

RONNEY ARISMEL MANCEBO BOLOY

**SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DE
GASEIFICAÇÃO DE MADEIRA DE
PEQUENO
PORTE EMPREGANDO UM GASEIFICADOR
DOWNDRAFT**

Dissertação apresentada à Faculdade
de Engenharia do Campus de Guaratinguetá,
Universidade Estadual Paulista, para
a obtenção do título de Mestre em Engenharia
Mecânica na área de Transmissão e
Conversão de Energia.

Orientador: Prof. Dr. Julio Santana Antunes
Co-Orientador: Prof. Dr. Jose Luz Silveira

2010

B693s Boloy, Ronney Arismel Mancebo
Simulação computacional de gaseificação de madeira de pequeno
porte empregando um gaseificador downdraft. / Ronney Arismel
Mancebo Boloy – Guaratinguetá : [s.n], 2010.
89f. : il.

Bibliografia: f.82-89

Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual Paulista,
Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2010.

Orientador: Prof. Dr. Júlio Santana Antunes
Co-orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

1. Biomassa 2. I. Título

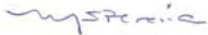
CDU 620.91

RONNEY ARISMEL MANCEBO BOLOY

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

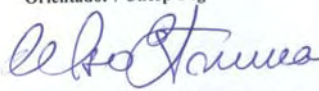
PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: TRANSMISSÃO E CONVERSÃO DE ENERGIA

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO


Prof. Dr. Marcelo dos Santos Pereira
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:


Prof. Dr. JÚLIO SANTANA ANTUNES
Orientador / Unesp-Feg


Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA
Unesp-Feg


Prof. Dr. JOSÉ RUI CAMARGO
UNITAU

Fevereiro de 2010

DADOS CURRICULARES

RONNEY ARISMEL MANCEBO BOLOY

NASCIMENTO	27.04.1979 – SANTIAGO DE CUBA / CUBA
FILIAÇÃO	ARISMEL MANCEBO FREIRE MARIA LUISA BOLOY MORA
1997/2002	Graduação em Engenharia Mecânica Universidade de Oriente, Santiago de Cuba –Cuba.
2002/2004	Estagiário – Centro Nacional de Electromagnetismo Aplicado. Universidade de Oriente, Santiago de Cuba –Cuba.
2004-2007	Professor – Departamento de Energia. Centro de Estudos de Eficiência Energética. Faculdade de Engenharia Mecânica. Universidade de Oriente, Santiago de Cuba – Cuba.
2007-2008	Bolsista CAPES/MÊS Sanduíche. Departamento de Energia. Faculdade de Engenharia. Campus Guaratinguetá. Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá – Brasil.
2008/2010	Bolsista CNPq. Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, nível de Mestrado, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá da Universidade Estadual Paulista. Brasil

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar agradeço a Deus, fonte da vida e da graça. Agradeço pela minha vida, minha família e meus amigos,

Ao meu orientador, *Prof. Dr. Julio Santana Antunes* que jamais deixou de me incentivar, pela paciência e dedicação na conclusão deste trabalho.

Ao meu co-orientador, *Prof. Dr. José Luz Silveira* que sempre me deu apoio, força e a oportunidade de trabalhar junto com ele para aprender novos conhecimentos na área da transmissão e conversão da energia.

. Aos meus pais *Arismel e Maria Luisa*, que sempre incentivaram meus estudos.

A minha mulher *Hérika* que sempre me brindou apoio, amor e confiança para levar adiante meus estudos de mestrado.

Aos funcionários da Pós – graduação e professores do DEN que sempre foram prestativos na execução deste trabalho, em especial aos funcionários da pós-graduação Regina, Cristina, Adriano e Sidney, a secretaria do DEN, Luisa; pela dedicação e alegria no atendimento.

Aos meus colegas de trabalho do Grupo GOSE, Celso Eduardo Tuna, Lúcia Bollini Braga, Antonio Carlos Caetano da Silva, Márcio Evaristo da Silva, Rodolfo dos Santos Reis, Christian Jeremi Coronado, Wendell Queiroz Lamas, Ricardo Villela, Carlos Augusto pela sua amizade e acolhida neste maravilhoso país.

Este trabalho contou com apoio financeiro da seguinte entidade:

O desenvolvimento deste trabalho foi possível pelos fundos de financiamento aportado pelo Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) através da Bolsa Balcão de Mestrado Simulação Computacional do Processo de Gaseificação de Madeira de pequeno porte empregando um gaseificador downdraft. (processo 568565/2008).

"O valor das coisas não está no tempo em que elas duram,
mas na intensidade com que acontecem.
Por isso existem momentos inesquecíveis,
coisas inexplicáveis e pessoas incomparáveis".

(Fernando Pessoa)

BOLOY, R. A. M. SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DE GASEIFICAÇÃO DE MADEIRA DE PEQUENO PORTE EMPREGANDO UM GASEIFICADOR DOWNDRAFT. 2010 89p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2010.

RESUMO

Na atualidade, estão sendo desenvolvidas diversas tecnologias que aproveitam os recursos renováveis com a finalidade de gerar energia e diminuir a emissão de poluentes ao meio ambiente. Entre essas tecnologias podemos citar a gaseificação, composta de métodos de conversão da biomassa em um gás combustível pobre. Neste caso, a biomassa deve ser gaseificada e condicionada para produzir gás de síntese que pode acionar um motor de combustão interna (MCI). A utilização do processo de gaseificação integrado a um MCI é uma opção atraente para emprego em comunidades isoladas, visto que oferece a possibilidade de obter calor por recuperação (água quente) e energia elétrica no conjunto motor/gerador de forma independente. Este trabalho tem como objetivo avaliar tecnicamente, economicamente e ecologicamente um gaseificador de biomassa tipo downdraft, integrado a um sistema de geração de energia em pequeno porte, através do desenvolvimento de um software na plataforma Delphi. O estudo permite conhecer através do balanço de energia, os parâmetros energéticos envolvidos em cada volume de controle considerado no estudo (Gaseificador, Trocador de Calor, Motor de Combustão Interna). A análise econômica considera todos os custos fixos e variáveis envolvidos para a geração de eletricidade no conjunto motor/gerador de 5 kWe acionado por gás de síntese e os investimentos capitais em cada equipamento do sistema (gaseificador, conjunto motor/gerador e trocador de calor). Os cálculos permitem determinar os custos de geração de gás de síntese, água quente e eletricidade, e também a receita anual esperada. A análise ecológica considera os

fatores de emissões obtidos pela combustão do gás de síntese no MCI. Estes fatores foram comparados considerando a combustão da gasolina, do diesel, e do biodiesel, permitindo analisar se o sistema de gaseificação de biomassa integrado a um MCI é ecologicamente viável.

PALAVRAS-CHAVE: Software, Custos, Eficiência ecológica, Biomassa, Gaseificação, Viabilidade.

BOLOY, R. A. M. COMPUTATIONAL SIMULATION OF A GASIFIER ASSOCIATED WITH AN INTERNAL COMBUSTION ENGINE. 2010 89p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2010.

ABSTRACT

Nowadays, as result new systems in more efficient technological versions have been developed for minimize pollutant emissions as wood gasification. Biomass gasification consisting of conversion methods of the biomass into poor fuel gas (syngas), in this case a syngas is used in internal combustion engine (ICE) for electrical produce. The use of biomass gasification associated into ICE makes the system attractive for used in isolated communities because allows to independently obtain hot water and electrical energy. The aim of this work is made software to allow technical, economical and ecological studies of a downdraft gasifier integrated into ICE. The technical study allows know alls parameters involve in which considered volume control (Gasifier, Heat Exchanger, ICE). The economical study allows know electricity cost production, syngas cost production, hot water cost production and expected annual saving considering alls fix cost involve to electrical generation in ICE. The ecological study depends on the environmental impact caused by CO₂, SO₂, NO_x and particulate material (PM) emissions. The emissions factors obtained from syngas burn in internal combustion engines is compare to emissions factors obtained from gasoline burn, biodiesel burn, natural gas burn and diesel burn, allowing analyze ecological feasibility of gasifier/ice system.

KEYWORDS: Software, Gasifier, Costs, Ecological Efficiency, Biomass, Feasibility.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Oferta interna de energia no Brasil tomando como ano base 2008.....	20
Figura 2.2 Gaseificador de leito fixo tipo Updraft.	24
Figura 2.3 Gaseificador de leito fixo tipo Downdraft.	24
Figura 2.4. Eficiências na separação de partículas em sistemas convencionais de limpeza do gás de saída.....	28
Figura 3.1. Dados calculados e estimados obtidos por JANAF para constantes de equilíbrio de reações de redução.	41
Figura 4.1. Esquema do sistema de geração integrando um gaseificador de biomassa a um conjunto motor/gerador de 5 kWe.	47
Figura 4.2 Valores obtidos para a produção de gás de síntese e de biomassa necessária em função da eficiência do MCI.	60
Figura 4.3. Fluxo de água quente vs temperatura de saída da água no trocador de calor.	61
Figura 4.4 Custo de gás de síntese em função do período de operação.	62
Figura 4.5 Custo de eletricidade em função do período de operação.....	63
Figura 4.6. Custo de geração de água quente em função do período de amortização.....	64
Figura 4.7. Viabilidade econômica do sistema para comunidade isolada.	65
Figura 5.1. Diagrama de bloco para balanço de energia do gaseificador de biomassa.	71
Figura 5.2. Diagrama de bloco para o balanço de energia do MCI-I.	72
Figura 5.3. Diagrama de bloco para o balanço de energia do MCI-II.....	73
Figura 5.4. Diagrama de bloco para a análise econômica do sistema gaseificador/MCI.	74
Figura 5.5. Diagrama de bloco para a análise ecológica do sistema gaseificador/MCI.	75
Figura 5.6. Entrada de dados para a simulação computacional.....	76
Figura 5.7. Resultados da análise econômica obtidos da simulação computacional.....	77
Figura 5.8. Resultados da análise ecológica obtida da simulação computacional.	78

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 Comparação entre os gaseificadores downdraft e updraft.	23
Tabela 2.2. Qualidade do gás de síntese utilizado em sistemas de geração.	25
Tabela 2.3 Quedas de pressão e tamanhos de material particulado recolhido em depuradores úmidos.	29
Tabela 2.4 Eficiências na remoção do alcatrão para depuradores úmidos em sistemas de gaseificação de biomassa.	29
Tabela 3.1. Composição química aproximada do eucalipto.	32
Tabela 3.2. Capacidades caloríficas	37
Tabela 3.3. Função de Gibbs e calor de formação a uma temperatura de 298,15 K.	37
Tabela 3.4. Valores dos Coeficientes ΔA , ΔB , ΔC , ΔD , ΔH 298, ΔG 298 e constantes de equilíbrio K_1 e K_2	40
Tabela 3.5. Valores das constantes J, I e K	40
Tabela 3.6. Composição química do gás de síntese em base úmida e seca.	42
Tabela 4.1. Valores assumidos para o sistema.	51
Tabela 4.2. Reagentes no processo de combustão em um MCI nas CNTP.	56
Tabela 4.3 Resultados obtidos da análise energética do sistema.	58
Tabela 4.4 Balanço de energia em função da eficiência do trocador de calor	59
Tabela 4.5 Custos de manutenção e operação do gaseificador.	61
Tabela 4.6. Composição química dos gases de exaustão.	66
Tabela 4.7. Comparação dos resultados obtidos em cada programa de combustão.	67
Tabela 4.8. Resultados dos cálculos de eficiência ecológica, fatores de emissão, indicador de poluição.	68

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SIMBOLOS.

A	Constante empírica	
B	Constante empírica	
b	Biomassa	
C	Porcentagem de carbono em peso	[%]
C ₁	Constante empírica	
CINZAS	Porcentagem de cinzas em peso	[%]
C _b	Custo da biomassa	[US\$/kWh]
C _{CO}	Porcentagem de monóxido de carbono contido no gás de síntese	[%]
C _{CH4}	Porcentagem de metano contida no gás de síntese	[%]
C _{EL}	Custo de eletricidade	[US\$/kWh]
C _{H2}	Porcentagem de hidrogênio contido no gás de síntese	[%]
C _{HW}	Custo de água quente	[US\$/kWh]
CM _{E.G}	Custo de manutenção do motor de combustão interna	[US\$/kWh]
CM _{Gasifier}	Custo de manutenção do gaseificador	[US\$/kWh]
CM _{HE}	Custo de manutenção do trocador de calor	[US\$/kWh]
CNTP	Condições normais de temperatura e pressão	
CO _{2e}	Emissão de CO ₂ equivalente por quilograma de gás de síntese	[kg/kg]
C _{Operação}	Custo de operação	[US\$/kWh]
C _p	Calor específico a pressão constante	[kJ/kgK]
C _{pCO}	Calor específico a pressão constante do monóxido de carbono	[kJ/kgK]
C _{pCO2}	Calor específico a pressão constante do dióxido	[kJ/kgK]

	de carbono	
C_{pCH_4}	Calor específico a pressão constante do metano	[kJ/kgK]
C_{pH_2}	Calor específico a pressão constante do hidrogênio	[kJ/kgK]
C_{pH_2O}	Calor específico a pressão constante da água	[kJ/kgK]
C_{pN_2}	Calor específico a pressão constante do nitrogênio	[kJ/kgK]
C_{Syngas}	Custo do gás de síntese	[US\$/kWh]
D	Constante empírica	
Dh	Diferença de entalpia	[kJ/kmol]
dH	Calor de formação	[kJ/kmol]
E_{HW}	Energia térmica da água	[kWt]
EP	Eletricidade produzida	[kWe]
ER	Relação ar/combustível para gaseificação	
$E_{SSyngas}$	Energia suprida pelo gás de síntese	[kW]
E_{Syngas}	Energia térmica do gás de síntese	[kW]
E_W	Energia suprida pela biomassa	[kW]
f	Fator de anuidade	[1/ano]
FP_E	Fator de ponderação de eletricidade para custo de combustível	
FP_{HW}	Fator de ponderação de água quente para custo de combustível	
GPEL	Ganho de eletricidade produzida	[US\$/ano]
GPHW	Ganho de água quente gerada	[US\$/ano]
H	Porcentagem de hidrogênio em peso	[%]
H_o	Horas de operação	[h/ano]
h_f^0	Entalpia de formação	[kJ/kmol]
h_{air}	Entalpia do ar	[kJ/kg]
h_{ash}	Entalpia das cinzas	[kJ/kg]

h_b	Entalpia da biomassa	[kJ/kg]
HE	Trocador de calor	
h_{fb}	Entalpia de formação da biomassa	[kJ/kg]
h_i	Entalpia de entrada	[kJ/kg]
h_o	Entalpia de saída	[kJ/kg]
$H^0_{\text{feucalipto}}$	Entalpia de formação do eucalipto	[kJ/kmol]
$H^0_{\text{fágua(l)}}$	Entalpia de formação da água em estado líquido	[kJ/kmol]
H^0_{vap}	Entalpia de formação de vaporização da água	[kJ/kmol]
$H^0_{\text{fH2O(vap)}}$	Entalpia de formação da água em estado de vapor	[kJ/kmol]
H^0_{fCO}	Entalpia de formação do monóxido de carbono	[kJ/kmol]
H^0_{fCO2}	Entalpia de formação do dióxido de carbono	[kJ/kmol]
H^0_{fCH4}	Entalpia de formação do metano	[kJ/kmol]
I	Entrada	
I_{EG}	Investimento capital do motor de combustão interna	[US\$]
I_{Gasifier}	Investimento capital do gaseificador de biomassa	[US\$]
I_{HE}	Investimento capital do trocador de calor	[US\$]
k	Período de amortização de capital	[anos]
k_1	Constante de equilíbrio	
k_2	Constante de equilíbrio	
m	Conteúdo de oxigênio contido no ar para a reação	[mol]
m_{air}	Fluxo de ar	[kg/h]
m_b	Fluxo de biomassa	[kg/h]
MC	Conteúdo de umidade do eucalipto	
MCI	Motor de combustão interna	
$M_{\text{gás}}$	Massa molecular do gás de síntese	[kg/kmol]
m_{H2O}	Fluxo de água quente gerada no trocador de calor	[kg/s]
m_i	Fluxo de massa que entra no volume de controle	[kg/s]

MP	Material particulado contido no gás de síntese	[kg/kg]
MP _e	Material particulado equivalente por kilograma de gás de síntese	[kg/kg]
m _o	Fluxo de massa que sai do volume de controle	[kg/s]
m _{Syngas}	Fluxo de gás de síntese	[Nm ³ /h]
N	Porcentagem de nitrogênio em peso	[%]
N ₂	Nitrogênio	
n _k	Numero de mole	[moles]
NO _{xe}	Emissão equivalente de NOx por kilograma de gás de síntese	[kg/kg]
O	Porcentagem de oxigênio em peso	[%]
o	Saída	
P _{CO}	Concentração de monóxido de carbono na reação	[mol]
P _{CO2}	Concentração de dióxido de carbono na reação	[mol]
P _{Ch4}	Concentração de metano na reação	[mol]
P _{H2}	Concentração de hidrogênio na reação	[mol]
P _{H2O}	Concentração de água na reação	[mol]
PCI	Poder calorífico inferior	[kJ/Nm ³]
P _{EL}	Tarifa de energia elétrica	[US\$/kWh]
P _{HW}	Preço de água quente	[US\$/kWh]
Q _{vc}	Fluxo de calor no volume de controle	[kW]
r	Taxa anual de juros	[%]
R	Receita anual esperada	[US\$/ano]
R ₁	Constante universal dos gases	[kJ/kmolK]
RO ₂	Gases triatômicos	
S	Porcentagem de enxofre em peso	[%]
syngas	Gás de síntese	
T	Temperatura	[°C]
T ₁	Temperatura de gaseificação	K

