biogás por massa de sólidos voláteis [m³ / kg.VS]

4.2.2 Energia fornecida pelo biogás

Utilizando a equação (4.6), a energia fornecida pela utilização do biogás proveniente de resíduos orgânicos de restaurante é de 32.675 kWh por mês, considerando o PCI de 20.183 kJ/kg.

$$Q_{bio} = \dot{m}_{bio} \cdot PCI \quad (4.6)$$

Onde:

Q_{bio} : energia fornecida pelo biogás [W]

\dot{m}_{bio} : vazão mássica de biogás [kg / s]

PCI: poder calorífico inferior [kJ / kg]

4.2.3 Eficiência da proposta de estudo

Conforme demonstrado no item 2.4.2, a energia fornecida pelo GN ao sistema atual para geração de vapor aos vasos de pressão é de 68.527 kWh por mês. Considerando o fornecimento de parte da energia pelo biogás, encontramos uma economia de 48 % de energia fornecida pelo combustível fóssil no processo.

4.3 BIOGÁS A PARTIR DE EFLUENTES DE ETE

4.3.1 Potencial de produção de biogás

Considerando os dados da Tabela 12, a vazão informada no item 3.2.8, uma concentração de metano de 65 % no biogás, 0,25 m³ CH₄/kg DQO e utilizando a equação (4.7), o potencial de produção de biogás é de 0,0499 kg/s, considerando 198 horas por mês de utilização e uma TRH de 24 horas.

$$P_{bio} = \frac{V_{ef} \cdot DQO_e \cdot Y_{obs}}{C_{CH_4}} \quad (4.7)$$

Onde:

P_{bio} : produção de biogás [m³/dia]

V_{ef} : vazão de esgoto afluente [m³/dia]

DQO_e : concentração de DQO efluente [kgDQO/m³]

Y_{obs} : produção de metano por kg de DQOe [m³ CH₄/kg DQOe]

C_{CH_4} : concentração de metano no biogás [%]

4.3.2 Energia fornecida pelo biogás

Utilizando novamente a equação (4.6), a energia fornecida pela utilização do biogás proveniente de efluentes de esgoto é de 199.742 kWh por mês, considerando o mesmo PCI do item 4.2.2.

4.3.3 Eficiência da proposta de estudo

Conforme demonstrado no item 2.4.2, a energia fornecida pelo GN ao sistema atual para geração de vapor aos vasos de pressão é de 68.527 kWh por mês. Considerando o fornecimento de parte da energia pelo biogás, encontramos uma economia de 291 % de energia fornecida pelo combustível fóssil no processo, excedendo a necessidade da cozinha e colaborando para os demais processos que utilizam gás natural.

4.4 ENERGIA ELÉTRICA UTILIZANDO MICROTURBINA A GÁS

4.4.1 Cálculo do percentual de excesso de ar

A quantidade de excesso de ar utilizada no processo de combustão é dada pela equação (4.8).

$$EA = 100 \cdot \left(\frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_{as}} - 1 \right) \quad (4.8)$$

Onde:

EA: quantidade de excesso de ar [%];

\dot{m}_a : fluxo de massa de combustão do ar pela massa de combustível [kg ar / kg comb];

\dot{m}_{as} : fluxo de massa estequiométrica de combustão do ar pela massa de combustível [kg ar / kg comb];

4.4.2 Cálculo do fluxo de massa de combustível

O fluxo de combustível necessário para que o sistema atenda a demanda de energia elétrica é obtido utilizando as equações de (4.9) a (4.12).

$$m_a = \frac{\dot{m}_{ar}}{\dot{m}_{comb}} \quad (4.9)$$

$$\dot{m}_{ar} = \dot{m}_{gc} - \dot{m}_{comb} \quad (4.10)$$

$$\dot{m}_{comb} = \frac{E_{comb}}{PCI} \quad (4.11)$$

$$E_{comb} = \frac{E_{el}}{\eta_{MT}} \quad (4.12)$$

Onde:

m_a : massa de combustão do ar pela massa de combustível [kg ar / kg comb];

\dot{m}_{ar} : fluxo de massa de ar [kg ar / s];

\dot{m}_{comb} : fluxo de massa de combustível [kg comb / s];

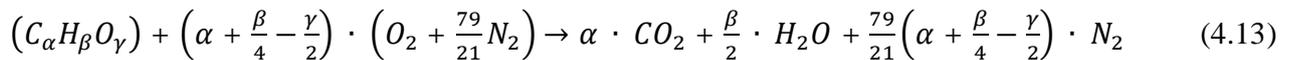
\dot{m}_{gc} : fluxo de massa dos gases de combustão [kg / s];

E_{comb} : potência do combustível [kw];

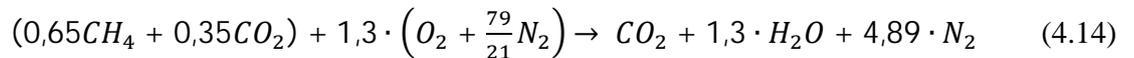
E_{el} : potência elétrica da MTG [kw];

η_{MT} : rendimento da MTG [adimensional]

Para determinar o fluxo de massa de combustível real é necessário determinar a massa de combustível estequiométrica que reagirá com o ar atmosférico. A partir da equação (4.13), equação geral de combustão estequiométrica para combustíveis hidrocarbonetos ($C_\alpha H_\beta O_\gamma$), foi identificado qual a massa de biogás que deverá reagir com o ar para que tenhamos a potência elétrica necessária ao processo. Assumindo que o ar atmosférico é composto de 21 % de oxigênio e 79 % de nitrogênio, temos:



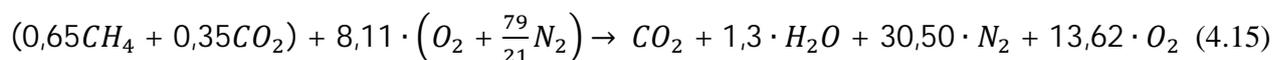
Portanto, a equação (4.14) de combustão estequiométrica para um mol do biogás proposto, considerando a composição da Tabela 15, é apresentada abaixo:



Dessa forma, um mol de biogás reage com 6,19 mol de ar atmosférico, sendo 1,3 mol de oxigênio e 4,89 mol de nitrogênio, obtendo uma massa de ar de combustão estequiométrico de 0,1786 kg ar / kg biogás.

Considerando a massa molar do biogás informado na Tabela 15, a vazão dos gases de exaustão (\dot{m}_{gc}) e o rendimento da MTG (η_{MT}) da Tabela 13, encontra-se a \dot{m}_{as} de 6,91 kg ar / kg biogás, a m_a de 43,12 kg ar / kg biogás, a EA de 523,72 % e o \dot{m}_{comb} de 0.011 kg/s por MTG.

Considerando o EA acima, a equação de combustão estequiométrica para um mol do biogás proposto é apresentada pela equação (4.15).



Portanto, as concentrações em massa para os gases de exaustão são apresentadas na Tabela 16.

Tabela 16 – Composição dos gases de combustão do MTG para o biogás

Componente	Massa (%)	Massa (%)
	65 kW	30 kW
CO₂	3,24	2,62
H₂O	1,72	1,39
N₂	62,96	62,82
O₂	32,08	33,16
Total	100,00	100,00

Fonte: (elaboração própria)

Considerando as porcentagens em massa de cada componente da Tabela 16, compõe-se as equações (4.16) e (4.17) para o Cp dos gases de combustão em função da temperatura (TUNA, 1999).

$$Cp_{g,bio}(T) = 0,0324 * Cp_{CO_2} + 0,0172 * Cp_{H_2O} + 0,6296 * Cp_{N_2} + 0,3208 * Cp_{O_2} \quad (4.16)$$

$$Cp_{g,bio}(T) = 1,02657 - \frac{24,63 \cdot T}{10^5} + \frac{7,4659 \cdot T^2}{10^7} - \frac{3,6109 \cdot T^3}{10^{10}} \quad (4.17)$$

Onde:

T: temperatura dos gases de exaustão [K]

4.4.3 Cálculo da produção de vapor na caldeira de recuperação para MTG

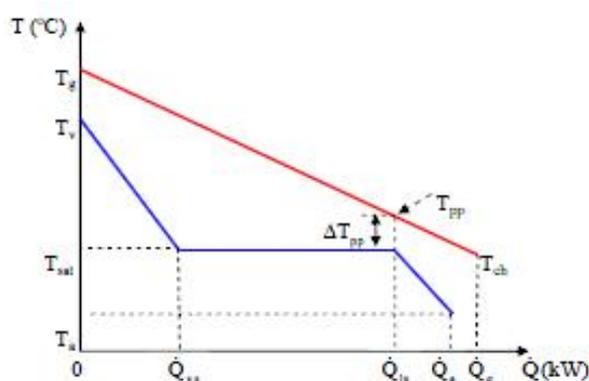
Segundo Silveira et al. (2012), a eficiência de uma caldeira de recuperação pode ser considerada de 70 %.

Para um correto dimensionamento, a temperatura de saída dos gases da chaminé da caldeira, ponto 7 da Figura 23, não pode baixar ao limite do ponto de orvalho, pois ocasionaria uma deterioração do equipamento.

Segundo Villela (2007), a temperatura do calor liberado pelos gases de exaustão deve estar acima da curva de saturação da água, ponto este onde inicia-se a vaporização.

Essa temperatura, demonstrada na Figura 34, é chamada de Pinch Point (PP), e sua variação (ΔT_{PP}) pode ser considerada entre 11 °C e 28 °C (LORA et al., 2009). Para os fins desse trabalho será adotada 11 °C, obtendo assim um melhor aproveitamento do calor fornecido pelos gases.

Figura 34 – Temperatura de Pinch Point.



Fonte: (ANTUNES, 1999).

