

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

TESE DE DOUTORADO

**Gaseificação de Biomassa: Uma Análise
Teórica e Experimental**

Autor: Rubenildo Vieira Andrade

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Itajubá, Dezembro de 2007.

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

TESE DE DOUTORADO

Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental

Autor: Rubenildo Vieira Andrade

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora.

Curso: Doutorado em Engenharia Mecânica

Área de Concentração: Conversão de Energia

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção do Título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Itajubá, Dezembro de 2007.

M.G. – Brasil

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

TESE DE DOUTORADO

Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental

Autor: Rubenildo Vieira Andrade

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora.

Composição da Banca Examinadora:

Prof. Dr. Manoel Régis Lima Leal - UNICAMP

Prof. Dr. José Cláudio Moura – TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LTDA

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora – IEM/ UNIFEI

Prof. Dr. Marco Antônio Rosa do Nascimento - IEM/UNIFEI

Prof. Dr. Osvaldo José Venturini - IEM/UNIFEI

Dedicatória

Dedico essa tese à minha família.

Agradecimentos

Gostaria de agradecer a Deus, por me dar forças de continuar quando parar era o caminho mais fácil e provável; aos meus pais pelo incentivo e pelos primeiros ensinamentos; ao apoio e carinho de minha esposa e filha; ao meu orientador pela oportunidade, amizade e orientação; aos meus colegas de trabalho que tanto me incentivaram e contribuíram; a CPFL; ao CENPES - Petrobrás; ao CNPQ; a CEMIG; a Termoquip; ao NEST; aos meus mestres e a todos aqueles que direta ou indiretamente contribuíram para a realização desse trabalho.

Assim como a água não mantém sua forma constante, não existem condições constantes em uma guerra. Dos cinco elementos, nenhum é predominante; das quatro estações, nenhuma dura para sempre; há dias curtos e dias extensos; a Lua cresce e volta a minguar. Aquele que tiver habilidade para variar as próprias posições de acordo com as táticas e planejamento do inimigo para conquistar a vitória, torna-se um adversário intransponível como os desígnios do céu.

Sun Tzu “A arte da guerra”

Resumo

ANDRADE, R. V. (2007), *Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental*, Itajubá, 205 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

A tese tem como objetivo realizar um estudo da gaseificação de biomassa em protótipos de reatores em leito fixo e leito fluidizado com a finalidade de desenvolver e aprimorar a tecnologia, promovendo melhorias nos seus projetos, bem como estudar a aplicação, do gás produzido, em motores de combustão interna e realizar a verificação da viabilidade econômica, da utilização desse gás, para geração de eletricidade em pequena escala. Foram desenvolvidos e apresentados mecanismos para projeto, avaliação, “scale up”, e operação de gaseificadores de leito fluidizado e de leito fixo. O estudo de formas inovadoras, do tratamento do gás, no que se refere à conversão do alcatrão através da avaliação gaseificadores de duplo estágio de gaseificação e reatores de reforma catalítica, também é apresentado. A utilização do gás pobre em motores de combustão interna é testada. O gás é gerado em um gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado sendo usado um sistema de limpeza catalítica para a conversão do alcatrão com a finalidade de adequar o gás aos padrões de funcionamento exigidos pelo motor. Uma análise econômica é realizada para geração de eletricidade a partir da biomassa utilizando-se gaseificadores de duplo estágio de gaseificação acoplados a motores de combustão interna. É realizado um estudo comparativo entre as características dos diferentes gaseificadores analisados em termos da qualidade do gás gerado.

Palavras-chave

Gaseificação, biomassa, geração distribuída, leito fluidizado, leito fixo, energia renovável.

Abstract

ANDRADE, R. V. (2007), *Biomass gasification: A theoretical and experimental approach*, Itajubá, 205 p. Phd. These - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

The aim of the thesis is to carry out a biomass gasification study using fixed and fluidized bed gasifiers prototypes in order to develop and improve the technology through modifications in the original design of this types of reactors, as well as to study the use of the poor gas in internal combustion engines to power generation and verify the economical feasibility of small scale power generation. It was developed and presented methodologies to the design, evaluation, scale up, and operation of fluidized bed and fixed bed gasifiers. The study of innovatory methods of the gas treatment, which refers to the conversion of the tar, through the evaluation of double stage gasifiers and catalytic reactors, is also presented. The utilization of the poor gas in a spark engine it is tested. The gas is generated in a cross-flow gasifier that it is passed through a cleaning catalytic system to convert the tar looking to adjust the gas to the requirement standards of the engine. It is carried out an economical analysis of the power generation from biomass using the two stage gasifiers with sparking engines. It is realized a comparative analysis of the gas quality produced in the different types of gasifiers used in the tests.

Keywords

Gasification, biomass, distributed generation, fluidized bed, fixed bed, renewable energy.

SUMÁRIO

SUMÁRIO	I
LISTA DE FIGURAS	VI
LISTA DE TABELAS	IX
SIMBOLOGIA	XI
LETRAS LATINAS	XI
LETRAS GREGAS	XIII
SUPERESCRITOS	XIII
SUBSCRITOS	XIII
CAPÍTULO 1	1
INTRODUÇÃO	1
1.1 - OBJETIVO	1
1.1.1 - Objetivos específicos	1
1.2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	2
1.2.1 - Utilização de Energia Renovável no Brasil	2
1.2.1.1 - Visão geral	2
1.2.2 - Energia Renovável	5
1.2.2.1 - Biomassa	6
1.2.3 - Programas do Governo de Incentivo à Utilização de Energia Renovável no Brasil	10
1.2.3.1 - Proálcool	10
1.2.3.2 - Proinfa	12
1.2.4 - Geração Distribuída	13
1.2.4.1 - Introdução	13
1.2.4.2 - A geração distribuída e a cogeração.	14
1.2.4.3 - Tecnologias de cogeração em pequena escala	15

	ii
1.2.5 - A Gaseificação de Biomassa	24
1.2.5.1 - Introdução	24
1.2.5.2 - Histórico	27
1.2.5.3 - Tipos de gaseificadores	28
1.2.5.4 - Comparação entre gaseificadores	38
1.2.5.5 - Projetos em andamento	41
1.2.5.6 - Limpeza do gás de biomassa	45
1.2.6 - Utilização do Gás de Biomassa	55
1.2.6.1 - Aproveitamento térmico do gás de biomassa (queima direta)	56
1.2.6.2 - Geração de energia elétrica	57
1.3 - Conclusões	64
CAPÍTULO 2	66
GASEIFICADORES EM LEITO FLUIDIZADO	66
2.1 - Introdução	66
2.2 - Estudo do Leito Fluidizado	66
2.3 - Hidrodinâmica do leito fluidizado	67
2.4 - Avaliação das velocidades superficial, de mínima fluidização e terminal do gaseificador em leito fluidizado estudado.	72
2.5 - Classificação das partículas segundo Geldart	75
2.6 - Expansão do leito	77
2.7 - Diâmetro das bolhas	78
2.8 - Estimativa da altura de arraste da partícula	78
2.9 - Estimativa da Potência do compressor a ser utilizado no reator	80
2.10 - Conclusões	81
CAPÍTULO 3	82
DETALHAMENTO, OPERAÇÃO E PARÂMETROS DE ENSAIOS DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO.	82
3.1 - Introdução	82
3.2 - Detalhamento do Gaseificador Estudado	82
3.3 - Modificações já Realizadas no Sistema de Gaseificação	88
3.4 - Metodologia de Operação do Gaseificador.	90
3.5 - Procedimentos de Partida.	93
3.6 - Procedimento de testes:	95
3.7 - Conclusões:	97

	iii
CAPÍTULO 4	98
METODOLOGIA DE ANÁLISE DE ALCATRÃO E PARTICULADO	98
4.1 - Introdução	98
4.2 - Metodologia de Determinação do Teor de Alcatrão e Particulado no Gás de Biomassa	99
4.2.1 - Procedimento de Amostragem	103
4.2.2 - Procedimento de Análise do Material Amostrado	104
4.3 - Conclusões	107
CAPÍTULO 5	108
TESTES NO GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE: UTILIZAÇÃO DE DIFERENTES TIPOS DE BIOMASSA	108
5.1 - Introdução	108
5.2 - Características da biomassa utilizada	109
5.2.1 - Curvas de Calibração do Sistema de Alimentação.	113
5.3 - Procedimento de Testes	115
5.4 - Mapa de Operação do Gaseificador	116
5.5 - Resultado dos testes	118
5.5.2 - Avaliação dos Teores de CO, CH ₄ , H ₂ e PCI do Gás.	118
5.5.3 - Avaliação do Teor de Alcatrão e Particulado:	119
5.6 - Discussão dos Resultados	120
5.7 - Conclusões	128
CAPÍTULO 6	131
ANÁLISE TERMODINÂMICA DO GASEIFICADOR	131
6.1 - Introdução	131
6.2 - Balanço de Massa e Energia	131
6.2.1 - Balanço de Massa	134
6.2.2 - Balanço de Energia	137
6.3 - Memorial de Cálculo	140
6.4 - Conclusão	142
CAPÍTULO 7	143
GASEIFICADORES DE LEITO FIXO (GASEIFICAÇÃO EM DUPLO ESTÁGIO).	143
7.1 - Introdução	143
7.2 - Avaliação de um reator do tipo concorrente	145

	iv
7.2.1 - Metodologia de testes.	146
7.2.2 - Resultados.	147
7.3 - Conclusões	148
CAPÍTULO 8	149
LIMPEZA CATALÍTICA COMO MÉTODO SECUNDÁRIO PARA CONVERSÃO DE ALCATRÃO	149
8.1 - Introdução	149
8.2 - Descrição do Gaseificador Testado	150
8.2.1 - Gaseificador	150
8.2.2 - Reformador Catalítico	151
8.2.3 - Ciclone e Trocador de Calor	152
8.3 - Biomassa	153
8.3.4 - Biomassa Utilizada	153
8.3.5 - Tratamento da biomassa	153
8.4 - Metodologia dos Testes	154
8.5 - Resultados	155
8.6 - Eficiência do Gaseificador	157
8.7 - Conclusões	158
CAPÍTULO 9	159
AVALIAÇÃO COMPARATIVA ENTRE OS GASEIFICADORES DE LEITO FIXO E LEITO FLUIDIZADO ESTUDADOS	159
9.1 - Introdução	159
9.2 - Gaseificador de leito fluidizado borbulhante atmosférico	160
9.3 - Gaseificador de fluxo cruzado.	160
9.4 - Gaseificador de leito fixo Concorrente	161
9.5 - Análise comparativa	161
9.6 - Conclusões	165
CAPÍTULO 10	166
APLICAÇÃO DO GÁS DE BIOMASSA EM MOTORES DE COMBUSTÃO INTERNA.	166
10.1 - Introdução	166
10.2 - Descrição do sistema estudado.	167
10.3 - Metodologia de testes.	168

10.3.1 - Procedimento do teste com gasolina	v 168
10.3.2 - Procedimento de testes do motor com gás de biomassa.	169
10.4 - Resultados dos testes com gasolina	169
10.5 - Resultado dos testes com gás de biomassa	175
10.6 - Conclusões	181
CAPÍTULO 11	182
ANÁLISE ECONÔMICA DE SISTEMAS OPERANDO COM GÁS DE BIOMASSA	182
11.1 - Introdução	182
11.2 - Método de Análise econômica adotada	183
11.3 - Definição dos Cenários a serem analisados	185
11.4 - Análise dos Cenários Propostos	186
11.5 - Conclusões:	192
CAPÍTULO 12	194
CONCLUSÕES	194
CAPÍTULO 13	197
RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	197
CAPÍTULO 14	199
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	199

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.1 – EVOLUÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO NA ATMOSFERA.....	5
FIGURA 1.2 – EMISSÕES DE CO ₂ PER CÁPITA VERSUS O IDH.....	6
FIGURA 1.3 – PRODUÇÃO DE ENERGIA PRIMÁRIA NO BRASIL (ADAPTADO DE GODEMBERG, 2004).....	8
FIGURA 1.4 – EVOLUÇÃO DO PREÇO DO PETRÓLEO.....	11
FIGURA 1.5 – EVOLUÇÃO DA PRODUÇÃO DE ÁLCOOL NO BRASIL (ESPECIAL PROÁLCOOL, 2005).....	12
FIGURA 1.6 – EVOLUÇÃO DA PRODUÇÃO DOS CARROS BI-COMBUSTÍVEIS DESDE 2003 A 2005 (ESPECIAL PROÁLCOOL, 2005).....	12
FIGURA 1.7 - FLUXO DE ENERGIA PARA GERAÇÃO SEPARADA DE CALOR E POTÊNCIA E CHP (ADAPTADO DE HTTP://WWW.EREN.DOE.GOV/DER/CHP/).....	15
FIGURA 1.8 - MOTOR DE COMBUSTÃO INTERNA (CATERPILLAR).....	17
FIGURA 1.9 – BALANÇO DE ENERGIA PARA MOTORES ALTERNATIVOS DE COMBUSTÃO INTERNA (U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, 2005).....	18
FIGURA 1.10 – BALANÇO DE CALOR PARA O MOTOR ALTERNATIVO DE COMBUSTÃO INTERNA (ONOVWIONA, 2006).....	19
FIGURA 1.11 – INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NA EFICIÊNCIA DE UMA MICROTURBINA DE 30 kW.	19
FIGURA 1.12 – MICROTURBINA EM CORTE.....	20
FIGURA 1.13 – DADOS PARA CÁLCULO DO APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DOS GASES DE EXAUSTÃO.....	21
FIGURA 1.14 - CÉLULA A COMBUSTÍVEL.....	22
FIGURA 1.15 - FLUXO DE ENERGIA DE UM MOTOR STIRLING OPERANDO COM BIOMASSA (CARLSEN, 2001).....	24
FIGURA 1.16 - DIAGRAMA DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO.....	25
FIGURA 1.17 - VEÍCULOS MOVIDOS A GÁS DE BIOMASSA.....	27
FIGURA 1.18 - ESQUEMA DE UM GASEIFICADOR CONTRACORRENTE.....	28
FIGURA 1.19 - ESQUEMA DE UM GASEIFICADOR CONCORRENTE.....	29
FIGURA 1.20 - GASEIFICADOR IMBERT E VEÍCULO ACIONADO POR GÁS DE BIOMASSA.....	29
FIGURA 1.21 - DIAGRAMA DA GARGANTA DE UM GASEIFICADOR CONCORRENTE (SOLAR ENERGY RESEARCH INSTITUTE, 1988).....	30
FIGURA 1.22 - ESQUEMA DE UM GASEIFICADOR DE FLUXO CRUZADO.....	31
FIGURA 1.23 - ESQUEMA DE UM SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE.....	32
FIGURA 1.24 – INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA DO LEITO EM PARÂMETROS DE DESEMPENHO DE UM GASEIFICADOR.....	35
FIGURA 1.25 – INFLUÊNCIA DO FATOR DE AR NOS COMPONENTES DO GÁS DE BIOMASSA E NO PODER CALORÍFICO.....	35
FIGURA 1.26 – GRÁFICO COMPARATIVO DO TEOR DE ALCATRÃO E PARTICULADO PARA DIFERENTES TIPOS DE GASEIFICADORES (BRAWN, 1986).....	39
FIGURA 1.27 - PLANTA DE GASEIFICAÇÃO COM TECNOLOGIA DA FOSTER WHEELER (KWANT, 2005).....	42
FIGURA 1.28 INSTALAÇÃO DA PLANTA DE GASEIFICAÇÃO DE VÄRNAMO NA SUÉCIA.....	44
FIGURA 1.29 PLANTA DE GASEIFICAÇÃO DE ARBRE.....	44
FIGURA 1.30 - GRÁFICO MOSTRANDO A EFICIÊNCIA DE EQUIPAMENTOS DE LIMPEZA DE GASES (ADAPTADO DE HASLER, 1999).....	46
FIGURA 1.31-VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO LEITO EM FUNÇÃO DO FATOR DE AR.....	48
FIGURA 1.32 – VARIAÇÃO DO TEOR DE ALCATRÃO NO GÁS EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA DO LEITO.....	48
FIGURA 1.33 – GRÁFICO DO TEOR DE ALCATRÃO PARA INJEÇÃO DE AR NO “FREEBOARD” (CAO, 2006).....	49
FIGURA 1.34 PROCESSO DE TRATAMENTO E UTILIZAÇÃO DO GÁS DE BIOMASSA (ADAPTADO DE BELGIORNO, 2003).....	50
FIGURA 1.35 PROCESSO DE TRATAMENTO DE ÁGUA PARA LIMPEZA DE GASES.....	51

FIGURA 1.36 – COMPARAÇÃO DO TEOR DE ALCATRÃO EM GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO COM E SEM A UTILIZAÇÃO DE CATALISADOR NO LEITO.	53
FIGURA 1.37 – DIAGRAMA DA CONVERSÃO DE ALCATRÃO PELO MÉTODO PRIMÁRIO DEVI (2003).	54
FIGURA 1.38 - DIAGRAMA DA CONVERSÃO DO ALCATRÃO POR MÉTODOS SECUNDÁRIOS DEVI (2003).	54
FIGURA 1.39 – PLANTA DE POTÊNCIA DE LAHTI NA FILÂNDIA (CO-COMBUSTÃO DO GÁS DE BIOMASSA) (BELGIORNO, 2003).	57
FIGURA 1.40 - EFICIÊNCIA DO MOTOR PARA UTILIZAÇÃO DE DIESEL E A MISTURA DIESEL + GÁS DE BIOMASSA COMO COMBUSTÍVEL COM RELAÇÃO VARIAÇÃO DE POTÊNCIA DO MOTOR (ADAPTADO DE BHATTACHARYA, 2001).	58
FIGURA 1.41 - SISTEMA DE MISTURA PARA UTILIZAÇÃO DE GÁS DE BIOMASSA EM MCI (ADAPTADO DE TALIB 1989).	59
FIGURA 1.42 ESQUEMA DE ACOPLAMENTO GASEIFICADOR MOTOR DE COMBUSTÃO INTERNA (SOLAR ENERGY RESEARCH INSTITUTE, 1988).	60
FIGURA 1.43 – ESQUEMA GASEIFICADOR MOTOR STIRLING (JENSEN, 2002)	61
FIGURA 1.44 - SISTEMA DE GERAÇÃO GASEIFICADOR / MOTOR STIRLING (JENSEN, 2002).	61
FIGURA 1.45 - DIAGRAMA DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO VÄRNAMO (KWANT, 2005).	62
FIGURA 1.46 - DIAGRAMA DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO DA PLANTA ARBRE - REINO UNIDO (BELGIORNO, 2003).	63
FIGURA 1.47 – ESQUEMA DE UM SISTEMA INTEGRADO GASEIFICADOR CÉLULA A COMBUSTÍVEL. (ADAPTADO DE KUCHONTHARA, 2005)	64
FIGURA 2.1 REGIMES DE FLUIDIZAÇÃO.	68
FIGURA 2.2 – CLASSIFICAÇÃO DE GELDART PARA A FLUIDIZAÇÃO DE PARTÍCULAS COM AR SOB CONDIÇÕES AMBIENTE (ADAPTADO DE GELDART, 1986).	76
FIGURA 2.3 - MUDANÇA NO COMPORTAMENTO DO MATERIAL PARA CADA GRUPO DA CLASSIFICAÇÃO DE GELDART DE ACORDO COM O AUMENTO DA VELOCIDADE (ADAPTADO DE KUNII, 1991).	77
FIGURA 2.4 – ESQUEMA DE UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO COM AS RESPECTIVAS ZONAS (ADAPTADO DE KUNII, 1991).	79
FIGURA 3.1 - SISTEMA DE LIMPEZA DO GÁS QUE É ENVIADO AO SISTEMA DE ANÁLISE CONTINUA.	85
FIGURA 3.2 - SISTEMA DE AMOSTRAGEM CONTÍNUA DE GÁS.	85
FIGURA 3.3 - DESENHO ESQUEMÁTICO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO ESTUDADO.	86
FIGURA 3.4 - ESQUEMA GERAL DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO.	87
FIGURA 3.5 – “FLARE” E SISTEMA DE LIMPEZA DO GÁS.	88
FIGURA 3.6 – SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE BIOMASSA ATUAL.	89
FIGURA 3.7 – RELAÇÃO ENTRE A ROTAÇÃO DA VÁLVULA ROTATIVA E A VAZÃO DE BIOMASSA.	91
FIGURA 3.8 - GRÁFICO DE OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR.	92
FIGURA 3.9 – PLACA DISTRIBUIDORA DE AR.	94
FIGURA 3.10 - CICLONE.	94
FIGURA 4.1 – ESQUEMA DO AMOSTRADOR.	100
FIGURA 4.2 - ESQUEMA DA Sonda ISOCINÉTICA.	100
FIGURA 4.3 DESENHO ESQUEMÁTICO DO PORTA-FILTRO.	101
FIGURA 4.4 - CONDENSADOR.	101
FIGURA 4.5 “IMPINGER”.	102
FIGURA 4.6 - ESQUEMA DO TREM DE AMOSTRAGEM.	102
FIGURA 4.7 – FOTO APRESENTANDO O GÁS SENDO AMOSTRADO, NO INTERIOR DOS “IMPINGERS”, DURANTE UM DOS TESTES.	103
FIGURA 4.8 - EXTRATOR DE SOXHLET.	104
FIGURA 4.9 – DESSECADOR.	105
FIGURA 4.10 – ROTAVAPOR.	105
FIGURA 4.11 – ESQUEMA PARA ANÁLISE DE ALCATRÃO E PARTICULADO CONTIDOS NO GÁS POBRE.	106
FIGURA 5.1 - FOTO DA ESTUFA.	110
FIGURA 5.2 - FOTO DO TRITURADOR.	111
FIGURA 5.3 - FOTO COM AMOSTRAS DE SERRAGEM, BAGAÇO DE CANA E CASCA DE ARROZ.	112
FIGURA 5.4 - GRÁFICO DE CALIBRAÇÃO PARA CASCA DE ARROZ.	113
FIGURA 5.5 – GRÁFICO DE CALIBRAÇÃO PARA O BAGAÇO DE CANA.	114
FIGURA 5.6 - GRÁFICO DE CALIBRAÇÃO PARA A SERRAGEM.	114
FIGURA 5.7 – CURVA DE OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR.	117
FIGURA 5.8 – LOCALIZAÇÃO DOS TRANSDUTORES DE TEMPERATURA.	118
FIGURA 5.9 – CONCENTRAÇÃO DE CO, CH ₄ E H ₂ NO GÁS GERADO COM RELAÇÃO AO FATOR DE AR.	120
FIGURA 5.10 – PODER CALORÍFICO EM FUNÇÃO DO FATOR DE AR.	121
FIGURA 5.11 – PERFIL DE TEMPERATURA DO GASEIFICADOR PARA UM DADO TEMPO DE OPERAÇÃO EM REGIME DE GASEIFICAÇÃO.	122
FIGURA 5.12 – TEMPERATURA DO PLENUM DE TESTE ANTERIORES.	123