T_2	Temperatura ambiente	K
T_{am}	Temperatura media aritmética	K
TCW	Thermochemical Information and Equilibrium Calculations	
V_{air}^0	Volume de ar teórico	$[Nm^3/kg]$
V_g^0	Volume de gases teóricos	$[Nm^3/kg]$
V_{air}	Volume de ar	$[Nm^3/kg]$
V_g	Volume de gás	$[Nm^3/kg]$
w	Conteúdo de água por kmol de eucalipto	[mol]
W_{vc}	Trabalho realizado no volume de controle	[kW]
x_1	Conteúdo de hidrogênio no gás de síntese	[mol]
x_2	Conteúdo de monóxido de carbono no gás de síntese	[mol]
x_3	Conteúdo de dióxido de carbono no gás de síntese	[mol]
x_4	Conteúdo de vapor de água no gás de síntese	[mol]
x_5	Conteúdo de metano no gás de síntese	[mol]

SIMBOLOS

Δ	Coeficiente	
$\rho_{gás}$	Densidade do gás de síntese	$[kg/Nm^3]$
Π_p	Indicador de poluição	$[kg CO_2/MJ]$
ε	Eficiência ecológica	
η_{CG}	Eficiência a frio do gaseificador	
η_{EP}	Eficiência de geração de eletricidade	
η_{HE}	Eficiência do trocador de calor	
η_{HW}	Eficiência de geração de água quente	
η_S	Eficiência do sistema	

SUMÁRIO

CAPITULO 1. INTRODUÇÃO.....	18
CAPITULO 2. GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA	20
2.1 Introdução.....	20
2.3 Tipos de Gaseificadores de Leito Fixo.	22
2.4 Condicionamento do Gás de Síntese.....	25
CAPITULO 3. MODELO DE EQUILÍBRIO	31
3.1 Introdução.....	31
3.2 Determinação da Composição Química do Gás de Síntese a Partir de um Modelo de Equilíbrio utilizando o Método Numérico de Newton Raphson.	31
3.2.1 Simplificações e suposições.	31
3.2.2 Modelagem do processo de gaseificação de biomassa utilizando o modelo de equilíbrio.....	32
3.2.3 Resultados da modelagem do processo de gaseificação do eucalipto. Valores da composição química, PCI, densidade e massa molecular do gás de síntese.	39
3.2.4 Discussão dos resultados.	40
CAPITULO 4. ANÁLISE ENERGÉTICA, ECONÔMICA E ECOLÓGICA.	44
4.1 Introdução.....	44
4.2. Descrição do Sistema	46
4.3. Simplificações e Suposições.	48
4.4 Análise Energética do Sistema.....	52
4.5 Análise Econômica do Sistema.....	54
4.6 Análise Ecológica do Sistema.....	55
4.6.1 Cálculo das emissões produzidas pela combustão do gás de síntese em um motor de combustão interna.	55
4.6.2 Validação dos resultados.	56
4.6.3 Determinação dos fatores de emissão de CO _{2e} , CO ₂ , SO ₂ , NO _x e MP.....	57
4.6.4 Determinação do indicador de poluição.	57
4.7 Discussão dos Resultados.....	57
CAPITULO 5. SOFTWARE COMPUTACIONAL.	70
5.1 Introdução.....	70
5.2 Algoritmo Computacional.	70
CAPITULO 6. CONCLUSÕES	79

CAPITULO 1. INTRODUÇÃO

No Brasil existe uma elevada disponibilidade de biomassa, o que permite usar esta fonte de energia renovável para diferentes fins energéticos, como por exemplo, para geração descentralizada de eletricidade. Neste sentido, a tecnologia de gaseificação de biomassa pode ser utilizada, e de acordo com CORONADO (2006), convém instalar gaseificadores de capacidades inferiores a 1000 kg/h ao invés de optar por instalações de grande e médio porte, especialmente para diminuir o preço do transporte e considerar como quase nulo o preço da biomassa quando esta for considerada como resíduo.

O objetivo deste trabalho é avaliar tecnicamente, economicamente e ecologicamente um gaseificador de biomassa tipo downdraft, integrado a um sistema de geração de energia de pequeno porte para a geração descentralizada de eletricidade em comunidades isoladas, através de um software desenvolvido na plataforma DELPHI. Uma possível regulação do setor elétrico no que se refere à eletricidade gerada a partir da biomassa poderia corroborar para que esta tecnologia obtivesse viabilidade econômica e ecológica.

Nesta dissertação, no capítulo 1, apresenta-se o objeto de estudo.

No capítulo 2, estuda-se a biomassa e seus principais aspectos de forma geral incluindo a situação atual no Brasil; realiza-se uma abordagem dos principais processos que fazem parte da gaseificação; descrevem-se os principais tipos de gaseificadores de biomassa de leito fixo, mencionando ainda as vantagens e desvantagens de cada um; mencionam-se as principais tecnologias existentes no mercado para a limpeza de material particulado e alcatrão contido no gás de síntese.

No capítulo 3, estuda-se o modelo de equilíbrio utilizado para a modelagem do processo de gaseificação de biomassa em um gaseificador tipo downdraft, obtendo-se os principais fatores do processo de gaseificação, entre os quais: constantes de equilíbrio, composição química do gás de síntese, PCI do gás de síntese, e outros fatores que permitiram determinar o desempenho do gaseificador.

No capítulo 4, efetua-se o estudo técnico, econômico e ecológico do sistema gaseificador de biomassa integrado a um Motor de Combustão Interna (MCI). Neste capítulo determinam-se os principais fatores associados ao balanço de energia e massa em cada sistema estudado (Gaseificador, Trocador de Calor e MCI). Apresentam-se os principais fatores econômicos como os custos de geração de eletricidade, geração de água quente e produção de gás de síntese, assim como a receita anual esperada. No ponto de vista ecológico, apresenta-se um estudo ambiental da queima do gás de síntese no MCI, aplicando os conceitos de eficiência ecológica, que permitirá decidir se é ecologicamente viável aplicar esta tecnologia nas comunidades isoladas do Brasil.

No capítulo 5, apresenta-se uma descrição do software computacional utilizado para realizar a simulação objeto do estudo, assim como a descrição do algoritmo utilizado para o desenvolvimento do software.

Finalmente no capítulo 6, apresentam-se as conclusões finais do trabalho de dissertação.

CAPITULO 2. GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

2.1 Introdução

O uso atual da biomassa como energia primária no mundo está na ordem de 14%, sendo que nos países em desenvolvimento, a biomassa corresponde a um terço das necessidades energéticas (KALTSCHMITT; HARTMANN, 2001). No Brasil, a biomassa é uma fonte de energia que se encontra muito dispersa e seu aproveitamento em diversos processos de geração de energia ocupa atualmente um lugar primordial na oferta de energia nacional, como é mostrada na Figura 2.1.

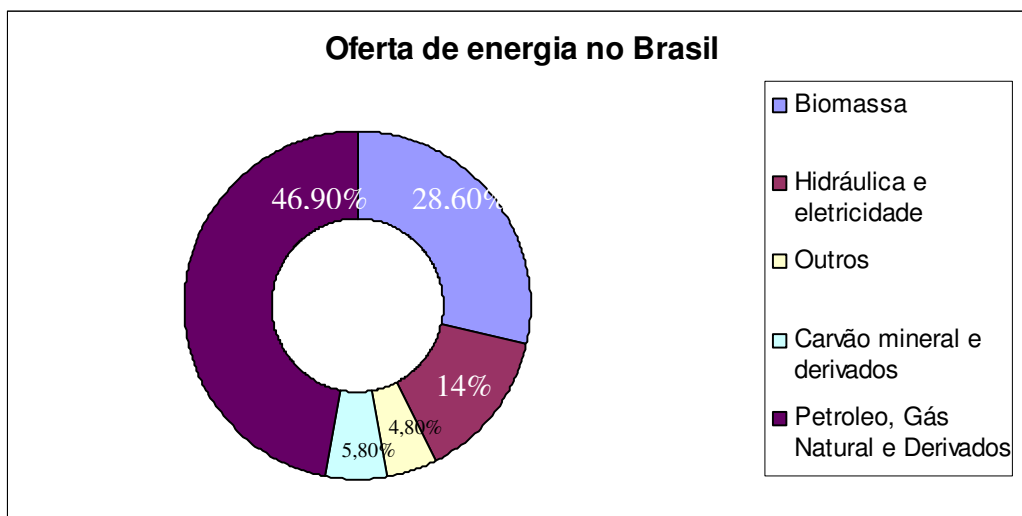


Figura 2.1. Oferta interna de energia no Brasil tomando como ano base 2008 (https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2009.pdf).

2.2 Processos de Gaseificação de Biomassa.

A gaseificação consiste em um processo de conversão termoquímico pelo qual a biomassa é transformada em gás combustível (gás de síntese), utilizando como agente gaseificante ar, oxigênio ou vapor de água, que reagem em altas temperaturas com a biomassa. O processo de gaseificação consta das seguintes etapas:

PIRÓLISE



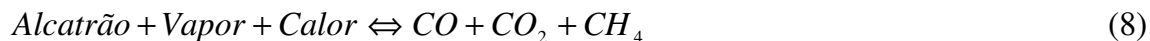
OXIDAÇÃO DO CARBONO



GASEIFICAÇÃO



CRAQUEAMENTO DO ALCATRÃO



OXIDAÇÃO PARCIAL DOS PRODUTOS DA PIRÓLISE



O gás de síntese é conhecido como gás pobre, e seu Poder Calorífico Inferior (PCI) varia dependendo da composição da biomassa e do agente gaseificante empregado. No caso de se usar ar como agente gaseificante, o PCI do gás de síntese encontra-se na faixa de 4 até 6 MJ/Nm³, e no caso de se usar vapor de água e oxigênio como agentes gaseificantes o PCI encontra-se entre 8 e 20 MJ/Nm³ (CORONADO, 2006).

2.3 Tipos de Gaseificadores de Leito Fixo.

Na Tabela 2.1 tem-se uma comparação entre alguns aspectos dos tipos de gaseificadores de leito fixos existentes (downdraft e updraft). A diferença principal entre os gaseificadores updraft e downdraft encontra-se no sentido do fluxo de gás; no caso do downdraft o fluxo do gás coincide com o sentido do fluxo de alimentação da biomassa. Isto contribui para que exista uma ordem de cima para baixo, ou seja, da parte mais alta para a mais baixa, tem-se a zona de secagem, pirólise, oxidação e redução; no caso do updraft, o fluxo do gás no coincide com o sentido do fluxo de alimentação, obtendo-se uma ordem diferente das etapas do processo da parte mais alta para a mais baixa, como segue: zona de secagem, pirólise, redução e oxidação. A geração de alcatrão contida no gás de síntese nos gaseificadores downdraft é baixa

se comparada com os gaseificadores updraft. As Figuras 2.2 e 2.3, mostram a configuração destes tipos de gaseificadores.

Tabela 2.1 Comparação entre os gaseificadores downdraft e updraft.

Tipo de Gaseificador	Temperatura (°C)		Fluxo de gás	Alimentação da biomassa	Agente de gaseificação	Conteúdo de alcatrão
	Reação	Saída do gás de síntese				
Updraft	700-1000	250	Ascendente, contracorrente com o sentido de alimentação da biomassa	Por cima do gaseificador	Por baixo do gaseificador	Alto
Downdraft	700-1000	800	Descendente, concorrente com o sentido de alimentação da biomassa	Por cima do gaseificador	Por cima ou acima da parte inferior do gaseificador	Baixo

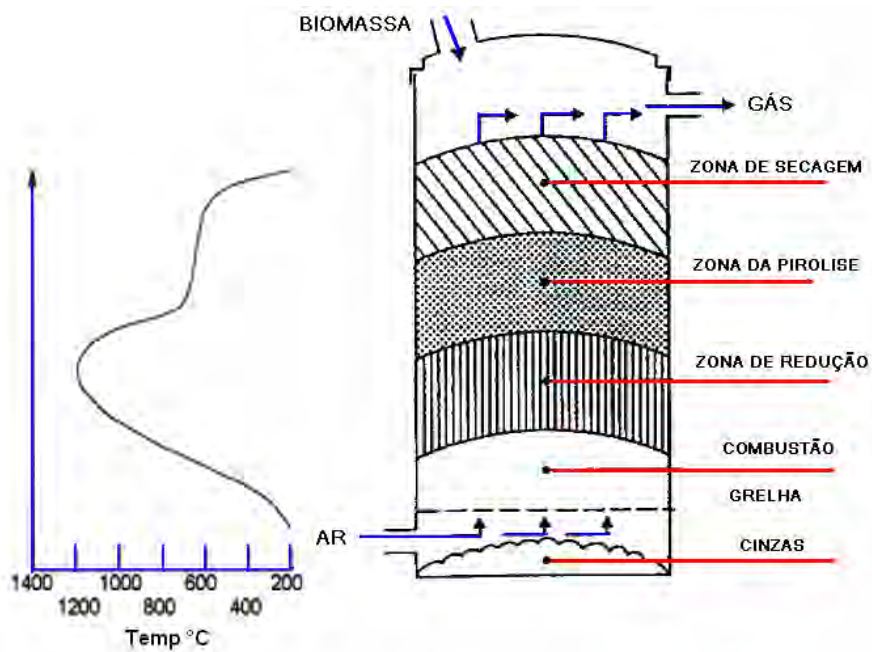


Figura 2.2. Gaseificador de leito fixo tipo Updraft. (CORONADO, 2006)

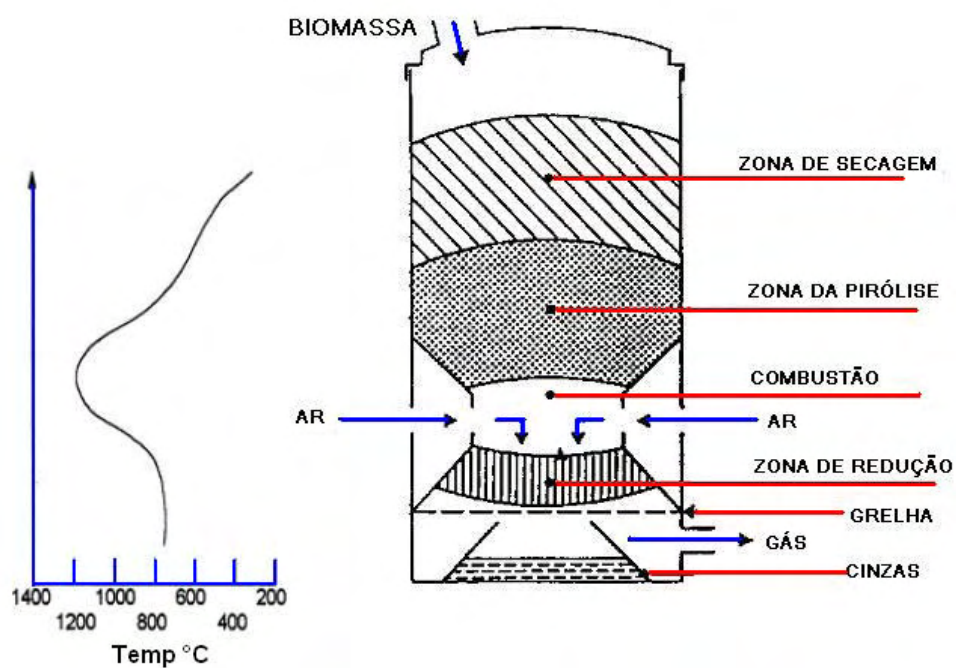


Figura 2.3. Gaseificador de leito fixo tipo Downdraft. (CORONADO, 2006)

2.4 Condicionamento do Gás de Síntese.

O gás de síntese apresenta em sua composição uma série de espécies contaminantes como por exemplo: alcatrão ou hidrocarbonetos, partículas sólidas, metais alcalinos, sulfeto de hidrogênio e amônia; que devem ser removidos para que não ocasionem problemas no funcionamento do MCI. Na Tabela 2.2, apresentam-se os valores permitidos de cada uma das espécies contaminantes admitidas nos motores de combustão interna.

Tabela 2.2. Qualidade do gás de síntese utilizado em motores de combustão interna (KALTSCHMITT; HARTMANN, 2001).

Particulado (mg/Nm ³)	50 (máximo)
Tamanho de partícula (µm)	10 (máximo)
Alcatrão (mg/Nm ³)	100 (máximo)
Metais alcalinos (mg/Nm ³)	

Na atualidade existem diversas tecnologias para a remoção de material particulado e outras espécies contidas no gás de síntese, como segue:

- ✓ **Purificadores eletrostáticos.**
- ✓ **Lavadores úmidos.**
- ✓ **Ciclones.**
- ✓ **Filtros de mangas.**

Os purificadores eletrostáticos utilizam um campo eletrostático para remover o material particulado contido no gás de síntese. Estes dispositivos apresentam uma

elevada eficiência de remoção do material particulado, alcançando valores superiores a outras tecnologias de remoção de material particulado, como por exemplo, ciclones, lavadores úmidos e secos e filtros de manga. Adicionalmente, consegue manter uma elevada eficiência de operação a elevadas temperaturas (500 °C) do gás de síntese e apresentam uma perda de carga pequena e exigem pouca manutenção. Porém, por sua complexidade possuem altos custos de fabricação

Estes purificadores podem ser aplicados em tecnologias de gaseificação de biomassa em média e grande escala. Como possui elevados custos de investimento, eles não são aplicados em tecnologias de gaseificação de pequena escala.

Os lavadores úmidos são utilizados em fluxos de gases que apresentam em seu conteúdo espécies ácidas, amoníaco e partículas sólidas. Existem diversos tipos de lavadores úmidos, entre os quais podem ser citados: torres spray, sistemas que usam líquidos depuradores, depuradores com defletores e os lavadores úmidos tipo Venturi, que são os mais utilizados e conhecidos. Esses lavadores aceleram o fluxo de gás alcançando uma velocidade entre 60 e 125 m/s na região de estreitamento, onde a água, que é injetada a uma determinada pressão, impacta com os sólidos contidos no gás de síntese, permitindo a remoção destas partículas. Estima-se uma queda de pressão entre 2,5 e 25 kPa, alcançando uma eficiência de remoção de 95% para partículas cujo diâmetro encontra-se acima de 2 μm . Para partículas de diâmetro 1 μm , a eficiência de remoção alcança 99% (BAKER et al., 1986). As partículas úmidas na água separam-se do fluxo de gás em uma torre de separação em virtude da força de inércia.