Considerando a temperatura de saturação de 151,83 °C e utilizando a equação (4.18) para determinar a temperatura de Pinch Point (T_{pp}), encontra-se 162,83 °C.

$$T_{PP} = T_{sat} + \Delta T_{PP} \quad (4.18)$$

Onde:

T_{PP} : Temperatura de Pinch Point [°C]

T_{sat} : Temperatura de saturação do vapor [°C]

ΔT_{pp} : Diferença de Pinch Point [°C]

Para determinar a vazão de vapor na caldeira de recuperação e a temperatura de saída do gás de exaustão da caldeira de recuperação (temperatura de chaminé), utilizou-se as equações (4.19) e (4.20), obtendo-se uma vazão mássica de vapor de 0,0112 kg/s e uma temperatura de 227,68 °C, para uma MTG com potência elétrica de 65 kW.

$$\dot{m}_v = \frac{\eta_{CR} \cdot \dot{m}_{ge} \cdot Cp_g \cdot (T_7 - T_{pp})}{(h_{VS} - h_{lS})} \quad (4.19)$$

$$T_{ch} = T_{ge} - \frac{\dot{m}_v \cdot (h_{VS} - h_{25})}{\eta_{CR} \cdot \dot{m}_{ge} \cdot Cp_g} \quad (4.20)$$

Onde:

\dot{m}_{ge} : vazão mássica dos gases de exaustão [kg/s]

\dot{m}_v : vazão mássica de vapor [kg/s]

h_{VS} e h_{lS} : entalpia de vapor saturado e líquido saturado [kJ/kg]

h_{25} : entalpia do líquido comprimido à 25 °C [kJ/kg]

T_{pp} : temperatura de pinch point [K]

T_7 e T_{ch} : temperatura dos gases de exaustão na saída da CR [K]

η_{CR} : eficiência da CR [adimensional]

Cp_g : calor específico dos gases de exaustão [kJ/kg.K]

4.4.4 Análise de viabilidade da proposta de MTG

De acordo com o item 3.4.4, serão necessários 276 kW de potência para completa substituição dos vasos, considerando o PCI da Tabela 15, o peso específico do biogás (65 % de CH_4 e 35 % CO_2) da Tabela 5 e as 198 horas por mês de utilização dos vasos de pressão elétrico, é necessário um fluxo de combustível de 0.011 kg/s por MTG de 65 kW e de 0.006 kg/s por MTG de 30 kW.

Quando comparamos essa demanda com a vazão mássica disponível das duas fontes de biogás estudadas nesse trabalho, somente a proveniente dos efluentes da ETE é capaz de fornecer.

Resíduos orgânicos de restaurante produzem 5060 m³ por mês ou 0,00817 kg/s e efluentes de tratamento de esgoto produzem 30.932 m³ por mês ou 0,0499 kg/s de biogás.

Dessa forma, foi analisado também a capacidade de geração de vapor por meio da recuperação térmica, onde os vasos a gás seriam substituídos parcialmente por vasos elétricos e os vasos a gás remanescentes continuariam abastecidos pelo vapor gerado nesse aproveitamento térmico.

Considerando PCI da Tabela 15, o peso específico do biogás (65 % de CH₄ e 35 % CO₂) da Tabela 5, as informações do fabricante Capstone de MTG apresentadas no rodapé da Tabela 17, foram geradas propostas considerando configurações combinadas das MTG e as fontes de geração de biogás disponíveis nesse estudo, conforme apresentado na Tabela 17.

Tabela 17 – Propostas de utilização de MTG combinada com recuperação térmica

Proposta	Combustível	Potencial	MTG		Vasos Substituídos		Status Propostas
			65 kW	30 kW	500 L	200 L	
A	ETE	Elétrico (número de MTG)	4	-	8	1	Atende 100 %
		Térmico (kg/s)	0.045		-	1	
B	ETE	Elétrico (número de MTG)	-	7	7	-	Atende 100 %
		Térmico (kg/s)	0.038		1	2	
C	RO	Elétrico (número de MTG)	-	1	1		Atende parcial
		Térmico (kg/s)	0.00539		-	0.77	
Temperatura Gases Exaustão (°C)			309	275			
Eficiência Elétrica (%)			29	26			

Fonte: (elaboração própria)

Conforme observado na Tabela 17, somente as propostas A e B são capazes de atender a necessidade da cozinha e ter 100 % do gás natural fornecido ao processo substituído. Essa necessidade é atendida mantendo alguns vasos a vapor conforme configuração original.

4.5 ENERGIA ELÉTRICA UTILIZANDO MOTOR DE COMBUSTÃO INTERNA

4.5.1 Cálculo do fluxo de massa de combustível

O fluxo de combustível necessário para que o sistema atenda a demanda de energia elétrica é obtido utilizando as equações de (4.21) a (4.24).

Sales (2008), descreve que a eficiência elétrica para o MCI pode variar entre 25 % a 45 %, portanto para fins desse trabalho foram adotadas a eficiência elétrica do MCI para gás natural de 35 % (η_{el}), o PCI do biogás da Tabela 15, PCI do gás natural da Tabela 2 e a densidade do biogás da Tabela 5 (65 % CH₄ e 35 % CO₂).

$$\dot{m}_{comb} = \frac{E_{comb}}{PCI_{bio}} \quad (4.21)$$

$$E_{comb} = \frac{E_{el}}{\eta_{MCI}} \quad (4.22)$$

$$\eta_{mci} = \delta_{el} \cdot \eta_{mci}^* \quad (4.23)$$

Onde:

\dot{m}_{comb} : fluxo de massa de combustível [kg comb / s];

E_{comb} : potência do combustível [kW];

E_{el} : potência elétrica do MCI [kW];

η_{mci} : rendimento da MCI [%]

η_{mci}^* : rendimento da MCI para gás natural [35 %]

δ_{el} : coeficiente relativo à eficiência elétrica [adimensional]

Segundo Wang et al. (2015), quando utilizado um combustível diferente do gás natural no MCI, deve se utilizar a equação (4.24) para determinar a eficiência elétrica devido ao menor valor de PCI do novo combustível.

Segundo Boloy et al. (2011), pode ser considerado 40 % de excesso de ar para realizar a queima de qualquer combustível gasoso em motores de combustão interna.

Segundo Skorek-Osikowska et al. (2014), a temperatura dos gases de exaustão no ponto 5 da Figura 24 pode ser obtida pela equação (4.25). Devido ao uso de um combustível de menor PCI, devem ser utilizadas as equações (4.26) e (4.27).

$$T_{ge}^* = 2 \cdot 10^{-5} \cdot (E_{el}^*)^2 - 0,0707 \cdot E_{el}^* + 485,18 \quad (4.25)$$

$$T_{ge} = \gamma_t \cdot T_{ge}^* \quad (4.26)$$

$$\gamma_t = \left(0,025 \cdot \frac{PCI_{comb}}{PCI_{GN}} + 0,974 \right) \quad (4.27)$$

Onde:

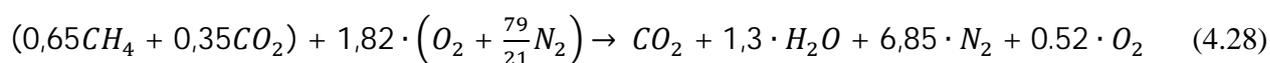
T_{ge}^* : temperatura dos gases de exaustão para o gás natural [°C]

T_{ge} : temperatura dos gases de exaustão para o biogás [°C]

γ_t : Coeficiente relativo à temperatura dos gases de exaustão [adimensional]

Utilizando as equações de (4.9) a (4.12), com 40 % de excesso de ar na equação (4.14), obtém-se uma vazão mássica de ar de 0,4014 kg/s, uma vazão mássica de combustível de 0,041 kg/s de biogás, uma potência fornecida pelo biogás de 836,46 kW, uma vazão mássica de gás de exaustão de 0,4428 kg/s e uma temperatura para os gases de exaustão de 460,28 °C.

A equação de combustão estequiométrica com 40 % de excesso de ar para um mol do biogás proposto é apresentada pela equação (4.28).



As concentrações em massa para os gases de exaustão são apresentadas na Tabela 18.

Tabela 18 – Composição dos gases de combustão do MCI para o biogás

Componente	Massa (%)
CO₂	15,94
H₂O	8,49
N₂	69,54
O₂	6,03
Total	100,00

Fonte: (elaboração própria)

Seguindo o exposto no item 4.4.2 e considerando as porcentagens em massa de cada componente da Tabela 18, compõe-se as equações (4.29) e (4.30) para o Cp dos gases de combustão em função da temperatura.

$$C_{p_{g,bio}}(T) = 0,1594 * C_{p_{CO_2}} + 0,0849 * C_{p_{H_2O}} + 0,6954 * C_{p_{N_2}} + 0,0603 * C_{p_{O_2}} \quad (4.29)$$

$$C_{p_{g,bio}}(T) = 1,04866 - \frac{5,8516 \cdot T}{10^5} + \frac{5,4746 \cdot T^2}{10^7} - \frac{2,6678 \cdot T^3}{10^{10}} \quad (4.30)$$

Onde:

T: temperatura dos gases de exaustão [K]

4.5.2 Cálculo da produção de vapor na caldeira de recuperação para o MCI

Conforme descrito no item 3.3.3.1, a CR é necessária para a produção de vapor, utilizando o calor existente dos gases de exaustão, ponto 5 da Figura 24, para aquecer a água até a transformação em vapor. Dessa forma foram considerados o mesmo rendimento da caldeira, a temperatura de saturação e temperatura de pinch point do item 4.4.3.

Para determinar a vazão de vapor na caldeira de recuperação e a temperatura de saída do gás de exaustão da caldeira de recuperação (temperatura de chaminé), utilizou-se as equações (4.31) e (4.32), obtendo-se uma vazão mássica de vapor de 0,0244 kg/s e uma temperatura de 301,5 °C, para um MCI com potência elétrica de 276 kW.

$$\dot{m}_v = \frac{\eta_{CR} \cdot \dot{m}_{ge} \cdot Cp_g \cdot (T_6 - T_{pp})}{(h_{VS} - h_{lS})} \quad (4.31)$$

$$T_{ch} = T_{ge} - \frac{\dot{m}_v \cdot (h_{VS} - h_{80})}{\eta_{CR} \cdot \dot{m}_{ge} \cdot Cp_g} \quad (4.32)$$

Onde:

\dot{m}_{ge} : vazão mássica dos gases de exaustão [kg/s]

\dot{m}_v : vazão mássica de vapor [kg/s]

h_{VS} e h_{lS} : entalpia de vapor saturado e líquido saturado [kJ/kg]

h_{80} : entalpia do líquido comprimido à 80 °C [kJ/kg]

T_{pp} : temperatura de pinch point [K]

T_6 e T_{ch} : temperatura dos gases de exaustão na saída da CR [K]

η_{CR} : eficiência da CR [adimensional]

Cp_g : calor específico dos gases de exaustão [kJ/kg.K]

4.5.3 Análise de viabilidade da proposta de MCI

De acordo com o item 3.3.2, são necessários 276 kW de potência para que os vasos de pressão elétricos operem, portanto será necessário um fluxo de biogás de 25.373 m³ por mês ou 0.041 kg/s.

A Tabela 19 apresenta a vazão mássica de vapor gerada utilizando um MCI de 276 kW independentemente do fluxo de biogás disponível e as vazões obtidas considerando as duas opções de fontes geradoras de biogás desse estudo.