FIGURA 5.13 – TEMPERATURA NA REGIÃO DO PLENUM OTIMIZADO.	123
FIGURA 5.14 – GÁS DE BIOMASSA SENDO INCINERADO.	126
FIGURA 5.15 - GRÁFICO DA TEMPERATURA DO LEITO DURANTE A OPERAÇÃO COM CASCA DE ARROZ.	127
FIGURA 5.16 - GRÁFICO DA TEMPERATURA DO LEITO DURANTE A OPERAÇÃO COM BAGAÇO DE CANA.	127
FIGURA 5.17 - GRÁFICO DA TEMPERATURA DO LEITO DURANTE A OPERAÇÃO COM SERRAGEM.	128
FIGURA 6.1 - ESQUEMA DOS FLUXOS DE MASSA E ENERGIA PARA A ELABORAÇÃO DO BALANÇO DO GASEIFICADOR.	133
FIGURA 6.2 - CONFIGURAÇÃO DO REATOR.	139
FIGURA 6.3 – DIAGRAMA COM AS PERDAS DE ENERGIA ASSOCIADAS AO PROCESSO.	141
FIGURA 7.1 - ESQUEMA DO GASEIFICADOR EM DUPLO ESTÁGIO ESTUDADO.	146
FIGURA 8.1 – ESQUEMA DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO E REATOR CATALÍTICO ESTUDADO.	150
FIGURA 8.2 – FOTO DO GASEIFICADOR AVALIADO.	151
FIGURA 8.3 - FOTO DO REFORMADOR CATALÍTICO.	151
FIGURA 8.4 – ESPIRAIS DE NÍQUEL.	152
FIGURA 8.5 – CÍCLONE.	152
FIGURA 8.6 - TROCADOR DE CALOR.	153
FIGURA 8.7 - BIOMASSA UTILIZADA.	154
FIGURA 8.8 COMPOSIÇÃO DO GÁS DE BIOMASSA ANTES DO REATOR CATALÍTICO DURANTE SEU AQUECIMENTO.	156
FIGURA 8.9 - COMPOSIÇÃO DO GÁS DE BIOMASSA APÓS O REATOR CATALÍTICO.	156
FIGURA 8.10 – GRÁFICO DA VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO REATOR CATALÍTICO DURANTE O SEU FUNCIONAMENTO.	157
FIGURA 9.1 – DADOS COMPARATIVOS DO PCI PARA OS GASEIFICADORES TESTADOS.	162
FIGURA 9.2 – COMPOSIÇÃO DO GÁS PARA OS GASEIFICADORES TESTADOS.	162
FIGURA 9.3 – VALORES COMPARATIVOS DO TEOR DE ALCATRÃO PARA OS GASEIFICADORES TESTADOS.	163
FIGURA 9.4 – VALORES COMPARATIVOS DO TEOR DE PARTICULADO PARA OS GASEIFICADORES TESTADOS.	164
FIGURA 9.5 – VALORES COMPARATIVOS DOS TEORES DE ALCATRÃO E PARTICULADO E PCI DO GÁS PARA OS GASEIFICADORES TESTADOS.	165
FIGURA 10.1 – DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DO SISTEMA ESTUDADO.	167
FIGURA 10.2 SISTEMA OPERANDO A PLENA CARGA DURANTE OS TESTES REALIZADOS.	168
FIGURA 10.3 RELAÇÃO DO CONSUMO DE COMBUSTÍVEL COM A POTÊNCIA DO MOTOGERADOR.	171
FIGURA 10.4. RELAÇÃO EFICIÊNCIA COM A VARIAÇÃO DE POTÊNCIA DO MOTO-GERADOR.	171
FIGURA 10.5 VARIAÇÃO DO CONSUMO ESPECÍFICO DE COMBUSTÍVEL COM A CARGA.	172
FIGURA 10.6 EQUIPAMENTO PARA ANÁLISE DE GASES DE COMBUSTÃO.	172
FIGURA 10.7 EMISSÕES DE NO _x	173
FIGURA 10.8 EMISSÕES DE MONÓXIDO E DIÓXIDO DE CARBONO.	174
FIGURA 10.9 VARIAÇÃO DO CONSUMO DE AR E COMBUSTÍVEL EM RELAÇÃO À POTÊNCIA.	174
FIGURA 10.10 VARIAÇÃO DA TEMPERATURA E VAZÃO DOS GASES DE EXAUSTÃO.	175
FIGURA 10.11 OPERAÇÃO DO MOTO-GERADOR COM GÁS DE BIOMASSA.	176
FIGURA 10.12. EMISSÕES DE NO _x COM RELAÇÃO À POTÊNCIA DO MOTOGERADOR.	177
FIGURA 10.13. VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DOS GASES DE EXAUSTÃO COM A POTÊNCIA.	177
FIGURA 10.14. INFLUÊNCIA DA VARIAÇÃO DA POTÊNCIA NOS ÍNDICES DE EMISSÃO DE CO E CO ₂ DO MOTOR OPERANDO COM GÁS DE BIOMASSA.	178
FIGURA 10.15. COMPARAÇÃO DOS ÍNDICES DE EMISSÕES DE CO ₂ DO MOTOR OPERANDO COM GASOLINA E GÁS DE BIOMASSA.	179
FIGURA 10.16. COMPARAÇÃO DOS ÍNDICES DE EMISSÕES DE CO DO MOTOR OPERANDO COM GASOLINA E GÁS DE BIOMASSA.	179
FIGURA 10.17. COMPARAÇÃO DOS ÍNDICES DE EMISSÕES DE NO _x DO MOTOR OPERANDO COM GASOLINA E GÁS DE BIOMASSA.	180
FIGURA 10.18. GRÁFICO COMPARATIVO DA EFICIÊNCIA DO MOTOR OPERANDO COM GÁS DE BIOMASSA E GASOLINA.	180
FIGURA 11.1 REPRESENTAÇÃO DA TAXA ÍTERA DE RETORNO (TIR) EM FUNÇÃO DO VPL.	184
FIGURA 11.2 – GRÁFICO EXPLICATIVO DA ANÁLISE DE SENSIBILIDADE.	184
FIGURA 11.3 - TEMPO DE RETORNO DO CAPITAL (CENÁRIO 1).	188
FIGURA 11.4 – OBTENÇÃO DA TIR PARA O CENÁRIO 1.	188
FIGURA 11.5 – ANÁLISE DE SENSIBILIDADE PARA O CENÁRIO 1.	189
FIGURA 11.6 – TEMPO DE RETORNO DO CAPITAL.	191
FIGURA 11.7 - DETERMINAÇÃO DA TAXA INTERNA DE RETORNO.	191
FIGURA 11.8 – ANÁLISE DE SENSIBILIDADE PARA O CENÁRIO 3.	192

LISTA DE TABELAS

TABELA 1.1 – CONSUMO MUNDIAL DE BIOMASSA (ANEEL, 2004).....	9
TABELA 1.2 – CUSTOS PARA DIFERENTES TECNOLOGIAS DE ENERGIA RENOVÁVEL.....	10
TABELA 1.3 – DADOS COMPARATIVOS ENTRE AS TECNOLOGIAS DE GERAÇÃO DISTRIBUÍDA.....	15
TABELA 1.4 – CARACTERÍSTICAS DE ALGUMAS TECNOLOGIAS DE GERAÇÃO DISTRIBUÍDA.....	16
TABELA 1.5 – DADOS DE EMISSÕES PARA ALGUMAS TECNOLOGIAS DE GERAÇÃO DISTRIBUÍDA.....	16
TABELA 1.6 – CARACTERÍSTICAS DE ALGUMAS MICROTURBINAS.....	21
TABELA 1.7 – CARACTERÍSTICAS DAS CÉLULAS A COMBUSTÍVEL.....	23
TABELA 1.8 – CARACTERÍSTICAS DE ALGUNS GASEIFICADORES DE BIOMASSA EM LEITO FLUIDIZADO.....	34
TABELA 1.9 – “LAYOUT” DE GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO (A).....	36
TABELA 1.10 - “LAYOUT” DE GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO (B).....	37
TABELA 1.11 CARACTERÍSTICAS DO GASEIFICADORES DE LEITO FIXO E FLUIDIZADO.....	38
TABELA 1.12 - VALORES COMPARATIVOS DA COMPOSIÇÃO DO GÁS GERADO PARA DIFERENTES TIPOS DE GASEIFICADORES (BRIDGWATER, 1995; MANSARAY, 1999).....	39
TABELA 1.13 – INFLUÊNCIA DO AGENTE DE GASEIFICAÇÃO NO GÁS DE BIOMASSA (KALTSCHMITT, 2001).....	40
TABELA 1.14 – INFLUÊNCIA DA PRESSÃO DE OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR NO GÁS GERADO (KALTSCHMITT, 2001).....	40
TABELA 1.15 – DIMENSÃO TÍPICA DO COMBUSTÍVEL PARA DIFERENTES TIPOS DE GASEIFICADORES.....	40
TABELA 1.16 GASEIFICADORES DE CO-COMBUSTÃO.....	42
TABELA 1.17 GASEIFICADORES EM CICLO COMBINADO (IGCC).....	43
TABELA 1.18 CARACTERÍSTICAS DA PLANTA DE GASEIFICAÇÃO DE VÄRNAMO.....	43
TABELA 1.19 - QUALIDADE DO GÁS REQUERIDA PARA GERADORES DE POTÊNCIA (HASLER, 1999).....	45
TABELA 1.20 QUANTIDADE DE ALCATRÃO PRESENTE NO GÁS GERADO POR DIFERENTES TECNOLOGIAS DE GASEIFICAÇÃO DE ACORDO COM QUAACK (1999).....	46
TABELA 1.21 - TABELA COMPARATIVA ENTRE SISTEMAS DE LIMPEZA DE GASES DE BIOMASSA (BELGIORNO, 2003).....	50
TABELA 2.1 - TABELA COM VALORES DE K_1 E K_2 OBTIDOS POR DIFERENTES PESQUISADORES (KUNII, 1991).....	71
TABELA 3.1 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO.....	83
TABELA 3.2 – CARACTERÍSTICAS DE OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR.....	96
TABELA 3.3 - COMPOSIÇÃO ELEMENTAR DA BIOMASSA (CASCA DE ARROZ).....	96
TABELA 4.1 - CARACTERÍSTICAS DE GASEIFICADORES HASLER (1999).....	99
TABELA 5.1 – DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DAS BIOMASSAS UTILIZADAS.....	111
TABELA 5.2 – COMPOSIÇÃO ELEMENTAR E PODER CALORÍFICO DOS TIPOS DE BIOMASSA UTILIZADA NOS TESTES (NOGUEIRA E LORA, 2003).....	112
TABELA 5.3 – COMPOSIÇÃO IMEDIATA DAS BIOMASSAS UTILIZADAS (NOGUEIRA E LORA, 2003).....	112
TABELA 5.4 – TABELA COMPARATIVA DA COMPOSIÇÃO DO GÁS DE BIOMASSA PARA DIFERENTES BIOMASSAS....	119
TABELA 5.5 – TEOR DE ALCATRÃO E PARTICULADO PRESENTE NO GÁS DE BIOMASSA.....	119
TABELA 5.6 – DADOS DE OPERAÇÃO DE GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO.....	121
TABELA 6.1 VALORES DAS GRANDEZAS UTILIZADAS.....	132
TABELA 6.2 ANÁLISE ELEMENTAR DA BIOMASSA.....	132
TABELA 6.3 - DENSIDADE NAS CONDIÇÕES NORMAIS PARA OS ELEMENTOS CONSTITUINTES DO GÁS.....	136
TABELA 6.4 - DADOS PARA REALIZAÇÃO DA ANÁLISE.....	140
TABELA 6.5 - RESULTADOS OBTIDOS DO BALANÇO DE ENERGIA.....	141
TABELA 7.1 - COMPOSIÇÃO MÉDIA DO GÁS PRODUZIDO NO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO.....	147
TABELA 7.2. CONCENTRAÇÃO DE ALCATRÃO PARA O GASEIFICADOR OPERANDO EM SIMPLES E DUPLO ESTÁGIO.....	148

	x
TABELA 8.1 - CARACTERÍSTICAS DA BIOMASSA UTILIZADA.	153
TABELA 8.2 - COMPOSIÇÃO MÉDIA DO GÁS OBTIDO.	155
TABELA 8.3 - CONCENTRAÇÃO DE ALCATRÃO NO GÁS AMOSTRADO PARA O GASEIFICADOR ANTES E APÓS O REFORMADOR CATALÍTICO.	155
TABELA 10.1 DADOS OPERACIONAIS DO MOTOR.	169
TABELA 10.2 DADOS DA EMISSÃO DE POLUENTES.	170
TABELA 10.3 EMISSÕES DE POLUENTES DO MOTOR OPERANDO COM GÁS DE BIOMASSA.	175
TABELA 11.1 - DADOS PARA ANÁLISE DO PROJETO.	186
TABELA 11.2 FLUXO DE CAIXA DO CENÁRIO 1.	187
TABELA 11.3 – FLUXO DE CAIXA PARA O CENÁRIO 2.	190

SIMBOLOGIA

LETRAS LATINAS

ar_{est}	Ar estequiométrico ou teórico	
A	Área; cinzas	m^2 ; % Vol
A_0	Área da superfície de um distribuidor	m^2
Ar	Número de Arquimedes	
c	Custos associados ao período considerado	R\$/ano
C	Carbono	% Vol.
C_D	Coefficiente de arrasto	
C_x	Concentração de cada componente químico	
d	Diâmetro	m
F	Carbono fixo	
FA	Fator de ar	
g	Aceleração da gravidade	m/s^2
Gf	Fração de gás na mistura gás – ar	
h	Altura; entalpia	m ; kJ/kg
h_0	Coefficiente de transferência de calor por convecção	W/m^2K
H	Altura do leito	m
H_f	Altura do “freeboard”	m
H_2	Hidrogênio	
i	Taxa de juros do período	%
I	Custo de investimento	R\$/ano
IDH	Índice de desenvolvimento humano	
k	Conductividade do material	W/mK

		xii
L	Distância acima do distribuidor	m
L _f	Fator de carga do motor ou rendimento volumétrico	
LFB	Leito Fluidizado Borbulhante	
LFC	Leito fluidizado circulante	
\dot{m}	Fluxo mássico ou vazão mássica	kg/s
\dot{m}_{ar}	Fluxo mássico de ar	kg/h
\dot{m}_{alc}	Teor de alcatrão	mg/Nm ³
\dot{m}_{cin}	Fluxo mássico de cinzas para o ciclone	kg/h
\dot{m}_{cinzas}	Fluxo mássico total de cinzas	
\dot{m}_{cing}	Teor de cinzas nos gases	kg/h
$\dot{m}_{gás}$	Fluxo mássico de gás	kg/h
n	Período de estudo	Ano
N	Número de orifícios por m ²	
N ₂	Nitrogênio	% Vol
P	Pressão	Pa
PCI	Poder calorífico inferior	kJ/kg; MJ/Nm ³
PCS	Poder Calorífico superior	kJ/kg
Q	Vazão volumétrica	m ³ /s
\dot{Q}_{cin}	Taxa de calor perdido com as cinzas removidas no ciclone	kW
$\dot{Q}_{gás}$	Taxa de calor disponível no gás gerado	kW
\dot{Q}_{gpm}	Taxa de calor perdido pelos gases	kW
\dot{Q}_{pm}	Taxa de calor perdido para o meio ambiente (_f – “freeboard”, _b – leito)	kW
\dot{Q}_{pncc}	Taxa de perdas de calor pela não conversão de carbono	kW
\dot{Q}_{td}	Taxa de calor total disponível	kW
R	Receita associada ao período considerado	R\$/ano
Re	Número de Reynolds	
S	Enxofre	
T	Temperatura	K
TDH	“Transport disengagement height”	
TIR	Taxa interna de retorno	%

u	Velocidade	xiii m/s
V	Volume; voláteis	m ³ ; %
\dot{V}	Vazão volumétrica	Nm ³ /h
$V_{a/c}$	Relação ar combustível real	
VPL	Valor presente líquido	
$Vol_{gas.}$	Volume do gás	m ³
\dot{W}	Potência	kW
W	Umidade	%

LETRAS GREGAS

γ	Coeficiente politrópico	
ΔP	<i>Perda de carga no leito</i>	mmHg
ε	<i>Porosidade</i>	
ϕ_s	<i>Esfericidade</i>	
η	<i>Eficiência</i>	%
μ	Viscosidade absoluta	kg/ms
ρ	Massa específica	kg/m ³

SUPERESCRITOS

t	<i>Base de trabalho</i>
-----	-------------------------

SUBSCRITOS

alc	<i>Teor de alcatrão</i>
b	<i>Bolha</i>

<i>bio</i>	<i>Biomassa</i>
<i>comb</i>	<i>Combustível</i>
<i>exp</i>	<i>Expandido</i>
<i>inj</i>	<i>Injetor</i>
<i>le</i>	<i>Leito estático</i>
<i>N</i>	<i>Condição normal</i>
<i>mf</i>	<i>Mínima fluidização</i>
<i>0</i>	<i>Condição normal</i>
<i>p</i>	<i>Partícula</i>
<i>s</i>	<i>Sólido</i>
<i>sl</i>	<i>Superficial do leito</i>

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

1.1 - OBJETIVO

A tese tem como objetivo realizar um estudo da gaseificação de biomassa em protótipos de reatores em leito fixo e leito fluidizado com a finalidade de desenvolver e ou aprimorar a tecnologia, promovendo melhorias nos seus projetos, bem como estudar a aplicação, do gás produzido, em motores de combustão interna e realizar a verificação da viabilidade econômica, da utilização desse gás, para geração de eletricidade em pequena escala.

1.1.1 - Objetivos específicos

Estudar a gaseificação de biomassa em reatores de leito fluidizado, analisando os seus principais parâmetros de operação, verificando a sua influência na qualidade do gás gerado.

Estudo da gaseificação em duplo estágio como método primário para conversão do alcatrão presente no gás.

Estudo da reforma catalítica como método secundário para conversão do alcatrão

Estudo da utilização do gás pobre em motores de combustão interna.

Avaliação da viabilidade técnico-econômica de um sistema de conversão de energia baseado na gaseificação de biomassa em duplo estágio acoplado a um motor de combustão interna

1.2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1.2.1 - Utilização de Energia Renovável no Brasil

1.2.1.1 - Visão geral

Os índices de consumo de energia de um país refletem o seu grau de desenvolvimento, pois quanto maior o desenvolvimento maior a necessidade de energia, como é o caso dos Estados Unidos, que é um país que possui um alto índice de desenvolvimento e consome grande quantidade de energia, quando comparado aos demais. Em contra partida, também é considerado o grande vilão mundial, quando se fala de emissões de poluentes atmosféricos.

Partindo dessa premissa, há de se pensar que, para um país se desenvolver, deve investir maciçamente em geração de energia. Mas para que sejam atendidas as exigências atuais, no que diz respeito à integração entre homem e meio ambiente, torna-se necessário gerar energia limpa, renovável e de forma eficiente. Sendo assim, a busca pelo desenvolvimento econômico e social deve estar aliada à preservação ambiental, o que caracteriza o desenvolvimento sustentável.

No plano mundial, o consumo de energia a partir de combustíveis fósseis é sobremaneira maior comparado às fontes renováveis. É possível, que esse fenômeno se deva a facilidade do emprego desse tipo de energético e a grande rede mercadológica que se formou em torno desse insumo.

Não obstante a esse cenário, as fontes renováveis, quase sempre, aparecem como forma de complemento da oferta ou para a geração descentralizada de energia. O seu emprego em larga escala ainda apresenta, na maioria dos casos, custos elevados em comparação a tecnologias já mais consolidadas, como é o caso dos geradores a gás natural, por exemplo.

A energia solar, a eólica, a hidrelétrica e a biomassa, são fontes que vem chamando o interesse das nações, já que se sabe que as reservas de combustíveis fósseis são finitas, sendo assim, a pesquisa no desenvolvimento tecnológico do aproveitamento das fontes alternativas devem se intensificar ao longo dos próximos anos, principalmente devido à alta do preço do petróleo motivada pelo desenvolvimento econômico que motiva o consumo em países emergentes como China e Índia e pelos acidentes climáticos cada vez mais intensos como terremotos e furacões de grande poder de destruição ocorridos principalmente na Ásia, América Central e América do Norte.

O Brasil, que tem sua matriz energética fundamentada na energia hídrica, antes da crise energética de 2001, voltou-se para um plano emergencial que foi lançado no início de 2000, onde seriam construídas 47 usinas termelétricas a gás natural trazido da Bolívia que acrescentariam ao sistema 17,5 GW (Folha Online, 2005). Alguns problemas, principalmente relacionados a licenças ambientais não permitiram a completa implementação do plano.

Essa crise também serviu para mudar o comportamento dos usuários, sejam eles residenciais, comerciais ou industriais, que mediante a um racionamento imposto pelo governo levou a uma economia de 26 bilhões de MWh de junho de 2001 a fevereiro de 2002, que corresponde ao consumo médio de 7,2 milhões de residências com consumo médio de 300 kWh mês (Banco Central do Brasil, 2005). Esse acontecimento mostrou o quanto se desperdiçava energia e a importância da implantação de um plano nacional de eficiência energética.

A qualidade de vida também está associada ao consumo de energia. Indiferente a essa preposição cerca de um terço da população mundial ainda não tem acesso à energia elétrica segundo a Agência Internacional de Energia (IEA).

Essa realidade se reflete no Brasil, principalmente na região norte e nordeste, onde existem comunidades onde seria inviável a instalação de subestações e montagem de uma rede elétrica, desde que, principalmente na região norte, existem localidades praticamente inacessíveis. Sendo assim, a implantação da geração distribuída tornasse uma das únicas perspectivas para essas comunidades, onde se deve considerar, sempre, a vocação energética da localidade.

No cenário mundial alguns planos de incentivo a utilização de energia alternativa foram criados como forma de fomento a pesquisa e ao desenvolvimento dessas tecnologias. No

Brasil, O Proálcool alcançou um patamar impressionante em termos de abrangência do projeto, sendo que em 1985 os carros movidos a álcool representavam 96% da produção nacional.

O Proálcool objetivava a substituição da gasolina dos veículos leves por álcool, como uma das medidas para minimizar os impactos da alta do preço do petróleo. Recentemente o Proinfa surgiu como um dos mais importantes programas de incentivo as fontes alternativas do governo desde o Proálcool.

Nesse cenário, extremamente favorável às fontes alternativas de energia, podemos citar a gaseificação de biomassa como uma promissora alternativa de fornecimento de energia. Esse tema não é novo, já que a gaseificação de biomassa já foi amplamente estudada ao redor do mundo tendo sido bem desenvolvida em países como a Suécia onde houve incentivo do governo para o seu desenvolvimento, mas essa tecnologia foi aos poucos sendo deixada de lado por motivos ainda não muito claros.

O estudo de gaseificação aqui se justifica, pelo grande potencial em termos de biomassa em nosso país e pela possibilidade da disseminação dessa tecnologia em âmbito nacional, já que poucos são os centros que estudam este tema.