A primeira tecnologia usada nos sistemas de gaseificação de biomassa para a remoção de material particulado, após o gás de síntese sair do gaseificador, é o ciclone. Este tipo de tecnologia possui uma elevada eficiência de remoção de material particulado, a qual se encontra em uma faixa de 90% para a remoção de

material particulado com diâmetro superior a 5 μm ; esses equipamentos dependem do material de construção, trabalham eficientemente a elevadas temperaturas do gás de síntese. Além de remover partículas, estes equipamentos podem ser utilizados para a remoção de alcatrão e materiais alcalinos (STEVENS, 2001).

Os filtros de mangas podem trabalhar com diversos tipos de materiais porosos, e possibilitam a remoção de material particulado contida no gás de síntese mantendo uma queda de pressão baixa e uma elevada eficiência de remoção, da ordem de 99%. Entre estes materiais porosos podem ser citados: manta de algodão ou nylon, manta de vidro ou teflon, entre outros. Estes filtros operam a uma temperatura máxima do gás de síntese de 290 °C (STERN, 1984). Para as condições de trabalho do sistema de gaseificação de biomassa em estudo, o filtro de manga pode apresentar uma área de filtragem de 1,0 m^2 , e o elemento filtrante pode ser do tipo manga em feltro agulhado 100 % polipropileno, chamuscado no lado interno e termofixado, com fundo fechado tipo envelope costura tríplice longitudinal e permeabilidade de 150 $\text{l}/\text{dm}^2/\text{min}$ com 20 mm.c.a. (STERN, 1984).

Na Figura 2.4 apresenta-se a eficiência de remoção de partículas empregando as diversas tecnologias mencionadas anteriormente.

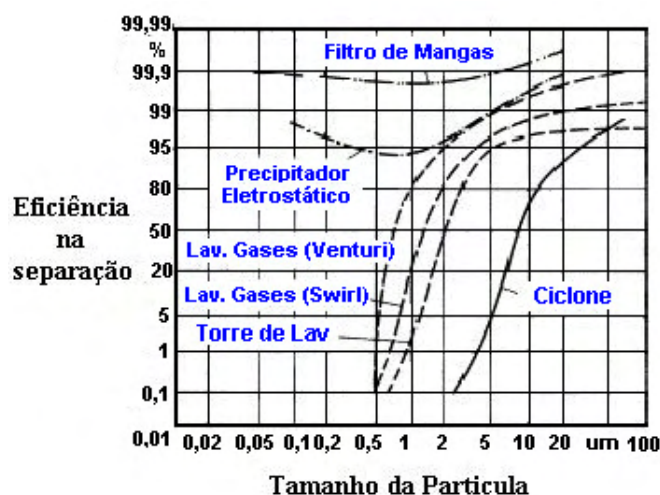


Figura 2.4. Eficiência na separação de partículas em sistemas convencionais de limpeza do gás de saída (HASLER; NUSSBAUMER, 1999).

A presença do alcatrão no gás de síntese é inevitável, sendo que em algumas tecnologias, a sua formação é maior que em outras. Isso foi visto anteriormente na comparação da tecnologia de gaseificação updraft e downdraft, principalmente devido ao resfriamento do gás de síntese por trocadores de calor, onde há a possibilidade de condensação de vapores (hidrocarbonetos). Este fato pode ocasionar em problemas de grandes dimensões nos equipamentos onde o gás de síntese irá ser aplicado como, por exemplo, nos MCIs.

Os lavadores úmidos também são utilizados para a remoção de alcatrão. Na Tabela 2.3, apresenta-se uma comparação entre alguns parâmetros de funcionamento dos dispositivos utilizados para a remoção de alcatrão. Estes tipos de lavadores são muito utilizados em sistemas de gaseificação de biomassa de grande porte. De acordo com STEVENS (2001), o uso de lavador úmido em sistemas de gaseificação de pequeno porte não é prático do ponto de vista econômico, visto que o custo de utilização desta tecnologia é elevado. Em princípio, a formação de alcatrão está

vinculada ao conteúdo de umidade da biomassa a ser gaseificada; um alto conteúdo de umidade provoca uma elevada formação de alcatrão, reduzindo a temperatura interna no gaseificador.

Tabela 2.3 Quedas de pressão e tamanhos de material particulado recolhido em depuradores úmidos (BAKER et al., 1986).

	Queda de pressão, cm.c.a	Tamanho de partícula (μm) para 80% de colheita
Torre de spray	1,5 – 4,0	10
Packed – Bed Scrubber	5 – 125	1 – 10
Venturi	10 – 250	0,2 – 0,8

Na Tabela 2.4, apresenta-se uma comparação da eficiência de remoção de alcatrão dos diversos lavadores úmidos existentes na atualidade.

Tabela 2.4 Eficiências na remoção do alcatrão para depuradores úmidos em sistemas de gaseificação de biomassa (NEEFT et al., 1999)

Tecnologia	Eficiência na remoção do alcatrão
Torres de spray	11 – 25% Alcatrão pesado 40 – 60% Hidrocarbonatos Poliaromáticos 0 – 60 % Compostos fenólicos
Venturi e depurador de spray	83 – 99% Material condensável
Venturi mais decantador ciclônico	93 – 99% Orgânicos condensáveis
Depurador Vortex	66 – 78% Evaporação de resíduos

No estudo desenvolvido, foram utilizados como sistema de acondicionamento do gás de síntese um ciclone e um filtro de manga.

Os filtros de manga também são utilizados para a remoção de alcatrão, o qual em estado aquoso é retido na superfície do filtro, mas é importante prestar atenção quando o alcatrão apresenta-se junto com o material particulado, fato que impede a remoção eficiente através destes filtros.

CAPITULO 3. MODELO DE EQUILÍBRIO

3.1 Introdução

Vários pesquisadores têm utilizado o modelo de equilíbrio como ferramenta de cálculo para estimar a composição química do gás de síntese obtida em um gaseificador de biomassa tipo downdraft. Este modelo de equilíbrio é baseado na minimização da energia livre de Gibbs e no uso das constantes de equilíbrio, que permitam descrever as reações de formação de metano e de deslocamento de vapor de água - gás. É necessário o uso de ferramentas de cálculos numéricos para a solução e otimização dos sistemas de equações lineares e não lineares obtidos pela aplicação do modelo.

3.2 Determinação da Composição Química do Gás de Síntese a Partir de um Modelo de Equilíbrio utilizando o Método Numérico de Newton Raphson.

3.2.1 Simplificações e suposições.

O modelo de equilíbrio considerado de acordo com ZAINAL et al. (2001), assume que todas as reações acontecem em equilíbrio termodinâmico; também considera-se que os produtos do processo de pirólise são queimados, entram em estado de equilíbrio na zona de redução, antes de abandonar o gaseificador.

As condições de operação do gaseificador são as seguintes: Temperatura do processo de gaseificação 800 °C e pressão de 1 atm.

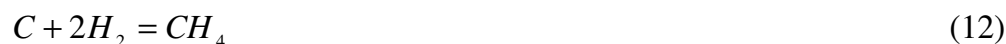
A biomassa utilizada para realizar o estudo foi o eucalipto, com conteúdo de umidade de 20% e composição química aproximada mostrada na Tabela 3.1. A fórmula química aproximada do eucalipto é $C_1H_{1,44}O_{0,67}$.

Tabela 3.1. Composição química aproximada do eucalipto (CORONADO, 2006).

Percentagem em peso base seca						
Biomassa	C	H	N	S	O	Cinzas
Eucalipto	49	5,87	0,3	0,01	43,97	0,72
Percentagem em peso base úmida						
	39,2	4,696	0,240	0,008	35,176	0,576

3.2.2 Modelagem do processo de gaseificação de biomassa utilizando o modelo de equilíbrio.

Geralmente as reações em um gaseificador de biomassa podem ser descritas através das seguintes equações:



A combinação das reações (10) e (11) permite a obtenção da reação deslocamento de vapor de água - gás como mostrado em (13).



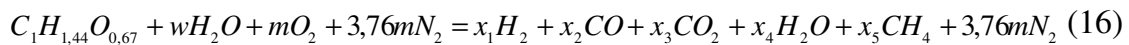
A constante de equilíbrio K_1 para a formação de metano pode ser calculada pela equação 14.

$$K_1 = \frac{P_{CH_4}}{(P_{H_2})^2} \quad (14)$$

A constante de equilíbrio K_2 para reação de deslocamento de vapor de água – gás pode ser determinada pela equação (15).

$$K_2 = \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{P_{CO} P_{H_2O}} \quad (15)$$

A reação global do processo de gaseificação de biomassa pode ser descrita como segue:



Onde:

$$w = \frac{24,28MC}{18(1 - MC)} \quad (17)$$

Na reação global da gaseificação de biomassa pode-se observar que, existem 5 incógnitas (x_1, x_2, x_3, x_4, x_5) relacionadas ao conteúdo de cada uma das espécies contidas no gás de síntese, e uma incógnita (m) relacionada ao conteúdo de oxigênio contido no ar para a reação. A determinação dessas incógnitas são dadas pelas seguintes equações:

Balanço de carbono:

$$1 = x_2 + x_3 + x_5 \quad (18)$$

Balanço de hidrogênio:

$$2w + 1,44 = 2x_1 + 2x_4 + 4x_5 \quad (19)$$

$$w + 0,72 = x_1 + x_4 + 2x_5 \quad (20)$$

Balanço de oxigênio:

$$w + 0,66 + 2m = x_2 + 2x_3 + x_4 \quad (21)$$

Formação de metano:

$$K_1 = \frac{x_5}{x_1^2} \quad (22)$$

Reação de deslocamento de água - gás:

$$K_2 = \frac{x_1 x_3}{x_2 x_4} \quad (23)$$

Baseado na reação global do processo de gaseificação de biomassa pode-se escrever a equação referida ao balanço de calor dado a seguir:

$$H_{feucalipto}^0 + w(H_{fagua(l)}^0 + H_{(vap)}) = x_2 H_{fCO}^0 + x_3 H_{fCO_2}^0 + x_4 H_{fH_2O(vap)}^0 + x_5 H_{fCH_4}^0 \quad (24)$$

$$+ \Delta T(x_1 cP_{H_2} + x_2 cP_{CO} + x_3 cP_{CO_2} + x_4 cP_{H_2O} + x_5 cP_{CH_4} + 3,76 m cP_{N_2})$$

Onde $H_{feucalipto}^0$, refere-se à entalpia de formação do eucalipto, $H_{fagua(l)}^0$, refere-se à entalpia de formação da água em estado líquido; $H_{(vap)}$, entalpia de vaporização da água; $H_{fH_2O(vap)}^0$, entalpia de formação da água em estado de vapor; H_{fCO}^0 , $H_{fCO_2}^0$, $H_{fCH_4}^0$, são as entalpias de formação dos gases produtos contidos no gás de síntese; cP_{H_2} , cP_{CO} , cP_{CO_2} , cP_{H_2O} , cP_{CH_4} , cP_{N_2} , são os calores específicos do gases contidos no gás de síntese; T_2 , temperatura de gaseificação na zona de redução; T_1 , temperatura ambiente.

A equação anterior pode ser resumida da seguinte forma:

$$dH_{eucalipto} + w dH_{H_2O(l)} = x_1 dH_{H_2} + x_2 dH_{CO} + x_3 dH_{CO_2} + x_4 dH_{H_2O(vap)} + x_5 dH_{CH_4} \quad (25)$$

$$+ 3,76 m dH_{N_2}$$

Combinando as equações (18, 20, 21, 22, 23 e 25), obtém-se um sistema de equações que, utilizando o método Newton Raphson, permitirá determinar os valores das 6 incógnitas consideradas no sistema de equações.

O PCI aproximado de qualquer tipo de biomassa pode ser determinado a partir da composição química aproximada. De acordo com CHANNIWALA e PARIKH (2002) o PCI do eucalipto pode ser determinado através da seguinte expressão:

$$PCI = 0,3491C + 1,1783H + 0,1005S - 0,1034O - 0,0151N - 0,0211CINZAS \quad (26)$$

Onde C é a porcentagem de carbono em peso, H é a porcentagem de hidrogênio, S é a porcentagem de enxofre, O é a porcentagem de oxigênio, N é a porcentagem de nitrogênio, CINZAS é a porcentagem de cinzas (vide Tabela 3.1).

$$dH_{(gas)} = H_f^0 + \Delta H \quad (27)$$

Onde dH, é o calor de formação e ΔH , é diferença de entalpia

$$\Delta H = \Delta TC_{p(g)} \quad (28)$$

$$dH_{H_2O(l)} = H_{f H_2O(l)}^0 + H_{(vap)} \quad (29)$$

$$dH_{eucalipto} = H_{feucalipto}^0 \quad (30)$$

Considerando um processo a pressão constante, o calor específico pode ser determinado como:

$$C_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p \quad (31)$$

$$\Delta H = C_{pmh} (T_2 - T_1) \quad (32)$$

O calor específico médio determinado para cada espécie contida no gás de síntese é dado pela seguinte equação empírica:

$$C_{pmh} = R_1 \left(A + BT_{am} + \frac{C_1}{3} (4T_{am}^2 - T_1 T_2) + \frac{D}{T_1 T_2} \right) \quad (33)$$

Onde ($T_{am} = (T_1+T_2)/2$), refere-se à temperatura média, entre a temperatura de gaseificação (T_1) e a temperatura ambiente (T_2); os coeficientes A, B, C_1 e D, são as constantes empíricas de cada uma das espécies contidas no gás de síntese e R_1 é a constante universal dos gases.

Tabela 3.2. Capacidades caloríficas (ROBERT; DON , 1984)

Espécies químicas	tmax	A	10^3B	10^6C_1	$10^{-5}D$	Cp (kJ/kmolK)	ΔH (kJ/kmol)
CH ₄	1500	1,702	0,009081	0,000002164	-	56,55	43823,93
H ₂	3000	3,249	0,000422		8300	29,63	22962,69
CO	2500	3,376	0,000557		-3100	31,16	24147,58
CO ₂	2000	5,457	0,001047		-	48,33	37451,09
N ₂	2000	3,28	0,000593		4000	30,75	23831,09
H ₂ O	2000	3,47	0,00145		12100	37,43	29003,49
C	2000	1,771	0,000771		-86700	16,87	13069,03

Tabela 3.3. Função de Gibbs e calor de formação a uma temperatura de 298,15 K

Espécies	Fase	ΔG_{f298} (kJ/kmol)	ΔH_{f298} (kJ/kmol)	dH (kJ/kmol)
H ₂ O	g	-228572	-241818	- 212814,51
H ₂ O	l	-237129	-285830	- 227141,53
CO ₂	g	-394359	-393509	- 356057,91
CO	g	-137169	-110525	-86377,42
CH ₄	g	-50460	-74520	-30696,07
H ₂	g	0	0	22962,69
O ₂	g	0	0	
N ₂	g	0	0	23831,09

O efeito da temperatura no valor da constante de equilíbrio pode ser determinado pela equação (34). Se ΔH é menor que zero, significa que a reação é exotérmica contribuindo para que a constante de equilíbrio possa alcançar valores inferiores, com os altos valores de temperatura.

$$\ln(k) = \frac{-J}{R_1 T} + (\Delta A) \ln(T) + \frac{\Delta B}{2} T + \frac{\Delta C}{6} T^2 + \frac{\Delta D}{2T^2} + I \quad (34)$$

$$J = R_1 \left(\frac{\Delta H^0}{R_1} - (\Delta A) T - \frac{\Delta B}{2} T^2 - \frac{\Delta C}{3} T^3 + \frac{\Delta D}{T} \right) \quad (35)$$

$$I = \frac{\Delta G^0 - J + R_1 T (\Delta A \ln(T)) + R_1 T \left(\frac{\Delta B}{2} T \right) + R_1 T \left(\frac{\Delta C}{6} T^2 \right) + R_1 T \left(\frac{\Delta D}{2T^2} \right)}{-R_1 T} \quad (36)$$

Na análise realizada, duas equações de equilíbrio são requeridas para a determinação das constantes de equilíbrio K_1 e K_2 . No caso de K_1 os coeficientes ΔA , ΔB , ΔC e ΔD são obtidos a partir dos calores específicos calculados para cada uma das espécies contidas no gás de síntese:

$$\Delta = CH_4 - C - 2H_2 \quad (37)$$

$$\Delta A = A_{CH_4} - A_C - 2A_{H_2} \quad (38)$$

$$\Delta B = B_{CH_4} - B_C - 2B_{H_2} \quad (39)$$

$$\Delta C = C_{CH_4} - C_C - 2C_{H_2} \quad (40)$$

$$\Delta D = D_{CH_4} - D_C - 2D_{H_2} \quad (41)$$

Para a constante de equilíbrio K_2 :

$$\Delta = CO + H_2O - CO_2 - H_2 \quad (42)$$

Uma vez determinada a composição química do gás de síntese, e desprezando as concentrações de C_2H_4 e C_2H_6 , pode-se calcular o PCI do mesmo, utilizando a seguinte equação de acordo com LORA e NOGUEIRA (2003).

$$PCI_{gásdesíntese} = 0,126C_{CO} + 0,358C_{CH_4} + 0,108C_{H_2} \quad (43)$$

Onde C_{CO} é porcentagem de monóxido de carbono contido no gás de síntese, C_{CH_4} é a porcentagem de metano contido no gás de síntese, C_{H_2} é a porcentagem de hidrogênio contida no gás de síntese.

3.2.3 Resultados da modelagem do processo de gaseificação do eucalipto. Valores da composição química, PCI, densidade e massa molecular do gás de síntese.

O modelo de equilíbrio descrito no item anterior permite a modelagem do processo de gaseificação do eucalipto com PCI de 19457,31 kJ/kg, obtendo-se a composição química em porcentagem em peso e o PCI do gás de síntese, cujos valores foram comparados com os relatados nas diversas literaturas.

Nas tabelas 3.4, 3.5, 3.6 e 3.7, apresentam-se os resultados obtidos na modelagem.