Tabela 19 – Propostas de utilização das fontes de combustível para MCI

Referência Biogás	Potência Elétrica (kW)	Potência Combustível (kW)	Vazão Mássica Combustível (kg/s)	Vazão Mássica Vapor (kg/s)	Temperatura Gás Exaustão (K)
Referência	276	836,46	0,0410	0,0244	734,43
ETE	332,9	1008,79	0,0499	0,0291	731,15
RO	55,00	165,03	0,0082	0,0050	748,42

Fonte: (elaboração própria)

Na Tabela 20, com base nos resultados encontrados acima, foram definidas duas configurações de combinação de MCI e fontes de biogás para reduzir o consumo de gás natural.

Tabela 20 – Propostas de utilização de MCI combinada com recuperação térmica

Proposta	Combustível	Potencial	MCI	Vazão Mássica Combustível (kg/s)	Vasos Substituídos		Status Propostas
					500 L	200 L	
A	ETE	Elétrico (kW)	240,00	0,036	8	0	Atende 100%
		Térmico (kg/s)	0,02135	-	0	2	
B	RO	Elétrico (kW)	55,00	0,0082	1	0	Atende parcial
		Térmico (kg/s)	0,0050		0	0,7	

Fonte: (elaboração própria)

Na proposta com biogás proveniente de resíduos orgânicos é possível substituir um vaso a gás de 500 L por um elétrico e substituir 70% do vapor necessário para um vaso de 200 L, portanto essa proposta atende parcialmente a necessidade.

Utilizando o biogás da ETE a vazão de biogás é suficiente para substituir 100 % dos vasos a vapor por elétrico, porem para reduzir o investimento foi utilizado o aproveitamento do vapor gerado na caldeira de recuperação para suprir 2 vasos de 500 L a vapor.

A Tabela 21 fornece um sumário de todas as propostas e suas colaborações em termos energéticos para a redução do gás natural.

Tabela 21 – Resumo das propostas em estudo.

Proposta	Energia Fornecida (kW)	Energia Mensal (kWh)
1- Coletor Solar a Vácuo	196	25.872
2- Biogás Resíduos Orgânicos	165,02	32.675
3- Biogás Efluentes de ETE	1.008,80	199.741
4- MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE (A)	260,00	51.480,00
5- MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B)	210,00	41.580,00
6- MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C)	30,00	5.940,00
7- MCI - Biogás Efluentes ETE (A)	240,00	47.520,00
8- MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B)	55,00	10.890,00

Fonte: (elaboração própria)

CAPÍTULO 5 ANÁLISE DE ENGENHARIA ECONÔMICA

A metodologia de análise econômica aplicada a esse trabalho será a do Valor Presente Líquido (VPL), que consiste em analisar o valor do dinheiro no tempo, descontando os fluxos monetários a uma taxa especificada.

A taxa utilizada é o retorno mínimo que um projeto precisa obter para ter viabilidade financeira.

O VPL é encontrado subtraindo-se o investimento inicial (FC_0) do valor presente de suas entradas (FC_t), descontadas à taxa de custo de capital estipulada pela empresa, onde as entradas são a subtração entre receitas e despesas. A equação (5.1) é utilizada para calcular a VPL de cada proposta.

$$VPL = \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+r)^t} - FC_0 \quad (5.1)$$

Onde:

FC_t : fluxo de caixa para um período “t”

FC_0 : fluxo de caixa inicial

r: taxa de custo de capital

t: período de tempo (anos)

Complementando a análise financeira, foram calculados os *payback* descontado e simples de cada proposta utilizando as equações (5.2) e (5.3).

O *payback* descontado considera as taxas de juros definidas no projeto e o simples analisa somente o retorno do investimento sem juros.

$$Payback\ simples = \frac{I_0}{FC_t} \quad (5.2)$$

$$VP_{FC_t} = \frac{FC_t}{(1+r)^t} \quad (5.3)$$

Onde:

I_0 : investimento inicial

VP_{FC_t} : valor presente do fluxo de caixa para um período “t”

FC_t : fluxo de caixa para um período “t”

r: taxa de custo de capital

t: período de tempo (anos)

Duas taxas de custo de capital ao ano foram adotadas para serem analisadas, 10 % aa e 5,51 aa, onde a primeira é a atual taxa utilizada pela empresa em análise para viabilizar seus estudos de investimento e a segunda foi adotada com base na inflação acumulada no ano de 2016 segundo o IPCA (VALOR, 2016).

Os critérios de decisão para aceitar ou rejeitar um projeto são:

- VPL maior que R\$ 0,00 – aceitar o projeto;
- VPL menor que R\$ 0,00 – rejeitar o projeto
- Payback até 15 anos – aceitar o projeto
- Payback superior a 15 anos – rejeitar o projeto

Todos as premissas apresentadas acima foram extraídas segundo Gitman (2010).

As Tabelas 22 e 23 apresentam os investimentos e custos de manutenção considerados em todos os equipamentos utilizados nas propostas.

Tabela 22 – Investimentos considerados

ITEM	INVESTIMENTO	UNIDADE	REFERÊNCIA
Trocador de calor	141,00	R\$/kW	BRIZI et al., 2014
Motor combustão interna (MCI)	1.320,00	R\$/kW	ANDREOS, 2013
Vasos de pressão elétrico	9.000,00	R\$/un	Adotado
Caldeira de recuperação	16.484,22	R\$/un	XAVIER, 2016
Biodigestor	150.000,00	R\$/un	Adotado
Micro Turbina a Gás (MTG)	1.900,00	R\$/kW	GOVONI, 2011
Coletor Solar	205.400,00	R\$/un	SOLAR EVOLUTION, 2015

Fonte: (elaboração própria)

Tabela 23 – Custos de manutenção considerados

ITEM	CUSTO MANUTENÇÃO	UNIDADE	REFERÊNCIA
Trocador de calor	0,01	R\$ / kWh	BRIZI et al., 2014
Motor combustão interna (MCI)	0,03	R\$ / kWh	EHYAEI, et al., 2012
Vasos de pressão elétrico	90,0	R\$ / un.ano	Adotado
Caldeira de recuperação	0,02	R\$ / kWh	KANG et al., 2014
Biodigestor	1.500,0	R\$ / ano	Adotado
Microturbina a Gás (MTG)	0,03	R\$ / kWh	KANG et al., 2014
Coletor	1.027,0	R\$ / ano	Adotado

Fonte: (elaboração própria)

O custo do gás natural foi determinado de acordo com a Tabela 24, conforme distribuidora que atende a localidade da empresa em análise.

De acordo com o consumo mensal da empresa em análise de 223.027 m³, considerando um consumo de 0.176 m³/s, 16 horas e 22 dias por mês, a classe de cobrança a ser utilizada será a 2, conforme Tabela 24, portanto, o custo por m³ de gás natural é de R\$ 1,58014.

Levou-se em consideração qual a contribuição de cada proposta em termos de energia fornecida ao sistema em kWh para 198 horas mensais.

Tabela 24 – Custo gás natural industrial (Setembro 2016)

Classes	Volume m ³ /mês	Fixo - R\$/mês	Variável - R\$/m ³
1	Até 50.000 m ³	177,74	2,008085
2	50.000,01 à 300.000 m ³	27.808,03	1,455456
3	300.000,01 à 500.000 m ³	46.346,73	1,393606
4	500.000,01 à 1.000.000 m ³	52.033,36	1,382234
5	1.000.000,01 à 2.000.000 m ³	75.276,77	1,358990
6	> 2.000.000 m ³	116.294,53	1,338480

Fonte: adaptado de (COMGAS, 2016)

A receita mensal de cada proposta é calculada pela multiplicação da energia fornecida e o preço do kWh do gás natural economizado.

Dessa forma, foi necessário calcular o custo do gás natural por kWh.

Conforme exposto no item 2.4.2, foi determinado a quantidade de energia fornecida pelo combustível em um mês de 2.437 MWh, assim o custo do gás natural é de 0,1446 R\$/kWh.

As receitas para cada proposta estão dispostas na Tabela 25, porem para o gás natural foi considerado a energia de fornecimento para os restaurantes, onde somente 5 % é utilizado para essa finalidade, sendo de 68.508 kWh mês.

Tabela 25– Receita para cada proposta em estudo

Propostas	Energia Fornecida (kW)	Energia Fornecida Mensal (kWh)	Despesa Anual	Receita Anual
Gás Natural (Atual despesa)	346,00	68.508,00	118.905,44	
1- Coletor Solar a Vácuo	196,00	25.872,00		44.904,56
2- Biogás Resíduos Orgânicos	165,02	32.674,64		56.711,51
3- Biogás Efluentes de ETE	1.008,80	199.741,49		346.679,95
4- MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE (A)	260,00	51.480,00		118.905,44
5- MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B)	210,00	41.580,00		118.905,44
6- MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C)	30,00	5.940,00		10.309,72
7- MCI - Biogás Efluentes ETE (A)	240,00	47.520,00		118.905,44
8- MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B)	55,00	10.890,00		18.901,15

Fonte: (elaboração própria)

Para as propostas 4, 5 e 7, que substituíram 100 % o consumo de gás natural nas cozinhas, a receita anual considerada foi o mesmo valor da despesa com gás natural, R\$ 118.905,44.

Para as propostas 1, 2 e 3, por atuarem diretamente na caldeira e por contribuírem com redução de gás natural além dos utilizados para os refeitórios, foram considerados as receitas integrais para cada proposta.

Nas Tabela 26 é demonstrado a composição dos investimentos de cada proposta contendo os equipamentos necessários para sua utilização e na Tabela 27 são apresentados a consolidação dos investimentos e custos de manutenção para cada proposta.

Tabela 26 – Distribuição dos investimentos por proposta (x R\$ 1.000)

Propostas	Biodigestor	MCI	MTG	Trocador de Calor	Vasos de Pressão Elétrico	Caldeira de Recuperação	Coletor	Investimento Total
1							205,40	205,4
2	150,00							150,0
3	150,00							150,0
4	150,00		494,00	36,66	81,00	16,48		778,14
5	150,00		399,00	29,61	63,00	16,48		658,09
6	150,00		57,00	4,23	9,00	16,48		236,72
7	150,00	316,80		33,84	72,00	16,48		589,12
8	150,00	72,60		7,76	9,00	16,48		255,84

Fonte: (elaboração própria)

Tabela 27 – Investimentos e custos de manutenção das propostas

Proposta	Investimento Total	Custo Manutenção Anual
1- Coletor Solar a Vácuo	205.400	1.027
2- Biogás Resíduos Orgânicos	150.000	1.500
3- Biogás Efluentes de ETE	150.000	1.500
4- MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE (A)	778.144	25.957
5- MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B)	658.094	21.230
6- MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C)	236.714	4.318
7- MCI - Biogás Efluentes ETE (A)	589.124	23.775
8- MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B)	255.839	6.529

Fonte: (elaboração própria)

As Tabelas de 28 a 35 mostram a memória de cálculo da VPL e *payback* de cada proposta em análise. Quando os valores de VP_{FC_t} acumulado se tornam positivos, demonstram que naquele ano obteve-se o retorno do investimento.