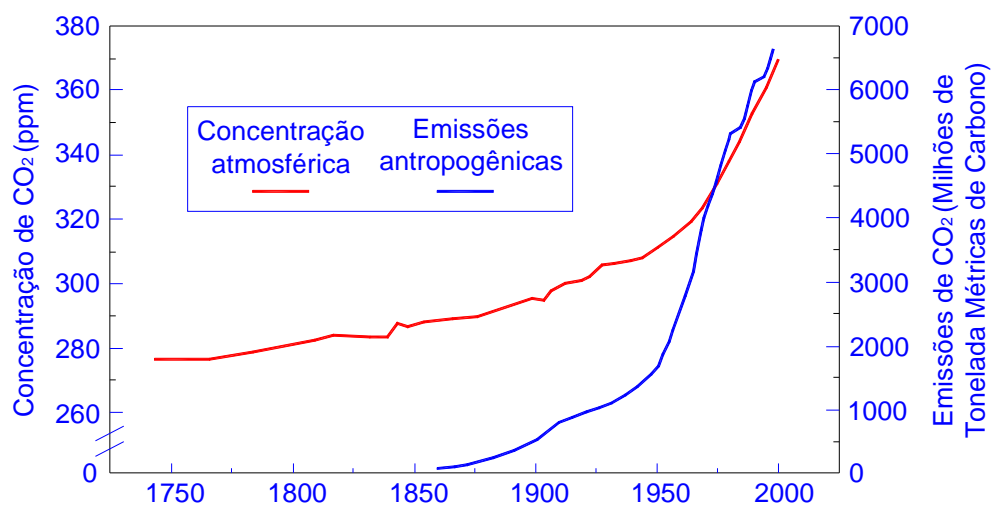
A gaseificação é realizada em equipamentos denominados gaseificadores gerando um gás combustível de baixo poder calorífico, que pode ser usado de diversas formas para produção de energia, entre elas encontram-se a Gaseificação Integrada com Ciclo Combinado (IGCC - "Integrated Gasification Combined Cycle"), a gaseificação e motores de combustão interna alternativos, gaseificação e turbina a gás (Biomass Integrated Gasification/ Gas Turbine - BIG/GT).

Segundo Bridgwater (1995), a biomassa é considerada o combustível com maior potencial para o futuro, principalmente quando se leva em conta a possibilidade da utilização de resíduos agrícolas, industriais e domésticos. Sendo assim, o estudo da conversão energética da biomassa torna-se um fator de grande interesse a qual é devidamente tratada nesse trabalho através da gaseificação.

1.2.2 - Energia Renovável

As fontes renováveis de energia estão sendo extensivamente estudadas na atualidade devido à atenção especial que os governos de todo mundo tem dado ao plano ambiental, como tem sido a tônica desde que se constatou o fenômeno do efeito estufa. Desde então, a preocupação com o meio ambiente tem crescido, tendo culminado com a assinatura e implantação do tratado de Kyoto, que prevê a redução de 5,2 % até 2012 das emissões de dióxido de carbono (CO₂), por parte dos países industrializados.

O CO₂ seria um dos principais responsáveis pelo efeito estufa (Folha Online, 2005). A concentração desse gás na atmosfera aumentou nos últimos 100 anos de aproximadamente 260 ppm para 380 ppm, devido principalmente ao uso indiscriminado dos combustíveis fósseis (Climate Change 2001, 2006) como pode ser visto na Figura 1.1. A Figura 1.2 apresenta as emissões de CO₂ em função do IDH onde os países são classificados em baixo, médio e alto desenvolvimento, onde se observa uma maior taxa de emissões para os países de alto desenvolvimento devido, provavelmente, a sua alta atividade industrial e ao uso intensivo de combustíveis fósseis.



Disponível em: <http://cdiac.esd.ornl.gov/>

Figura 1.1 – Evolução da concentração de dióxido de carbono na atmosfera.

A imensidão territorial brasileira constitui um grande desafio quando a questão é levar energia elétrica a áreas de difícil acesso como é o caso de determinadas localidades da região amazônica. Para essas regiões, do ponto de vista econômico, torna-se impraticável a construção de redes de transmissão, que possam levar energia das grandes usinas e ainda a instalação de subestações. Considerando-se essas condições, a exploração dos recursos

energéticos locais, deve ser levada em conta, na solução desse problema, buscando ainda, a possibilidade da implantação de sistemas híbridos de energia a fim de otimizar o uso dos insumos regionais.

Atualmente, a preocupação com o meio ambiente exige a exploração dos recursos naturais com o mínimo de impacto, sendo assim, o uso de fontes renováveis de energia deve ser admitida como uma alternativa para o suprimento de energia primária.

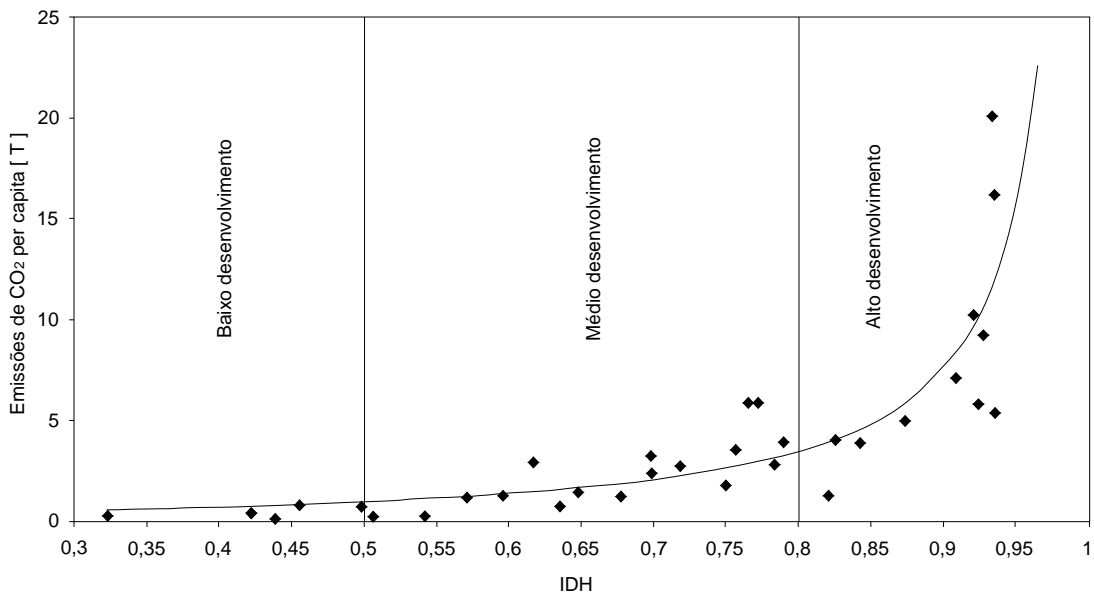


Figura 1.2 – Emissões de CO₂ per cápita versus o IDH.

As fontes energéticas que se destacam nesse cenário são a solar, eólica, hídrica e biomassa. A biomassa, em particular, ocupa um lugar de destaque, pois é uma fonte de energia primária, que pode ser usada de diversas formas, desde a mais corriqueira, que seria a queima direta, até a mais complexa, como: a gaseificação e a síntese de combustíveis.

1.2.2.1 - Biomassa

Entende-se por biomassa todo material de origem orgânica ou vegetal como a madeira, a serragem a casca de arroz, o bagaço de cana, resíduos orgânicos de processos industriais, resíduos animais, etc.

A biomassa, do ponto de vista energético, pode ser utilizada de diversas maneiras, onde se pode citar: a sua queima direta, a pirólise, a gaseificação, na síntese de combustíveis, a biodigestão, a fermentação e a conversão físico-química.

A queima direta da biomassa ainda é bastante utilizada, sendo empregada desde o preparo de alimentos até em caldeiras de pequeno porte para fornecimento de calor para processo ou em caldeiras de grande porte para geração de eletricidade.

A gaseificação, que é o tema deste trabalho, consiste na queima de um combustível em condições controladas, abaixo das condições estequiométricas. Esse processo caracteriza-se pela geração de um gás de baixo poder calorífico da ordem de 5 MJ/Nm³ e constituído por nove principais elementos que são o CO₂, CO, H₂, CH₄, H₂O, N₂, C_xH_y, alcatrão e particulados. O gás gerado pode, a partir de um processo de reforma, ser utilizado na produção de combustível como o metanol e o hidrogênio.

A pirólise é um processo semelhante à gaseificação, no entanto, se processa em temperaturas mais baixas, em torno de 500 °C, e seu objetivo está voltado, ao contrário da gaseificação que se concentra na obtenção de um gás, para a produção de um óleo denominado de óleo pirolítico, o qual pode ser utilizado como combustível ou como base para produção de biodiesel, tendo ainda, aplicação na indústria de cosméticos.

A biodigestão ou fermentação anaeróbia é definida como a degradação de um material orgânico na ausência de ar. Esse processo permite a geração de um gás rico em metano (CH₄). O processo de biodigestão pode ser utilizado para o tratamento de resíduos orgânicos industriais, agrícolas ou domésticos, onde o resíduo do processo pode servir como adubo e fertilizante.

A partir de um processo de prensagem é possível retirar da biomassa o chamado bio-óleo, que se submetido a um processo de esterificação é transformado em biodiesel, que possui características semelhantes ao do diesel, com a vantagem de ser renovável e ambientalmente amigável, desde que possui baixos índices de enxofre na sua composição.

A fermentação e a hidrólise são processos utilizados na obtenção do etanol, que é um combustível de alta qualidade utilizado em larga escala no Brasil em sua frota automotiva. Pode ser misturado à gasolina (álcool anidro) ou empregado diretamente em carros modernos (álcool hidratado), que podem usá-lo puro ou misturado em diferentes percentuais com gasolina.

Um outro energético obtido da biomassa é o gás de aterro sanitário, que é produzido a partir da digestão anaeróbia e aeróbia. É constituído, geralmente, de 65 % de metano (CH₄), 35 % de dióxido de carbono (CO₂) e traços de vapor e outros gases (Scott, 1995). Esse é

pouco explorado, principalmente no Brasil. Um exemplo do emprego desse gás é um projeto instalado na SABESP (Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo) em São Paulo, que utiliza o gás em microturbinas para geração de eletricidade.

Atualmente, no Brasil, uma das principais aplicações da biomassa para geração de energia, tem sido na cogeração nas usinas de açúcar e álcool a partir do aproveitamento do bagaço de cana, sem contar, logicamente, com a produção de álcool combustível.

É possível referir-nos a biomassa como moderna e tradicional, onde a biomassa moderna é aquela produzida de forma sustentável, sendo utilizada para geração de energia elétrica e calor através de novas tecnologias. Já a biomassa tradicional é aquela obtida de forma não sustentável e utilizada, por exemplo, para cozinhar e utilizada de forma pouco eficiente. A Figura 1.3 mostra a fornecimento de energia primária do Brasil por fonte (Goldemberg, 2004). Nota-se que a participação de energia a partir de biomassa moderna é significativa, desde que representa aproximadamente 32% das fontes renováveis e 11,3% do total da energia fornecida.

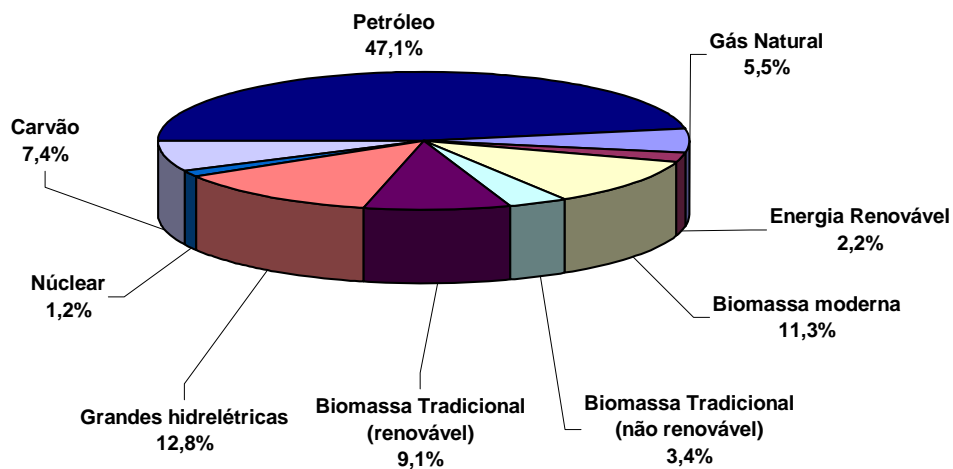


Figura 1.3 – Produção de Energia primária no Brasil (Adaptado de Godemberg, 2004).

De acordo com o balanço energético nacional do Ministério de Minas e Energias o consumo energético a partir da biomassa no ano de 2004 foi de aproximadamente 53 milhões de TEP, que corresponde a 25 % do consumo nacional das fontes primárias de energia. A oferta interna de energia nesse mesmo período, a partir de fontes renováveis, foi de 43,9 %, sendo que deste percentual 29,4 % correspondem à biomassa e 14,4 % a geração hidráulica.

Esses valores poderão ser ainda maiores quando da implantação de planos por parte do governo de incentivo ao uso de fontes alternativas de energia, devendo vir logicamente acompanhado de iniciativas de manejo sustentável das matas nativas.

Estima-se que a biomassa corresponda a 14% do consumo mundial de energia primária (Tabela 1.1).

Tabela 1.1 – Consumo mundial de biomassa (ANEEL, 2004).

Consumo Mundial de Biomassa (MTEP)				
<i>Pais ou Região</i>	<i>Biomassa [1]</i>	<i>Outros</i>	<i>Total [2]</i>	<i>[1/2]</i>
Mundial	930	5713	6643	14
China	206	649	855	24
Leste Asiático	106	316	422	25
Sul da Ásia	235	188	423	56
América Latina	73	342	415	18
África	205	136	341	60
Países em Desenvolvimento	825	1632	2457	34
Países da OCDE	81	3044	3125	3

A biomassa é a única fonte renovável de energia que possibilita o fornecimento de combustível sólido, líquido e gasoso. Podendo ser estocado e transportado. Sua utilização, de forma adequada e responsável, torna-se uma condição fundamental para que não se incorra em torná-la tão agressiva ao meio ambiente quanto qualquer combustível fóssil.

Hall (1998) aponta, apropriadamente, alguns inconvenientes associados à utilização da biomassa como combustível: o prejuízo a saúde quando queimada indiscriminadamente; a inconveniência de sua utilização devido ao seu volume; a grande área necessária para o seu manejo. Todavia, a biomassa, apesar de ser renovável, possui algumas características de combustíveis fósseis, por exemplo: pode ser estocada e transportada; pode atender uma demanda contínua de calor e trabalho, diferente da energia solar e eólica que dependem da intermitência dos raios solares e dos ventos, respectivamente.

A Tabela 1.2 apresenta um comparativo entre as tecnologias de geração renovável de energia, mostrando a situação nos últimos anos em termos de crescimento da capacidade instalada, sistemas em operação e custos atuais de implantação e perspectivas de custo futuro.

Tabela 1.2 – Custos para diferentes tecnologias de energia renovável.

<i>Situação das tecnologias de energia renovável.</i>					
<i>Tecnologias</i>	<i>Acréscimo na capacidade nos últimos 5 anos %</i>	<i>Capacidade operando em 1998</i>	<i>Produção de Energia em 1998</i>	<i>Custo da energia para sistemas novos</i>	<i>Potencial de custo futuro</i>
<i>Biomassa</i>					
Eletricidade	3	40 GWe	160 TWhe	5-15 c/kWh	4-10 c/kWh
Calor	3	> 200 GWe	>700 TWth	1-5 c/kWh	1-5 c/kWh
Etanol	3	18 bilhões l	420 PJ	8-25 \$/GJ	6-10 \$/GJ
<i>Eólica</i>	30	10 GWe	18 TWhe	5-13 c/kWh	3-10 c/kWh
<i>Solar</i>					
Fotovoltaica elétrica	30	500 MWe	0,5 TWhe	25-125 c/kWh	5 ou 6-25 c/kWh
Térmica elétrica	5	400 MWe	1 TWhe	12-18 c/kWh	4-10 c/kWh
<i>Hidroeletricidade</i>					
Larga escala	2	640 GWe	2510 TWhe	2-8 c/kWh	2-8 c/kWh
Pequena escala	3	23 GWe	90 TWhe	4-10 c/kWh	3-10 c/kWh

1.2.3 - Programas do Governo de Incentivo à Utilização de Energia Renovável no Brasil

1.2.3.1 - Proálcool

Devido à alta do preço do petróleo no mercado internacional, que bateu record histórico atingindo o patamar de U\$ 70.00 o barril (Figura 1.4), o interesse e a pesquisa por fontes renováveis de energia é intensificada. Fato que não foi diferente do ocorrido na década de 70, quando o petróleo esteve, novamente em alta pressionado pela OPEP (Organização dos Países Exportadores de Petróleo) e pela instabilidade política e militar no Oriente Médio.

Esse cenário, bem como, a situação econômica do país, favoreceu o surgimento do Proálcool, tendo se tornado o maior programa de energia renovável do mundo.

O objetivo do programa, segundo Oliveira (2005), era incentivar o aumento da produção de safras agro-energéticas visando à obtenção de álcool para substituição do petróleo e seus derivados em especial a gasolina em automóveis.

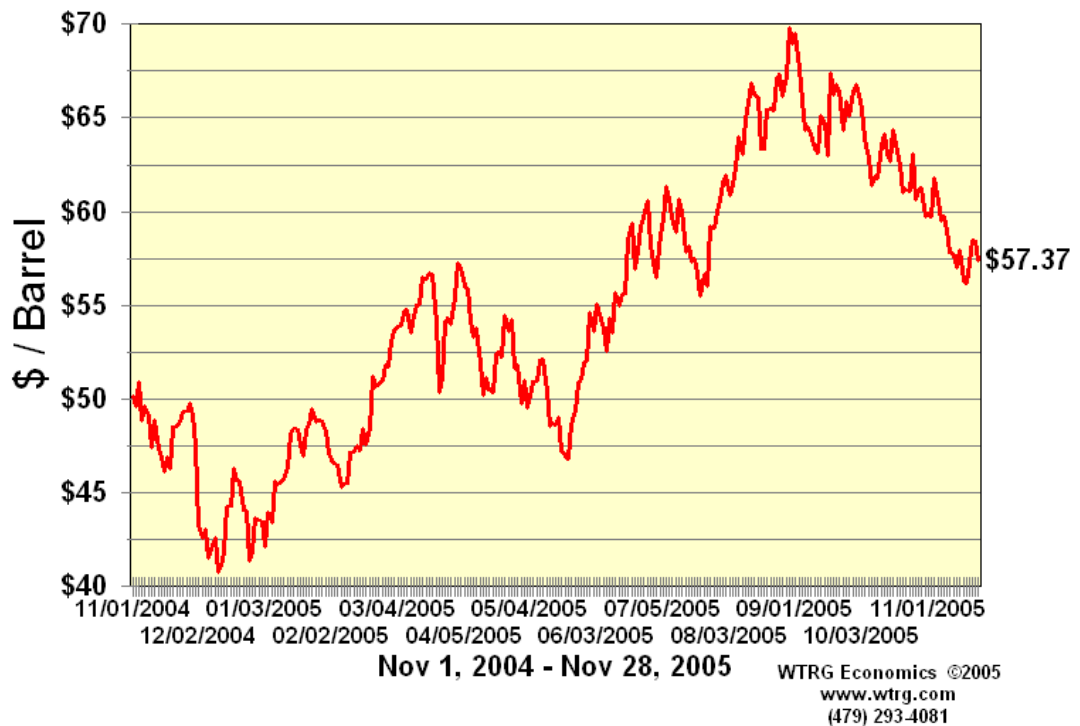


Figura 1.4 – Evolução do preço do petróleo.

Segundo o Balanço Energético Nacional 2005 a produção de álcool durante o Proálcool chegou a 15,5 milhões de m³ em 1997, sendo que antes do início do projeto de 1970 a 1975 não passou de 700 mil m³. A partir de 1997 a produção começou a declinar tendo se recuperado com a introdução no mercado nacional do carro híbrido (bicombustível) movido tanto a gasolina como a álcool.

Os chamados carros “flex”, tem tido bom desempenho de vendas mostrando boa aceitação entre os consumidores. Segundo entrevista do Ministro da Agricultura ao Estado de São Paulo, em 10 anos o Brasil terá 8 milhões de veículos “flex”. Confirmando-se essa expectativa a produção do álcool deverá passar dos atuais 14 bilhões de litros por ano (Figura 1.5) para 26 bilhões de litro para poder atender a demanda, isso sem considerar as exportações. A Figura 1.6 apresenta um gráfico comparativo da evolução da produção do carro a álcool e do carro bicombustível (Especial Proálcool, 2005).

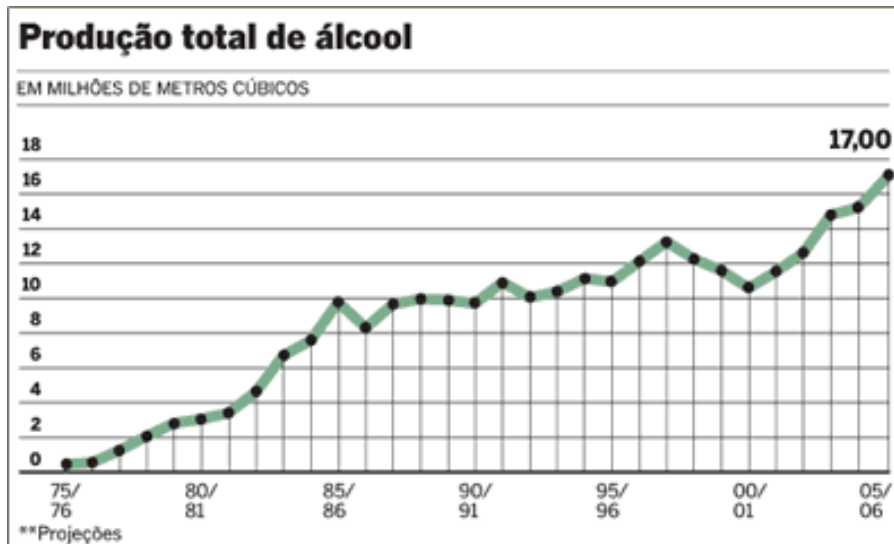


Figura 1.5 – Evolução da produção de álcool no Brasil (Especial Proálcool, 2005).

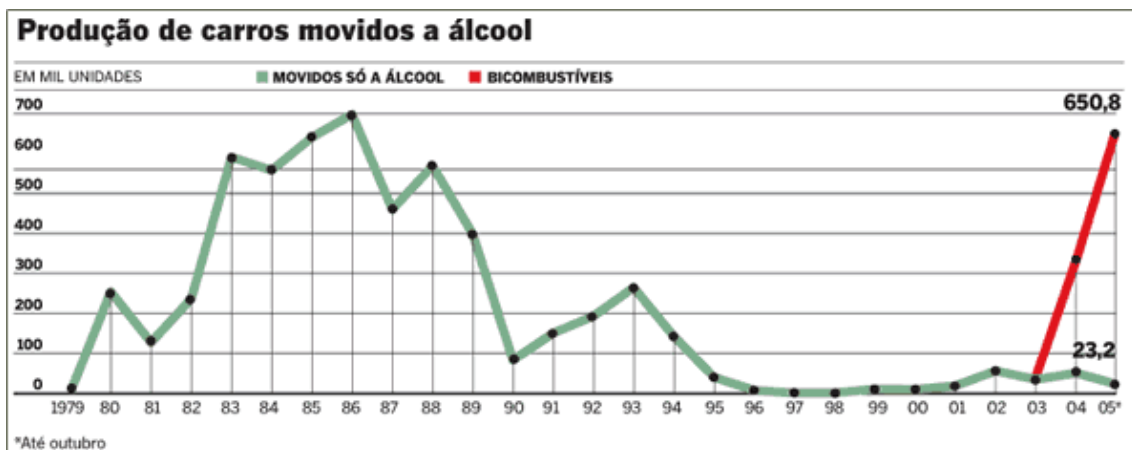


Figura 1.6 – Evolução da produção dos carros bi-combustíveis desde 2003 a 2005 (Especial Proálcool, 2005).