3.2.4 Discussão dos resultados.

Tabela 3.4. Valores dos Coeficientes ΔA , ΔB , ΔC , ΔD , ΔH 298, ΔG 298 e constantes de equilíbrio K_1 e K_2

Coeficientes	K_1	K_2
ΔA	-6,567	-1,86
ΔB	0,007466	0,000538
ΔC	-0,000002164	0
ΔD	70100	116400
ΔH 298 (kJ/kmol)	-74520	41166
ΔG 298 (kJ/kmol)	-50460	28618

Na Tabela 3.5, pode-se observar que, os valores obtidos da constante de equilíbrios utilizando o modelo de equilíbrio de acordo com ZAINAL et al. (2001) encontram-se na faixa dos valores obtidos por (SHARMA, 2008), como se apresenta na Figura 3.1.

Tabela 3.5. Valores das constantes J, I e K

Coeficientes	1	2
J/R	-7082,85	5872,46
J	-58886,80	48823,64
I	32,54	18,01
$\ln(k)$	-3,06	-0,10
K	0,05	1,05

Na Figura 3.1, pode-se notar que para o caso da constante de equilíbrio referida a reação de metanação o valor obtido é de aproximadamente 0,052; no caso da constante de equilíbrio referida a reação de deslocamento água – gás o valor obtido no gráfico foi de 1,12.

Comparando os resultados obtidos pelo gráfico, com os resultados obtidos no modelo de (ZAINAL et al., 2001), pode-se notar que os valores encontram-se muito próximos, no caso da constante referida à reação de metanação a margem de erro foi de aproximadamente 4% e para a reação de deslocamento de água – gás a margem de erro obtida foi aproximadamente de 6,25%, resultado que justifica a formação de conteúdos baixos de metano e conteúdos altos de hidrogênio.

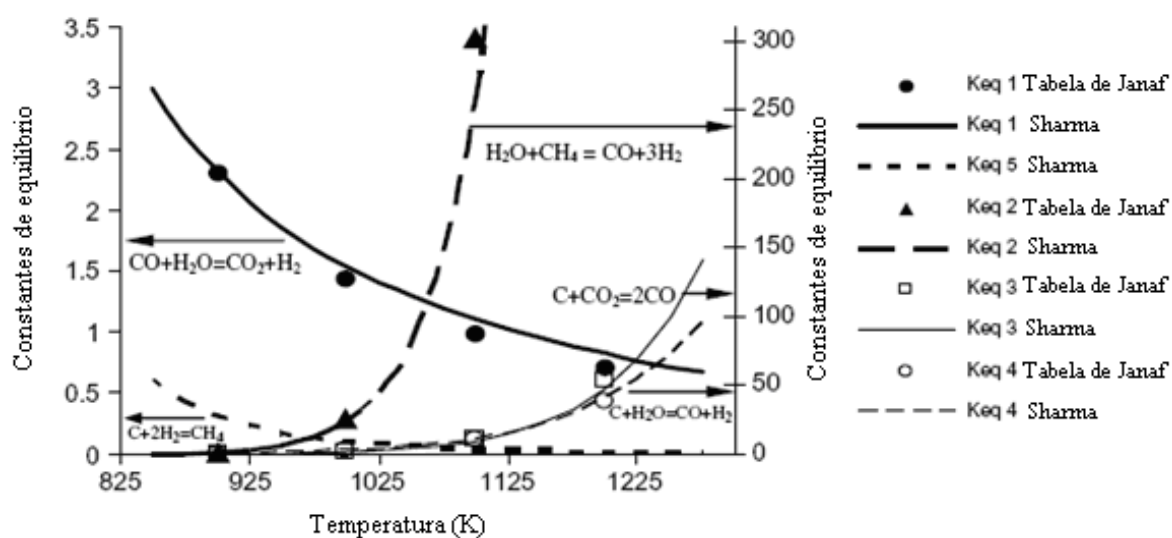


Figura 3.1. Dados calculados e estimados obtidos por JANAF para constantes de equilíbrio de reações de redução. (SHARMA, 2008)

Na Tabela 3.6, apresenta-se à composição química do gás de síntese obtida empregando o modelo de equilíbrio. Este modelo estima altos conteúdos de H₂ e baixos conteúdos de CH₄ no gás de síntese de acordo com os seguintes autores ZAINAL (2001), RUGGIERO (1999), LI (2001), ALTAFINI (2003), LI (2004) e SHARMA (2008).

Tabela 3.6. Composição química do gás de síntese em base úmida e seca.

Base Úmida			
Espécies	% vol	mol	Massa molecular (kg/kmol)
H ₂	21,80	0,81	0,4360
CO	17,22	0,64	4,8228
CO ₂	8,88	0,33	3,9078
H ₂ O	12,41	0,46	2,2346
CH ₄	0,83	0,03	0,1321
N ₂	38,85	1,44	10,8794
O ₂	10,33	0,38	8,5106
Base Seca			
Espécies	% vol	mol	Massa molecular (kg/kmol)
H ₂	24,89	0,81	0,4978
CO	19,67	0,64	5,5064
CO ₂	10,14	0,33	4,4617
CH ₄	0,94	0,46	0,1508
N ₂	44,36	0,03	12,4214

Na Tabela 3.7, pode-se notar os valores de PCI, densidade do gás (ρ_{gas}), e massa molecular do gás, determinados em base seca e úmida. No caso, o PCI calculado encontra-se na faixa dos valores indicados na literatura, entre 4 e 6 MJ/Nm³ (ZAINAL., 2002, SCHUSTER, 2001).

Tabela 3.7. Propriedades do gás de síntese determinadas a partir da composição química estimada através do modelo de equilíbrio.

Base	PCI (MJ/Nm³)	ρ_{gas} (kg/Nm³)	M_{gas} (kg/kmol)
Úmida	4,82	1,28	28,69
Seca	5,50	1,03	23,04

CAPITULO 4. ANÁLISE ENERGÉTICA, ECONÔMICA E ECOLÓGICA.

4.1 Introdução

Para o estudo desenvolvido considera-se que o sistema de gaseificação de biomassa opere acoplado a um MCI de 5 kWe, de modo a se determinar a viabilidade técnica e econômica do sistema.

Desta forma, de acordo com a quantidade de eletricidade produzida pelo sistema, é possível garantir a demanda elétrica de uma residência localizada em uma comunidade isolada distante do sistema elétrico nacional.

Todos os componentes do sistema estudado são modelados através da Primeira Lei da Termodinâmica e os resultados obtidos foram comparados com os resultados encontrados na literatura.

Um dos aspectos que influi na análise de viabilidade para aplicar tecnologias que usam combustíveis alternativos é o impacto ambiental, que incide nas condições climáticas do nosso planeta. Muitos pesquisadores têm-se dedicando a analisar a emissão de poluentes proporcionados por estas tecnologias, visando reverter ou reduzir os efeitos da poluição no planeta.

O processo de gaseificação de biomassa utilizando ar como agente oxidante, produz um gás de síntese com alto teor de material particulado, alto teor de nitrogênio e um teor desprezível de enxofre. O uso do gás de síntese em motor de combustão interna requer um processo de condicionamento.

Todavia na queima do gás de síntese deve-se ter o controle dos seguintes poluentes: material particulado (MP), CO₂, SO₂, NO_x de modo a atender a grande preocupação mundial.

O MP pode depositar-se facilmente nos pulmões das pessoas, fato que é considerado como um perigo para a saúde humana. O CO₂ é considerado como um dos principais agentes provocadores do efeito estufa, enquanto que o SO₂, é o principal agente responsável pela chuva ácida. Por último o NO_x é considerado como o principal provocador da acidificação dos ecossistemas e também pela chuva ácida e pouco pelo efeito estufa. Para um tratamento quantitativo e qualitativo desses poluentes (MP, CO₂, SO₂, NO_x) considera a eficiência ecológica.

A eficiência ecológica avalia o quanto poluidor é um determinado sistema, considerando a combustão de 1 kg de combustível e não a quantidade de gases liberados por unidade de energia gerada (IRAIDES, SILVEIRA, 2007). Neste caso avalia o quanto poluidor ou não, resulta a combustão do gás de síntese em um motor de combustão interna adaptado para queima do gás. Esta eficiência encontra-se na faixa de 0 até 1; uma eficiência ecológica com valor igual a 0 significa 100% de impacto ambiental (por exemplo processo de queima de enxofre); para o caso de uma eficiência igual a 1, significa 0% de impacto ambiental ou processo não poluidor (por exemplo processo de queima de hidrogênio).

A eficiência ecológica segundo CARDU e BAICA (1999), pode ser determinada pela seguinte expressão:

$$\varepsilon = \left[\frac{0,204 \times \eta_{system} \times \ln(135 - \Pi_p)}{\eta_{system} + \Pi_p} \right]^{0.5} \quad (44)$$

O conceito de eficiência ecológica tem sido adaptado e utilizado em diferentes sistemas de geração de energia, entre os quais tem-se:

- Plantas termelétricas a diesel e a gás natural utilizando ciclos combinados de potência (IRAIDES, SILVEIRA, 2007)
- Motores de combustão interna queimando gás natural, diesel, biodiesel (CORONADO et Al., 2009).
- Motores de combustão interna para aviação queimando etanol e gasolina de aviação (COSTA et Al., 2009).

A seguir apresenta-se o desenvolvimento deste capítulo.

4.2. Descrição do Sistema

A Figura 4.1 mostra o esquema do sistema de geração de energia considerado. O eucalipto, cuja composição química aparece na Tabela 4.1, entra pelo topo do gaseificador com 20% de umidade, passando posteriormente por um processo de secagem que acontece a uma temperatura aproximada de 200 °C. Quando a temperatura supera os 400 °C, inicia-se o processo de pirólise. Quando a temperatura alcança 700 °C, tem lugar às reações de gaseificação, que se dividem em reações heterogêneas (gás – sólido) e homogêneas (gás – gás) dando lugar à formação do gás de síntese. Este gás de síntese tem como constituintes principais CO, H₂, N₂, CO₂, vapor de água, hidrocarbonatos e alcatrão; sua composição varia com as características da biomassa, o tipo de agente gaseificante e as condições do processo. Um fator determinante na composição química do gás é o conteúdo de umidade. Se a biomassa apresenta um conteúdo de umidade elevado necessita-se de uma maior quantidade de agente gaseificante no processo, pois a água tem que se aquecer e evaporar-se.

Após sair do gaseificador, o gás de síntese passa por uma etapa de limpeza, que consta de ciclone, trocador de calor água - gás e um filtro de manga. Dependendo da eficiência de remoção para a qual foi projetado, o ciclone elimina grande parte do material particulado contido no gás de síntese. No trocador de calor, o gás de síntese entra com temperatura de cerca de 600 °C e se resfria a uma temperatura de 30 °C (BARATIERI et al., 2009). No trocador de calor também se produz água quente em diversas condições de temperaturas (40°C, 45°C, 50°C, 55°C e 60°C). Um aspecto a se destacar no trocador de calor é a presença de um purgador que tem como objetivo eliminar o condensado do gás de síntese (o alcatrão). Finalmente, o gás de síntese passa por um filtro de manga onde se elimina o resto do material particulado para garantir as condições mínimas necessárias (vide Tabela 2.2) que permitam seu posterior uso no conjunto motor/gerador para a geração de eletricidade.

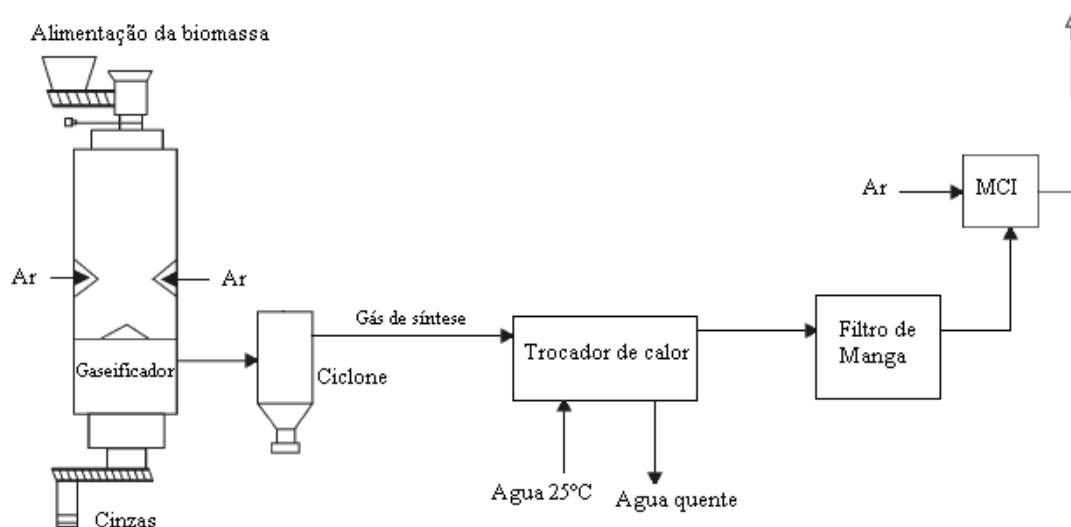


Figura 4.1. Esquema do sistema de geração integrando um gaseificador de biomassa a um conjunto motor/gerador de 5 kWe.

4.3. Simplificações e Suposições.

Para o conjunto motor/gerador selecionado foi determinado o consumo de gás de síntese para gerar 5 kWe de potência nominal. De acordo com RAJVANSHI (1986) a eficiência térmica de um MCI (ignição por centelha) operando com gasolina varia de 15% a 20%. No nosso caso a eficiência foi estimada em 17%, quando operando a plena carga e considerando um PCI da gasolina de 47103,78 kJ/m³. Este MCI operando com gás de síntese alcança valores de eficiência menores quando comparado com gasolina. Isto se deve ao fato de que o gás de síntese apresenta um PCI menor que o PCI da gasolina. Assume-se um valor de eficiência do MCI operando com gás de síntese entre 10% e 15% e uma eficiência do gerador elétrico de 95 %. A relação entre o gás de síntese produzido pelo gaseificador e o consumo de biomassa foi estimado, de acordo com RAJVANSHI (1986), ou seja, 1 kg de biomassa produz 2,50 m³ de gás de síntese.

Para o cálculo da vazão de ar que entra no gaseificador, é necessário estimar a relação equivalente ar/biomassa no processo de gaseificação, sabe-se que esta relação encontra-se na faixa de 0,19 a 0,43 (ZAINAL et al., 2002), para o presente estudo adotou-se uma relação equivalente de 0,25, típico para um processo de gaseificação (REED; DASS, 1989). Para o cálculo da vazão de ar que entra ao MCI e a vazão dos gases de exaustão no MCI, é preciso estimar a relação ar/combustível que varia entre 10 e 13, para o estudo considera-se 12.

No volume de controle gaseificador de biomassa devem ser determinados os seguintes fatores: entalpia do gás de síntese, entalpia da biomassa, entalpia das cinzas, perda de calor para o meio ambiente, a eficiência a frio do gaseificador, calor específico do gás de síntese e a energia térmica fornecida pelo gás de síntese.

No volume de controle trocador de calor, devem ser determinados os parâmetros: fluxo de água quente gerada e energia térmica da água, considerando várias eficiências do trocador de calor (80%, 75%, 70% e 65%) e várias temperaturas da água quente (40°C, 45°C, 50°C, 55°C e 60°C).

Para o estudo econômico devem ser considerados: o custo do pessoal de operação do gaseificador, o custo de manutenção, o custo de geração de eletricidade, o custo de geração de água quente, o custo de produção de gás de síntese, o ganho de produção de eletricidade e energia térmica, e a receita anual esperada visando conhecer a viabilidade econômica do sistema. No caso do gaseificador de biomassa são considerados os seguintes custos:

- ✓ Custo de manutenção do gaseificador, considerando que a manutenção irá se realizar a cada 1250 h/ano (3,47 h/d) e um custo do eucalipto de 0,0038 US\$/kWh, baseado em um preço de 20 US\$/ton (BOLOY et al., 2008).
- ✓ Custo de produção do gás de síntese, considerando o investimento do gaseificador, horas de operação, a potência suprida pela biomassa e o fator de anuidade.

No caso do trocador de calor, o custo de geração de água quente é determinado considerando o investimento do trocador de calor, a energia térmica gerada, as horas de operação, fator de anuidade e o fator de ponderação de água quente para custo de combustível.

Finalmente, no conjunto motor/gerador pode ser determinado o custo de geração de eletricidade considerando o investimento inicial, a potência elétrica gerada, as horas de operação, o fator de anuidade e o fator de ponderação de eletricidade para custo de combustível.

A receita anual esperada é determinada a partir dos ganhos de produção de energia térmica (água quente) e de eletricidade, neste último caso estima-se que não existe um excedente de geração de energia elétrica. Na análise também é considerada uma tarifa de venda de eletricidade de 0,10 US\$/kWh (TARIFA DE VENDA DE ELETRICIDADE, 2008) para comunidades isoladas do Brasil, baseada em uma taxa de conversão do dólar para real de 1US\$/R\$1,74; por último a tarifa de geração de água quente considerada é 0,0022 US\$/kWh de acordo com KONG et al. (2004).

Na Tabela 4.1, apresentam-se os valores assumidos para a análise energética e econômica realizada no sistema.

Tabela 4.1. Valores assumidos para o sistema.

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
Condições normais de pressão (Pa) e temperatura (°C)	P=101325, T=25	Horas de operação (h/ano)	2000, 3000, 4000, 5000, 6000
Temperatura de água quente (°C)	40, 45, 50, 55, 60	Investimento capital do trocador de calor (US\$)	700
Eficiência do trocador de calor (%)	80, 75, 70, 65	Investimento capital do gaseificador de biomassa (US\$) (PROJETO CTNERG ,2006)	10.000,00
Calor específico da água (kJ/kgK)	4,19	Custo de manutenção do conjunto motor/gerador (US\$/kWh) (WU; WANG, 2006)	0,011
Investimento capital do conjunto motor/gerador (US\$) de acordo com (PROJETO CTNERG, 2006)	1437,02	Custo de manutenção do trocador de calor (US\$/kWh)	0,003
Taxa anual de juros (%)	12	PCI da Biomassa (kJ/kg)	19457

4.4 Análise Energética do Sistema

A eficiência do sistema pode ser determinada utilizando a equação (47). A energia térmica da água é calculada pela equação (48) e o fluxo de água quente pela equação (50) para diferentes temperaturas de água (40°C, 45°C, 50°C, 55°C e 60°C). Por último a potência suprida pelo gás de síntese é determinada pela equação (51).