Complementando, as Figuras de 35 a 42, ilustram graficamente o período do retorno de investimento para cada proposta analisada.

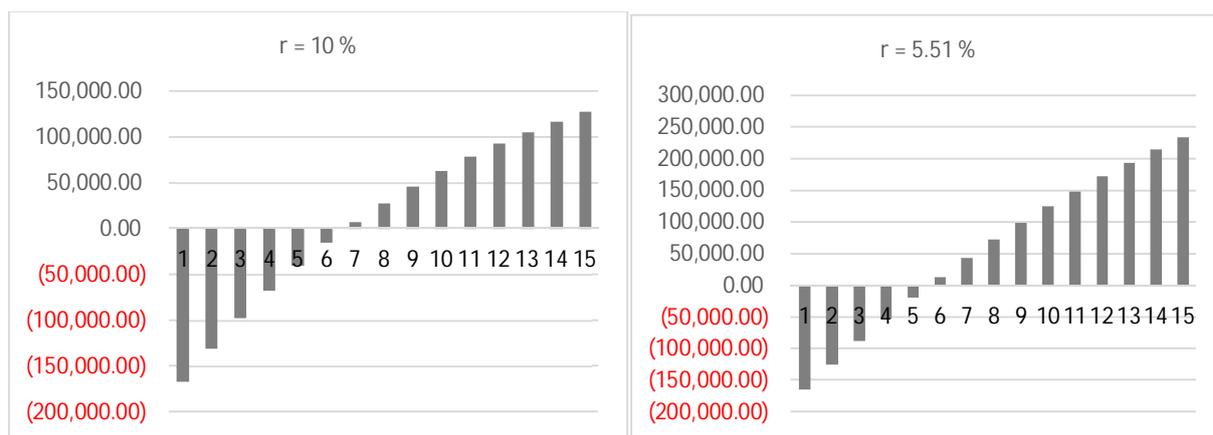
Tabela 28 – Análise VPL e *payback*: Coletor solar

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)	VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)
0	(206.427)				
1	43.878	\$39.888,69	(\$166.538,31)	\$41.586,16	(\$164.840,84)
2	43.878	\$36.262,45	(\$130.275,86)	\$39.414,43	(\$125.426,41)
3	43.878	\$32.965,86	(\$97.310,01)	\$37.356,11	(\$88.070,31)
4	43.878	\$29.968,96	(\$67.341,04)	\$35.405,27	(\$52.665,03)
5	43.878	\$27.244,51	(\$40.096,53)	\$33.556,32	(\$19.108,71)
6	43.878	\$24.767,74	(\$15.328,79)	\$31.803,92	\$12.695,21
7	43.878	\$22.516,13	\$7.187,33	\$30.143,04	\$42.838,26
8	43.878	\$20.469,20	\$27.656,54	\$28.568,90	\$71.407,15
9	43.878	\$18.608,37	\$46.264,91	\$27.076,96	\$98.484,11
10	43.878	\$16.916,70	\$63.181,60	\$25.662,93	\$124.147,04
11	43.878	\$15.378,82	\$78.560,42	\$24.322,75	\$148.469,78
12	43.878	\$13.980,74	\$92.541,16	\$23.052,55	\$171.522,34
13	43.878	\$12.709,77	\$105.250,93	\$21.848,69	\$193.371,02
14	43.878	\$11.554,33	\$116.805,26	\$20.707,69	\$214.078,72
15	43.878	\$10.503,94	\$127.309,20	\$19.626,29	\$233.705,00
		VPL	\$127.309,20		\$233.705,00

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, a proposta de coletor solar obtém um VPL positivo de R\$ 127.309,20 para uma taxa de 10 % e R\$ 233.705,00 para uma taxa de 5,51 %.

Figura 35 – Fluxo de caixa descontado: Coletor solar



Fonte: (elaboração própria)

O *payback* é de 7 e 6 anos considerando as taxas de 10 % e 5,51 % respectivamente.

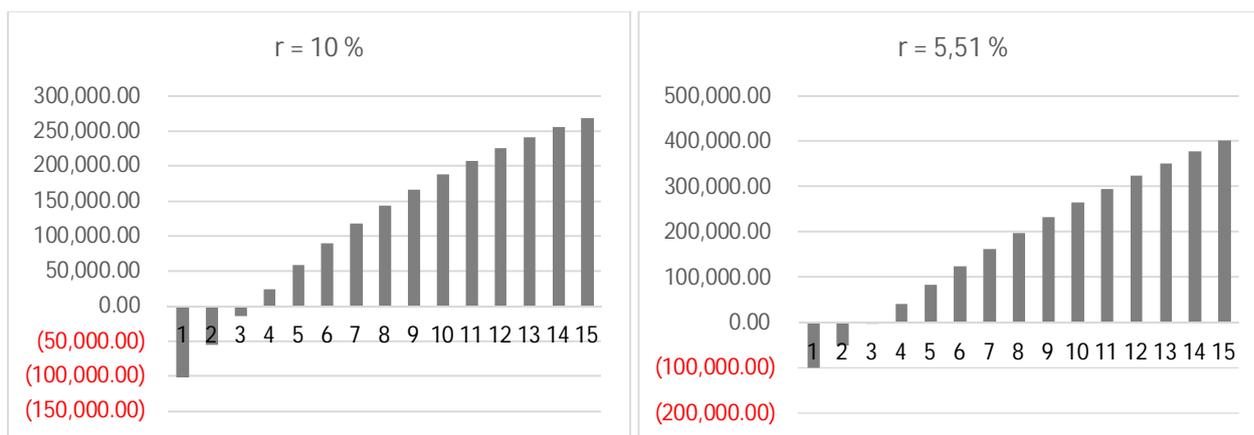
Tabela 29 – Análise VPL e *payback*: Biogás Resíduos Orgânicos

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{FCT}	VP _{FCT} (acumulado)	VP _{FCT}	VP _{FCT} (acumulado)
0	(151.500)				
1	55.212	\$50.192,29	(\$101.307,71)	\$52.328,23	(\$99.171,77)
2	55.212	\$45.629,35	(\$55.678,36)	\$49.595,52	(\$49.576,26)
3	55.212	\$41.481,23	(\$14.197,14)	\$47.005,51	(\$2.570,74)
4	55.212	\$37.710,21	\$23.513,07	\$44.550,76	\$41.980,02
5	55.212	\$34.282,01	\$57.795,08	\$42.224,21	\$84.204,23
6	55.212	\$31.165,46	\$88.960,54	\$40.019,16	\$124.223,39
7	55.212	\$28.332,24	\$117.292,77	\$37.929,25	\$162.152,64
8	55.212	\$25.756,58	\$143.049,35	\$35.948,49	\$198.101,13
9	55.212	\$23.415,07	\$166.464,42	\$34.071,17	\$232.172,30
10	55.212	\$21.286,43	\$187.750,85	\$32.291,89	\$264.464,19
11	55.212	\$19.351,30	\$207.102,15	\$30.605,52	\$295.069,71
12	55.212	\$17.592,09	\$224.694,24	\$29.007,22	\$324.076,94
13	55.212	\$15.992,81	\$240.687,05	\$27.492,39	\$351.569,33
14	55.212	\$14.538,92	\$255.225,97	\$26.056,67	\$377.626,00
15	55.212	\$13.217,20	\$268.443,16	\$24.695,93	\$402.321,93
		VPL	\$268.443,16		\$402.321,93

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, a proposta de biogás de resíduos orgânicos obtém um VPL positivo de R\$ 268.443,16 para uma taxa de 10 % e R\$ 402.321,93 para uma taxa de 5,51 %.

Figura 36 – Fluxo de caixa descontado: Biogás Resíduos Orgânicos



Fonte: (elaboração própria)

O *payback* é de 4 e 3 anos considerando as taxas de 10 % e 5,51 % respectivamente.

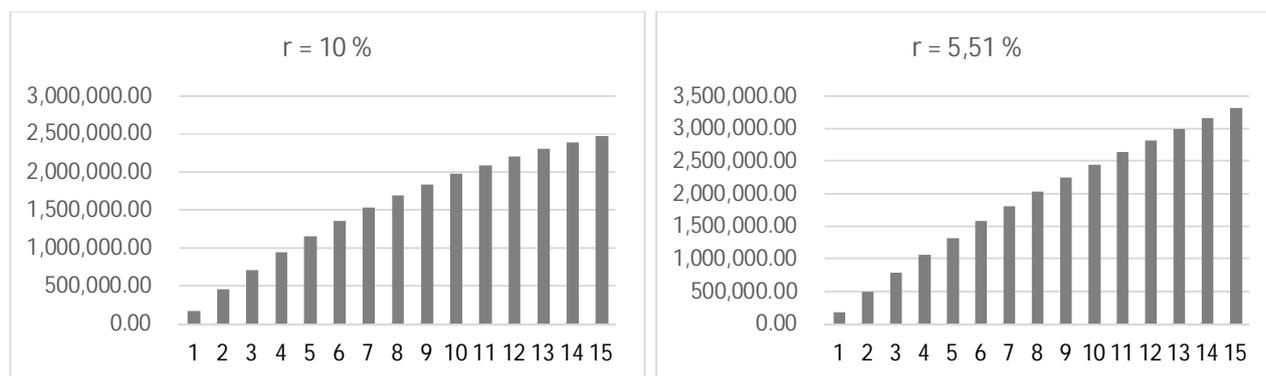
Tabela 30 – Análise VPL e *payback*: Biogás Efluentes de ETE

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)	VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)
0	(151.500)				
1	345.180	\$313.800,0	\$162.300,0	\$327.153,8	\$175.653,8
2	345.180	\$285.272,7	\$447.572,6	\$310.069,0	\$485.722,8
3	345.180	\$259.338,8	\$706.911,4	\$293.876,4	\$779.599,1
4	345.180	\$235.762,6	\$942.674,0	\$278.529,4	\$1.058.128,6
5	345.180	\$214.329,6	\$1.157.003,6	\$263.983,9	\$1.322.112,5
6	345.180	\$194.845,1	\$1.351.848,7	\$250.198,0	\$1.572.310,5
7	345.180	\$177.131,9	\$1.528.980,6	\$237.132,0	\$1.809.442,5
8	345.180	\$161.029,0	\$1.690.009,6	\$224.748,4	\$2.034.190,9
9	345.180	\$146.390,0	\$1.836.399,6	\$213.011,5	\$2.247.202,3
10	345.180	\$133.081,8	\$1.969.481,4	\$201.887,5	\$2.449.089,8
11	345.180	\$120.983,5	\$2.090.464,8	\$191.344,4	\$2.640.434,1
12	345.180	\$109.985,0	\$2.200.449,8	\$181.351,9	\$2.821.786,0
13	345.180	\$99.986,3	\$2.300.436,1	\$171.881,2	\$2.993.667,3
14	345.180	\$90.896,7	\$2.391.332,8	\$162.905,2	\$3.156.572,4
15	345.180	\$82.633,3	\$2.473.966,1	\$154.397,8	\$3.310.970,3
		VPL	\$2.473.966,1		\$3.310.970,3

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, a proposta de biogás de efluente de ETE obtém um VPL positivo de R\$ 2.473.966,1 para uma taxa de 10 % e R\$ 3.310.970,3 para uma taxa de 5,51 %.