1.2.3.2 - Proinfa

Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica, foi regulamentado em 2004 pelo governo federal e assegurou a contratação de 3300 MW de capacidade instalada de energia elétrica gerada a partir de fontes de biomassa, eólica e PCH's, cada qual com cota de 1100 MW, possibilitando a instalação em 20 estados.

O Proinfa é coordenado pelo Ministério de Minas e Energia e é executado pela Eletrobrás caracterizando-se como um projeto para diversificação da matriz energética

nacional. O programa foi criado em 26 de abril de 2002 pela lei 10438 e revisado pela lei nº 10762 de 11 de novembro de 2003.

Para primeira chamada do projeto foram contratados 1100 MW de usinas eólicas, 1100 de PCH's e 327,6 MW de biomassa. A cota de biomassa foi completada pela segunda chamada com mais 772,54 MW. Os empreendimentos contratados devem entrar em operação comercial em 2006. As características das regiões brasileiras foram decisivas aparecendo de forma clara nas quantidades de propostas, sendo que a região Nordeste e Sul atraíram mais projetos de eólicas, a região centro-Sul mais projetos de PCHs (devido à topografia) e a região Sudeste mais biomassa principalmente a região de São Paulo.

1.2.4 - Geração Distribuída

1.2.4.1 - Introdução

As tecnologias de geração distribuída como microturbinas, motores de combustão interna, motor Stirling e célula combustível, são pequenas modulares e podem ser alocadas próximo ao consumidor onde a energia será consumida. Diferente das tecnologias centralizadas, como as grandes plantas de geração de energia, elas permitem a oportunidade para o controle local da geração de potência, um uso mais eficiente do calor residual e a redução das emissões de poluentes atmosféricos.

A recuperação do calor residual das tecnologias de geração distribuída é referenciada por vários autores como CHP (“Combined heat and power”), CHPB (“Cooling, Heating and Power for Buildings”), CCHP (“Combined Cooling, Heating and Power”), BCHP (“Buildings Cooling Heat and Power”) ou ainda como IES (“Integrated Energy Systems”) ou simplesmente cogeração.

A ASHRAE (1996) (American Society of Heating Refrigeration and Air Conditioning Engineer) define cogeração como a geração seqüencial de eletricidade e potência térmica usando uma única fonte energética. De acordo com Moné (2001) a cogeração pode ser do tipo “bottoming” ou “topping”. No ciclo “bottoming” a energia primeiro é usada para atender a demanda térmica de um processo que demande altas temperaturas, o calor rejeitado é então, posteriormente, utilizado para produção de eletricidade. Por outro lado, o ciclo “topping” converte a energia contida no combustível primeiramente em energia elétrica.

A geração distribuída pode ser muito mais atraente a partir da recuperação do calor, seja ele para geração de água quente ou para acionar um sistema de refrigeração por absorção que irá gerar água gelada para condicionamento de ar. Esse tipo de configuração permite um aumento significativo da eficiência global do ciclo.

1.2.4.2 - A geração distribuída e a cogeração.

A geração combinada de calor e trabalho é um método para aumentar a eficiência da utilização de uma fonte primária. A geração separada de calor e trabalho pode chegar a 45 %. Todavia, quando se fala em cogeração, essa eficiência pode chegar a 80% (Bailey, 2002).

A Figura 1.7 mostra o típico consumo de combustível para gerar 35 unidades de energia elétrica e 50 unidades de calor, utilizando-se as formas convencionais de geração separadamente e utilizando-se cogeração (CHP).

Existem muitas formas de se utilizar o calor residual das tecnologias de geração distribuída (GD), principalmente no setor industrial. No setor comercial a aplicação direta seria através da água quente, que pode ser usada para lavar louças, para ser utilizada em chuveiros, esterilização e aquecimento de ambientes. Essas aplicações podem ser encontradas em hospitais, hotéis e restaurantes, que são locais extremamente promissores para as tecnologias de GD. Esses espaços também necessitam de condicionamento de ar.

Os sistemas de condicionamento de ar são responsáveis por um percentual significativo da demanda de energia elétrica requerida por uma edificação, seja ela industrial ou comercial.

Das tecnologias de geração de frio a partir de uma fonte quente a mais divulgada são os sistemas de refrigeração por absorção. Essa tecnologia oferece vantagens como a redução da demanda de energia, é ambientalmente amigável e aumenta a eficiência global do ciclo.

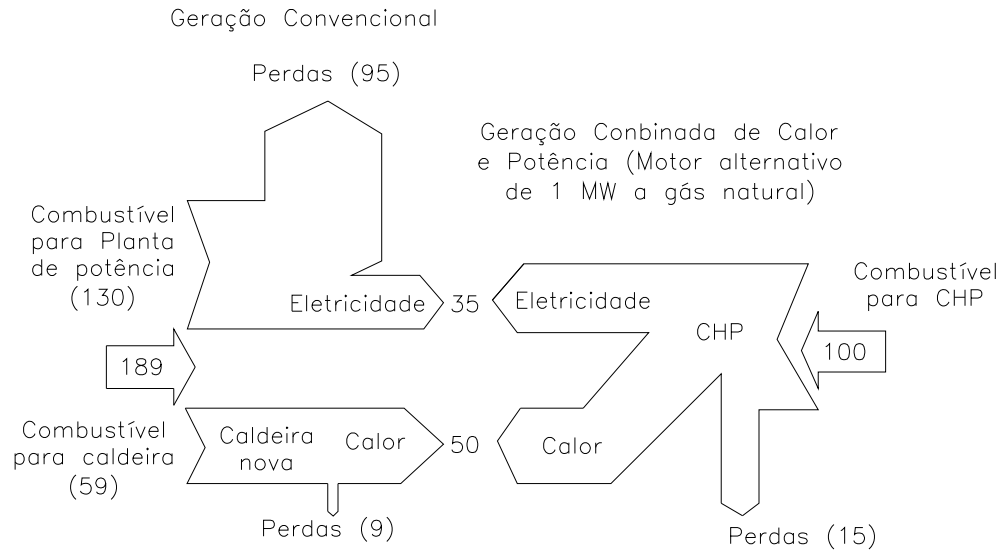


Figura 1.7 - Fluxo de energia para geração separada de calor e potência e CHP (adaptado de <http://www.eren.doe.gov/der/chp/>).

1.2.4.3 - Tecnologias de cogeração em pequena escala

As diferentes tecnologias de geração distribuída, em pequena escala (<250 kW), possuem potencial para cogeração, dentre as quais, encontram-se os motores alternativos de combustão interna (MACI), microturbinas a gás, célula combustível e motores Stirling. Alguns dados comparativos entre essas tecnologias são mostrados na Tabela 1.3, Tabela 1.4 e Tabela 1.5.

Tabela 1.3 – Dados comparativos entre as tecnologias de geração distribuída.

Características	MACI	Microturbina	Motor Stirling	Célula a combustível (PEM)
Potência elétrica [kW]	10 -- 200	25 -- 250	2 -- 50	2 -- 200
Eficiência elétrica, plena carga [%]	25 -- 45	25 -- 30	15 -- 35	40
Eficiência elétrica, carga parcial [%]	23 -- 40	20 -- 25	15-20	40
Eficiência Total [%]	75 -- 85	75 -- 85	75 -- 85	75 -- 85
Combustível	Gás natural, óleo diesel, biogás, biodiesel, óleo combustível, gasolina, álcool	Gás natural, óleo diesel, biogás, biodiesel, óleo combustível, gasolina, álcool.	Combustível sólido, líquido e gasoso.	Hidrogênio
Manutenção [h]	5000 -- 20000	20000 -- 30000	5000	
Custo de investimento [US\$/kWe]	800 -- 1500	900 -- 1500	1300 -- 2000	2500 -- 3500
Custo de manutenção [c/kWe]	1,2 -- 2,0	0,5 -- 1,5	1,5 -- 2,5	1,0 -- 3,0

Fonte: Alanne, 2003.

Tabela 1.4 – Características de algumas tecnologias de geração distribuída.

Tecnologias	Combustível	Custo específico	Eficiência
		\$/kW	% PCS
MACI	diesel	300-1000	33-42
MACI	gás natural	300-1000	33-42
MACI	gás natural	500-1200	35-41
Microturbina	gás natural	650-850	22-30
Células combustíveis	H a partir do gás natural	3000-4000	29-50
Biomassa	gás / madeira	-	30-41
Fotovoltaica	luz solar	5000-12000	n/a
Eólica	vento	850-3500	n/a
Turbina a ciclo combinado	gás natural	500-870	48-57
com 10% de perda			

Tabela 1.5 – Dados de emissões para algumas tecnologias de geração distribuída.

Tecnologias	Emissões em g/MWh				
	CO ₂	NO _x	SO ₂	CO	PM-10
MCI (diesel)	5,9x10 ⁵ – 7,71x10 ⁵	4,54x10 ³ – 1,86x10 ⁴	181,44 -1360,78	181,44 - 4082,33	181,44 -1360,78
MCI (gás natural)	4,31x10 ⁶ – 5,44x10 ⁵	8,16x10 ³ – 2,4x10 ⁴	-	453,59 - 2721,55	272,155
MCI (gás natural)	4,45x10 ⁵ – 4,99x10 ⁵	136,08 - 2721,55	-	907,18 - 4082,33	272,155
Microturbina	5,90x10 ⁵ -8,16x10 ⁵	90,7 - 635,03	-	136,08 - 816,47	> 13,60
Células combustíveis	3,63x10 ⁵ – 6,35x10 ⁵	< 22,68	0,00	4,536 - 54,43	-
Biomassa	0 - 1,04x10 ⁶	136,08 - 2721,55	<136,08	907,18 - 4082,33	272,155 - 1814,37
Fotovoltaica	0	0	0	0	0
Eólica	0	0	0	0	0
Turbina a ciclo combinado	3,18x10 ⁵ – 3,76x10 ⁵	49,90 - 408,23	-	22,68 - 453,6	13,61 - 136,08
com 10% de perda	3,49x10 ⁵ – 4,17x10 ⁵	58,96 - 453,6	-	22,68 - 498,95	13,61 - 136,09

A seguir é feito um apanhado da potencialidade dessas tecnologias para a cogeração.

Motores de combustão interna

A Figura 1.8 apresenta um motor alternativo de combustão interna da Caterpillar. De acordo com Bailey (2002) os motores de combustão interna têm eficiência entre 25 e 50 %. Motores maiores e a diesel seriam mais eficientes que os de menor porte e de ignição por centelha devido a sua maior relação de compressão (Onovwiona, 2006).

O calor residual da queima de um combustível em um motor de combustão interna pode ser recuperado a partir dos gases de exaustão e do sistema de resfriamento do bloco do motor.

Cerca de 60 a 70 % da energia fornecida pelo combustível é transformada em calor e pode ser recuperada.

Nos gases de exaustão está presente de 10 a 30 % da energia fornecida pelo combustível. Esses gases podem estar a temperaturas entre 450 ° e 650 °C. Menos de 40 % desse calor pode ser recuperado por ser necessário evitar o ponto de orvalho e assim evitar corrosão do equipamento de troca de calor. Essa energia pode ser utilizada para gerar água quente ou vapor de baixa pressão.

A Figura 1.9 mostra o balanço de energia de um motor alternativo de combustão interna (U.S. Department of Energy, 2005).

O custo de capital de um motor de combustão interna está em torno de US\$ 800 e US\$ 1500 por kW. Dependendo da capacidade e do local de instalação esse custo pode chegar aos US\$ 500 por kW.

O custo de manutenção envolveria a troca de óleo, filtro, velas, cabos de velas, ajustes de válvulas, o que pode conduzir a valores de US\$ 150 por ano (Bailey ,2002).



Figura 1.8 - Motor de combustão interna (Caterpillar).

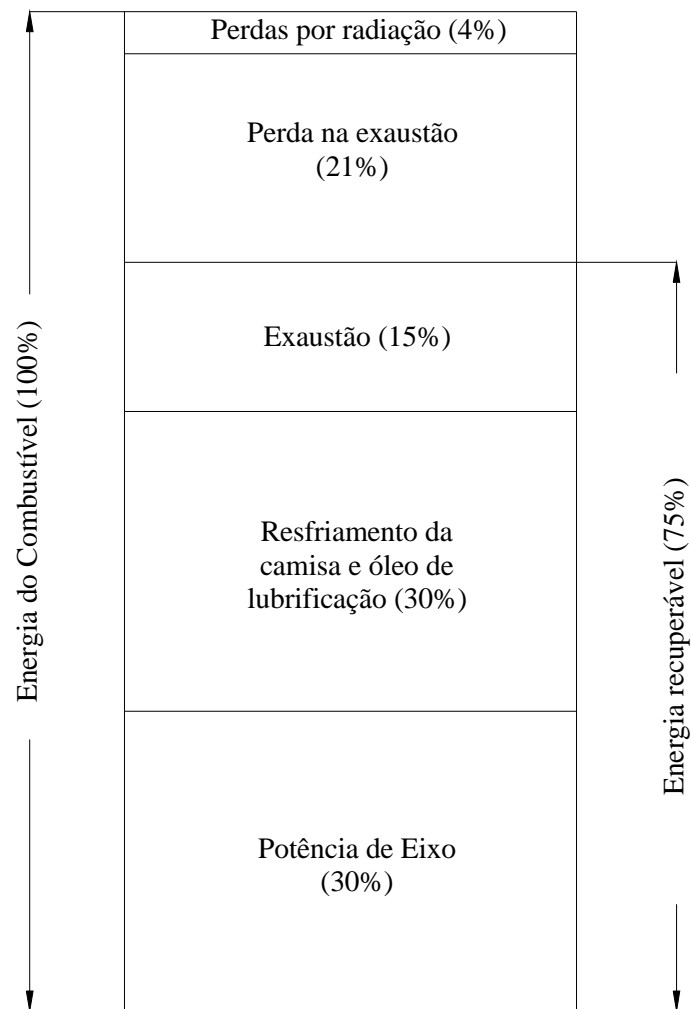


Figura 1.9 – Balanço de energia para motores alternativos de combustão interna (U.S. Department of Energy, 2005).

A Figura 1.10 mostra um balanço de energia para diferentes cargas de um motor de combustão interna onde se percebe que abaixo de 75% da carga total a eficiência do motor tende a diminuir, sendo necessário uma maior quantidade de combustível para a produção de energia. É possível notar, o aumento das perdas de calor para os diferentes sumidouros.

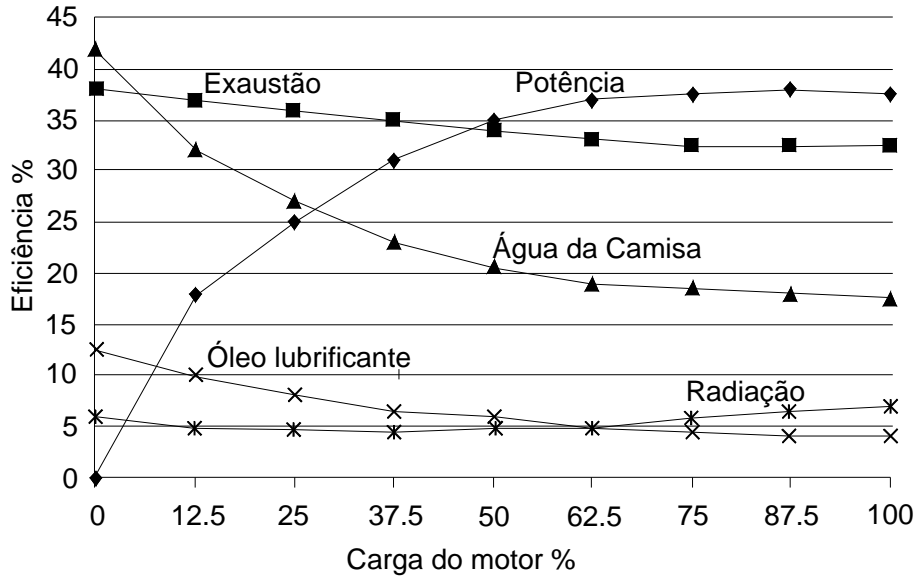
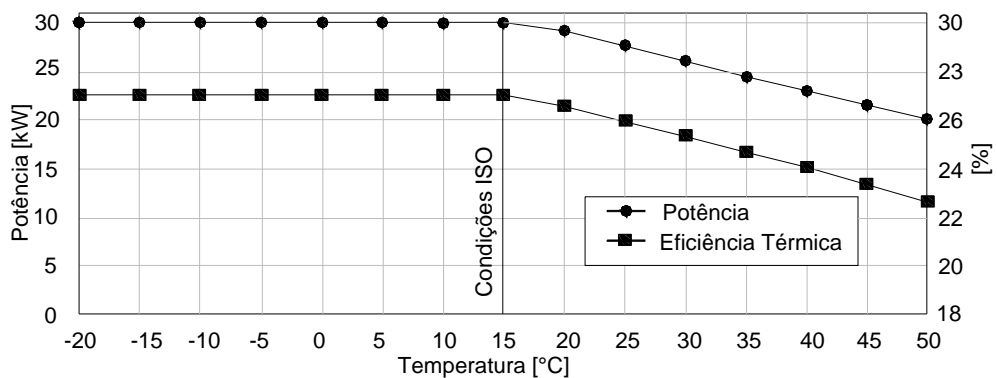


Figura 1.10 – Balanço de calor para o motor alternativo de combustão interna (Onovwiona, 2006)

Microturbinas

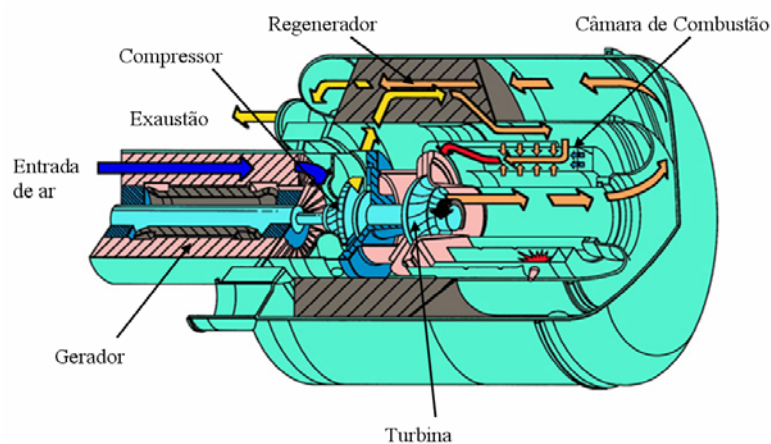
As microturbinas são disponibilizadas no mercado em potências que variam entre 30 e 250 kW e têm eficiência que varia entre 26 a 28 % nas condições ISO (1 atm, 15 °C), sendo que essa potência sofre a influência da temperatura e pressão ambiente. A Figura 1.11 mostra um gráfico adaptado do manual da Capstone de uma turbina de 30 kW que relaciona a perda de potência da máquina com o aumento da temperatura, onde se observa uma queda na potência da máquina para temperaturas superiores a 15 °C. O manual do fabricante diz que há decréscimo na potência em 1% para cada 100 metros acima do nível do mar.



(adaptado de: System Manual Capstone Microturbine model 330, 2001).

Figura 1.11 – Influência da temperatura na eficiência de uma microturbina de 30 kWe.

A Figura 1.12 apresenta um diagrama de uma microturbina em corte onde são vistos os seus componentes principais: compressor, câmara de combustão, turbina e regenerador.



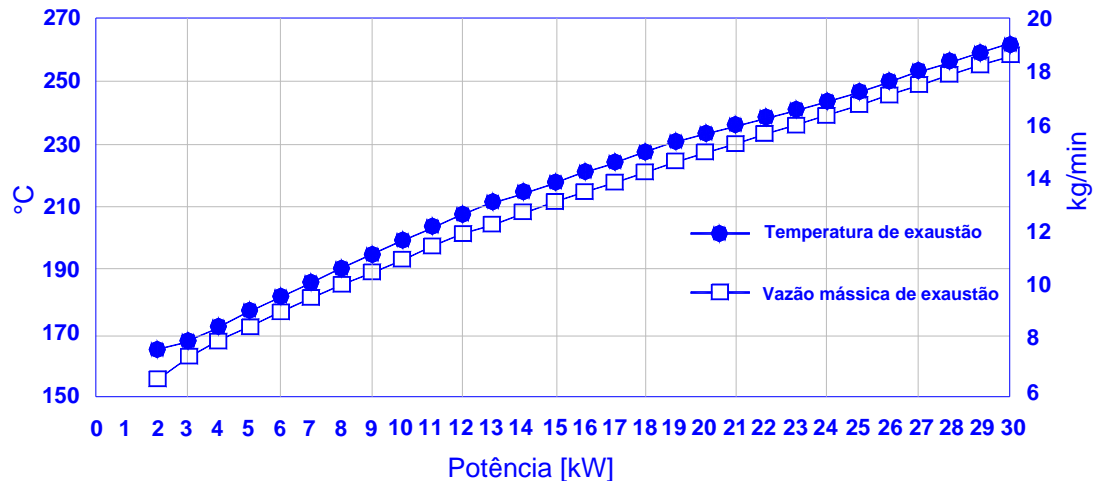
Adaptado de <http://www.grc.nasa.gov/WWW/RT2002/5000/5960weaver.html>

Figura 1.12 – Microturbina em corte.

As microturbinas possuem uma boa característica para recuperação do calor, pois os gases de exaustão contêm ainda um grande potencial energético. Essa energia pode ser utilizada, por exemplo, para gerar água quente a temperaturas da ordem de 90 °C (Bailey, 2002).

A partir dos dados apresentados na Figura 1.13 é possível calcular a quantidade de energia disponível para aproveitamento em cogeração de uma microturbina de 30 kWe da Capstone. Trata-se de uma microturbina com recuperador de calor ou regenerador onde, como é possível ver no gráfico, as temperaturas dos gases de exaustão podem ser da ordem de 270 °C, nas condições ISO (1 atm, 15 °C), sendo que valores de até 293 °C foram obtidos nos laboratórios do NEST (Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída).

As microturbinas se adaptam bem a pequenos sistemas de cogeração no setor comercial (hotéis, pequenos hospitais, centros de esportes e centros residenciais), mas também em pequenas indústrias, especialmente onde o suprimento energético contínuo é necessário.



(adaptado de: System Manual Capstone Microturbine model 330, 2001).

Figura 1.13 – Dados para cálculo do aproveitamento energético dos gases de exaustão.

A Tabela 1.6 apresenta alguns dados comparativos de microturbinas para potências inferiores a 200 kW_e.

Tabela 1.6 – Características de algumas microturbinas.

Características	Modelos		
	Capstone 330	Elliott TA100	Turbec T100
Potência [kW]	30	100	100
Eficiência elétrica [%]	26	29	33
Heat rate [kJ/kWh]	13300	13035	
Eficiência Total [%]	73	75	77
Vazão dos gases de exaustão	0,3266 [kg/s]	0,8 [Nm ³ /s]	0,8 [kg/s]
Temperatura dos gases de exaustão [°C]	260	293	270
Emissões [ppm]	NO _x	<9	14
	CO	<9	15

Nota: Dados retirados de catálogos de fabricante. Disponíveis em:

www.microturbine.com

www.elliottmicroturbines.com/files/EESI_51-1.pdf

www.turbec.com

Uma das opções de sistemas de cogeração com turbinas a gás é a recuperação de energia dos gases de exaustão em trocadores de calor para aquecimento de água, a qual pode ser utilizada para fornecer energia para o acionamento de um chiller por absorção.