Usando as equações (52 e 53) podem ser determinadas a energia térmica do gás de síntese e a capacidade calorífica do gás de síntese. As equações (54 – 59) permitem conhecer o volume de gases, volume teórico dos gases triatômicos, nitrogênio e vapor de água contido no gás de síntese; por último é avaliado o volume teórico de ar do processo de gaseificação de acordo com LORA e NOGUEIRA (2003). As entalpias de formação da biomassa, das cinzas e do gás de síntese são calculadas pelas equações. (60 – 63). Da equação (64) é determinada a eficiência a frio do gaseificador.

$$Qvc + \sum_{i=1}^n m_i \times h_i = Wvc + \sum_{o=1}^n m_o \times h_o \quad (45)$$

$$\eta_{EP} = \frac{EP}{E_{SSyngas}} \quad (46)$$

$$\eta_s = \frac{EP + E_{HW}}{E_w} \quad (47)$$

$$E_{HW} = E_{Syngas} \times \eta_{HE} \quad (48)$$

$$\eta_{HW} = \frac{E_{HW}}{E_w} \quad (49)$$

$$m_{H_2O} = \frac{\eta_{HE} \times E_{Syngas}}{cp_{H_2O} \times (T_o - T_i)} \quad (50)$$

$$E_{SSyngas} = \frac{EP}{0,95 \times \eta_{EP}} \quad (51)$$

$$E_{Syngas} = \frac{m_{Syngas} \times cp_{Syngas} \times (T_o - T_i)}{3600} \quad (52)$$

$$Cp_{Syngas} = \frac{\sum_{i=element}^n Cp_i}{6 \times 24,034} \quad (53)$$

$$V_g = V_g^0 + (1,0161 \times (ER - 1) \times V_{air}) \quad (54)$$

$$V_g^0 = RO_2 + N_2 + H_2O \quad (55)$$

$$RO_2 = 0,01866 \times (C^w + 0,375 \times S^w) \quad (56)$$

$$N_2 = (0,79 \times m_{ar}) + (0,0008 \times N^w) \quad (57)$$

$$H_2O = 0,111 \times H^w + 0,0124 \times C^w + 0,0161 \times m_{ar}^0 \quad (58)$$

$$V_{ar}^0 = 0,0889 \times (C^w + 0,375 \times S^w) + (0,265 \times H^w) - (0,6333 \times O^w) \quad (59)$$

$$h_{fb} = (PCI_b) + \left(\sum_{i=prod}^n n_k \times (h_f^{-0})_i \right) \quad (60)$$

$$h_b = \left((1 - MC) \times h_{fb} \right) + \left(MC \times \left(\frac{dH_{H_2O}}{24.03} \right) \right) \quad (61)$$

$$h_{cinzas} = \frac{Dh}{24,28} \quad (62)$$

$$h_{syngas} = \frac{\sum_{e=elemento} C_e dH_e}{100 \times 24,03} \quad (63)$$

$$\eta_{cg} = \frac{mg \times PCI_{syngas}}{mb \times PCI_b + m_{air} \times h_{air}} \quad (64)$$

4.5 Análise Econômica do Sistema.

Baseado na metodologia de análise econômica para alocação de custos desenvolvida por vários autores (SILVEIRA, 1990, SILVEIRA, 2001, VILLELA, 2005, SILVEIRA, 2007, LAMAS, 2009, SILVEIRA, 2009), a viabilidade econômica do sistema depende diretamente dos custos energéticos dos sistemas conjunto motor/gerador, gaseificador de biomassa e trocador de calor. As expressões para determinar estes custos são descritas a seguir:

$$E_w = \frac{m_b \times PCI_b \times 1000}{3600} \quad (65)$$

$$C_{Operação} = \frac{IndiceSalarial \times Horasdeoperação}{EP_{Gaseificador} \times H_o} \quad (66)$$

$$CM_{Gaseificador} = \frac{CustoManutenção + CustoPeças}{EP_{Gaseificador} \times Intervalomanutenção} \quad (67)$$

$$C_{Syngas} = \frac{I_{Gaseificador} \times f}{H_o \times E_{SSyngas}} + \frac{C_b \times E_w}{E_{SSyngas}} + CM_{Gaseificador} + C_{Operação} \quad (68)$$

$$C_{EL} = \frac{I_{EG} \times f}{H_o \times EP} + \frac{C_{Syngas} \times FP_E}{EP} + CM_{EG} + \left(C_{Operação} \times \frac{EP}{EP + E_{ssyngas} + E_{HW}} \right) \quad (69)$$

$$C_{HW} = \frac{I_{HE} \times f}{H_o \times E_{HW}} + \frac{C_{Syngas} \times FP_{HW}}{E_{HW}} + CM_{HE} + \left(C_{Operação} \times \frac{E_{HW}}{EP + E_{SSyngas} + E_{HW}} \right) \quad (70)$$

$$FP_E = \frac{EP}{EP + E_{HW}} \quad (71)$$

$$FP_{HW} = \frac{E_{HW}}{EP + E_{HW}} \quad (72)$$

$$f = \frac{q^k \times (q - 1)}{(q^k - 1)} \quad (73)$$

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (74)$$

$$GPEL = EP \times H_o \times (P_{EL} - C_{EL}) \quad (75)$$

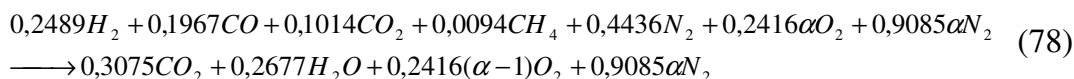
$$GPHW = EP_{HW} \times H_o \times (P_{HW} - C_{HW}) \quad (76)$$

$$R = GPEL + GPHW \quad (77)$$

4.6 Análise Ecológica do Sistema.

4.6.1 Cálculo das emissões produzidas pela combustão do gás de síntese em um motor de combustão interna.

O gás de síntese, analisado através do modelo de equilíbrio apresentado no Capítulo 3, apresenta a seguinte composição molar em base seca: $H_2=0,2489$, $CO=0,1967$, $CO_2=0,1014$, $CH_4=0,0094$, $N_2=0,4436$. A massa molecular é de 23,04 kg/kmol com uma massa específica de 1,03 kg/Nm³. A eq. 78 para um excesso de ar normalizado (α), permite efetuar análise estequiométrica:



A combustão de combustível gasoso em um motor de combustão interna precisa de um excesso de ar igual a 40% (CORONADO et al., 2009). Considerando este valor de excesso e as condições de entrada do gás de síntese e do ar (vide Tabela 4.2) pode-se determinar a composição química do gás de exaustão no MCI através do uso do programa computacional GASEQ ver 0.54 (Chemical equilibria for perfect gases) (MORLEY, 2005).

Tabela 4.2. Reagentes no processo de combustão em um MCI nas CNTP.

Composição do gás de síntese em base seca	
H ₂ (mol)	0,2489
CO (mol)	0,1967
CO ₂ (mol)	0,1014
CH ₄ (mol)	0,0094
N ₂ (mol)	0,4436
PM (g/Nm ³)	10; 20; 30; 40
PCI (MJ/kg)	5,50
Ar	
O ₂ (mol)	0,2416
N ₂ (mol)	0,9085
Temp. gás de síntese entrada no MCI (K)	308
Temp. da chama de combustão (K)	1960
Temp. do ar entrada no MCI (K)	298

4.6.2 Validação dos resultados.

Na literatura, é difícil encontrar modelos de cálculos que expliquem a simulação numérica ou computacional da combustão do gás de síntese em um MCI, devido ao fato desse ser um combustível pouco usual, ter um limitado valor comercial e apresentar diversas composições em relação ao tipo de biomassa e agente gaseificador utilizado (GAMIÑO et al., 2009).

Para validar os resultados obtidos dos produtos da combustão do gás de síntese com ar em um MCI utiliza-se um programa computacional chamado TCW (Thermochemical Information and Equilibrium Calculations). Neste programa pode-se simular a reação do gás de síntese utilizando ar como agente oxidante.

4.6.3 Determinação dos fatores de emissão de CO_{2e}, CO₂, SO₂, NO_x e MP.

O fator de emissão de CO₂ equivalente depende das emissões de SO₂=80SO₂, NO_x=50NO_x e MP=67MP, e pode ser em kilogramas de CO_{2e} por kilogramas de gás de síntese queimado no em MCI. A equação 79 permite a determinação CO_{2e}:

$$CO_{2e} = CO_2 + SO_2 + NO_x + MP \quad (79)$$

4.6.4 Determinação do indicador de poluição.

O indicador de poluição (Π_p), expresso em kilogramas de CO₂ emitidas pelo MCI por unidade de potência suprida pelo gás de síntese, pode ser determinado pela seguinte expressão:

$$\Pi_p = \frac{CO_{2e}}{PCI_{\text{syngass}}} \quad (80)$$

4.7 Discussão dos Resultados.

Do balanço de energia nos volumes de controles considerados gaseificador, conjunto motor/gerador e trocador de calor, obtém-se os seguintes resultados:

A eficiência do sistema varia de 15,03% a 13,88%, considerando as diferentes eficiências do trocador de calor (80% - 65%) (vide Tabela 4.4), sendo a eficiência do sistema gaseificador/MCI de 8%, valor que se encontra próximo do calculado na literatura 7% (STASSEN; KNOEF, 1995). Na Tabela 4.3 apresentam-se os valores referidos a potência suprida pela biomassa, eficiência a frio do gaseificador, potência suprida pelo gás de síntese, energia e entalpia do gás de síntese, capacidade calorífica do gás de síntese, a vazão de ar no MCI, a vazão do gás de exaustão no MCI, entalpia de formação de biomassa, entalpia da biomassa, entalpia das cinzas geradas pelo gaseificador e as perdas de calor ao meio ambiente.

Tabela 4.3 Resultados obtidos da análise energética do sistema.

Parâmetros	Valor	Parâmetros	Valor
Potência suprida pela biomassa	59,45 kW	Entalpia de formação da biomassa	5593,09kJ/kg
Eficiência a frio do gaseificador	69%	Entalpia da biomassa	2461,84 kJ/kg
Potência suprida pelo gás de síntese	38,99 kW	Entalpia das cinzas	538,28 kJ/kg
Energia térmica do gás de síntese	5,39 kW	Entalpia do gás de síntese	1543,63 kJ/kg
Perdas de calor ao meio ambiente gerada pelo gaseificador	23,13 kW	Calor específico do gás de síntese	1,33 kJ/kgK
Vazão de ar no MCI	314,75 Nm ³ /h	Vazão do gás de exaustão do MCI	340,98 Nm ³ /h
Calor específico do gás de exaustão do MCI	1,41 kJ/kgK	Entalpia do gás de exaustão do MCI	4533,71 kJ/kgK

Tabela 4.4 Balanço de energia em função da eficiência do trocador de calor

Parâmetros	Eficiência do trocador de calor (%)			
	80	75	70	65
Eficiência do sistema (%)	15,03	14,65	14,26	13,88
Eficiência de geração de água quente (%)	6,18	5,80	5,41	5,02
Eficiência térmica do motor (%)	13,50			
Eficiência de geração de eletricidade (%)	12,82			
Energia térmica da água (kW)	3,68	3,45	3,22	2,99

A Figura 4.2 mostra a vazão mássica de alimentação de biomassa necessária para alimentar um gaseificador que possui uma capacidade de geração de 2,50 m³ de gás de síntese; estes valores são obtidos a partir da variação da eficiência do MCI. Na figura pode-se observar que para o intervalo de eficiência do MCI de 13% a 14% obtêm-se os valores ótimos de alimentação de biomassa e de produção de gás de síntese, por tanto para uma eficiência térmica do MCI de 13,50%, o valor de alimentação de biomassa no gaseificador é de aproximadamente 10,5 kg/h, obtendo-se um consumo específico de 2,10 kg/kWh para produzir aproximadamente 26 m³/h de gás de síntese. A eficiência a frio do gaseificador é de 69%, valor que se encontra dentro da faixa de 60% a 70% (RAJVANSHI, 1983).

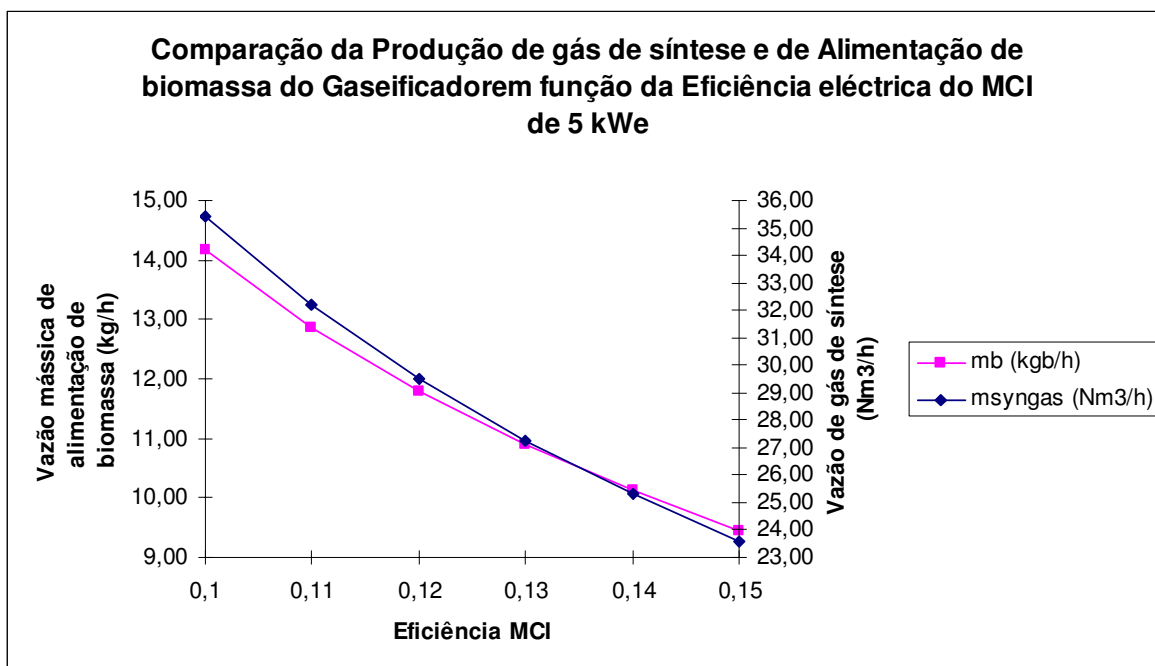


Figura 4.2 Valores obtidos para a produção de gás de síntese e de biomassa necessária em função da eficiência do MCI.

A Figura 4.3 mostra o fluxo de água quente produzida no trocador de calor em função da temperatura de saída. Pode-se observar que para altos valores de temperatura de saída da água quente diminui-se com menores valores de eficiência do trocador de calor.

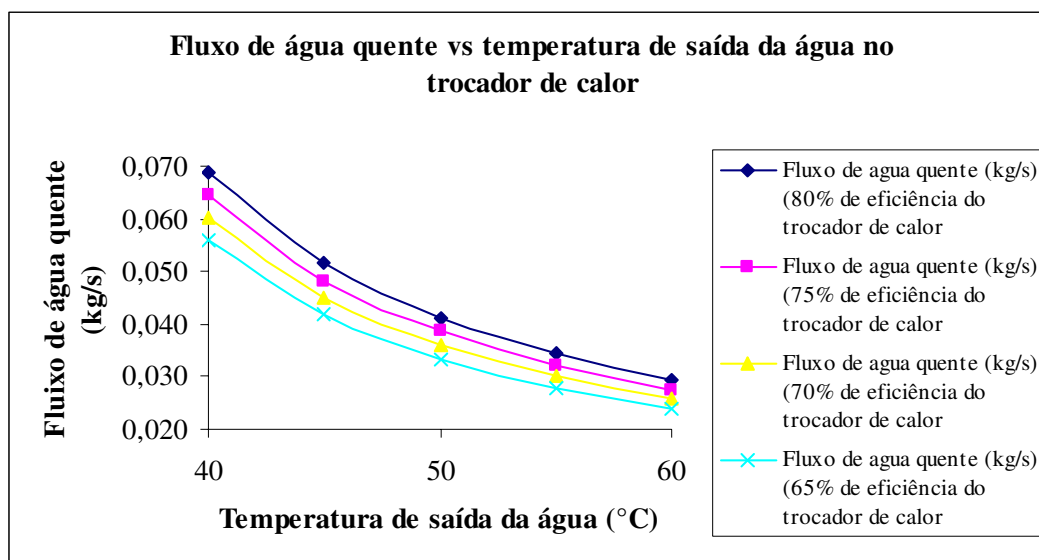


Figura 4.3. Fluxo de água quente vs temperatura de saída da água no trocador de calor.

No ponto de vista econômico, na Tabela 4.5, pode-se observar que o custo total de manutenção e operação do gaseificador variou de 0,012 US\$/kWh a 0,005 US\$/kWh durante as horas de operação do gaseificador, este valor encontra-se dentro de faixa do valor calculado na literatura 0,00125 US\$/kWh – 0,005 US\$/kWh (REED; DASS, 1989).

Tabela 4.5 Custos de manutenção e operação do gaseificador

Custos	2000 h/ano	3000 h/ano	4000 h/ano	5000 h/ano	6000 h/ano
Manutenção	0,01377- 0,00909	0,01074- 0,00606	0,00923- 0,00455	0,00832- 0,00364	0,00771- 0,00303
Operação	0,000619	0,000275	0,000155	0,000099	0,000069
Total	0,012	0,009	0,007	0,006	0,005

A Figura 4.4 apresenta a variação do custo de gás de síntese em função das horas de operação. Pode-se observar que todo custo calculado decresce com o incremento do período de amortização. A partir de 4000 h/ano e um período de amortização igual a 4 anos o custo do gás de síntese apresenta pouca variação.