Figura 37 – Fluxo de caixa descontado: Biogás Efluentes de ETE



Fonte: (elaboração própria)

O *payback* é de 1 ano para ambas as taxas de 10 % e 5,51 %.

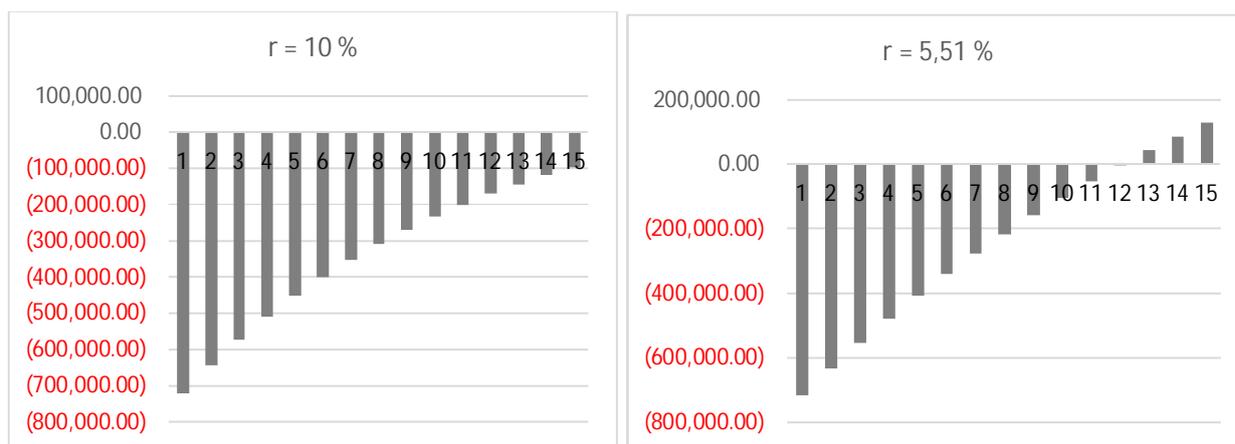
Tabela 31 – Análise VPL e *payback*: MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE (A)

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{FCt}	VP _{FCt} (acumulado)	VP _{FCt}	VP _{FCt} (acumulado)
0	(804.102)				
1	92.948	\$84.497,8	(\$719.604,3)	\$88.093,6	(\$716.008,4)
2	92.948	\$76.816,2	(\$642.788,1)	\$83.493,2	(\$632.515,3)
3	92.948	\$69.832,9	(\$572.955,2)	\$79.132,9	(\$553.382,4)
4	92.948	\$63.484,5	(\$509.470,7)	\$75.000,4	(\$478.382,0)
5	92.948	\$57.713,1	(\$451.757,6)	\$71.083,7	(\$407.298,3)
6	92.948	\$52.466,5	(\$399.291,1)	\$67.371,5	(\$339.926,7)
7	92.948	\$47.696,8	(\$351.594,3)	\$63.853,2	(\$276.073,5)
8	92.948	\$43.360,7	(\$308.233,6)	\$60.518,6	(\$215.554,9)
9	92.948	\$39.418,8	(\$268.814,7)	\$57.358,2	(\$158.196,7)
10	92.948	\$35.835,3	(\$232.979,4)	\$54.362,8	(\$103.833,9)
11	92.948	\$32.577,6	(\$200.401,8)	\$51.523,8	(\$52.310,0)
12	92.948	\$29.616,0	(\$170.785,9)	\$48.833,1	(\$3.476,9)
13	92.948	\$26.923,6	(\$143.862,3)	\$46.282,9	\$42.806,1
14	92.948	\$24.476,0	(\$119.386,3)	\$43.865,9	\$86.672,0
15	92.948	\$22.250,9	(\$97.135,3)	\$41.575,1	\$128.247,1
		VPL	(\$97.135,3)		\$128.247,1

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, a proposta de MTG 65 kW com biogás de efluente ETE obtém um VPL negativo de R\$ 97.135,3 para uma taxa de 10 % e positivo de R\$ 128.247,1 para 5,51 %.

Figura 38 – Fluxo de caixa descontado: MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE (A)



Fonte: (elaboração própria)

O *payback* é de 12 anos somente para a taxa 5,51 %.

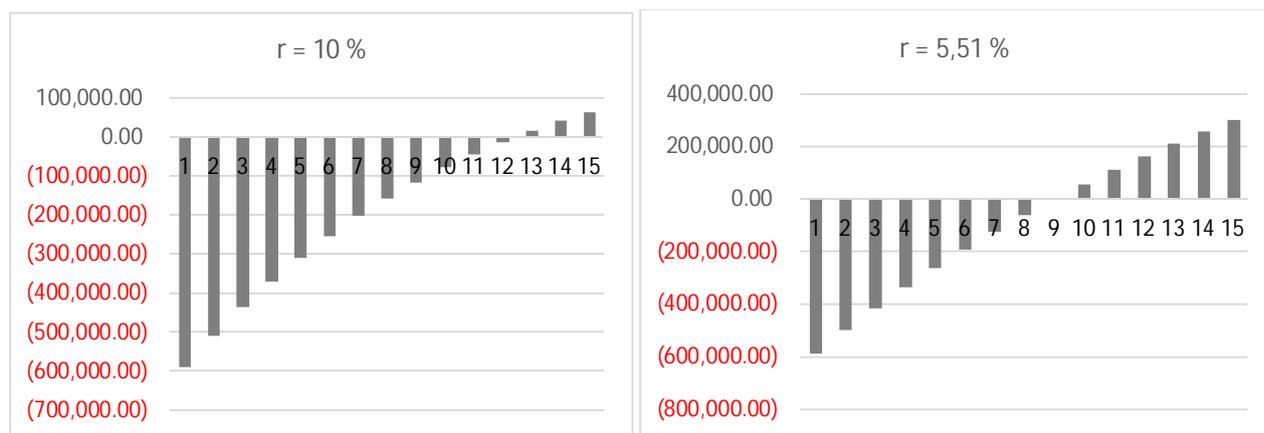
Tabela 32 – Análise VPL e *payback*: MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B)

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)	VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)
0	(679.324)				
1	97.675	\$88.795,68	(\$590.528,73)	\$92.574,40	(\$586.750,01)
2	97.675	\$80.723,35	(\$509.805,38)	\$87.739,93	(\$499.010,08)
3	97.675	\$73.384,86	(\$436.420,52)	\$83.157,93	(\$415.852,15)
4	97.675	\$66.713,51	(\$369.707,01)	\$78.815,21	(\$337.036,94)
5	97.675	\$60.648,65	(\$309.058,36)	\$74.699,28	(\$262.337,66)
6	97.675	\$55.135,13	(\$253.923,23)	\$70.798,29	(\$191.539,37)
7	97.675	\$50.122,85	(\$203.800,39)	\$67.101,03	(\$124.438,34)
8	97.675	\$45.566,22	(\$158.234,16)	\$63.596,84	(\$60.841,50)
9	97.675	\$41.423,84	(\$116.810,32)	\$60.275,65	(\$565,84)
10	97.675	\$37.658,04	(\$79.152,28)	\$57.127,91	\$56.562,06
11	97.675	\$34.234,58	(\$44.917,70)	\$54.144,54	\$110.706,60
12	97.675	\$31.122,34	(\$13.795,36)	\$51.316,98	\$162.023,58
13	97.675	\$28.293,04	\$14.497,68	\$48.637,07	\$210.660,65
14	97.675	\$25.720,95	\$40.218,63	\$46.097,12	\$256.757,77
15	97.675	\$23.382,68	\$63.601,31	\$43.689,81	\$300.447,59
		VPL	\$63.601,31		\$300.447,59

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, a proposta de MTG 30 kW com biogás de efluente de ETE obtém um VPL positivo de R\$ 63.601,31 para uma taxa de 10 % e R\$ 300.447,59 para uma taxa de 5,51 %.

Figura 39 – Fluxo de caixa descontado: MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B)



Fonte: (elaboração própria)

O *payback* é de 13 e 10 anos considerando as taxas de 10 % e 5,51 % respectivamente.

Tabela 33 – Análise VPL e *payback*: MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C)

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)	VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)
0	(241.033)				
1	5.991	\$5.446,47	(\$235.586,35)	\$5.678,25	(\$235.354,57)
2	5.991	\$4.951,34	(\$230.635,01)	\$5.381,72	(\$229.972,85)
3	5.991	\$4.501,22	(\$226.133,79)	\$5.100,67	(\$224.872,18)
4	5.991	\$4.092,02	(\$222.041,77)	\$4.834,30	(\$220.037,88)
5	5.991	\$3.720,02	(\$218.321,75)	\$4.581,84	(\$215.456,04)
6	5.991	\$3.381,83	(\$214.939,92)	\$4.342,57	(\$211.113,47)
7	5.991	\$3.074,39	(\$211.865,53)	\$4.115,79	(\$206.997,69)
8	5.991	\$2.794,90	(\$209.070,63)	\$3.900,85	(\$203.096,84)
9	5.991	\$2.540,82	(\$206.529,81)	\$3.697,14	(\$199.399,70)
10	5.991	\$2.309,84	(\$204.219,97)	\$3.504,06	(\$195.895,64)
11	5.991	\$2.099,85	(\$202.120,12)	\$3.321,07	(\$192.574,57)
12	5.991	\$1.908,96	(\$200.211,16)	\$3.147,64	(\$189.426,93)
13	5.991	\$1.735,41	(\$198.475,75)	\$2.983,26	(\$186.443,67)
14	5.991	\$1.577,65	(\$196.898,10)	\$2.827,47	(\$183.616,20)
15	5.991	\$1.434,23	(\$195.463,87)	\$2.679,81	(\$180.936,40)
		VPL	(\$195.463,87)		(\$180.936,40)

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, nenhuma alternativa de taxa de custo de capital fez com que essa proposta obtivesse VPL positivo.

Figura 40 – Fluxo de caixa descontado: MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C)



Fonte: (elaboração própria)

Não há *payback* durante os 15 anos dessa proposta.