A uma turbina de 30 kW é possível acoplar um chiller por absorção de 10 TR (Tonelada de Refrigeração). Essa energia pode ser utilizada tanto para condicionamento de ar, se o chiller utilizar o par de trabalho brometo de lítio/água, ou para refrigeração, se o chiller utilizar o par água/amônia.

Alguns autores têm se dedicado ao estudo desse tipo de sistemas, lançando mão de ferramentas como a análise exergética tendo desenvolvido modelos para estudar, por exemplo, o seu desempenho e a influência nas emissões de poluentes (Asdrubali, 2005; Hwang, 2004).

Células a combustível

De todas as tecnologias de geração distribuída a célula a combustível é a mais ambientalmente amigável, operando com baixo nível de ruído e baixas emissões de poluentes, principalmente se utilizar hidrogênio puro como combustível, pois terá como único sub-produto a água.

As células combustível (Figura 1.14) operam com 40 a 60% de eficiência, sendo que em regime de cogeração, pode chegar a valores em torno de 85 % (Bailey, 2002). Os gases quentes produzidos durante o processo de geração de energia são liberados a temperaturas entre 200 e 1000 °C, dependendo do tipo de célula combustível (Silveira, 1999).

Os projetos das células a combustível são similares exceto pelo tipo de eletrólito utilizado, sendo classificadas em: Membrana de troca de prótons (PEMFC), ácido fosfórico (PAFC), Carbonato fundido (MCFC), Oxido sólido (SOFC). A Tabela 1.7 mostra algumas das características desse tipo de equipamento.



Figura 1.14 - Célula a combustível.

Tabela 1.7 – Características das células a combustível.

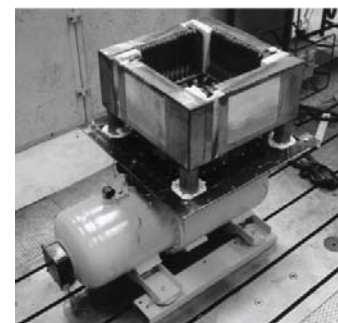
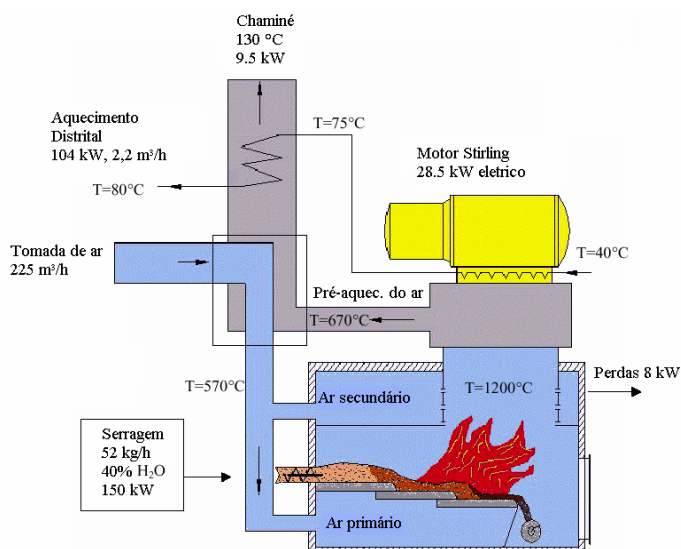
	Alcalina (AFC)	Membrana de Troca de Próton (PEMFC)	Ácido Fosfórico (PAFC)	Carbonato (MCFC)	Oxido de sólido (SOFC)
eletrólito	solução aquosa alcalina de hidróxido de potássio	polímero ácido orgânico poli-perfluorosulfônico	ácido fosfórico estabilizado	solução carbonato fundido	eletrólito sólido de cerâmica
Unidade de potência típica (kW)	<<100	0.1-500	5 -200 (plantas de até 5000)	800-2000 (plantas até 100000)	2.5-100000
Eficiência Elétrica	até 70%	até 50%	40 -45%	50-57%	45-50%
Custo da Instalação (\$/kW)	-	4000	3000-3500	800-2000	1300-2000
Disponibilidade Comercial	não disponível para cogeração	P&D	sim	P&D	P&D
Combustível	H ₂	H ₂ e H ₂ reformado	H ₂ reformado a partir do gás natural	H ₂ e CO reformado a partir do gás natural	H ₂ e CO reformado a partir do gás natural
Temperatura de Operação (°C)	71 - 98	48 - 98	160 - 210	676	815 – 982
Pressão de Operação (bar)	-	1,013 - 5.10	1,013 - 8.13	1,013 – 3,033	1,013 -> 10,34
Aplicações	Espacial e militar	Geração de energia, ônibus, propulsão automotiva	Geração de energia(1997-2000)	Geração de energia (2000->2005)	Geração de energia

P&D: Pesquisa e desenvolvimento

Fonte: Fuel cell Handbook 6ª. edição, 2002

Motores Stirling

Os maiores motores tipo Stirling, que estão sendo desenvolvidos estão na faixa entre 10 e 40 kW de energia elétrica, os quais utilizam elevadas temperaturas dos gases de combustão para o seu acionamento (900-1200 °C), esses gases deixam o motor à temperatura da ordem de 600 °C, tendo assim excelente potencial para cogeração. A Figura 1.15 mostra um esquema de um motor Stirling e seus principais parâmetros de operação, onde é possível observar um bom potencial para recuperação de calor, haja vista, a temperatura dos gases de exaustão após passarem pelo motor (670 °C).



Motor Stirling

Figura 1.15 - Fluxo de energia de um motor Stirling operando com biomassa (Carlsen, 2001).

1.2.5 - A Gaseificação de Biomassa

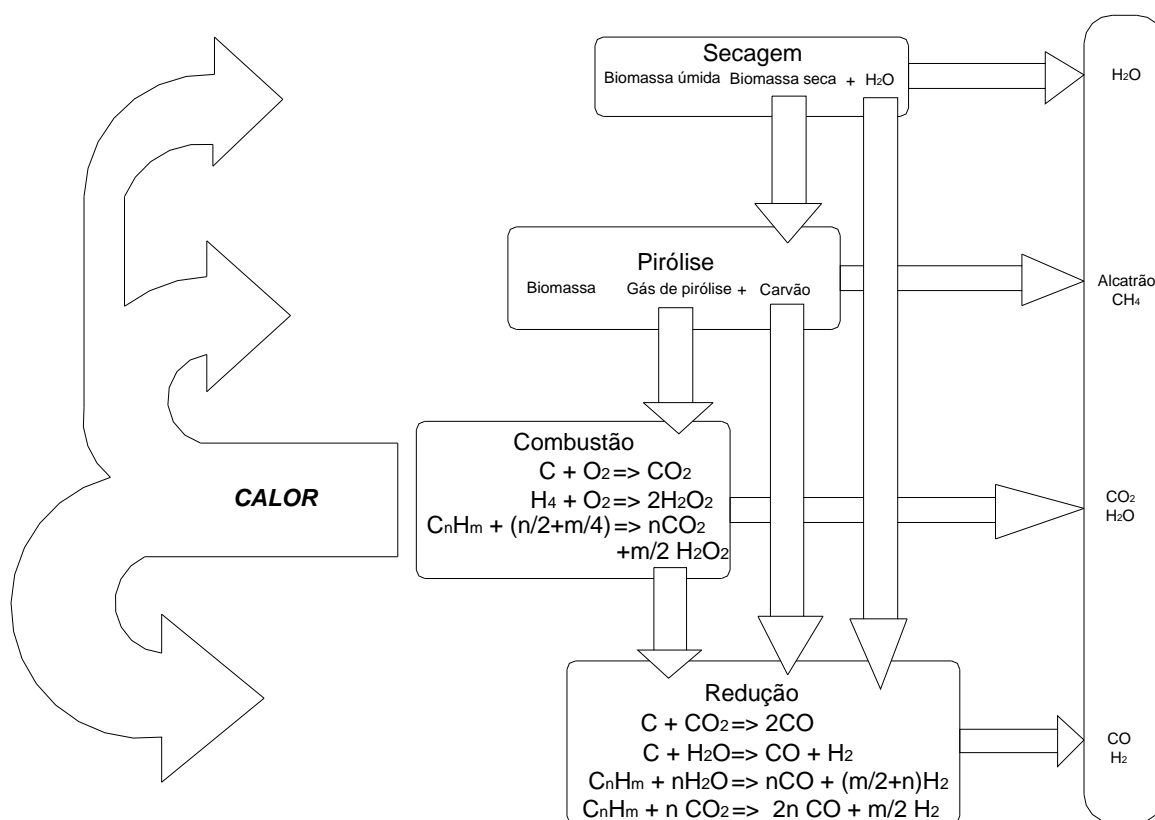
1.2.5.1 - Introdução

A gaseificação pode ser definida como o processo no qual a matéria orgânica (geralmente resíduos como bagaço de cana-de-açúcar, casca de arroz, serragem) é transformada em gás combustível através da queima, em uma condição de escassez de ar em relação à queima estequiométrica, ou ainda, de acordo com Bridgwater (1995) é a conversão através de oxidação parcial a elevadas temperaturas de um elemento carbônico em um gás combustível.

O agente oxidante pode ser o ar, o oxigênio ou mesmo vapor. O gás produzido é um gás de baixo poder calorífico em torno de $4\text{-}7 \text{ MJ/Nm}^3$ (se o agente oxidante for ar) ou $10 \text{ a } 18 \text{ MJ/Nm}^3$ (se o agente oxidante for oxigênio ou vapor), devido a esse baixo poder calorífico o gás resultante do processo de gaseificação é denominado de gás pobre. Na sua composição está presente CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , N_2 (se o agente oxidante for ar) entre outros elementos e vários contaminantes como particulados e alcatrão. O gás produzido pode ser usado para acionar um motor de combustão interna, uma turbina a gás, um forno de secagem de revestimento cerâmico, caldeiras etc.

O processo de gaseificação se dá em equipamentos chamados de gaseificadores, onde durante a gaseificação, pode-se identificar algumas zonas características do processo, que são:

a secagem, a redução, oxidação e pirólise. Em reatores de leito fluidizado essas zonas não podem ser distinguidas. A Figura 1.16 mostra um diagrama do processo de gaseificação.



Adaptado de: (<<http://btgworld.com/2005/html/technologies/gasification.html>>)

Figura 1.16 - Diagrama do processo de gaseificação.

A biomassa tem de 5 a 60 % de umidade a qual começa a ser removida a temperatura de 100 °C, caracterizando assim a zona de secagem. Em aplicações de gaseificação a biomassa deve ter valores entre 10 a 20 %, sendo que valores em torno de 10% são preferíveis.

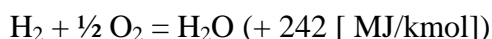
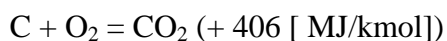
A pirólise é a decomposição térmica da biomassa na ausência de oxigênio que ocorre a temperatura entre 280 e 450 °C (Cortez, 1997). São três os produtos da pirólise:

Parte sólida – cinzas e particulados

Parte gasosa – monóxido de carbono, hidrogênio, nitrogênio;

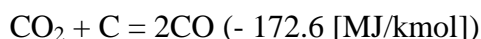
Parte líquida – vapores condensados de alcatrão e ácidos

A oxidação se dá a temperaturas da ordem 700 a 2000°C e é caracterizada pela liberação de energia. O oxigênio, do agente oxidante, reage com o carbono e o hidrogênio do combustível resultando o dióxido de carbono e vapor.

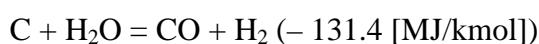


A redução é uma reação endotérmica que ocorre a temperaturas de 800 a 1100 °C. Abaixo são mencionadas as principais reações que ocorrem durante a redução:

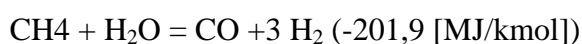
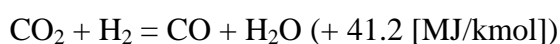
Reação de Boudouard



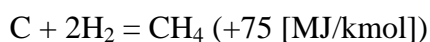
Reação de deslocamento gás-água



Reação homogênea (fase gasosa)



Reação de formação do Metano



De acordo com Cortez (1997), a composição do gás gerado é afetada pelas condições de operação do gaseificador como temperatura e pressão, pelas características do combustível como umidade, tipo, composição e teor de oxigênio no agente gaseificador. No caso particular de gaseificadores de leito fluidizado deve-se incluir a dinâmica de fluidização.

A gaseificação de biomassa tem algumas vantagens em relação à queima direta, por exemplo: o gás é queimado com menores emissões de poluentes, é facilmente distribuído, é mais adequado ao uso doméstico, a sua queima é mais facilmente controlada, pode ser utilizado em motores de combustão interna, entre outros.

Logicamente seu uso também possui desvantagens como, por exemplo, a utilização de uma tecnologia mais complexa do que a da queima direta e menor eficiência de conversão.

Os gaseificadores podem ser classificados segundo sua pressão de trabalho em atmosféricos e pressurizados, de acordo com o tipo de leito em fixo e fluidizado. Os de leito fixo podem ainda ser divididos em concorrente, contracorrente e de fluxo cruzado. Os de leito

fluidizado são, também, divididos em leito fluidizado borbulhante e leito fluidizado circulante.

1.2.5.2 - Histórico

A tecnologia de conversão de material orgânico ou carbonífero em gás combustível teve origem nas últimas décadas do século XVII onde a forma mais antiga conhecida de produção de gás era a chamada destilação seca, que consistia no aquecimento do combustível em uma redoma, na ausência de oxigênio (Cortez, 1997).

O gás combustível não havia tido aplicação, comercial ou doméstica, até 1830 (Lipp, 2001). Por volta de 1850, boa parte de Londres tinha iluminação a partir de gás.

Em 1839 o gaseificador em contracorrente foi desenvolvido por Bishoff. Esse gaseificador foi modificado por Siemens em 1857, sendo utilizado na Europa nos cem anos seguintes (Cortez, 1997).

O auge da produção de gás e conseqüente utilização de gaseificadores ocorreram durante a segunda grande guerra, quando cerca de um milhão de veículos, no mundo todo, utilizavam gaseificadores em leito fixo que eram chamados de gasogêneos. No Brasil esses veículos eram em torno de 20.000 e utilizavam como combustível, pedaços de madeira, coque, turfa e antracito.

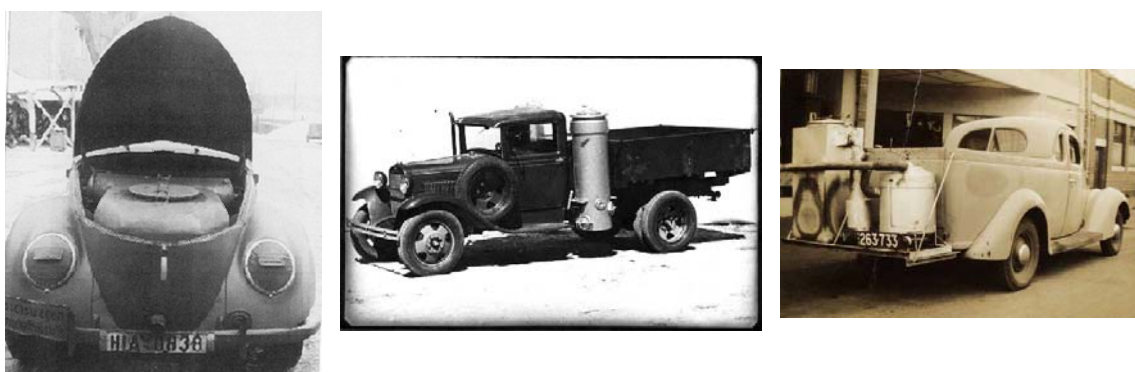


Figura 1.17 - Veículos movidos a gás de biomassa.

Esses motores podiam operar com cerca de 75% da potência do mesmo motor operando a gasolina. Entretanto, cuidados adicionais com a manutenção eram necessários devido ao alcatrão e ao particulado presentes no gás.

Após a guerra houve o reabastecimento dos combustíveis derivados do petróleo e o conseqüente abandono da tecnologia da produção do gás (Lipp, 2001 e Cortez, 1997).

1.2.5.3 - Tipos de gaseificadores

Gaseificadores de leito fixo

É o tipo de gaseificador mais antigo e mais difundido. Utiliza uma tecnologia relativamente simples comparada aos gaseificadores de leito fluidizado e cada tipo tem características específicas associadas ao seu funcionamento.

➤ Gaseificador contracorrente (“up draft”)

A Figura 1.18 apresenta, esquematicamente, um gaseificador de leito fixo contracorrente. Nesse gaseificador o fluxo de gás é contrário à alimentação de biomassa, a qual é feita pela parte superior do equipamento. Possui alta eficiência térmica, devido aos gases, provenientes da região de combustão, pré-aquecerem o combustível que será utilizado. Porém produz um gás extremamente impuro, pois o alcatrão produzido na zona de pirólise não será craqueado na zona de combustão, já que o mesmo será arrastado pelo gás produzido.

O projeto da grelha desse tipo de equipamento é um ponto chave do projeto, pois a mesma deverá suportar altas temperaturas, já que suporta diretamente a zona de combustão.

A aplicação direta do gás desse tipo de gaseificador em motores de combustão interna é desaconselhada, devido à produção de um gás com alto teor de alcatrão e voláteis. A sua utilização seria mais indicada para queima direta.

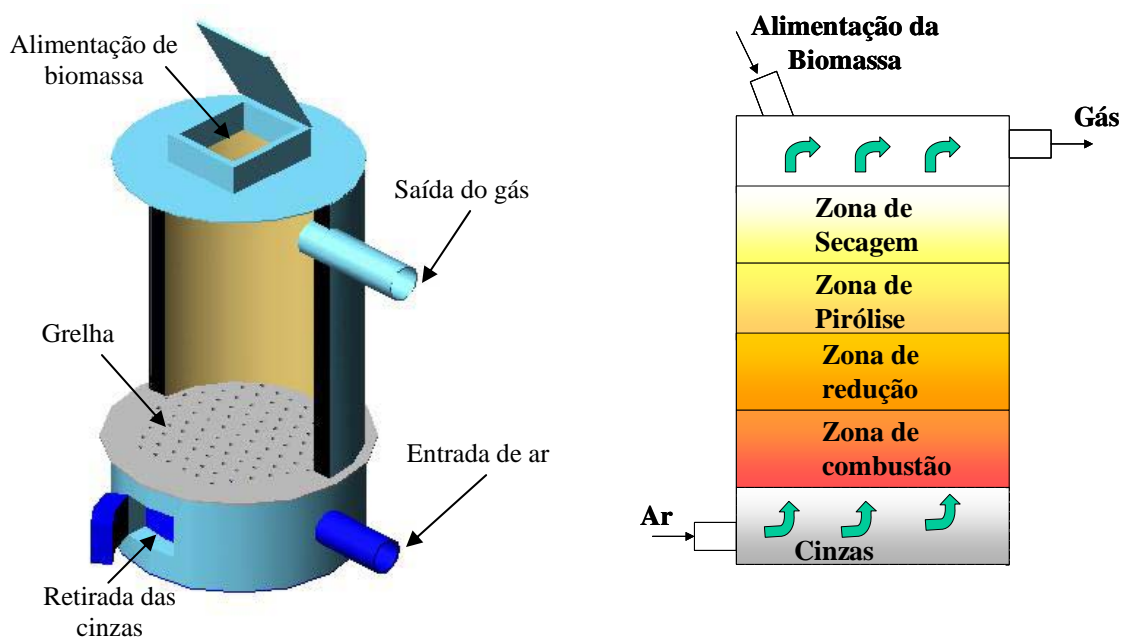


Figura 1.18 - Esquema de um gaseificador contracorrente.

➤ Gaseificador concorrente (“downdraft”)

É o tipo de gaseificador de leito fixo mais difundido, tendo sido amplamente utilizado, inclusive em veículos. Seu tipo de arranjo e funcionamento lhe permite uma produção de gás relativamente livre de alcatrão (Figura 1.19).

Jacques Imbert desenvolveu um gaseificador que leva o seu nome, tendo sido bastante utilizado na época da segunda guerra mundial. Estima-se que foram produzidos aproximadamente um milhão de unidades a um custo de \$ 1000 por equipamento. A Figura 1.20 mostra um veículo da época acionado por gaseificação de biomassa que provavelmente é equipado com um gaseificador Imbert cujo diagrama também é mostrado nessa figura.

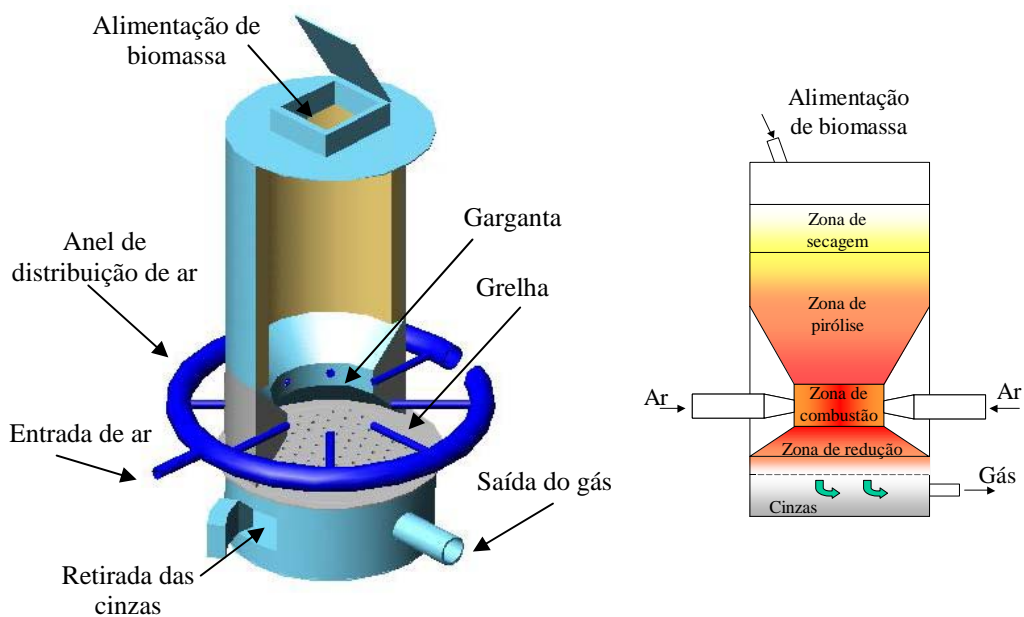


Figura 1.19 - Esquema de um gaseificador concorrente.