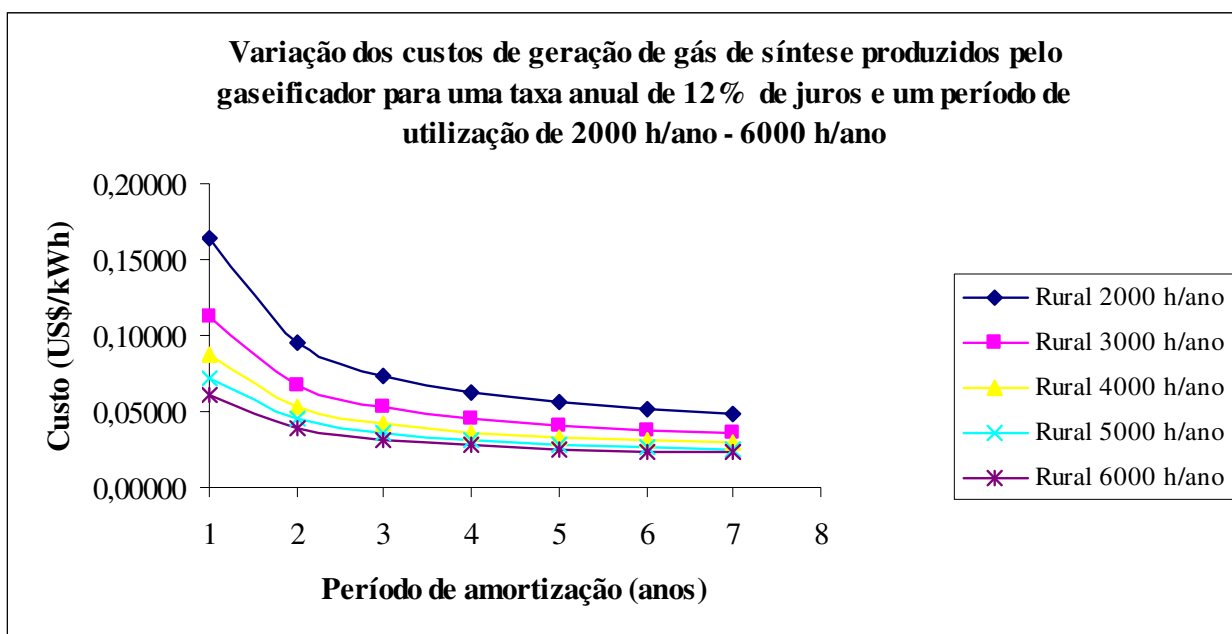


Figura 4.4 Custo de gás de síntese em função do período de operação.

A Figura 4.5 apresenta a variação do custo de eletricidade gerada em função das horas de operação do sistema. Considerando o preço do eucalipto 0,0038 US\$/kWh, uma taxa de juros de 12%. Pode-se observar que o custo de geração de eletricidade para 2000 h/ano e um período de amortização de 4 anos é inferior ao valor da tarifa de eletricidade estimada.

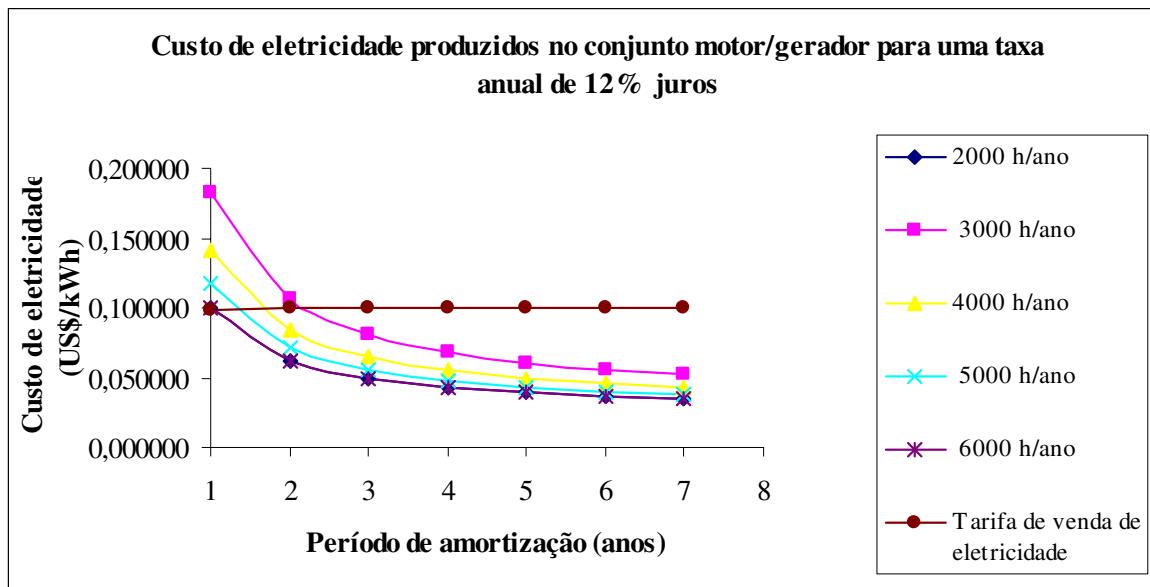


Figura 4.5 Custo de eletricidade em função do período de operação.

A Figura 4.6 apresenta a variação do custo de geração de água quente em função do período de amortização. Pode-se observar que o custo calculado decresce gradualmente com o incremento do período de amortização. De acordo com a tarifa de 0,0022 US\$/kWh (KONG et Al., 2004) para o custo de geração de água quente não há valores inferiores, conclui-se que o sistema não produz água quente a preços competitivos no mercado.

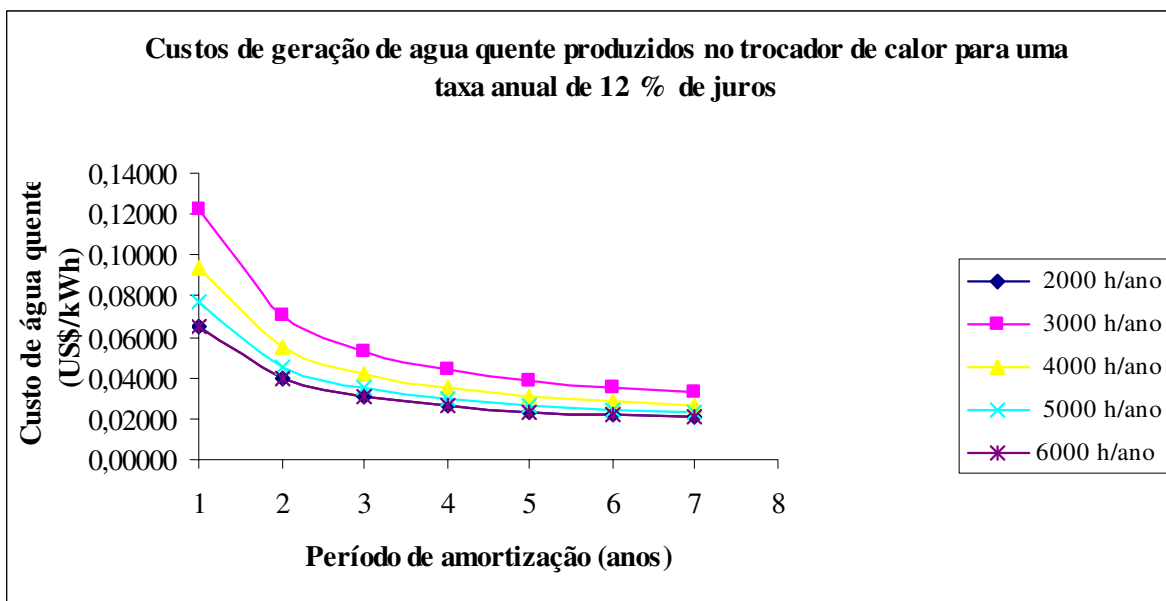


Figura 4.6. Custo de geração de água quente em função do período de amortização.

Na Figura 4.7, pode-se observar a variação da receita anual esperada em função do período de amortização, a qual aumenta gradualmente com o aumento do período de amortização. A viabilidade econômica calculada do sistema inicia-se a partir de um período de amortização de 1,5 anos, considerando 6000 h/ano de horas de operação.

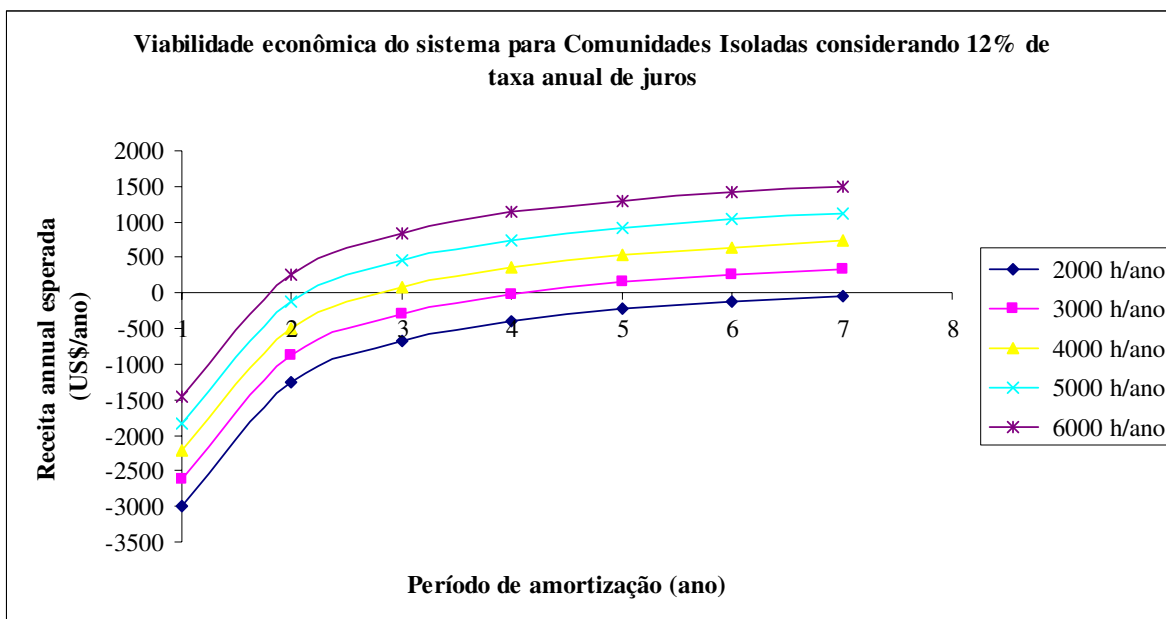


Figura 4.7. Viabilidade econômica do sistema para comunidade isolada.

No ponto de vista ecológico, na Tabela 4.6, apresentam-se os resultados obtidos da simulação numérica da combustão do gás de síntese com ar em um MCI. Pode-se observar, que a combustão de 1 kg de gás de síntese gera 29,43 gramas de gases de exaustão.

Tabela 4.6. Composição química dos gases de exaustão.

Espécies	Fração molar	Massa (g)
CO(g)	0,00418	0,11704
CO ₂ (g)	0,20251	8,91044
H(g)	3,55E-05	0,0000355
H ₂ (g)	8,38E-04	0,001676
H ₂ O(g)	0,17872	3,21696
N ₂ (g)	0,61034	17,08952
NO _x (g)	0,00063	0,018845088
O(g)	2,17E-05	0,0003472
O ₂ (g)	2,01E-03	0,06432
OH(g)	7,15E-04	0,01144
Total	1,00	29,43

Na Tabela 4.7, apresenta-se uma comparação para a validação dos resultados obtidos no programa GASEQ com os resultados obtidos no programa TCW. Pode-se observar que os resultados obtidos utilizando o programa GASEQ, encontram-se muito próximos dos resultados obtidos com o programa TCW, com uma margem de erro relativo pequena variando de 0,0065% a 5,97%.

Tabela 4.7. Comparação dos resultados obtidos em cada programa de combustão.

Espécies	TCW	GASEQ	Erro Relativo
	Fração molar	Fração molar	%
H(g)	0,0000335	0,0000355	5,97014925
OH(g)	0,000720	0,000715	0,6944444
H ₂ (g)	0,000837	0,000838	0,11947431
H ₂ O(g)	0,17868	0,17872	0,02238639
CO(g)	0,00416	0,00418	0,48076923
CO ₂ (g)	0,20254	0,20251	0,0148119
NO _x (g)	0,000637	0,000630	1,0989011
N ₂ (g)	0,61030	0,61034	0,00655415
O(g)	0,0000213	0,0000217	1,87793427
O ₂ (g)	0,00199	0,00201	1,00502513
Total	1,000	1,000	

Na Tabela 4.8, apresentam-se os resultados de eficiência ecológica determinada para cada valor de emissão de material particulado considerado, nota-se que o aumento do indicador de poluição influi na diminuição da eficiência ecológica, isto significa, que menores valores de emissão de particulado no MCI determina a viabilidade ecológica do gás de síntese utilizado como combustível.

Tabela 4.8. Resultados dos cálculos de eficiência ecológica, fatores de emissão, indicador de poluição.

	MP (kg/kg)			
	0,000010	0,000019	0,000029	0,000039
MP _e (kg/kg)	0,00065	0,00130	0,00195	0,00261
NO _x e (kg/kg)	0,04089			
CO ₂ e (kg/kg)	0,42831	0,42896	0,42961	0,43027
Π _p (kgCO ₂ /MJ)	0,08004	0,08017	0,08029	0,08041
η sistema	0,15035	0,14648	0,14262	0,13876
ε (%)	80,80445	80,78310	80,76177	80,74045

Finalmente, pode-se efetuar uma comparação entre a eficiência ecológica obtida pela queima do gás de síntese no MCI e as eficiências ecológicas obtidas pela queima de outros combustíveis (diesel, gás natural, gasolina, biodiesel B20, biodiesel B100) no MCI (CORONADO et al., 2009). Os resultados são mostrados na Figura 4.8. Observa-se que a queima do gás de síntese apresenta uma melhor viabilidade ecológica que a queima de combustíveis como o diesel e o biodiesel B20; isto se deve pelo fato de que a queima do diesel, e do biodiesel B20 em um MCI apresentam maiores emissões de dióxido de carbono e material particulado em comparação com a queima do gás de síntese no MCI. No caso da eficiência ecológica do motor operando com gasolina, seu valor é ligeiramente maior comparado com a eficiência ecológica do motor operando com gás de síntese, visto que, não foi considerado o ciclo de carbono fechado, o qual permite que a emissão de CO₂ obtida da combustão do gás de síntese, pode ser absorvida pela floresta devido a processo de fotossíntese.

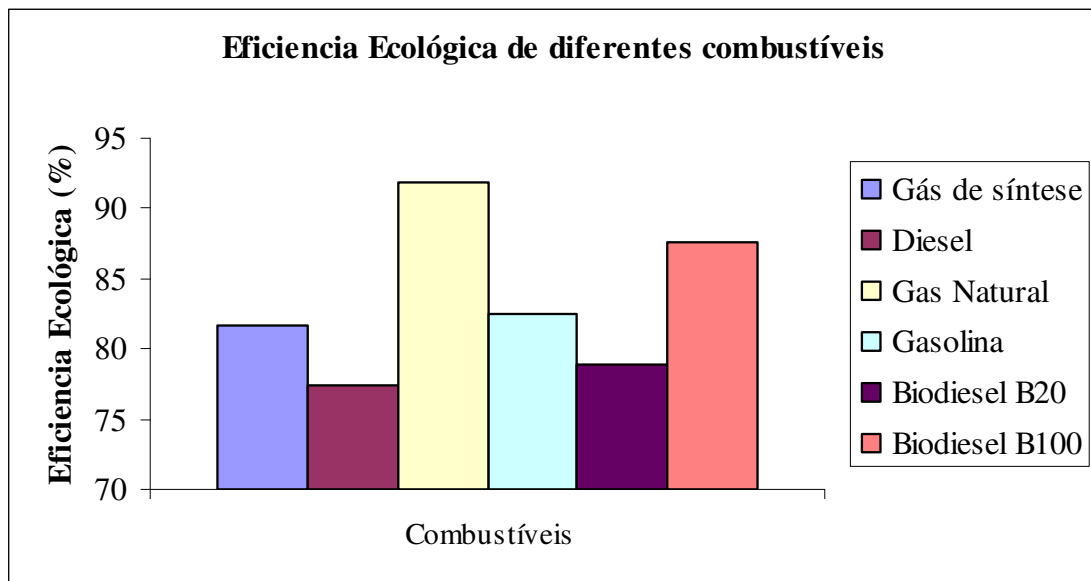


Figura 4.8. Comparação da eficiência ecológica para MCI operando com gás de síntese e outros combustíveis.

CAPITULO 5. SOFTWARE COMPUTACIONAL.

5.1 Introdução.

O Delphi é um compilador desenvolvido pela Borland Software Corporation. A linguagem utilizada pelo Delphi é o Pascal com extensões orientadas a objetos.

O Delphi é largamente utilizado no desenvolvimento de aplicações desktop. Como ferramenta de desenvolvimento genérica, o Delphi pode ser utilizado para diversos tipos de projetos, abrangendo inclusive Serviços a Aplicações Web. Pode ser usado para desenvolver aplicações que exijam tanto uma linguagem de alto nível como também de baixo nível.

5.2 Algoritmo Computacional.

O software desenvolvido para realizar estudos técnicos, econômicos e ecológicos de sistema de gaseificação de biomassa associado a motor de combustão interna, consta de um algoritmo computacional estruturado em vários blocos como pode ser visto nas Figuras 5.1, 5.2, 5.3., 5.4 e 5.5, sendo associados a cada volume de controle do sistema.