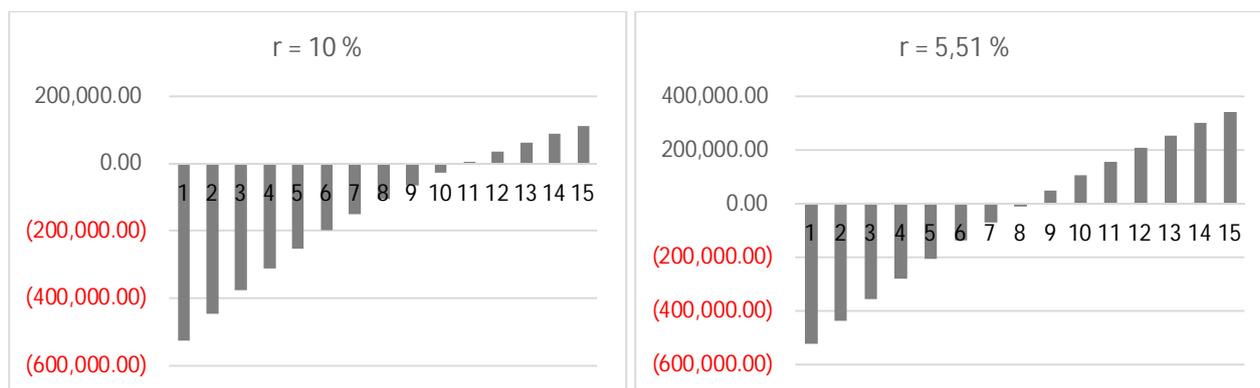
Tabela 34 – Análise VPL e *payback*: MCI - Biogás Efluentes ETE (A)

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)	VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)
0	(612.899)				
1	95.130	\$86.482,2	(\$526.417,1)	\$90.162,4	(\$522.736,9)
2	95.130	\$78.620,1	(\$447.797,0)	\$85.453,9	(\$437.283,0)
3	95.130	\$71.472,9	(\$376.324,2)	\$80.991,3	(\$356.291,7)
4	95.130	\$64.975,3	(\$311.348,8)	\$76.761,7	(\$279.530,0)
5	95.130	\$59.068,5	(\$252.280,4)	\$72.753,0	(\$206.776,9)
6	95.130	\$53.698,6	(\$198.581,7)	\$68.953,7	(\$137.823,3)
7	95.130	\$48.816,9	(\$149.764,8)	\$65.352,7	(\$72.470,5)
8	95.130	\$44.379,0	(\$105.385,8)	\$61.939,9	(\$10.530,7)
9	95.130	\$40.344,6	(\$65.041,2)	\$58.705,2	\$48.174,5
10	95.130	\$36.676,9	(\$28.364,4)	\$55.639,5	\$103.814,0
11	95.130	\$33.342,6	\$4.978,2	\$52.733,8	\$156.547,8
12	95.130	\$30.311,5	\$35.289,7	\$49.979,9	\$206.527,8
13	95.130	\$27.555,9	\$62.845,6	\$47.369,9	\$253.897,6
14	95.130	\$25.050,8	\$87.896,4	\$44.896,1	\$298.793,7
15	95.130	\$22.773,5	\$110.669,8	\$42.551,5	\$341.345,2
		VPL	\$110.669,8		\$341.345,2

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, a proposta de MCI com biogás de efluente de ETE obtém um VPL positivo de R\$ 110.669,80 para uma taxa de 10 % e R\$ 341.345,2 para uma taxa de 5,51 %.

Figura 41 – Fluxo de caixa descontado: MCI - Biogás Efluentes ETE (A)



Fonte: (elaboração própria)

O *payback* é de 11 e 9 anos considerando as taxas de 10 % e 5,51 % respectivamente.

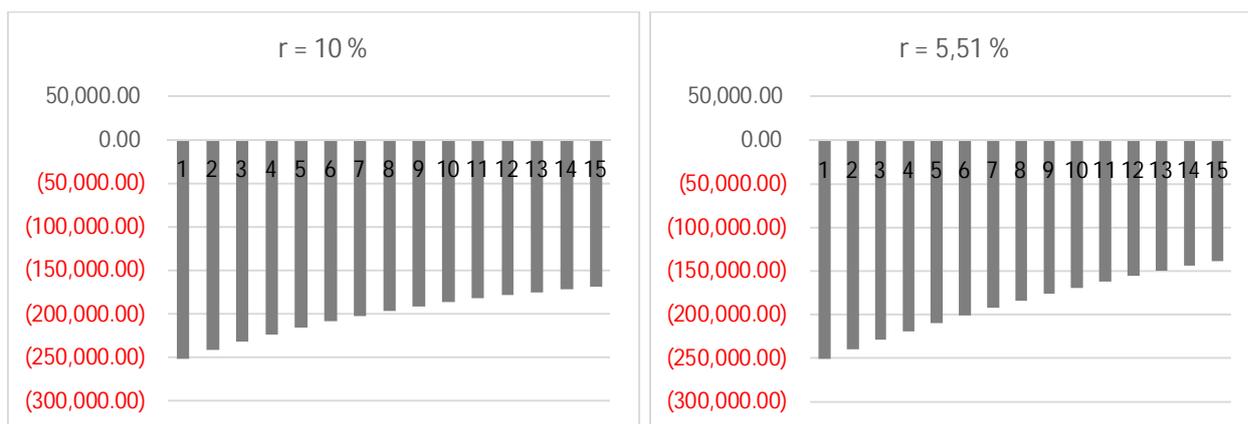
Tabela 35 – Análise VPL e *payback*: MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B)

t (ano)	FC _t	r = 10 %		r = 5,51 %	
		VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)	VP _{Fct}	VP _{Fct} (acumulado)
0	(262.369)				
1	12.371	\$11.246,8	(\$251.122,2)	\$11.725,4	(\$250.643,5)
2	12.371	\$10.224,3	(\$240.897,8)	\$11.113,1	(\$239.530,5)
3	12.371	\$9.294,9	(\$231.603,0)	\$10.532,7	(\$228.997,8)
4	12.371	\$8.449,9	(\$223.153,1)	\$9.982,7	(\$219.015,1)
5	12.371	\$7.681,7	(\$215.471,4)	\$9.461,3	(\$209.553,8)
6	12.371	\$6.983,4	(\$208.488,0)	\$8.967,2	(\$200.586,6)
7	12.371	\$6.348,5	(\$202.139,5)	\$8.498,9	(\$192.087,6)
8	12.371	\$5.771,4	(\$196.368,2)	\$8.055,1	(\$184.032,5)
9	12.371	\$5.246,7	(\$191.121,5)	\$7.634,5	(\$176.398,0)
10	12.371	\$4.769,7	(\$186.351,7)	\$7.235,8	(\$169.162,3)
11	12.371	\$4.336,1	(\$182.015,6)	\$6.857,9	(\$162.304,4)
12	12.371	\$3.941,9	(\$178.073,7)	\$6.499,8	(\$155.804,6)
13	12.371	\$3.583,6	(\$174.490,1)	\$6.160,3	(\$149.644,3)
14	12.371	\$3.257,8	(\$171.232,3)	\$5.838,6	(\$143.805,7)
15	12.371	\$2.961,6	(\$168.270,7)	\$5.533,7	(\$138.272,0)
		VPL	(\$168.270,7)		(\$138.272,0)

Fonte: (elaboração própria)

Considerando os 15 anos, nenhuma alternativa de taxa de custo de capital fez com que essa proposta obtivesse VPL positivo.

Figura 42 – Fluxo de caixa descontado: MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B)



Fonte: (elaboração própria)

Não há *payback* durante os 15 anos dessa proposta.

CAPÍTULO 6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados apresentados, relacionados ao potencial energético, das 8 propostas de redução de consumo de combustível fóssil estudadas, 4 obtiveram valores iguais ou superiores ao atual cenário em funcionamento e as demais mostraram atendimento parcial a demanda de energia.

A Tabela 35 apresenta os resultados em termos de economia de energia do gás natural utilizado nos restaurantes, além das análises de VPL para as taxas de 10 % e 5,51 % e ao retorno do investimento necessário para viabilizar cada uma das propostas.

Tabela 35 – Resultados finais para propostas em estudo.

Propostas	Economia GN	VPL (R\$)		Payback (anos)		
		r = 10 %	r = 5,51 %	Simplex	10 %	5,51 %
1 - Coletor Solar a Vácuo	3%	127.309,20	233.705,00	4,7	7	6
2 - Biogás Resíduos Orgânicos	48%	268.443,16	402.321,93	2,7	4	4
3 - Biogás Efluentes de ETE	100%	2.473.966,15	3.310.970,27	0,4	1	1
4 - MTG 65 kW - Biogás Efluente ETE (A)	100%	(97.135,35)	128.247,13	8,7	+15	13
5 - MTG 30 kW - Biogás Efluente ETE (B)	100%	63.601,31	300.447,59	7,0	13	10
6 - MTG 30 kW - Biogás Resíduos Orgânicos (C)	9%	(195.463,87)	(180.936,40)	40,2	+15	+15
7 - MCI - Biogás Efluentes ETE (A)	100%	110.669,84	341.345,20	6,4	11	9
8 - MCI - Biogás Resíduos Orgânicos (B)	16%	(168.270,70)	(138.271,98)	21,2	+15	+15

Fonte: (elaboração própria)

Pode-se observar que a proposta 3, geração de biogás por meio dos efluentes de ETE, apresentou o melhor resultado entre todas as propostas, pois além de ser capaz de substituir 100 % do gás natural utilizado nos restaurantes, tem o maior VPL e o menor tempo de retorno considerando a taxa de juros da empresa em análise.

As propostas 5 e 7, que utilizam MTG e MCI para gerar energia elétrica e tem como combustível o biogás proveniente de efluentes de ETE, substituem 100 % da necessidade de gás natural, porem devido ao alto investimento envolvido, ambas têm seu retorno de investimento com mais de 10 anos para a taxa de juros utilizada pela empresa e 10 e 9 anos respectivamente para a taxa de juros considerando a inflação.

A proposta 2, que gera biogás com os resíduos orgânicos do próprio restaurante, tem VPL positiva e um retorno dos investimentos em 4 anos. Apesar de não substituir todo o gás natural necessário para os restaurantes, contribui com 48 % da demanda e seria uma grande economia para empresa com baixo investimento.

A proposta 1, que utiliza os coletores solar a vácuo, tem VPL positiva, retorno dos investimentos em 7 anos, porem contribui somente com 3 % de economia de energia.

A proposta 4, que utiliza MTG de 65 kW e biogás proveniente dos efluentes de ETE, apresenta bons resultados com relação a substituição do gás natural demandado, porem devido ao alto custo de investimento, somente são viabilizadas com taxas de juros mais baixas, além de ter um retorno superior a 10 anos, o que não seria atrativo para a empresa em estudo.