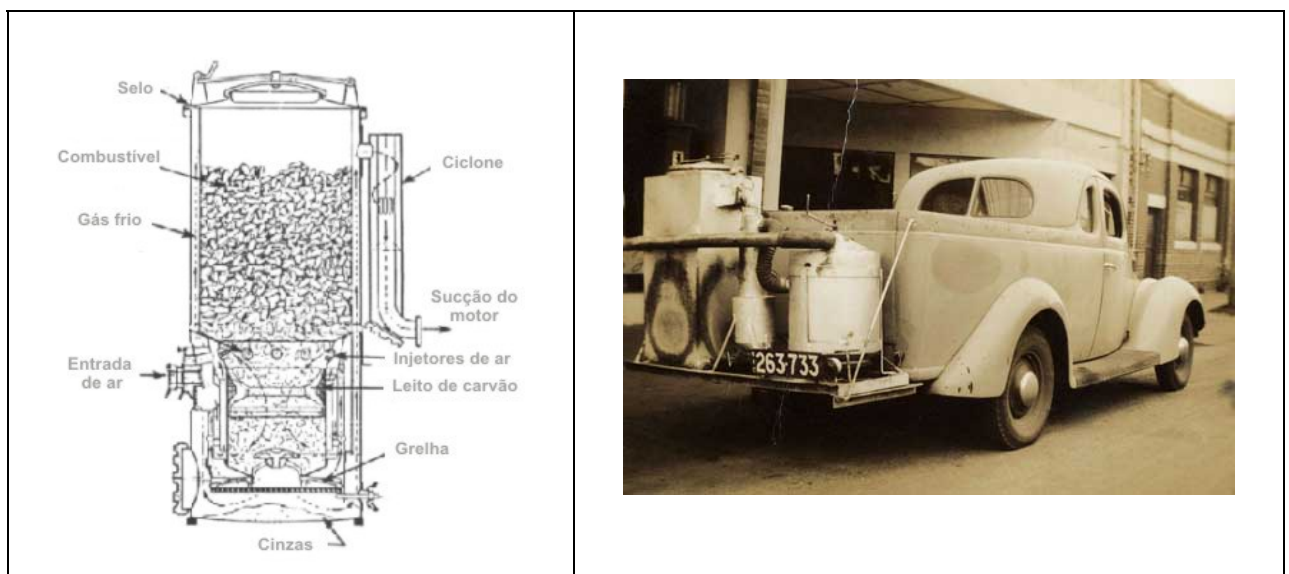


Figura 1.20 - Gaseificador Imbert e veículo acionado por gás de biomassa.

Nesse tipo de gaseificador a biomassa é alimentada pela parte superior do reator e o ar é fornecido, também, por cima ou lateralmente. O gás gerado é direcionado para parte inferior do equipamento podendo, o gás produzido, passar por regiões de alta temperatura, possibilitando o craqueamento do alcatrão que é arrastado.

A disposição das zonas de reação, nesse tipo de reator, são bem distinguidas como no gaseificador contracorrente, no entanto, sua disposição é diferente, onde inicialmente a biomassa passa pela região de secagem, seguindo para a região de pirólise, posteriormente é encaminhada para zona de combustão e finalmente a redução. Nesse último estágio o monóxido de carbono (CO) e o hidrogênio (H₂), são formados pela reação do carvão, proveniente da zona de pirólise, com o dióxido de carbono (CO₂) e água (H₂O), vindos da zona de combustão.

Esse tipo de gaseificador, geralmente tem uma redução do diâmetro interno na região da zona de combustão. Nessa região, chamada de garganta, os injetores de ar são posicionados de forma radial (Figura 1.21) tendo o objetivo de garantir uma temperatura uniforme em toda a região, a fim de permitir o craqueamento do alcatrão que passar por ela. A temperatura na entrada do ar é alta e vai diminuindo rapidamente com a distância, sendo assim, existe um diâmetro ideal para a garganta. Considerando essas características, o dimensionamento da garganta é um ponto crítico do projeto.

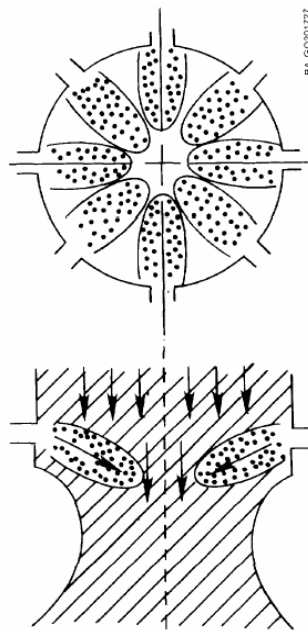


Figura 1.21 - Diagrama da garganta de um gaseificador concorrente (Solar Energy Research Institute, 1988).

A utilização da garganta não é uma necessidade, pois pode até mesmo, dependendo do tipo de biomassa que se utilize, causar problemas como a restrição do fluxo contínuo do combustível (“engaiolamento”) dentro do reator, criando caminhos preferências para o ar, o que pode prejudicar o bom andamento do processo de gaseificação.

➤ Gaseificador de fluxo cruzado (“cross flow”)

Esse tipo de gaseificador fornece um gás com características intermediárias. Necessita de uma taxa de fornecimento de ar maior em relação aos outros tipos, possui uma rápida resposta a variação de carga e possui relativa simplicidade de construção com peso reduzido.

Sua utilização é limitada pelo tipo de biomassa que pode ser utilizada, apresentando sensibilidade à umidade e granulometria da biomassa.

Alguns autores afirmam que esse tipo de gaseificador é mais indicado para ser utilizado com carvão vegetal, entretanto em testes realizados nos laboratórios do NEST, obtiveram-se bons resultados operacionais utilizando-se lenha e a mistura de lenha e serragem.

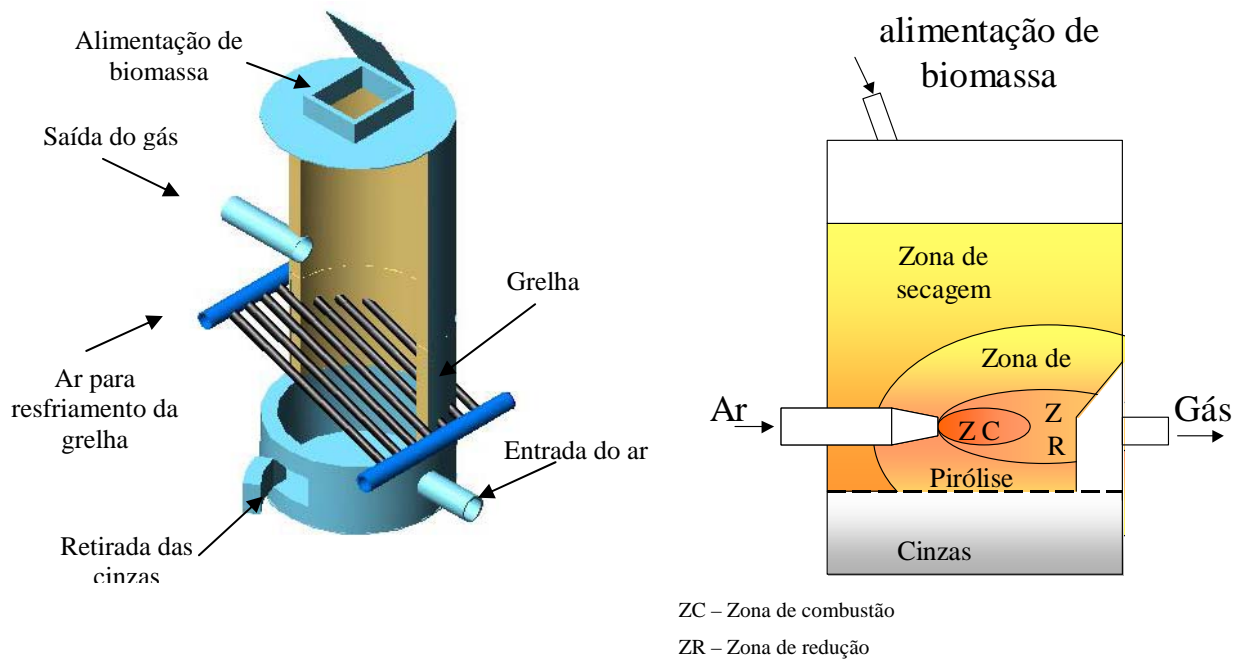


Figura 1.22 - Esquema de um gaseificador de fluxo cruzado.

Gaseificadores de leito fluidizado

O gaseificador em leito fluidizado é caracterizado por um excelente contato entre sólido e gás, promovendo uma circulação vigorosa das partículas envolvidas no processo. Nesse tipo

de reator é possível obter um melhor contato entre sólido e gás favorecendo as reações que envolvem o processo, possibilitando ainda, uma uniformidade da temperatura do leito.

Neste tipo de equipamento utiliza-se um elemento como a areia para servir de leito, o qual será aquecido e mantido em suspensão (fluidizado) por um fluido, que pode ser o ar. A biomassa é introduzida no leito sendo queimada assim que entra em contato com as partículas que o constitui.

O desempenho desse tipo de equipamento depende das características da biomassa que é utilizada, do agente oxidante, bem como, dos parâmetros de operação do reator, como: temperatura do leito, velocidade superficial, pressão do reator e carga de biomassa.

Os gaseificadores de leito fluidizado podem ser do tipo borbulhante ou circulante. Nos gaseificadores borbulhantes as partículas arrastadas pelo processo não são enviadas de volta para o leito e trabalha com velocidades menores que a de arraste pneumático. A alimentação de biomassa é feita diretamente na zona do leito.

Nos gaseificadores de leito fluidizado circulante as partículas arrastadas pelo processo são enviadas de volta para o leito. Opera próximo ao regime de arraste pneumático e possui uma maior conversão de carbono, pelo maior tempo de residência das partículas.

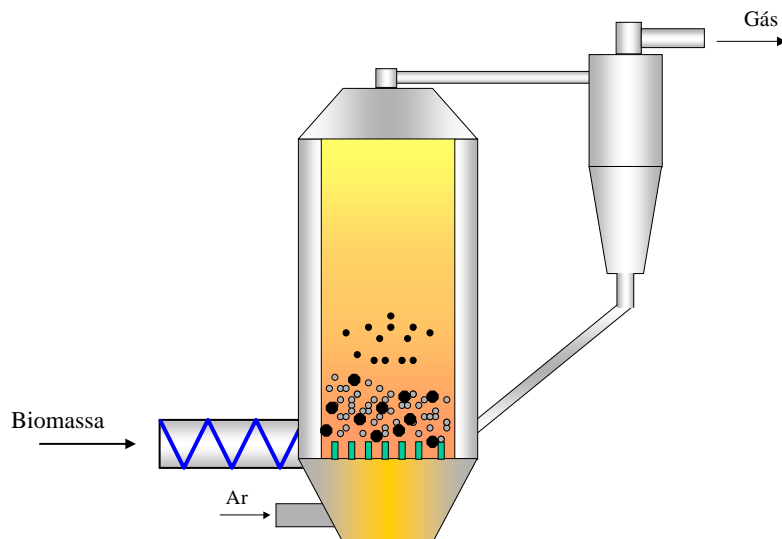


Figura 1.23 - Esquema de um sistema de gaseificação em leito fluidizado circulante.

A Tabela 1.8 apresenta dados levantados por alguns pesquisadores sobre gaseificação de biomassa em leito fluidizado. Todos os dados foram obtidos de gaseificadores em escala laboratorial.

Um dos parâmetros mais importante e que influencia diretamente no desempenho de um gaseificador é a temperatura de operação do leito. Geralmente, em regime de gaseificação, é recomendável operá-lo a temperaturas em torno de 700 a 850 °C, conforme pode ser verificado na Tabela 1.8.

No estudo desenvolvido por Czernik (1992), o teor de alcatrão presente no gás é de 3,9 % da biomassa seca para a temperatura de 780 °C, sendo que, quando o gaseificador operou com temperatura do leito de 857 °C o teor de alcatrão caiu para 0,7 %. Foi também investigada a influência da altura estática do leito no desempenho do gaseificador sendo testado para 60 cm e 45 cm. Com a redução da altura do leito para 45 cm não se observou significantes modificações em termos de poder calorífico ou composição do gás, no entanto houve um aumento do teor de alcatrão.

Yin (2002) estudou a influência da temperatura no desempenho do gaseificador. Ele observou que a temperaturas superiores a 850 °C, para o gaseificador operando com casca de arroz, a sílica, presente na casca, e o óxido de potássio fundem formando pequenas barras de material como o vidro (sinterização). Para temperaturas inferiores a 700 °C, parte do carbono presente no material permanece sem queimar, ocorrendo acumulação no leito do reator (aglomeração) o que pode provocar o colapso do leito impedindo o seu funcionamento ou resultando em baixa eficiência do mesmo.

A concentração de CO, H₂ e CH₄ são os principais componentes, combustíveis, presentes no gás de gaseificação, pois determinam o poder calorífico do gás, CO₂ e N₂ são inertes, com presença, ainda, de traços de C₂H₄, C₂H₆ e C₃H₆. Valores percentuais em volume desses componentes podem ser vistos na Tabela 1.8. Esses parâmetros são influenciados pela temperatura do leito como pode ser visto no gráfico da Figura 1.24 (Maniatis, 1988).

Um fator importante para a gaseificação é o fator de ar que é a razão entre a relação ar combustível real e a estequiométrica (Jiang, 2003). Os gráficos da Figura 1.25 mostram a influência do fator de ar em alguns parâmetros de desempenho do gaseificador (LV, 2004; Mansaray, 1999).

A Tabela 1.9 e Tabela 1.10 apresentam esquemas de gaseificadores em leito fluidizados. Nota-se que, onde pode ser visto o sistema de partida, o aquecimento do leito é sempre feito através do aquecimento do agente gaseificador que irá atravessar e fluidizar o leito.

Tabela 1.8 – Características de alguns gaseificadores de biomassa em leito fluidizado.

Características	Fonte						
	CZERNIK	SMEENK	MANSARAY	OCAMPO	JIANG	SANCHES	FERRERO
Tipo de biomassa	Madeira	Capim	Casca de arroz	Carvão	Casca de arroz	Casca de arroz	Casca de arroz
Potência do reator							
Eficiência	62%					43	63-67
Temperatura de operação do leito °C	780	700	665-830	850	550-770	759	721-871
Alimentação [kg/h]	43,7	180	1,02	8	25		75-105
Velocidade superficial [m/s]		0,95	0,33		0,495	0,75	
Coeficiente de ar (fator de ar)	0,27		0,25	0,25	0,122	0,55	
Vazão de ar [Nm ³ /min]		2,85					
Tipo de gaseificador	fluidizado circulante/atm.	fluidizado borbulhante/atm.	fluidizado borbulhante/atm.	fluidizado borbulhante/atm.	fluidizado borbulhante/atm.	fluidizado borbulhante/atm.	fluidizado borbulhante/atm.
Agente gaseificador	ar	ar	ar	ar/vapor	ar	ar	ar
Alcatrão (% da biomassa seca)	3,9						
Composição do gás gerado % (Vol.)							
N ₂	51,5	54,68	56,57-64,21	59			61,19
O ₂	1	-			1,67		
CO	15,8	16,49	12,29-19,90	10	14	11,7	12,31
CO ₂	16,1	17,36	14,45-17,42	20	14		13,62
H ₂	9,8	3,93	3,24-4	9	2,2	4,3	5,46
CH ₄	4,2	4,85	1,84-2,9	0,9	4,74	2,8	5,99
C ₂ H ₄	1,5	1,92					1,13
C ₂ H ₆	0,2	-					
C ₃ H ₆	0,2	-					
PCI ou PCS [MJ/Nm ³]	5,2-8,2/6,2(PCS)	4,2-5,9/5,4(PCS)	3,09-5,03	2,9-3,5(ar) /4,1-4,5(vapor)	4	4	4,1-6,2/5,5 (PCI)
MJ/kg de biomassa	11,8 (PCS)		7,5				
Conversão de carbono [%]	95	85	55-81	47-69			

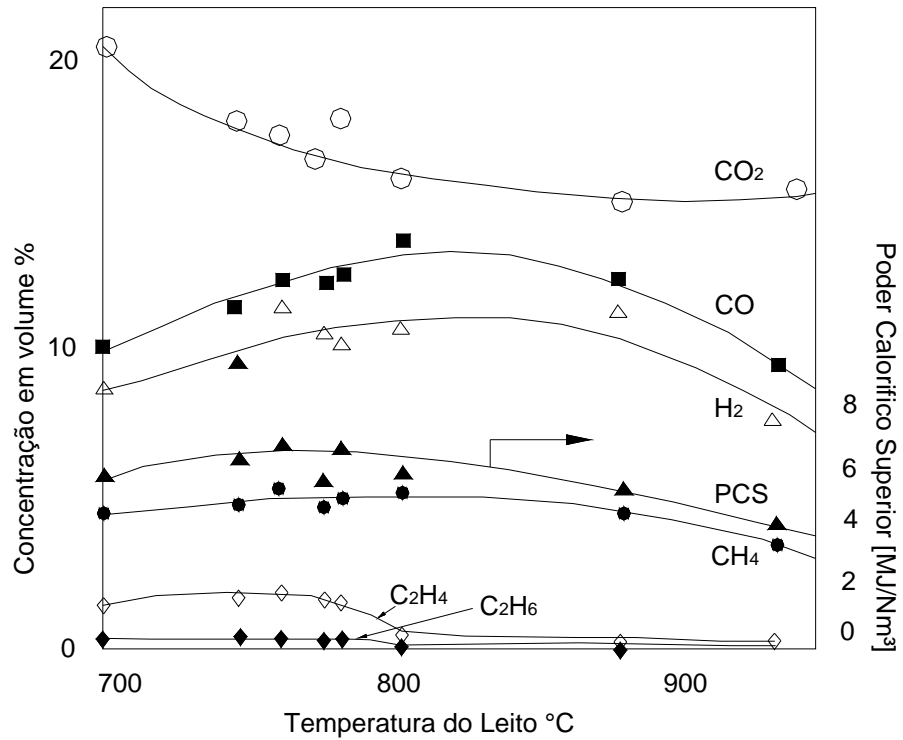


Figura 1.24 – Influência da temperatura do leito em parâmetros de desempenho de um gaseificador.

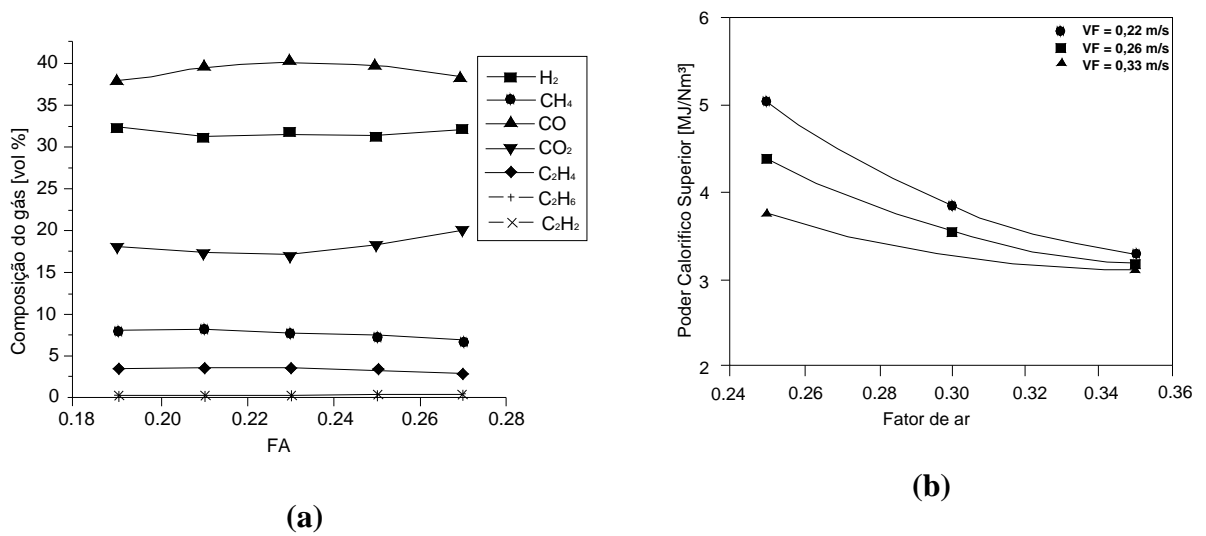


Figura 1.25 – Influência do fator de ar nos componentes do gás de biomassa e no poder calorífico.

Tabela 1.9 – “Layout” de gaseificadores de leito fluidizado (a)

Fonte	Esquema do Reator
<p>CZERNIK, 1992</p>	<p>Gaseificador de capacidade nominal de 50 kg/h de biomassa</p>
<p>SMEENK, 2006</p>	
<p>MANSARAY, 1999</p>	<p>P1 - P12 Transdutores de pressão T1 - T14 Termopares G1 - G2 Amostragem de gás S1 - S2 Amostragem de sólidos</p>

Tabela 1.10 - "Layout" de gaseificadores de leito fluidizado (b)

Fonte	Esquema do Reator
<p>OCAMPO, 2003</p>	
<p>JIANG, 2003</p>	
<p>FERRERO, 1990</p>	

1.2.5.4 - Comparação entre gaseificadores

Cada tipo de gaseificador, como visto anteriormente, possui características específicas que os distinguem uns dos outros, sendo, portanto, necessário para a escolha do tipo que mais se adequa, a aplicação desejada, fazer um estudo pormenorizado das vantagens e desvantagem que cada um oferece. Para esse fim a Tabela 1.11, adaptada de Bridgwater (1995), oferece uma ajuda significativa, pois apresenta os itens que podem ser mais significativos em cada um dos tipos de gaseificadores.

Tabela 1.11 Características do gaseificadores de leito fixo e fluidizado.

<i>Concorrente (“downdraft”)</i>	
<i>Vantagens</i>	<i>Desvantagens</i>
Construção relativamente simples e seguro	Requer baixa umidade do combustível a ser utilizado
Gás produzido relativamente limpo	Restrição de granulometria do material a ser utilizado como combustível (não pode ser muito pequeno)
Alto potencial para conversão de carbono	Alta temperatura do gás produzido (saída)
Pouco arraste de cinzas	Possibilidade de fusão das cinzas devido as altas temperaturas de operação
Alta eficiência de conversão	
<i>Contracorrente (“up draft”)</i>	
<i>Vantagens</i>	<i>Desvantagens</i>
Construção muito simples e robusta	Gás produzido muito sujo e com alto teor de alcatrão
Baixa temperatura dos gases de saída	Devido o gás produzido ser muito sujo, não se adequa ao uso com motores de combustão interna por necessitar de um sistema de limpeza muito caro.
Alta eficiência térmica	
Alta conversão de carbono	
Pouco arraste de cinzas	
Alto tempo de residência dos sólidos	
Produz gás adequado para queima direta	
Desligamento fácil	
Excelente eficiência de conversão	
<i>Leito fluidizado (“fluidized bed”)</i>	
<i>Vantagens</i>	<i>Desvantagens</i>
Tolera variações da qualidade do combustível	Sistema de alimentação
Grande tolerância à granulometria do combustível	Pode haver aglomeração do leito
Bom controle da temperatura do leito	Demora na partida
Rápida resposta a carga	Não é de operação trivial
Excelente distribuição da temperatura do leito	Alta concentração de particulados no gás produzido
Possibilidade de processo catalítico no leito	Perda de carbono com as cinzas
Moderados níveis de alcatrão no gás produzido	
Pode operar a carga parcial	
Alta eficiência de conversão	

O produto desejado de um gaseificador é um gás o mais puro possível e com bom poder calorífico. A Tabela 1.12 apresenta alguns valores em termos de qualidade do gás gerado para gaseificadores operando com ar como agente oxidante. Pode-se observar que o gaseificador que se destaca é o de leito fixo concorrente, o qual apresenta maior poder calorífico.

Quando se fala em pureza do gás, refere-se ao percentual de alcatrão e particulado presente no mesmo. A Figura 1.26 mostra um gráfico comparativo entre o percentual de alcatrão e particulado presente no gás de biomassa para diferentes tipos de reatores.

Tabela 1.12 - Valores comparativos da composição do gás gerado para diferentes tipos de gaseificadores (Bridgwater, 1995; Mansaray, 1999).