No caso do volume de controle considerado (sistema de gaseificação de biomassa) (vide Figura 5.1), pode-se observar que os blocos que aparecem em azul são relacionados aos parâmetros determinados na análise energética do sistema, os quais são:

Poder calorífico inferior da biomassa, conteúdo de água, calor específico do gás de síntese, diferença de entalpia, calor de formação, entalpia de formação do gás de síntese, entalpia do gás de síntese, calor específico do ar, calor de formação do ar,

diferença de entalpia do ar, entalpia de formação do ar, massa específica do gás de síntese, peso molecular do gás de síntese, composição química do gás de síntese, poder calorífico inferior do gás de síntese, entalpia de formação da biomassa e entalpia da biomassa.

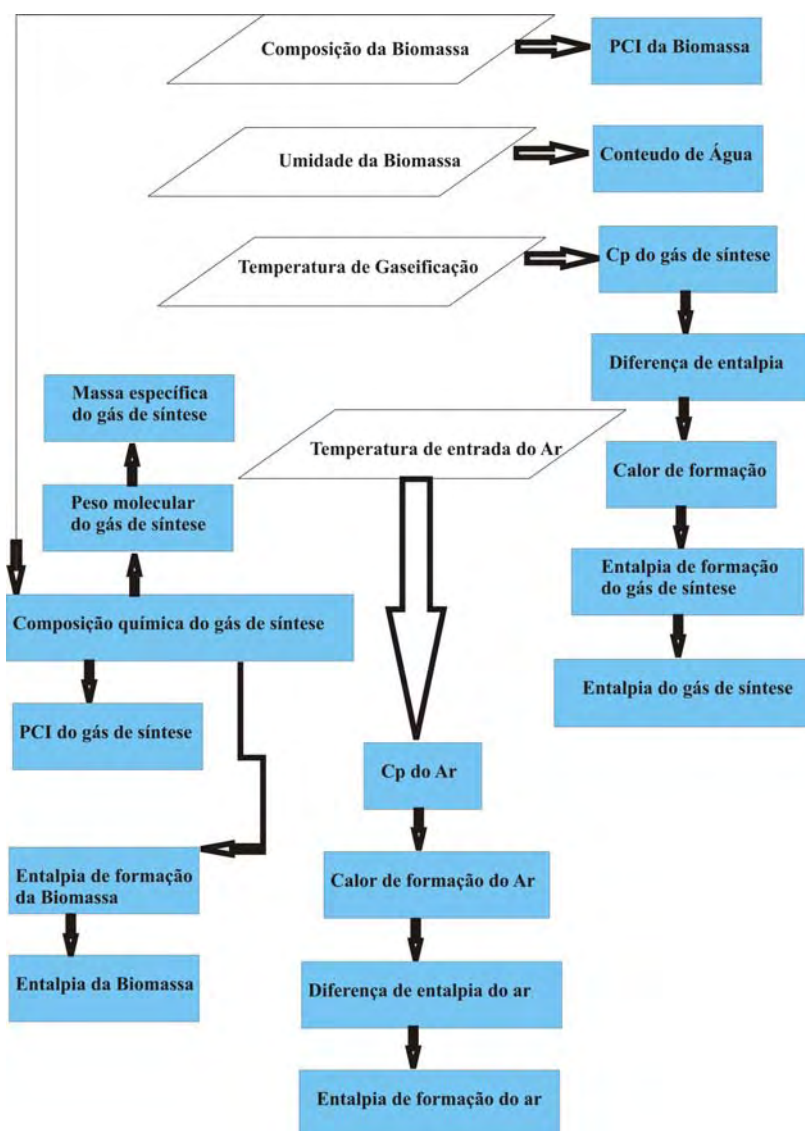


Figura 5.1. Diagrama de bloco para balanço de energia do gaseificador de biomassa.

No caso do volume de controle considerado no sistema MCI (vide Figura 5.2), pode-se observar que os blocos que aparecem em azul são relacionados aos parâmetros determinados na análise energética do sistema, os quais são:

Potência suprida pelo gás de síntese, vazão do gás de síntese, vazão da biomassa, vazão do ar e potência suprida pela biomassa.

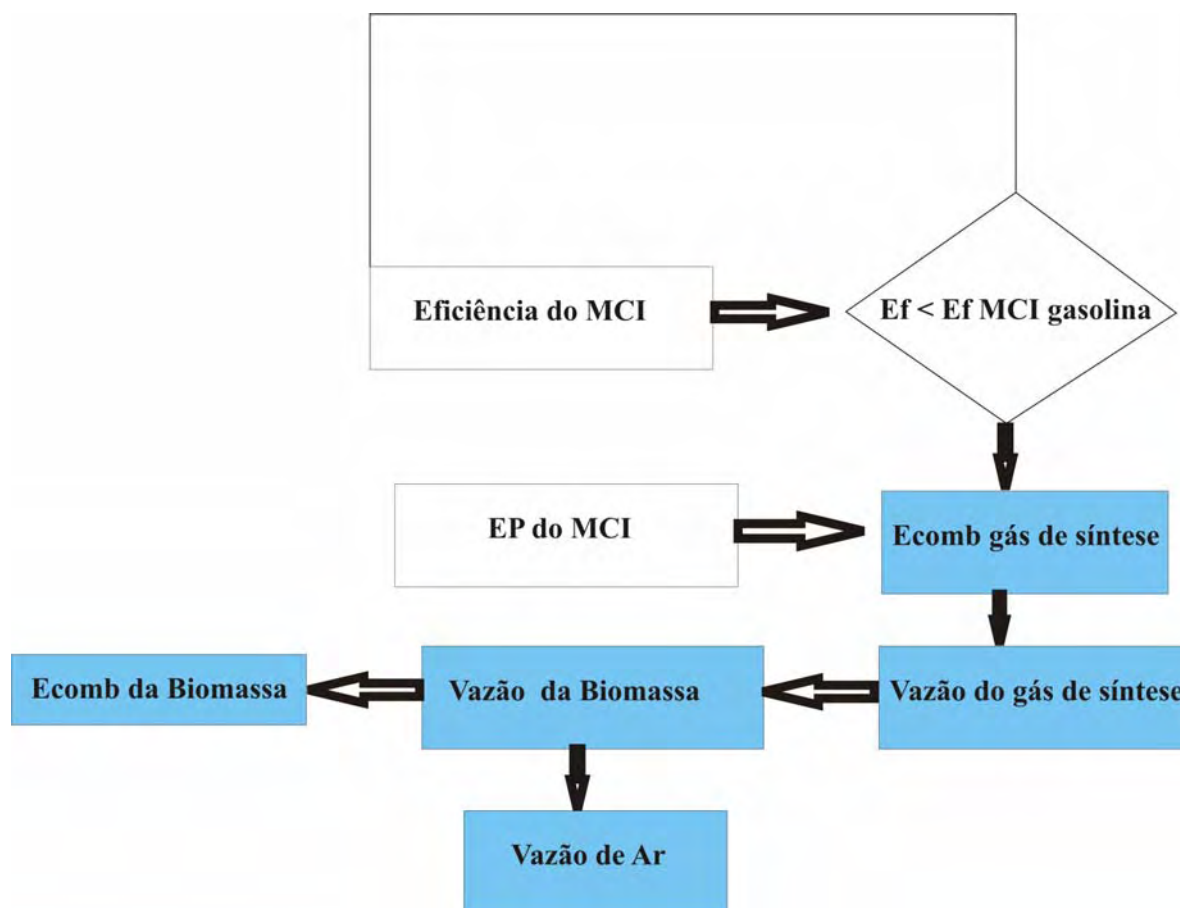


Figura 5.2. Diagrama de bloco para o balanço de energia do MCI-I.

No caso do volume de controle considerado no sistema trocador de calor (vide Figura 5.3), pode-se observar que os blocos que aparecem em azul são relacionados aos parâmetros determinados na análise energética do sistema, os quais são:

Energia térmica e calor específico do gás de síntese, vazão de água e energia térmica da água.

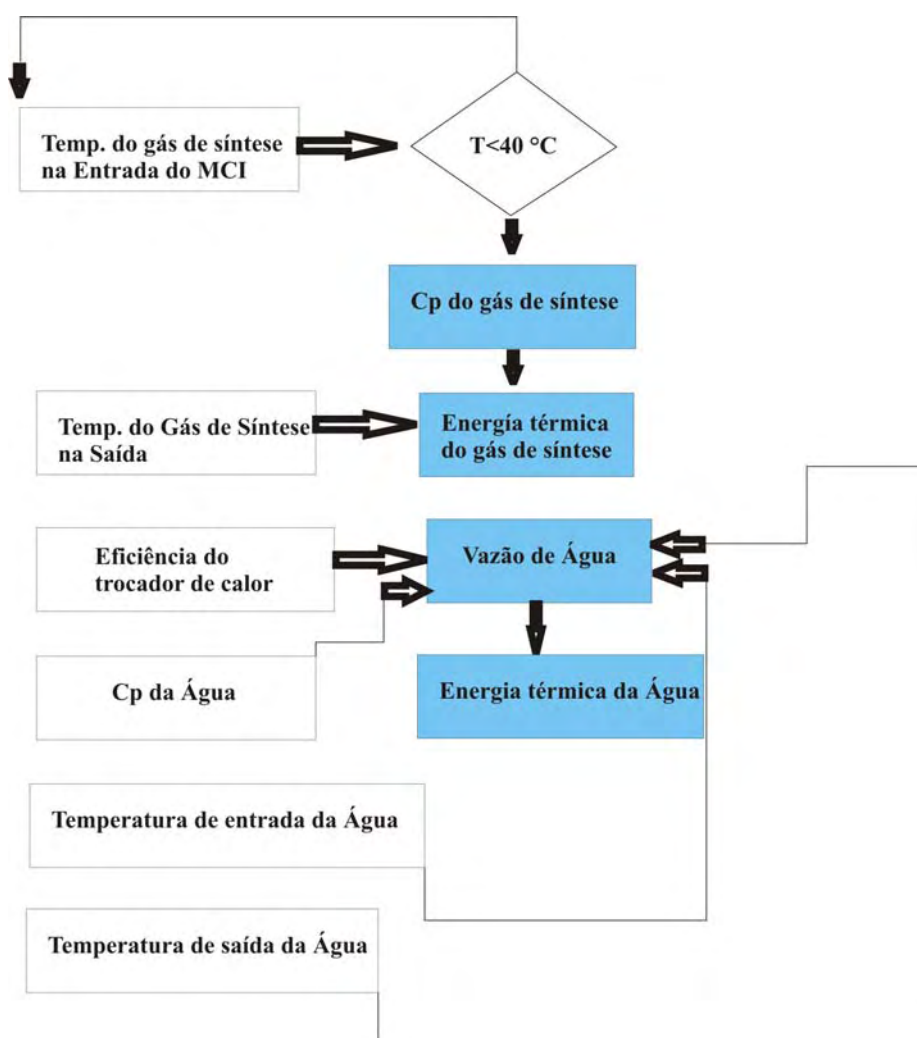


Figura 5.3. Diagrama de bloco para o balanço de energia do MCI-II.

A análise econômica realizada é baseada no diagrama de bloco como mostra à Figura 5.4, pode-se observar que os blocos que aparecem em azul são relacionados aos parâmetros determinados, os quais são:

Custo de operação, custo de manutenção do gaseificador, custo do gás de síntese produzido no gaseificador, custo de eletricidade produzida no conjunto motor de combustão interna/gerador, custo de água quente produzida pelo trocador de calor.

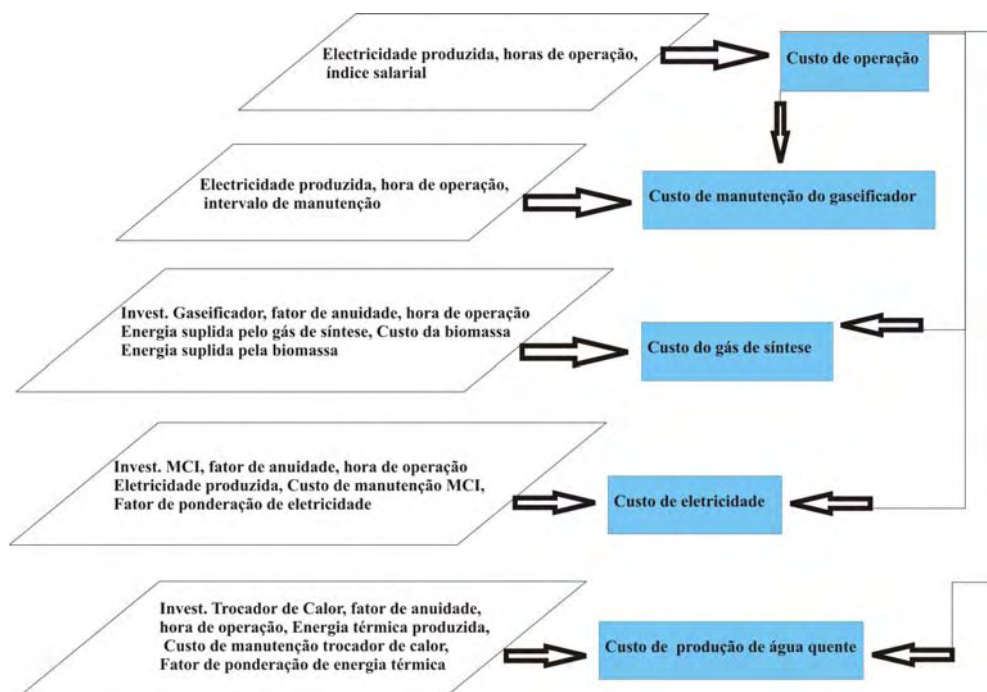


Figura 5.4. Diagrama de bloco para a análise econômica do sistema gaseificador/MCI.

A análise ecológica realizada é baseada no diagrama de bloco como mostra à Figura 5.5, pode-se observar que os blocos que aparecem em azul são relacionados aos parâmetros determinados, os quais são:

Dióxido de carbono equivalente, indicador de poluição e eficiência ecológica.

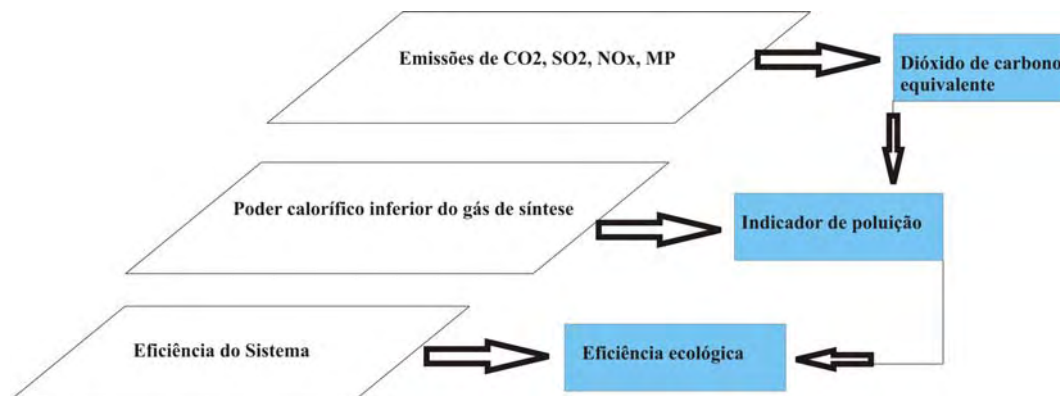


Figura 5.5. Diagrama de bloco para a análise ecológica do sistema gaseificador/MCI.

Na Figura 5.6, apresenta-se a interface principal do software computacional desenvolvido na plataforma Delphi, a qual permite a entrada de dados associados aos estudos técnico, econômico e ecológico desenvolvido no programa, bem como os resultados obtidos da análise técnica.

Simulação Computacional De Um Gaseificador Tipo Downdraft Integrado a um MCI de 5 kWe

Simulação Sair

BIOMASSA E AR

mb 3.02 kg/h

PClb 18.55 MJ/kg

hb -21176 kJ/kg

mar 13.82 kg/h

Ef. frio 28.67 %

Ecombgs 35.19 kW

Efsistema 20.39 %

Ind.Sal. 3.79 US\$/h

PDper. 3000 h/ano

Int.Man. 1250 h

CTComp. 29.25 US\$

IGasif. 10000 US\$

CustoB. 0.0038 US\$/kWh

Invest. Trocador 700 US\$

Juros (%) 12

CINZAS

hcinzas 538.43 kJ/kg mcinzas 0.28 kg/h

	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	CINZAS
COMPOSIÇÃO (%)	49	5.87	0.3	0.01	43.97	0.72

DADOS INICIAIS

Umidade da Biomassa (%) 20

Temperatura de Gaseificação (°C) 800

Pressão de Gaseificação (Pa) 101325

Temperatura de Entrada do Ar (°C) 27

X1 0.81 X2 0.64 X3 0.33 X4 0.46 X5 0.03 X6 1.44

COMPOSIÇÃO QUÍMICA DO GÁS DE SÍNTESE

Especies	%vol	mol	Massa molecular (kg/kmol)
H2	24.92	0.81	0.50
CO	19.69	0.64	5.51
CO2	10.15	0.33	4.47
CH4	0.82	0.46	0.13

GÁS DE SÍNTESE

mgs 22.56 Nm³/h Cpgs 1.74 kJ/kgK

Tgs 600 °C hgs -1544.93 kJ/kg

PClgs 5.46 MJ/Nm³ Dgs 1.03

Ef MCI 0.135 Ep MCI (kW) 5

Investimento MCI 1437.02 US\$ Preço Elet. 0.10

Temp. de entrada do gás de síntese (K) 313






Figura 5.6. Entrada de dados para a simulação computacional.

A Figura 5.7 mostra a interface associada aos resultados obtidos da análise econômica. Observa-se dois gráficos, o primeiro permite comparar a receita anual esperada em função do período de amortização e o segundo permite comparar o custo gerado por cada sistema (gaseificador, trocador de calor e motor/generador) em função do período de amortização.