Por fim, as propostas 6 e 8 não apresentaram viabilidade financeira, pois tem VPL negativa e retorno acima de 15 anos, além de contribuírem com 9 % e 16 % respectivamente para a economia de gás natural.

Esse trabalho permitiu verificar que ao menos 3 propostas substituem 100 % do gás natural necessário para os restaurantes e possuem viabilidade financeira satisfatória, podendo ser implementadas pela empresa em estudo.

Como propostas de estudos futuros, devem ser analisados a venda de créditos de carbono como parte da receita a fim de reduzir o tempo de retorno dos investimentos, bem como a substituição dos vasos atuais por vasos a gás, utilizando o biogás tratado diretamente como combustível nos vasos dos restaurantes.

CAPÍTULO 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRACE. Cartilha Conceito e definições do setor de gás natural. Disponível em: <http://www.abrace.org.br/public/downloads/cartilha_gas.pdf>. Acesso em: 04 ago. 2015.

ABRAVA. O mercado elege o Sol. Disponível em: <<http://www.abrava.com.br/?Canal=8&Channel=Tm90JiMyMzc7Y2lhcw==&OperId=3937>>. Acesso em 13/08/2015.

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA (ANEEL); AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO (ANP). Perspectivas da termelétricidade no Brasil: relatório técnico. Brasília, 2000.

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA (ANEEL). Atlas de energia elétrica do Brasil. 2.ed. Brasília: Aneel, 2005.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO (ANP). Resolução ANP Nº 16 de 17 de junho de 2008. Disponível em: <<http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll?f=templates&fn=default.htm&vid=anp:10.1048/enu>>. Acesso em: 25 out. 2016.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO (ANP). Resolução ANP Nº 8 de 30 de janeiro de 2015. Disponível em: <<http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll?f=templates&fn=default.htm&vid=anp:10.1048/enu>>. Acesso em: 25 out. 2016.

AIE (Agência Internacional de Energia). *Solar Energy Perspectives: The solar resources and its possible uses*, 2011.

ANTUNES, J. S. “Código computacional para análise de sistemas de cogeração com turbinas a gás”. Tese de Doutorado. Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 1999.

ANDREOS, R.: Estudo de viabilidade técnico-econômica de pequenas centrais de cogeração a gás natural no setor terciário do estado de São Paulo. Dissertação de Mestrado. EP / FEA / IEE / IF da Universidade de São Paulo, 2013.

APPELS, L.; BAEYENS, J.; DEGREVE, J.; DEWIL, R. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste- activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 34, 755-781, 2008.

AVELLAR, L. H. N. A valorização dos subprodutos agroindustriais visando a co-geração e redução da poluição ambiental. Tese de Doutorado. Guaratinguetá: UNESP, 2001.

AVALLONE, E. Avaliação da eficiência térmica de um coletor solar tipo tubo evacuado modificado. Dissertação de Mestrado. Bauru: UNESP, 2013.

BAJAY, S. V.; WALTER, A. C. S.; FERREIRA, A. L. Integração entre as regulações técnico-econômica e ambiental do setor elétrico brasileiro: relatório técnico - fase 5: otimização das práticas de planejamento e dos procedimentos regulatórios envolvidos no dimensionamento; construção e operação de usinas termelétricas. Campinas: UNICAMP, 2000.

BAPTISTA, A. S. C. Análise da viabilidade econômica da utilização de aquecedores solares de água em resorts no nordeste do Brasil. Rio de Janeiro. Universidade Federal Do Rio De Janeiro. 2006. Dissertação de Mestrado de Ciências em Planejamento Energético, Coordenação dos Programas de Pós-Graduação de Engenharia da Universidade Federal Do Rio De Janeiro.

BATSTONE, D.J., KELLER, J., ANGELIDAKI, I., KALYUZHNYI, S.V., PAVLOSTATHIS, S.G., ROZZI, A., SANDERS, W.T.M., SIEGRIST, H., VAVILIN, V.A. The IWA Anaerobic Digestion Model no1 (ADM1). *Water Science & Technology*. v. 45, n. 10, p. 65–73, 2002.

BARREIRA, P. Biodigestores: Energia, Fertilidade e Saneamento para a Zona Rural. 3a. ed. São Paulo: Ícone, 2011.

BEKKERING, J., BROEKHUIS, A.A., GEMERT, W.J.T. Optimisation of a green gas supply chain – A review. *Bioresource Technology*. n. 101, p. 450 – 456, 2010.

BOLZONELLA, D.; PAVAN, P.; BATTISTONI, P.; CECCHI, F. Anaerobic co-digestion of sludge with other organic wastes and phosphorus reclamation in wastewater treatment plants for biological nutrients removal. *Water Science Technology*, v.53, n.8, p.177- 186, 2006.

BOLOY, R. A. M., SILVEIRA, J.L., TUNA, C.E., CORONADO, C.R., ANTUNES, J.S. Ecological impacts from syngas burning in internal combustion engine: Technical and economic aspects. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Elsevier: 2011. v.15 p.5194-5201.

BRAKMANN, Georg; ARINGHOFF, Rainer. *Solar Thermal Power*. Greenpeace. Outubro, 2003.

BRIZI, F., SILVEIRA, J. L., DESIDERI, U., REIS, J. A., TUNA, C. E., LAMAS, W. Q. Energetic and economic analysis of a Brazilian compact cogeneration system: comparison between natural gas and biogas. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. v. 38, p. 193-211. 2014.

BRUNO, J.C; LÓPEZ, V.O.; CORONAS, A. Integration of absorption cooling systems into micro gas turbine trigeneration systems using biogas: case study of a sewage treatment plant. *Applied Energy*, v.86, p.837-847, 2009.

BUEKENS, A. Energy recovery from residual waste by means of anaerobic digestion technologies. In: CONFERENCE “THE FUTURE OF RESIDUAL WASTE MANAGEMENT IN EUROPE”, 2005, Luxembourg.

BUDIHardjo, I.; MORRISON, G. L.; BEHNIA, M. Natural circulation flow through water-in-glass evacuated tube solar collectors. *Solar Energy*, v.81, p.1460-1472, 2007.

BUSCH, G. *Biogas from Biomass and Waste – Fundamentals of the Biogas Process*. Brandenburg University of Technology, Chair of Waste Management, 2008.

CAMERETTI, M. C., TUCCILLO, R., PIAZZESI, R. Study of an exhaust gas recirculation equipped micro gas turbine supplied with bio-fuels. Applied Thermal Engineering. v. 59, p. 162-173, 2013.

CASTANÓN, N. J. B. Biogás originado a partir de rejeitos rurais. Trabalho apresentado na disciplina: Biomassa como fonte de energia – Conversão e utilização, Universidade de São Paulo, São Paulo, dez.2012.

COMGAS. Tarifa do gás natural canalizado, segmento industrial, deliberação ARSESP nº 575. Disponível em: < <http://www.comgas.com.br/pt/nossosServicos/Tarifas/Paginas/industrial.aspx> >. Acesso em: 10 set. 2016.

CORTEZ, L.A.B.; LORA, E. E. S.; GÓMEZ, E. O. Biomassa para energia. Campinas: Editora da Unicamp, 2008.

COZIL. Industrial Line. Disponível em: <http://www.cozil.com.br/produtos_linhas.asp?inLinha=1>. Acesso em: 23 Ago.2015.

CHERNICHARO, C. A. L. Princípios de Tratamento Biológico de Águas Residuárias Volume 5: Reatores Anaeróbios. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, v. 5, p. 246, 1997.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. Balanço Energético Nacional 2013. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br/Estudos/Paginas/Balan%C3%A7o%20Energ%C3%A9tico%20Nacional%20E2%80%93BEN/EPedispnobilizaoRelat%C3%B3rioS%C3%ADntesedoBalan%C3%A7oEnerg%C3%A9ticoNacional%E2%80%93BEN2013.aspx?CategoriaID=347>> . Acesso em: 06 jun.2014.

Energy efficiency and renewable energy: improving steam system performance: a source book for industry. Washington DC, 2004. Oct. 2012.

ELEKTRO. Manuais Elektro de Eficiência Energética: Geração de vapor e calor. Disponível em: <http://www.elektro.com.br/Media/Default/DocGalleries/Eficientiza%C3%A7%C3%A3o%20Energ%C3%A9tica/GERACAO_DE_VAPOR_E_CALOR.pdf>. Acesso em: 29 de dezembro de 2015.

ELEKTRO. Eficiência energética: fundamentos e aplicações. 1ªed. Campinas: 2012. 315p.

EL-MASHAD, H. M.; ZHANG, R. Biogas production from co-digestion of dairy manure and food waste. *Bioresource Technology*, n.101, p.4021-4028, 2010.

FLEMING, I. Optimizing steam systems: part II. *Petroleum Technology Quarterly*, [S.l.], p. 54-62, Q3, 2010.

GITMAN, L. J. Princípios de Administração Financeira. 12ªed. São Paulo: 2010. 753p.

GOVONI, J. B. Análise de viabilidade técnica e econômica da utilização do biogás proveniente de resíduos de granjas. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual Paulista – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2011.

GONDIM, N. M. Alternativas para redução do consumo de água e energia em sistemas de água de resfriamento e geração de vapor em refinarias de petróleo do Brasil. 2014. 195 f. Dissertação de Mestrado (Engenharia Ambiental) – Escola de Química e Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

GUNASEELAN, V. N. Biomass estimates, characteristics, biochemical methane potential, kinetics and energy flow from *Jatropha curcus* on dry lands. *Biomass and Bioenergy*, v. 33, n. 4, p. 589-596, 2009.

HINRICHS, R.; KLEINBACH, M.; REIS, L. Energia e Meio Ambiente. 4.ed, São Paulo: CENGAGE Learning, 2012.

HOLM-NIELSEN, J.B., SEADI, T.A., OLESKOWICZ-POPIEL, P. The future of anaerobic digestion and biogas utilization. *Bioresource Technology*. v.100, 5478 – 5484p., 2009.

IGONI, A. H., AYOTAMUNO, M. J., EZE, C. L., OGAJI, S. O. T., PROBERT, S. D. Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste. *Applied Energy*. v. 85, p. 430 – 438, 2008.

IKE, M., INOUE, D., MIYANO, T., LIU, T.T., SEI, K., SODA, S., KADOSHIN, S. Microbial population dynamics during startup of a full-scale anaerobic digester treating industrial food waste in Kyoto eco-energy project. *Bioresour. Technol.* v.101, 3952–3957p., 2010.

KANG J. Y., KANG, D. W., KIM, T. S., HUR, K. B. Comparative economic analysis of gas turbine-based power generation and combined heat and power systems using biogas fuel. *Energy*. v. 67, p. 309-318. 2014.