CARACTERÍSTICAS DO GAS GERADO						
Bridgwater (1995)						
Tipo	Composição do gás [vol. %, base seca]					PCS
	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	MJ/m ³
Leito Fluidizado	9	14	20	7	50	5,4
Contracorrente	11	24	9	3	53	5,5
Concorrente	17	21	13	1	48	5,7
Mansaray (1999)						
Leito Fluidizado	4	20	15	5	57	5

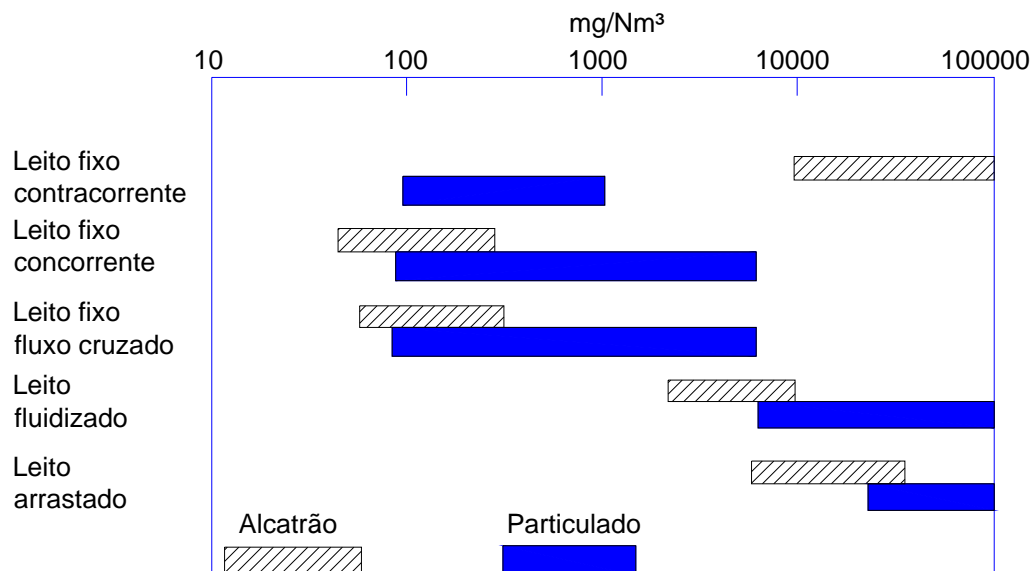


Figura 1.26 – Gráfico comparativo do teor de alcatrão e particulado para diferentes tipos de gaseificadores (Brawn, 1986).

As características do gás gerado, em termos de concentração dos componentes combustíveis, podem variar de acordo com o agente de gaseificação e com a pressão de operação do gaseificador como é mostrado na Tabela 1.13 e Tabela 1.14 (Kaltschmitt, 2001).

Tabela 1.13 – Influência do agente de gaseificação no gás de biomassa (Kaltschmitt, 2001).

Componentes	Unidade	Agente de gaseificação	
		ar	Vapor/O ₂
H ₂	% Vol.	6 - 19 (12,5)	26 - 55 (38,1)
CO	% Vol.	9 - 21 (16,3)	20 - 40 (28,1)
CO ₂	% Vol.	11 - 19 (13,5)	15 - 30 (21,2)
CH ₄	% Vol.	3 - 7 (4,4)	4 - 14 (8,6)
N ₂	% Vol.	42 - 60 (52)	0
PCI	MJ/Nm ³	3 - 6,5 (5,1)	12 - 16 (13,2)

Tabela 1.14 – Influência da pressão de operação do gaseificador no gás gerado (Kaltschmitt, 2001).

Componente	Unidade	Tipo de gaseificador	
		Atmosférico	Pressurizado
H ₂	% Vol.	6 - 19 (12,5)	4 - 15 (8,8)
CO	% Vol.	9 - 21 (16,3)	10 - 19 (14,8)
CO ₂	% Vol.	11 - 19 (13,5)	14 - 19 (16,8)
CH ₄	% Vol.	3 - 7 (4,4)	5 - 9 (6,7)
N ₂	% Vol.	45 - 60 (52)	45 - 60 (53)
PCI	MJ/Nm ³	3 - 6,5 (5,1)	3,5 - 6,5

Cada tipo de reator tem, como já foi visto, características próprias que os diferenciam. Um outro item relevante é a dimensão da biomassa com a qual o gaseificador pode operar, já que problemas operacionais podem ocorrer se esse item não for observado.

O gaseificador de leito fixo opera, geralmente, com material de maior dimensão, pois necessita que haja espaço no leito para que o ar e os gases da gaseificação possam fluir. Já os gaseificadores de leito fluidizado operam com material de menor dimensão como a casca de arroz e serragem. A Tabela 1.15 apresenta as dimensões típicas de combustíveis para diferentes tipos de reatores.

Tabela 1.15 – Dimensão típica do combustível para diferentes tipos de gaseificadores.

Tipo de gaseificador	Dimensão do combustível (cm)
Leito fixo concorrente ("downdraft")	1--10
Leito fixo contracorrente ("updraft")	0,5 -- 5
Leito fixo de fluxo cruzado ("cross flow")	1--10
Topo aberto ("open core")	0,1 -- 0,3
Leito Fluidizado borbulhante	<2
Leito fluidizado circulante	<1
Leito arrastado ("Entrained bed")	<0,2

Fonte: Handbook of Advanced Technologies for Energy Conversion of Biomass

1.2.5.5 - Projetos em andamento

Alguns projetos têm sido desenvolvidos na área de gaseificação de biomassa ao redor do mundo, principalmente na Europa, América do Norte e Ásia, com o desenvolvimento de diferentes tecnologias que contemplam as características necessárias ao tipo de aplicação que se destina. Dessa forma, algumas empresas desenvolveram equipamentos para aplicações específicas sendo utilizados em diversos segmentos, como será apresentado a seguir:

Gaseificadores para geração de calor

São comercialmente disponíveis sendo as tecnologias mais conhecidas as da empresa BIONEER (leito fixo, contracorrente “up draft”), PRM ENERGY (leito fixo, contracorrente “up draft”), Ahlstrom (agora Foster Wheeler) e LURGI Umwelt (ambos leito fluidizado circulante).

Gaseificadores de pequena escala estão instalados em muitos países em desenvolvimento com a finalidade, por exemplo, de suprir calor para fornos cerâmicos e para secagem de chá.

Cerca de 10 gaseificadores Bioneer estão em operação com sucesso, há alguns anos, na Finlândia e Suécia. Em alguns casos o gás gerado é utilizado para queima em caldeiras e para aquecimento distrital. O gaseificador Bioneer agora é comercializado pela empresa Condens Oy da Finlândia.

A PRM Energy Systems tem 18 unidades operando em quatro continentes, gaseificando 500000 toneladas por ano de biomassa, principalmente, casca de arroz. Geralmente, o calor é utilizado para secagem ou para gerar vapor saturado a baixa pressão.

O primeiro gaseificador de leito fluidizado foi instalado pela empresa Ahlstrom da Finlândia em meados dos anos 80. Esses gaseificadores de leito fluidizado circulante denominados de “Pyroflow” tinham uma capacidade de 15-35 MWt, sendo que destes, quatro continuam em operação.

O primeiro gaseificador Lurgi de leito fluidizado foi construído em 1987 em Pöls, Áustria. Desde 1996 uma planta de gaseificação tipo Lurgi Umwelt está em operação em Rüdendorfer Zement GmbH, Alemanha.

No outono de 2001 um gaseificador de 40 MWt foi posto em operação para produção de energia e recuperação de alumínio em Varkaus, Finlândia, baseado em tecnologia da Foster Wheeler. A Figura 1.27 apresenta um diagrama esquemático dessa instalação

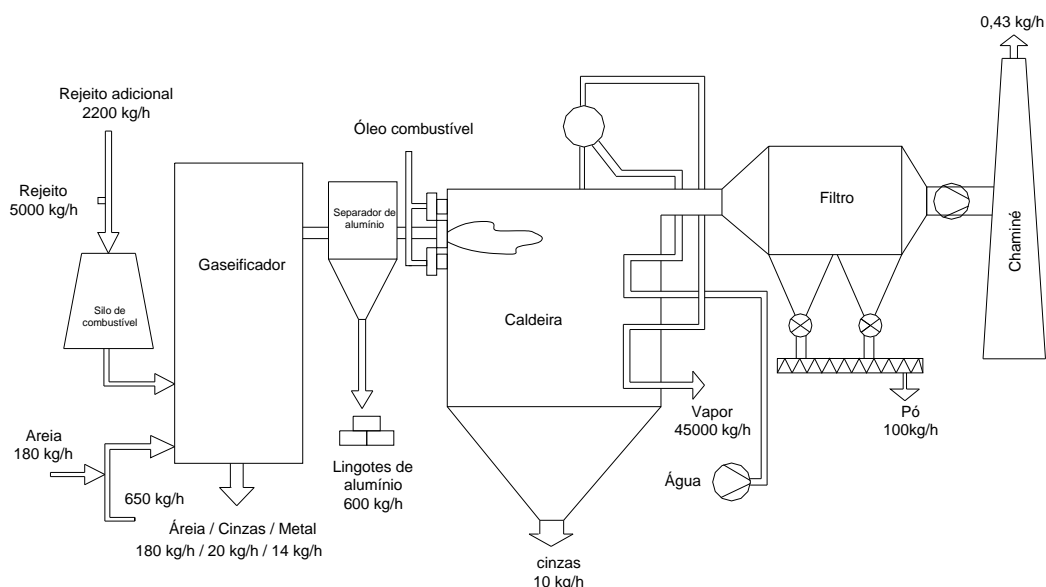


Figura 1.27 - Planta de gaseificação com tecnologia da Foster Wheeler (Kwant, 2005).

Gaseificador para co-combustão em centrais elétrica

O primeiro gaseificador para co-combustão foi instalado em Zeltweg, Áustria, seguido por outros em Lahti, Finlândia, Amer, Holanda e Vermont nos Estados Unidos. Apesar do sucesso de operação, a planta da Áustria foi recentemente fechada. Lahti e Vermont estão em plena operação, enquanto que o sistema de limpeza de gás da planta de Amer está sendo modificado. A Tabela 1.17 apresenta informações sobre as plantas em andamento com esse tipo de tecnologia.

Tabela 1.16 Gaseificadores de co-combustão.

Localização	Planta	Capacidade [MWt]	Situação
Zeltweg, Áustria	LFC, alimentado diretamente na caldeira de carvão pulverizado.	10	Operacional desde 1998 e recentemente desativada
Lahti, Finlândia	LFC, Foster Wheeler, alimentado diretamente na caldeira de carvão pulverizado.	60	Operacional desde 1998, modificando o sistema de limpeza dos gases.
Amer, Holanda	LFC, Lurgi, com limpeza do gás e remoção de amônia, alimentado diretamente na caldeira de carvão pulverizado.	80	Primeiro teste executado em 2000, sendo trabalhado o sistema de limpeza do gás.
Energi E2 A/S	LFB	100	Ainda não realizado, testes em andamento.

- LFC – Leito fluidizado Circulante; LFB – Leito Fluidizado Borbulhante.

Tabela 1.17 Gaseificadores em ciclo combinado (IGCC)

Localização	Planta	Capacidade [MWe]	Situação
Värnamo, Suécia	LFC pressurizado, limpeza a quente do gás	7	Sendo remodelado para produção de hidrogênio.
Chianti, Italy	LFC, tecnologia TPS, Combustível RDF.	6,7	110 000 Toneladas de RDF tratados em 2000
Arbre, Yorkshire, UK	LFB com craqueamento do alcatrão	9	EPRI é a nova dona, situação incerta
Gussing, Áustria.	LFC rápido	2	Operacional com motor a gás
Bioelettrica, Itália.	LFC Pressurizado, FLS Miljo, Tecnologia Carbona	8	Recentemente mudado de Tecnologia Lurgi para Carbona
SVZ, Schwarze Pumpe	Leito Fixo, BGL, entrained flow		Operacional, ciclo combinado e produção de metanol a partir de resíduo.

- LFC – Leito fluidizado Circulante; LFB – Leito Fluidizado Borbulhante

➤ Planta de Gaseificação de Värnamo

Está foi a primeira planta de gaseificação de leito fluidizado circulante pressurizado da Foster Wheeler, opera a 20 bar de pressão e 950 a 1000 °C. Pode gerar 18 MWt e utiliza pedaços de madeira como combustível. A Tabela 1.18 apresenta as características da planta de Värnamo e uma foto da instalação pode ser vista na Figura 1.28.

Tabela 1.18 Características da Planta de Gaseificação de Värnamo.

Geração	6 MWe
Calor para aquecimento distrital	9 MWt
Combustível	Madeira pedaços
Eficiência elétrica	32 %
Eficiência Global	83 %
Poder calorífico do gás	5 MJ/ Nm ³
Pressão do vapor	40 bar
Temperatura do vapor	455 °C
Proprietário da Planta	Sydkraft AB

➤ Planta de Gaseificação de Arbre

É constituída de um Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante com craqueamento catalítico do gás o qual é resfriado, filtrado, e lavado em scrubbers, sendo comprimido para utilização em uma turbina a gás Typhoon da Alstom Power. O Gás de exaustão da turbina é recuperado para gerar vapor o qual é utilizado em uma turbina a vapor. Na Figura 1.29 pode ser vista uma foto da instalação. Atualmente encontra-se desativada.



Figura 1.28 Instalação da Planta de Gaseificação de Värnamo na Suécia.



Figura 1.29 Planta de Gaseificação de Arbre

1.2.5.6 - Limpeza do gás de biomassa

O gás produzido por um sistema de gaseificação de biomassa contém uma determinada quantidade de contaminantes, que são os particulados, as cinzas e o alcatrão. Para que esse gás possa ser utilizado em um sistema de geração de potência com um motor alternativo ou uma turbina a gás ele deve ser o mais limpo possível.

Segundo Hasler (1999), para que um motor de combustão interna funcione satisfatoriamente com gás de biomassa, esse gás deve conter valores menores que 50 mg/Nm³ de particulados e valores do teor de alcatrões menores que 100 mg/Nm³.

A Tabela 1.19 mostra as características dos motores alternativos de combustão interna e de turbinas a gás, para o seu funcionamento com gás de biomassa. Pode-se observar que as turbinas são bem mais suscetíveis quanto à limpeza do gás, devido à erosão que pode ocorrer nas pás pelo choque com os particulados. Esse efeito é causado devido às altas rotações que as turbinas são submetidas.

Tabela 1.19 - Qualidade do gás requerida para geradores de potência (Hasler, 1999)

Equipamento de geração de potência	Particulados [mg/Nm ³]	Dimensão do particulado [µm]	Alcatrão [mg/Nm ³]	Metais Pesados [mg/Nm ³]
Motor de combustão interna	< 50	<10	<100	
Turbina a gás	< 30	< 5		0,24

Diferente das tecnologias que exigem um maior critério quanto à limpeza do gás, os motores Stirling podem utilizar diretamente o gás sem um prévio tratamento, pois são, os chamados, motores de combustão externa.

O gás de biomassa pode também ser utilizado em uma caldeira para geração de vapor que por sua vez pode ser utilizado para gerar potência em uma turbina a vapor. Esse tipo de aplicação também não exige um alto grau de limpeza do gás.

Para se realizar a limpeza do gás algumas alternativas podem ser utilizadas na realização dessa tarefa como, por exemplo, usar um ciclone para a retirada dos particulados e uma torre de lavagem para lavar o gás e retirar o particulado não retido pelo ciclone e para retirada do alcatrão.

A Figura 1.30 mostra as curvas de eficiência de vários tipos de equipamentos que podem ser utilizados na limpeza do gás.

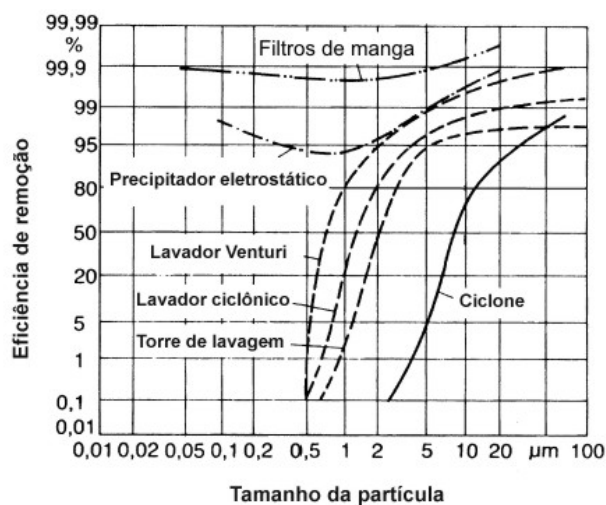


Figura 1.30 - Gráfico mostrando a eficiência de equipamentos de limpeza de gases (Adaptado de Hasler, 1999).

O alcatrão é um dos principais produtos indesejáveis da gaseificação de biomassa e o seu percentual presente no gás gerado é diferente para cada tipo de tecnologia de gaseificação. Segundo Bhattacharya (2001) a quantidade de alcatrão presente no gás gerado por um gaseificador contracorrente (updraft) varia entre 10 a 100 g/m³ e para gaseificadores concorrentes (downdraft) é de 50 a 500 mg/m³, para gaseificadores de leito fluidizado os valores variam entre 1 e 3 g/Nm³ (McKendry, 2002).

A Tabela 1.20 apresenta os valores do teor de alcatrão no gás de biomassa gerado a partir de diferentes tecnologias de gaseificação de acordo com Quaak (1999)

Tabela 1.20 Quantidade de alcatrão presente no gás gerado por diferentes tecnologias de gaseificação de acordo com Quaak (1999).

Tipo de gaseificador	Teor de alcatrão
Down draft	15 – 500 mg/Nm ³
Up draft	30 – 150 g/Nm ³
Leito fluidizado	< 5 g/Nm ³

O resfriamento do gás é um dos métodos de limpeza utilizado e tem por finalidade a remoção do alcatrão pesado pela sua condensação. Todavia, esse tipo de tratamento não é indicado para grandes volumes de gás (Quaak, 1999).

O craqueamento térmico também é um método que pode ser utilizado na limpeza do gás, pois a quantidade de alcatrão, nele presente, é dependente da temperatura do leito do gaseificador, portanto, quanto maior a temperatura do leito menor será a presença de alcatrão no gás produzido. De acordo com Bridgwater (1995), bons resultados são obtidos para temperaturas entre 1000 e 1300 °C.

Os gráficos apresentados na Figura 1.31 e Figura 1.32 foram adaptados de Paasen (2004) onde são mostrados valores para a variação do fator de ar e teor de alcatrão em função da temperatura do leito.

No gráfico da Figura 1.31, observa-se que com o aumento do fator de ar deverá haver um aumento da temperatura do leito, desde que, se manteve constante a alimentação de biomassa e variou-se a vazão de ar. Com o acréscimo da vazão de ar haverá um conseqüente aumento do fator de ar, aproximando o processo, cada vez mais, da condição de combustão o que provoca o aumento da temperatura.

Diversos autores comentam sobre o craqueamento térmico do alcatrão, mas poucos apresentam um estudo concreto sobre a variação do teor de alcatrão com relação ao aumento da temperatura do leito, o que é perfeitamente compreensivo dado à complexidade, custo e tempo que envolve esse tipo de análise. No gráfico da Figura 1.32 é possível verificar essa correlação onde se percebe, efetivamente, a diminuição do teor de alcatrão com relação ao aumento da temperatura do leito.

Ainda considerando-se o craqueamento térmico, um resultado bem interessante é o relatado por Cao (2006), que procede a injeção de ar na região do “freeboard” em um gaseificador de leito fluidizado procurando manter essa região a temperaturas da ordem de 800 °C e a região do leito em torno de 650 °C.

Através desse procedimento, que contradiz as referências na literatura que sempre prevêem uma redução da temperatura ao longo do “freeboard”, é possível obter um gás com teor de alcatrão da ordem de 10 mg/Nm³ (Figura 1.33).

Esse tipo de operação do reator pode ser bem conveniente, já que para biomassa como a casca de arroz, que possui alta concentração de sílica na sua composição, pode sinterizar a altas temperaturas, então, proceder à operação a temperaturas em torno de 650 °C pode evitar esse tipo de problema, bem como, aglomeração do leito, diminuindo assim, as paradas para manutenção.

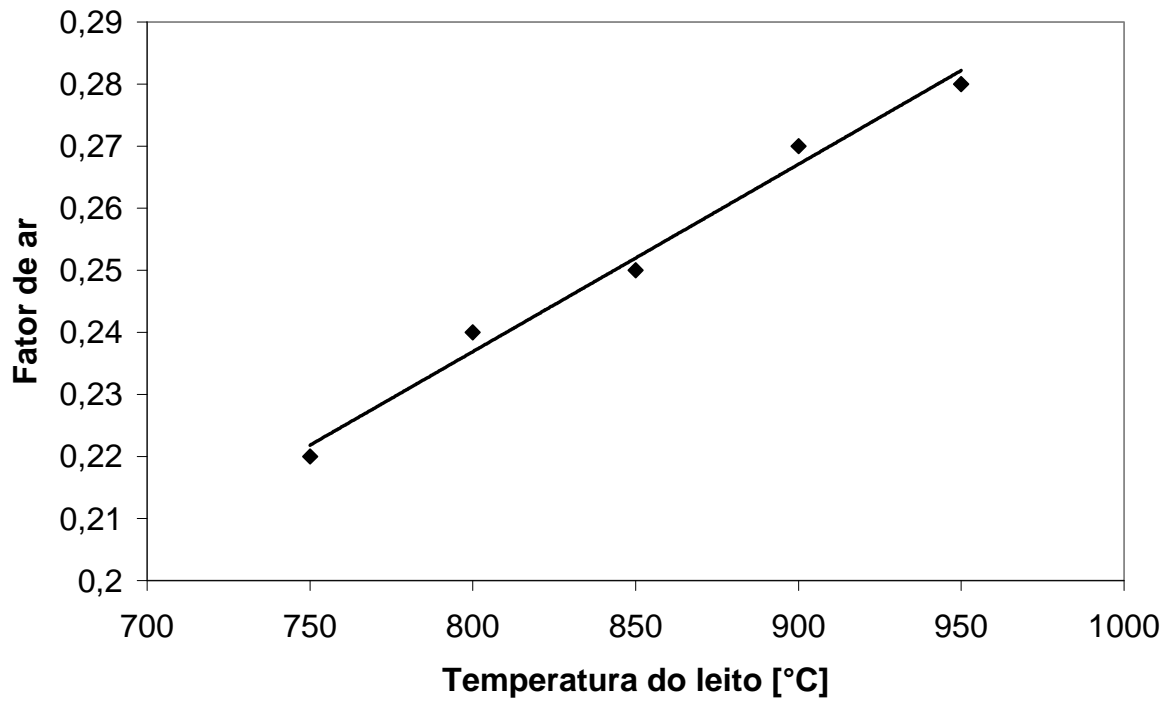


Figura 1.31-Variação da temperatura do leito em função do fator de ar.