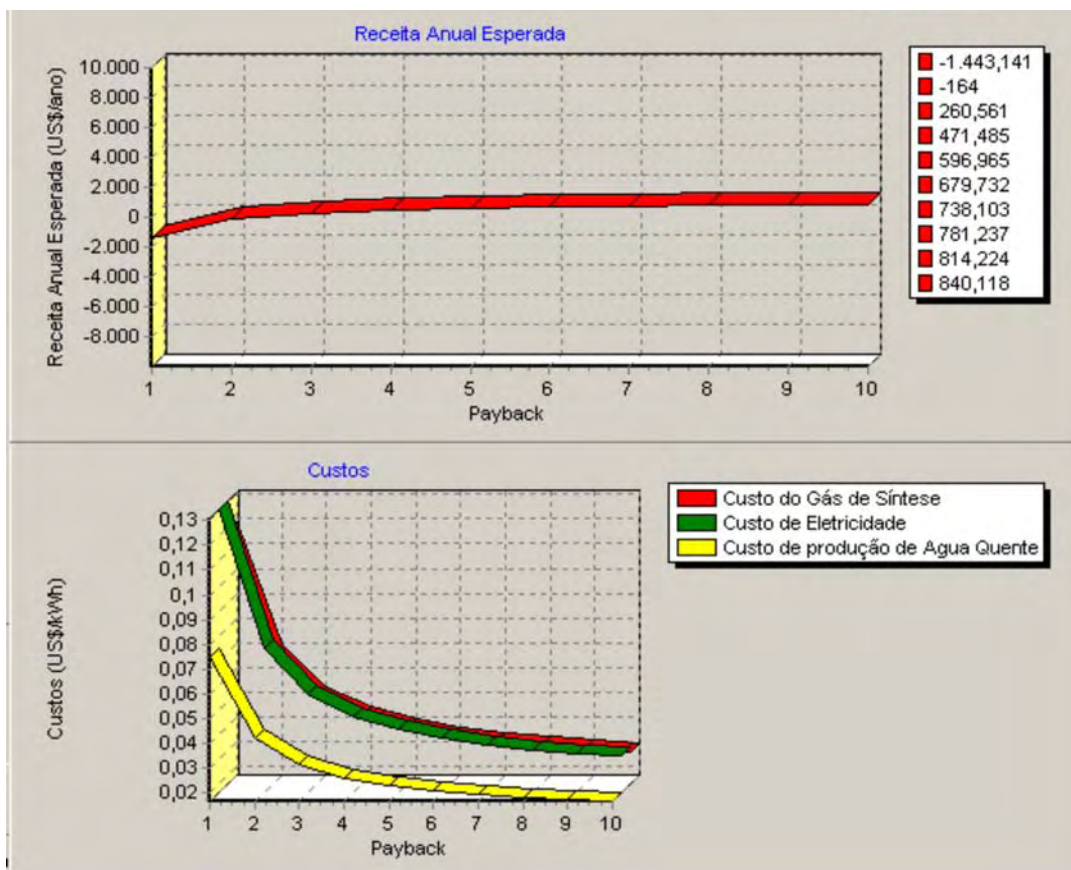


Figura 5.7. Resultados da análise econômica obtidos da simulação computacional.

A Figura 5.8 mostra a interface associada aos resultados obtidos da análise ecológica. Observa-se que os resultados são gerados em forma de tabela, permitindo a geração de um arquivo de dados que permitirá ao usuário poder comparar os resultados de diferentes simulações.

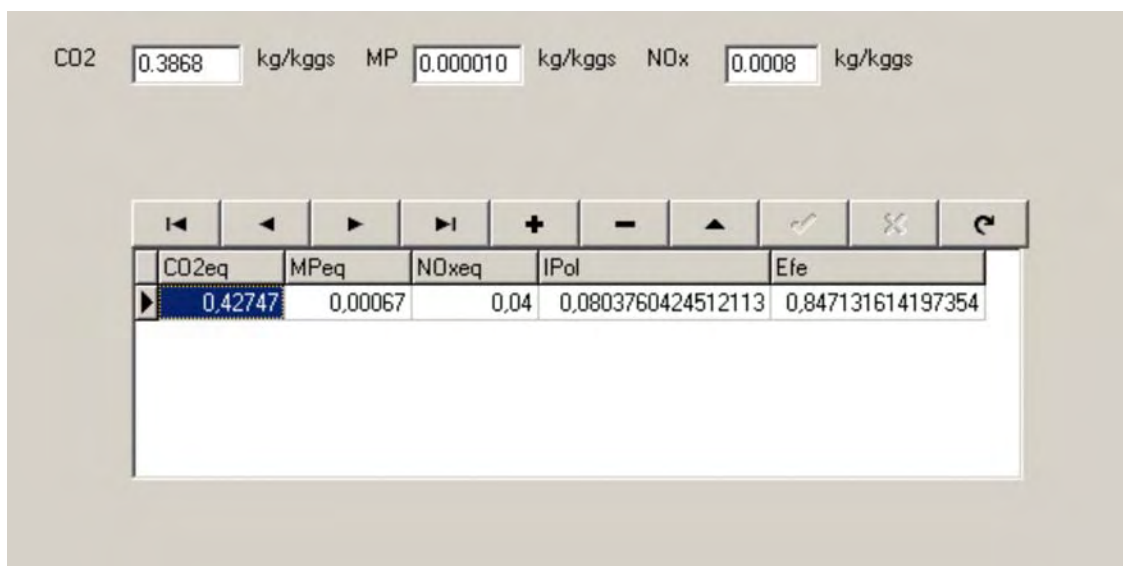


Figura 5.8. Resultados da análise ecológica obtida da simulação computacional.

CAPITULO 6. CONCLUSÕES

O programa computacional escrito em linguagem de programação PASCAL, usando o programa BORLAND DELPHI versão 5.0, pode ser executado em qualquer microcomputador no sistema operacional WINDOWS.

Os resultados alcançados no software desenvolvido em DELPHI (vide Fig. 5.7, 5.8 e 5.9), são validados com os resultados obtidos no software EXCEL, apresentando um erro percentual pequeno.

Do ponto de vista energético a eficiência do sistema varia de 13,88% a 15,03%, sendo a eficiência do sistema Gaseificador/MCI igual a 8,41%, resultado este de acordo com o calculado na literatura para estes casos, que é de aproximadamente 7% (STASSEN; KNOEF, 1995). A eficiência de geração de eletricidade é de 12,82% e o rendimento térmico do MCI é de 13,50%. A energia térmica da geração de água quente varia na faixa de 2,99 kW a 3,68 kW. A eficiência a frio do gaseificador é de 69%. Estes resultados obtidos transformam o sistema de gaseificação de biomassa integrado a um motor/gerador em uma tecnologia atrativa e viável tecnicamente para ser aplicada em comunidades isoladas. Além disso, esta tecnologia apresenta emissões baixas de poluentes em comparação com outras tecnologias de combustão como as que utilizam óleo diesel mineral. Isto se deve ao fato que a eficiência ecológica do sistema alcança um valor médio de aproximadamente 81%, resultado este comparado com os valores de eficiência ecológica obtidos pela queima de outros combustíveis em MCIs. A eficiência ecológica do sistema gaseificador/MCI é maior que a eficiência ecológica obtida da queima do diesel, o que permite que esta tecnologia seja viável ecologicamente se comparada com a combustão do diesel com aplicação em comunidades isoladas.

A análise econômica realizada permite através da alocação dos custos gerados por cada sistema, a determinação da viabilidade econômica. O estudo mostra que o sistema é totalmente viável para um período de amortização igual a 4 anos, valor este de acordo ao obtido por CORONADO (2006) operando 3000 h/ano, considerando uma taxa anual de 12% de juros (vide Figura 4.7) e um custo total de capital investido de US\$ 16.991,83. Com estes resultados pode-se concluir que a aplicação desta tecnologia em comunidades isoladas é viável economicamente.

Como sugestão para futuros trabalhos pode-se citar:

- 1) Incluir no programa computacional uma análise termoeconômica do sistema gaseificador de biomassa integrado a um conjunto motor/gerador.
- 2) Incluir no programa computacional uma opção que permita gerar em um arquivo de dados dos resultados alcançados da análise técnica, econômica e ecológica do sistema de gaseificação de biomassa integrado a um conjunto motor/gerador.

REFERENCIAS

ALTAFINI C.R., WANDER P.R., BARRETO R.M. “Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model”. *Energy Conversion and Management*, vol 44, pp 2763–2777, 2003.

ARAUZO J., “Reactores de Lecho Movil Downdraft”, presented at the Encuentro sobre gasificación de biomasa, Madrid, España, 1999.

BACAICOA P. G., BILBAO R., ARAUZO J., SALVADOR M. L “Scale-up of downdraft moving bed gasifiers (25-300 kg/h)-Design, experimental aspects and results”, *Bioresource Technology*, vol 48, pp. 229-235, 1994.

BACON D.W., DOWNIE J., HSU J.C., PETERS J. Modelling of fluidized bed wood. Gasifiers. In: Overend RP, Milne TA, Mudge KL, editors. *Fundamentals of thermochemical biomass conversion*. UK: Elsevier Applied Science Publishers; 1982. p. 717–32.

BAKER, E.G., M.D. BROWN, R.H. MOORE, L.K. MUDGE, AND D.C. ELLIOTT, 1986. *Engineering Analysis of Biomass Gasifier Product Gas Cleaning Technology*. PNL-5534, Pacific Northwest National Laboratory, Richland, Washington. 86 pp.

BARATIERI M., BAGGIO P., BOSIO B., GRIGIANTE M., LONGO G.A. The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis. *Applied Thermal Engineering* 2009; 29:3309–3318

BOLOY R. A. M., SILVEIRA J.L., SAUVANNELL A. L. B., SILVA M. E., ATUNES J. S. “Prediction of hydrogen production of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different moisture content for solid oxid fuel cell action (sofc)”. Presented at the Iberoamerican Workshop on hydrogen and fuel cell, Ubatuba, São Paulo, Brazil 2008

BOLOY R. A. M., SILVEIRA J.L., TUNA C.E “Technical and Economical Analysis of Biomass Integrated Gasifier/ Combined Cycle Power”. In proc. 2008 ENCIT 2008 – 12th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering, 2008 Cong. p. 121-131.

Cardu M., Baica M. Regarding a global methodology to estimative the energy ecologic efficiency of thermopower plants. *Energ Convers Manage* 40; (1999): 71–87.

CHANNIWALA S.A., PARIKH P.P. A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels. *Fuel* 81 (2002), pp. 1051-1063.

CORONADO C. J., “Análise Técnica-Econômica de um Gaseificador de Biomassa de 100 kg/h para acionamento de um motor de combustão interna”. Guaratinguetá, 2006. 195p. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual Paulista de Guaratinguetá-FEG-UNESP.

CORONADO C.R., Carvalho JR, Yoshioka J.T, Silveira J.L. Determination of ecological efficiency in internal combustion engines: The use of biodiesel. *Applied Thermal Engineering* 29 (2009) 1887–1892.

COSTA A. A. S., MARTINS C. A., EWALD P. S., VASCONCELLOS E C. A. S., SILVEIRA, J. L. Determination of Ecological Efficiency in Internal Combustion

Aeronautical Engines Using Ethanol and Aviation Gasoline as Fuels. In proc. 2009 CLAGTEE 2009 – VIII Latin American Congress, 2009 Cong.

DELAQUIL P. "Small Scale Biomass Gasification Systems for Agricultural and Forest Product Industries", presented at the Biomass Workshop, Changchun, Jilin Province, China, 1998.

DONG L., LIU H., RIFFAT S. "Development of small-scale and micro-scale biomass-fuelled CHP systems – A literature review", Applied Thermal Engineering, vol 29, pp. 219-2126, 2009

EG-G Services, "Fuel cell handbook", 6th ed. Parsons Inc., Science Applications International Corporation, 2002.

FRYDA L., PANOPOULOS K.D., KAKARAS E. "Integrated CHP with autothermal biomass gasification and SOFC–MGT". Energy Conversion and Management, vol 49, pp. 281–290, 2008.

GAMIÑO B., AGUILLÓN J. Numerical simulation of syngas combustion with a multi-spark ignition system in a diesel engine adapted to work at the Otto cycle. Fuel (2009), doi:10.1016/j.fuel.2009.06.030

GUMZ W., "Gas producers and blast furnaces". New York: Wiley, 1950.

HASLER, P., NUSSBAUMER, T., 1999, "Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification". Biomass and Bionergy, vol 16, p 385 – 395.

JARUNGTAMMACHOTE S., DUTTA A. “Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier”, *Energy*, vol 32, pp. 1660-1669, 2007.

KALTSCHMITT, M., HARTMANN. *Energie aus biomass: Grundlagen, Techniken und Verfahren*, Springer Verlag, 2001.

KONG X.Q., WANG R.Z., HUANG X.H. “Energy efficiency and economic feasibility of CCHP driven by stirling engine”. *Energy Conversion and Management*, vol 45, pp. 1433–1442, 2004.

LAMAS W. Q, SILVEIRA J.L., GIACALIA G.E.O., REIS L.O.M. Development of a methodology for cost determination of wastewater treatment based on functional diagram. *Applied Thermal Engineering* 2009; 29: 2061 – 2071

LI X., GRACE J.R., WATKINSON A.P., LIM C.J, CHEN H.P., KIM J.R., “Biomass gasification in a circulating fluidized bed”. *Biomass Bioenergy*, vol 26, pp. 171–93, 2004.

LI X., GRACE J.R., WATKINSON A.P., LIM C.J., ERGU D.A. Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier. *Fuel* 2001; 80:195–207.

LORA E. E. S, NOGUEIRA L. A. H. “Dendroenergia: Fundamentos e Aplicações”, 2th Edition. Rio de Janeiro, 2003

LORA E. E. S., ANDRADE R. V., ARADAS M. E. C. “Geração Elétrica Em Pequena Escala A Partir Da Gaseificação De Biomassa”, presented at the AGRENER 2004 CONGRESS, Campinas, São Paulo, Brazil, 2004

MORLEY C., Gaseq, Chemical equilibria in perfect gases, v.0.79, 2005, <http://www.gaseq.co.uk>.

NEEFT, J.P.A., KNOEF, H.A.M., AND OMAJI, P., 1999. Behavior of Tars in Biomass Gasification Systems. NOVEM EWAB Program Report 9919. Available from MHP Management Services, P.O. box 127,3950 AC Maarn, Netherlands. 75 pp.

PETERS N. Four lectures on turbulent combustion. Germany: Institut fur Technische Mechanik; 1997.

PROJETO CTNERG, processo 555072/2006-1

RAJVANSHI A.K. Alternative Energy in Agriculture”, Vol. II, Ed. D. Yogi Goswami, CRC Press, 1986, pgs. 83-102.

REED, T., DASS, A., 1989. Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems, Solar Energy Research Institute (SERI), U.S. Department of Energy Solar Technical Information Program. Third Printing. pp 140.

ROBERT H.P., DON W.G. Perry’s chemical engineers handbook. Sixth edition. New York: McGraw Hill, 1984.

RUGGIERO M., MANFRIDA G. An equilibrium model for biomass gasification process. *Renew Energy* 1999;16:1106–9.

SCHUSTER G., LOFFLER G., WEIGL K., HOFBAUER H. Biomass steam gasification - an extensive parametric modeling study. *Bioresource Technology* 2001; 77:71-79

SHARMA A Kr. Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier. *Energy Conversion and Management* 2008; 49: 832–842

SILVEIRA J.L, LEAL E .M., RAGONHA L.F.JR. Analysis of a molten carbonate fuel cell: cogeneration to produce electricity and cold water. *Energy* 2001; 26: 891 – 904

SILVEIRA J.L., BRAGA L.B., SOUZA A.C.C., ANTUNES J.S. The benefits of ethanol use for hydrogen production in urban transportation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2009; In Press.

SILVEIRA J.L., CARVALHO J.A.JR., VILLELA I.A.C. Combined cycle versus one thousand diesel power plants: pollutant emissions, ecological efficiency and economic analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2007; 11: 524–535.

SILVEIRA, J.L, “Estudo de sistema de geração aplicado a fabricação de papel e celulose”. MSc. Dissertation, Escola Federal de Engenharia de Itajubá – EFEI, 1990

SIMS R.E.H. “The brilliance of bioenergy in business and practice”, vol I. London. James & James, 2002.

SRIDHAR G., PAUL P.J., MUKUNDA H.S. Zero-dimensional modeling of a producer gasbased reciprocating engine. In: Proc. IMechE 2007; vol. 220, DOI: 10.1243/09576509JPE265.

STASSEN H.E.M., KNOEF H.A.M., “UNDP/World Bank Small-Scale Gasifier Monitoring Programme – Final Findings”. Energy for Sustainable Development, II (I), pp. 41-48, 1995.

STEVENS, D.J., 2001. Hot Gas Conditioning – Recent progress with larger – scale biomass gasification system. Pacific Northwest National Laboratory. Richland, Washington. pp 88.

TARIFA DE VENDA DE ELETRICIDADE. [Online]. Available: http://www.bandeirante.com.br/energia/utilidades/informacoes_comerciais/pdf/Tarifas_Fornecimento_Energia_Eletrica_outubro_2008_completa_grupo_A_B.pdf, 2008

VIAN O. A., “El pronostico Económico en Química Industrial” Ediciones de la Universidad Complutense S.A. Madrid, España, 1991.

VILLELA I. C., “Desenvolvimento de um Modelo Termoeconômico que Considera os Impactos Ambientais”. Guaratinguetá, 2007. 151p. Tese de Doutorado. Universidade Estadual Paulista de Guaratinguetá-FEG-UNESP.

VILLELA I.A.C., SILVEIRA J.L. Thermoeconomic analysis applied in cold water production system using biogas combustion. Applied Thermal Engineering 2005; 25: 1141–1152.

WU D.W., WANG R.Z. “Combined cooling, heating and power: A review”. *Progress in Energy and Combustion Science*, vol 32, pp. 459–495, 2006

ZAINAL Z.A., RIFAU A, QUADIR G.A., SEETHARAMU K.N. Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier. *Biomass and Bioenergy* 2002; 23: 283 – 289

ZAINAL Z.A., RIFAU A., LEAN C.H., SEETHARAMU K.N. “Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials”. *Energy Conversion and Management*, vol 42 , pp. 1499-1515, 2001.