KARLSSON, T; KONRAD, O. ; LUMI, M. ; SCHMEIER, N. P. ; MARDER, M. ;CASARIL, C. E. ; KOCH, F. F. ; PEDROSO, A. G. Manual básico de biogás. Lajeado: Editora da Univates, 2014, 69p.

KHALID, A.; ARSHAD, M.; ANJUM, M.; MAHMOOD, T.; DAWSON, L. The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Management*. v. 31, p. 1737–1744, 2011.

KUBASKÁ, M; SEDLÁČEK, S.; BODÍK, I; KISSOVÁ, B. Food Waste as Biodegradable Substrates for Biogas Production. In: 37th International Conference of SSCHE. Tatranské Matliare, Slovakia, 2010.

KUMAR, M.; OU, Y.L.; LIN, J.G. Co-composting of green waste and food waste at low C/N ratio. *Waste Management*, v. 9, p. 30-602, 2010.

LI, Y.; PARK, S.Y.; ZHU, J. Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. *Renew Sustain Energy*, v. 6, p. 15-821, 2011.

LIANG, R.; MA, L.; ZHANG, J.; ZHAO, D. Theoretical and experimental investigation of filled-type evacuated tube solar collector with U tube. *Solar Energy*, v.85, p.1735-1744, 2011.

LIM, J. W.; WANG, J.Y. Enhanced hydrolysis and methane yield by applying micro aeration pretreatment to the anaerobic co-digestion of brown water and food waste. *Waste Management*, v. 9, p. 813-819, 2013.

LORA, E. S.; ANDRADE, R. V. "Biomass as energy source in Brazil". *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Elsevier, 2009. v. 81 p. 1231 – 1237.

LUCAS JR. J. Estudo comparativo de biodigestores modelo Indiano e Chinês. 1987. 114f. Tese (Doutorado em Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciências Agrárias, Universidade Estadual Paulista, Botucatu.

MATA-ALVAREZ, J., MACÉ, S., LIABRÉS, P. Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology*. v. 74, p. 3 – 16, 2000.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (MMA). Limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de gás natural. Disponível em:

http://www.mma.gov.br/port/conama/processos/BC1C2A2A/AnexoII_LIMPA_64aCTAJ.pdf.

Acesso em: 12.dez.2014.

MOLINO, A.; NANNA, F.; DING, Y.; BIKSON, B.; BRACCIO, G. Biomethane production by anaerobic digestion of organic waste. *Fuel*, n. 103, p. 1003–1009, 2013.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (MME). Boletim mensal de acompanhamento da indústria de gás natural. ed. 107. 2p. Disponível em: http://www.mme.gov.br/documents/1138769/1732803/Boletim_Gas_Natural_nr_112_JUN_16.pdf/c542f50f-67d8-402d-b0bb-17b7d2f63116. Acesso em: 05 out. 2016.

MINISTÉRIO DO TRABALHO E EMPREGO (MTE). Norma regulamentadora 24: Condições sanitárias e de conforto nos locais de trabalho. Disponível em: <acesso.mte.gov.br/legislacao/normas-regulamentadoras-1.htm>. Acesso em: 11.jan. 2016.

MIRRE, R. C. Metodologia para o Gerenciamento Sustentável do Reuso de Águas e Efluentes Industriais por meio da Integração de Processos. Dissertação de doutorado, Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, UFRJ, 2012, 657p.

NEVES, J. C. M. Avaliação técnico-econômica de um aquecedor solar de água com coletor de tubos a vácuo na cidade de Cascavel-PR. Dissertação de mestrado, Unioeste, 2012, 41p.

NIELSEN, L. H.; HJORT-GREGERSEN, K.; THYGESEN, P.; CHRISTENSEN, J. Socioeconomic Analysis Centralized Biogas Plants. Report no. 136, 2002. Danish Ministry of Food Agriculture and Fisheries.

NOGUEIRA, L. A. H; ROCHA, C. R.; NOGUEIRA, F. J. H. Eficiência Energética no Uso de Vapor. Rio de Janeiro: Eletrobrás, 2005.

NORTON, B. Anatomy of a solar collector. Refocus, v.7, ed.3, p.32-35, 2006.

ORTOLANI, A. F. Et al. “Alguns fundamentos para dimensionamento de biodigestores”, Anais do X Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola. Campinas, 1980.

PAVAN, M. C. O. Geração de energia a partir de resíduos sólidos urbanos: avaliação e diretrizes para tecnologias potencialmente aplicáveis no Brasil. Tese de doutorado, Programa de Pós-Graduação em Energia), EP / FEA / IEE / IF, Universidade de São Paulo, 2010, 68p

PEREIRA, A. B; VRISMAN, A. L; GALVANI, E. Estimativa da radiação solar global diária em função do potencial de energia solar na superfície do solo. Scientia Agricola, v.59, n.2, p.211-216, abr./jun. 2002.

PINHEIRO, Paulo. C. da Costa. O Gas Natural e sua Utilização em Equipamentos Térmicos. In: II SEMINÁRIO DE GERENCIAMENTO ENERGÉTICO DA INDÚSTRIA QUÍMICA E PETROQUÍMICA, 12-13 Junho 1996, Guarulhos, SP. Anais. São Paulo: ABIQUIM, 1996.

PILAVACHI, P.A. Mini- and micro-gas turbines for combined heat and power. *Applied Thermal Engineering*, v. 22, p. 2003–2014, 2002.

PRADO, R.T.A. et al. Levantamento do estado da arte: Energia solar. Projeto tecnologias para construção habitacional mais sustentável. São Paulo, 2007.

REIS, L.; Fadigas, E; CARVALHO, C. Energia, recursos naturais e a prática do desenvolvimento sustentável. 2.ed. Barueri, SP: Manole, 2005.

REDDY, C. C. S; NAIDU, S. V. RANGAIAH, G. P. Waste heat recovery methods and technologies. *Chemical Engineering*, [S.l.], v. 120, no. 1, Jan 2013.

SALES, L. S. “Viabilidade técnico-econômica de sistemas de cogeração para atender a demandas elétricas, térmicas e de refrigeração em aplicações de pequeno e médio porte”. Tese de Doutorado. Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, 2008.

SALOMON, K. R.; LORA, E. E. S. Biomassa e Energia. Estimativa do potencial de geração de energia elétrica para diferentes fontes de biogás no Brasil. v.2, 57-67p., 2005.

SANTOS, A. H. M. et al. Conservação de Energia: Eficiência Energética de Instalações e Equipamentos. 3ª. Ed. Itajubá: FUPAI, 2006.

SANTOS, M. M. F.; ROSA, L. P. Substituição da Energia Elétrica por Energia Solar para Aquecimento de Água em Residências e Hotéis: O Caso de Campos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENERGIA, IX., 2002, Anais... Rio de Janeiro: COPPE; Clube de Engenharia; SBPE, 2002. vol. IV, p. 1728-1735.

SEMSP (Secretaria de Energia e Mineração do Estado de São Paulo), Energia Solar Paulista: Levantamento do Potencial, São Paulo. Disponível em: < <http://www.energia.sp.gov.br/portal.php/atlas-solar>>. Acesso em: 08.Jan.2016.

SILVEIRA, J. L.; LAMAS, W. Q.; TUNA, C. E.; VILLELA, I. A. C.; MIRO, L. S. Ecological efficiency and thermoeconomic analysis of a cogeneration system at a hospital. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 16, n. 5, p. 2894–2906, jun. 2012.

SIQUEIRA, D. A. Estudo do desempenho de um aquecedor solar de baixo custo. Uberlândia. Dissertação de mestrado Universidade Federal de Uberlândia. 2009

SOLAR EVOLUTION. Coletor Solar. Disponível em: <<http://www.solarevolution.com.br>>. Acesso em: 12.dez.2015.

SKOREK-OSIKOWSKA, A. ; BARTELA, Q. ; KOTOWICZ, J. ; SOBOLEWSKI, A. ; ILUK, T. ; REMIORZ, L. “The influence of the size of the CHP (combined heat and power) system integrated with a biomass fueled gas generator and piston engine on the thermodynamic and economic effectiveness of electricity and heat generation”. *Energy*. Elsevier: 2014. v. 67 p. 328-340.

SOUZA, T. M. Sistemas renováveis com energia solar. São Paulo, SP: Páginas & Letras Editora e Gráfica, 2011.

STARR, K.; VILLALBA, G.; GABARRELL, X., Upgraded biogas from municipal solid waste for natural gas substitution and CO₂ reduction – A case study of Austria, Italy, and Spain, *Wast Management*, v. 38, p. 105-116, 2015.

TELLES, P. C. S. Tubulações industriais: materiais, projetos e montagem. 10. ed.: Livros Técnicos e Científicos, 2014. 78p.

TIBA, C. et al. Atlas Solarimétrico do Brasil. Recife: Editora Universitária da UFPE, 2000.

TUNA, C. E. Um Método de Análise Exergoeconômica Para Otimização de Sistemas Energéticos. Tese de Doutorado. Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 1999.

US DEPARTMENT OF ENERGY. Energy efficiency and renewable energy: a best practices steam technical brief: how to calculate the true cost of steam. Washington, DC, Sept. 2003.

USEPA. Adapting Boilers to Utilize Landfill Gas: An Environmentally and Economically. Landfill Methane Outreach Program (LMOP), Washington, p. 5, 2009. Disponível em: <<http://boilers.pdf>>. Acesso em: 07 mar. 2014.

VALOR. Inflação: variação no período. Elaboração Jornal Valor Econômico. Disponível em: <<http://www.valor.com.br/valor-data/tabela/5800/inflacao>>. Acesso em: 25 out. 2016.

VILLELA, I. A. C. Desenvolvimento de um Modelo Termoeconômico que Considera os Impactos Ambientais. Tese de Doutorado. Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 2007.

VILLELA, I. A. C. Modelagem Termoeconômica de Sistemas de Refrigeração: Produção de Água Gelada para um Laticínio. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 1998.

WARD, A. J.; HOBBS, P. J.; HOLLIMAN, P. J.; JONES, D. L. Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology*, v. 99, p. 7928-7940, 2008.

WANG, J. ; MAO, T. ; SUI, J. ; JIN, H. “Modeling and performance analysis of CCHP (combined cooling, heating and power) system based on co-firing of natural gas and biomass gasification gas”. *Energy*. Elsevier: 2015. v. 93 p. 801-815.

XAVIER, B.H. “Aspectos termodinâmicos, ecológicos e econômicos de sistemas de cogeração com motores de combustão interna operando com gás natural, biogás e gás de síntese”. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 2016.

ZHANG, C. et al. Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 38, p. 383–392, 2014.

ZILOTTI, H. A. R.. Potencial de produção de biogás em uma estação de tratamento de esgoto de Cascavel para a geração de energia elétrica. 2012. 39 f. Dissertação (Mestrado em Energia na Agricultura) - UNIOESTE, Cascavel, 2012