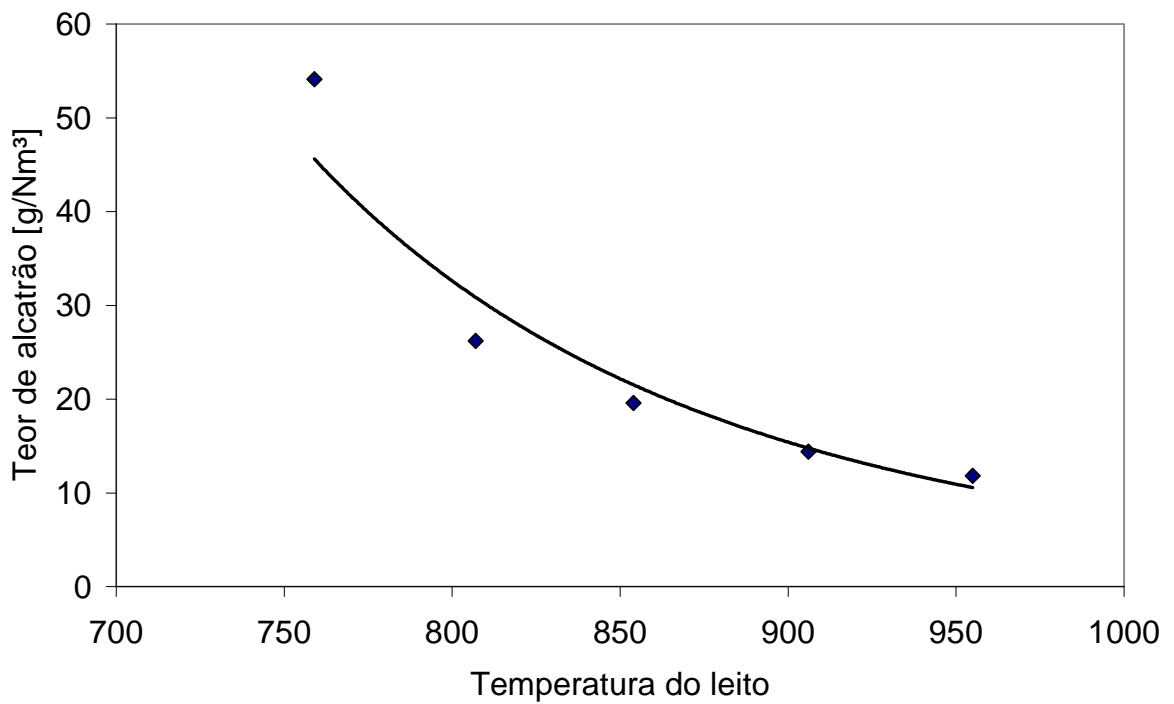


Figura 1.32 – Variação do teor de alcatrão no gás em função da temperatura do leito.

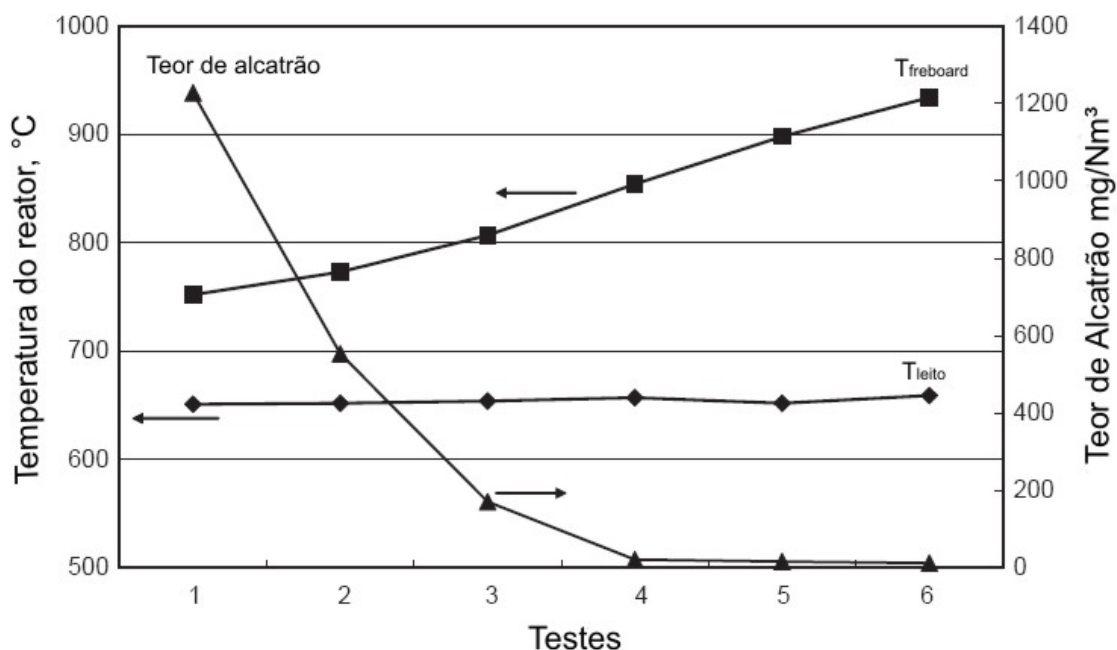


Figura 1.33 – Gráfico do teor de alcatrão para injeção de ar no “freeboard” (Cao, 2006).

O processo de craqueamento térmico foi definido por Davi (2003) como processo primário de controle do teor de alcatrão, desde que, acontece no interior do reator. Uma outra alternativa nesse sentido é o projeto dos reatores onde se tem dado ênfase ao processo de divisão da gaseificação em estágios, podendo-se realizar em um primeiro estágio a pirólise da biomassa e posteriormente a gaseificação do carvão resultante ou a injeção de ar em diferentes regiões do leito criando zonas de alta temperatura por onde, o gás gerado no estágio imediatamente superior, deverá passar.

O tratamento catalítico também pode ser realizado internamente ao reator sendo os de leito fluidizado os mais indicados para esse tipo de tratamento. Os catalisadores mais estudados são a dolomita (minério de magnésio $MgCO_3$ $CaCO_3$) e a olivina os quais tem resultados significativos na redução do alcatrão.

Catalisadores, como a dolomita, podem ser utilizados para reduzir a temperatura de operação do leito para o craqueamento do alcatrão obtendo-se eficiências de 90 a 95 % para temperaturas entre 800 e 900 °C. Esse método de tratamento é chamado de craqueamento catalítico e demanda aproximadamente 0,03 kg/Nm³ de gás (Belgiorno, 2003).

A Figura 1.34 mostra um esquema dos métodos utilizados para limpeza do gás de biomassa, bem como, as tecnologias que podem ser usadas para geração de calor e potência.

A Tabela 1.21 mostra um resumo das vantagens e desvantagens dos métodos utilizados no tratamento do gás de biomassa.

Um dos grandes problemas relacionados à utilização de equipamentos que usam água para a limpeza do gás é a sua disposição, pois a mesma, após ser utilizada, estará sem condições de ser descartada sem um prévio tratamento.

Tabela 1.21 - Tabela comparativa entre sistemas de limpeza de gases de biomassa (Belgiorno, 2003).

Sistema	Vantagens	Desvantagens
Craqueamento térmico	Controle simples	Perdas no poder calorífico
	Baixo custo	Baixa eficiência
Craqueamento catalítico	Não altera o poder calorífico	Preço do catalisador
	Não há resfriamento do gás	Difícil controle
Lavadores	Fácil controle	Perdas no poder calorífico
	Controle da poluição do ar	Resfriamento do gás
		Produção de efluentes

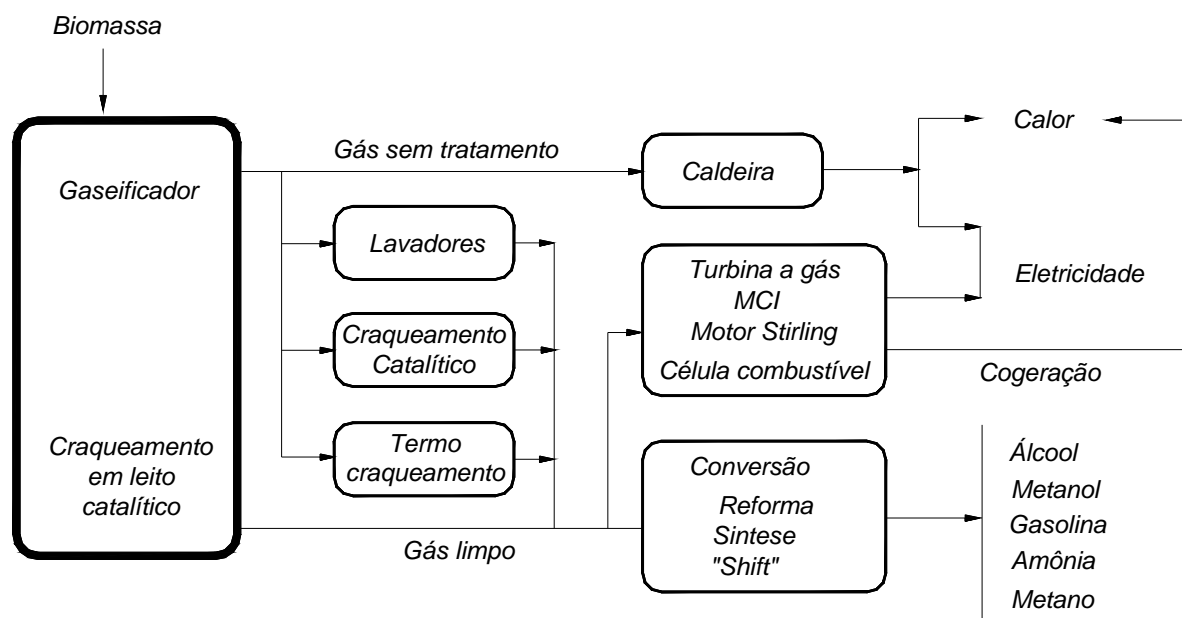


Figura 1.34 Processo de tratamento e utilização do gás de biomassa (adaptado de Belgiorno, 2003).

Yin (2003) é um dos poucos autores que comenta sobre o tratamento da água que é utilizada para limpeza dos gases gerados por gaseificação de biomassa. Durante o processo

são utilizados aproximadamente de 7 a 8 t/h de água e o tratamento utilizado tem as seguintes etapas:

1 – A água proveniente do lavador de gases é enviada para um tanque de aeração onde a demanda química de oxigênio é reduzida para valores entre 300 e 1800 mg/m³.

2 – O licor segue para um outro tanque onde as cinzas e outras impurezas são precipitadas, enquanto isso, o processo de aeração continua.

3 – O licor segue para o tanque de absorção onde as cinzas do processo de gaseificação são utilizadas como absorvente para absorver os contaminantes e reduzir a DQO para valores menores que 100 mg/m³.

4 – O estágio final é constituído por um filtro para remover as cinzas utilizadas no processo de absorção. Neste estágio a água estaria em condições de retornar ao meio ambiente.

A Figura 1.35 apresenta esquematicamente o processo citado.

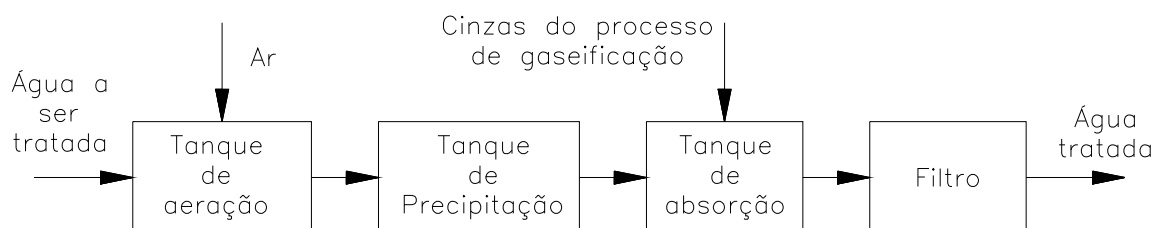


Figura 1.35 Processo de tratamento de água para limpeza de gases.

Limpeza catalítica do gás produto da gaseificação

A limpeza catalítica do gás de biomassa produto da gaseificação caracteriza-se por uma nova perspectiva para a utilização da biomassa, já que, utilizando-se essa técnica de limpeza do gás, pode-se eliminar os efluentes que são gerados com o uso de equipamentos como os lavadores de gases.

Corella (2004), afirma que de todos os métodos para limpeza de gás de biomassa a limpeza catalítica seria a mais indicada já que destrói completamente o alcatrão presente no gás, bem como, a amônia.

A dolomita calcinada é o catalisador, não metálico, mais utilizado para conversão de alcatrão, sendo relativamente barato e descartável. É um minério de cálcio e magnésio com

formula química $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$. Não é muito resistente sofrendo rápido desgaste em reatores de leito fluidizado, sendo, portanto, mais indicado para reatores de leito fixo. A conversão de alcatrão é alta quando a dolomita opera a altas temperaturas (900 °C) com vapor.

A Olivina é outro mineral que tem as mesmas propriedades da dolomita na conversão de alcatrão, no entanto é mais resistente.

Segundo Dayton (2002), uma grande variedade de catalisadores a base de Níquel para reforma a vapor são disponíveis comercialmente por sua aplicação na indústria petroquímica para reforma de nafta e reforma de metano para produção de gás de síntese. É bem eficiente na destruição do alcatrão e reforma do metano do gás de gaseificação.

Através da reforma catalítica o teor de Hidrogênio (H_2) e de Monóxido de Carbono (CO) aumenta significativamente e o metano (CH_4) e os Hidrocarbonetos são eliminados ou substancialmente reduzidos.

Narváez (1996) testou um gaseificador de leito fluidizado de bancada através do qual pode estudar a influência de diversos parâmetros na qualidade do gás gerado. No seu trabalho ele mostrou a relação existente entre parâmetros como: o fator de ar; a temperatura do leito e do “freeboard”; e a qualidade do gás gerado em termos de teor de alcatrão, fração de cada componente do gás gerado e do poder calorífico. Ele utilizou valores do fator de ar entre 0,2 e 0,35 e temperaturas do leito entre 750 e 850 °C.

Em seus experimentos obteve para o teor de alcatrão valores entre 4 e 18 g/Nm³. O teor de menor valor foi obtido para valores mais altos de fator de ar, conseqüentemente para valores de temperatura mais alta.

Gil (1999) também estudou um gaseificador de leito fluidizado tendo utilizado como parte do leito dolomita calcinada como agente catalisador (20 a 30 %). Os resultados obtidos foram comparados com os de Narváez (1996) como mostra a Figura 1.36. Gil (1999) obteve valores de teor de alcatrão bem baixos considerando o tipo de reator estudado. Para um fator de ar de 0,30 chegou a obter 1 g/Nm³. Ele relata, ainda, que valores menores que 200 mg/Nm³ podem ser obtidos, utilizando-se catalisadores a base de níquel em um segundo reator.

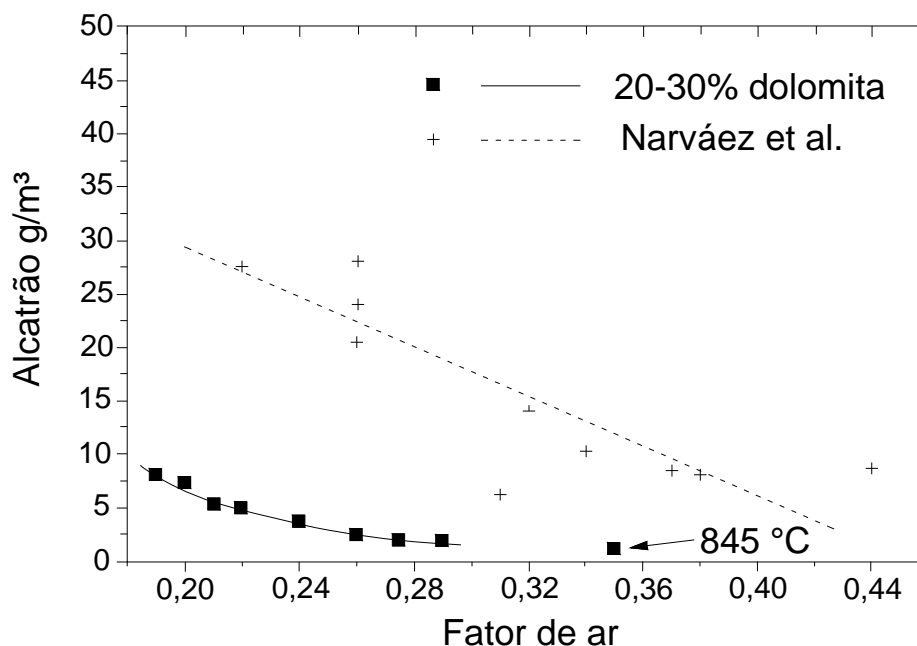


Figura 1.36 – Comparação do teor de alcatrão em gaseificadores de leito fluidizado com e sem a utilização de catalisador no leito.

O tratamento catalítico pode ser utilizado também externamente aos reatores. Nesse tipo de aplicação os catalisadores mais estudados são à base de níquel através do processo de reforma.

Caballero (2000) estudou a utilização desse tipo de catalisador na destruição do alcatrão presente no gás gerado em um gaseificador de leito fluidizado. Ele obteve como resultado valores menores que 10 mg/Nm³ para o alcatrão convertido.

Uma restrição à utilização de catalisadores a base de níquel é a sua desativação. Caballero (2000) relata que testou um reator por 50 h, não tendo apresentado sinais de desativação e Dalton (2002) afirma que há catalisadores que podem operar por até 100 horas sem desativação.

Gaseificação em duplo estágio

Um dos maiores problemas relacionados à utilização de gás de biomassa em motores de combustão interna é a remoção do alcatrão presente no gás. Segundo Devi (2003) a tecnologia de remoção de alcatrão do gás de biomassa pode ser dividida em duas categorias; a limpeza do gás após o gaseificador denominada de método secundário e o tratamento interno ao gaseificador chamado de método primário.

O tratamento primário consiste de medidas que podem ser tomadas para prevenir a formação ou converter o alcatrão formado no gaseificador como, por exemplo, a escolha adequada dos parâmetros de operação, utilização de leito de catalisadores e implementação de modificações no gaseificador.

Os métodos secundários são aqueles onde o alcatrão é tratado após o gaseificador através de processos físicos ou químicos. Dentre esses métodos estão: o craqueamento do alcatrão através de tratamento térmico ou catalítico; métodos mecânicos como ciclone, filtros, venturis e lavadores. Esses métodos são bem efetivos no tratamento alcatrão, todavia, os que utilizam água como fluido de limpeza, caracteriza-se pela geração de um efluente de difícil tratamento e descarte, portanto a limpeza catalítica e o craqueamento térmico pode ser uma saída, mais adequada do ponto de vista da sustentabilidade do processo. A Figura 1.37 e Figura 1.38 apresetam diagramas dos métodos primários e secundários da conversão do alcatrão.

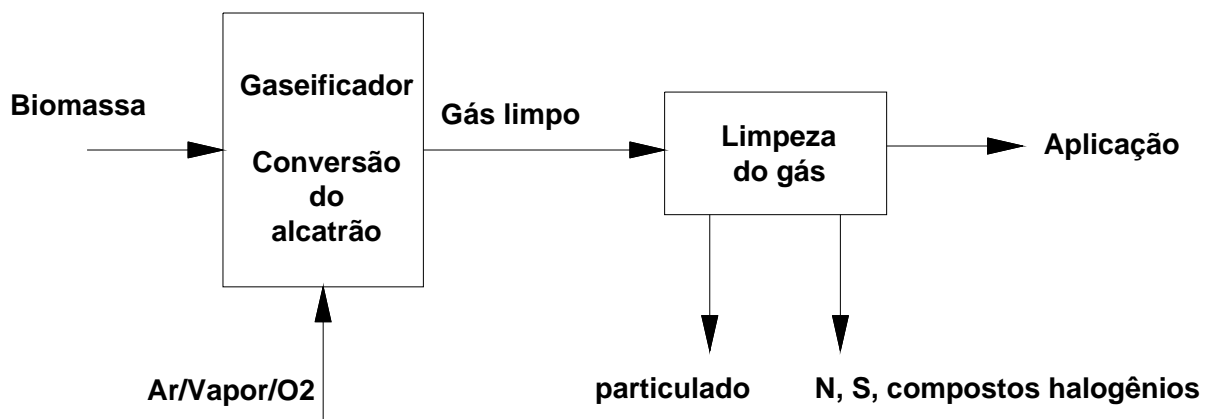


Figura 1.37 – Diagrama da conversão de alcatrão pelo método primário Devi (2003).

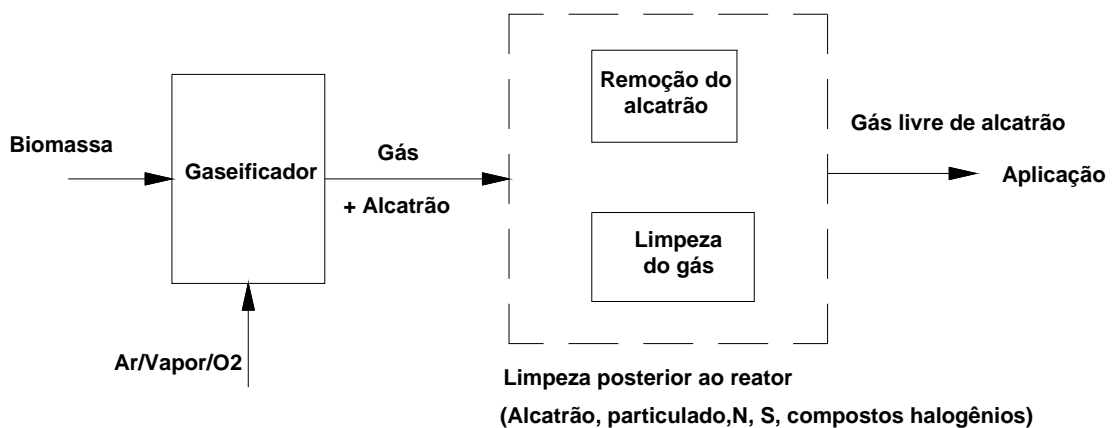


Figura 1.38 - Diagrama da conversão do alcatrão por métodos secundários Devi (2003).

Um conceito muito interessante aplicado à minimização da utilização do alcatrão é o duplo estágio de gaseificação que consiste em separar as zonas de pirólise e de redução durante o processo de gaseificação. O emprego desse tipo de tecnologia propicia uma redução significativa dos teores de alcatrão no gás quando comparados a equipamentos de simples estágio.

Bhattacharya (1999) apresenta um gaseificador de duplo estágio do tipo concorrente (“downdraft”) que possibilita a obtenção de um gás com teor de alcatrão da ordem de 19-34 mg/Nm³, sendo que esse valor pode ser reduzido para 9,24 mg/Nm³ se for utilizado após o gaseificador um tanque onde o alcatrão remanescente possa ser condensado e que pode servir como um pulmão para o sistema quando o gás for usado para alimentar um motor, por exemplo. A adição do ar secundário resulta na diminuição do teor de alcatrão, CO₂ e H₂ enquanto o CO aumenta. Foi utilizado carvão vegetal como biomassa.

Gaseificadores de simples estágio do tipo concorrente geram gás com teor de alcatrão de 181-1150 mg/Nm³ (Mendis, 1989), Bhattacharya (1999) relata, ainda, o valor de 58 g/Nm³.

Os gaseificadores de leito fluidizado têm a vantagem permitir a utilização de catalisadores diretamente no leito para o craqueamento do alcatrão. Outra possibilidade é a injeção de ar diretamente no leito logo acima da alimentação de biomassa, o que caracteriza um duplo estágio. Esse procedimento foi testado por Pan (1999) onde, para o experimento, observou-se a redução do teor de alcatrão e com redução do PCI e do teor de CO e H₂. O teor de alcatrão medido foi da ordem de 3 g/Nm³.

Naváez (1996) realizou experimentos com a injeção de ar na região do “freeboard”, sem obter resultados significativos com relação à diminuição do teor de alcatrão.

1.2.6 - Utilização do Gás de Biomassa

O gás de biomassa pode ser utilizado com a finalidade de aproveitamento térmico, para geração de energia elétrica e síntese de combustíveis.

A energia térmica pode ser aproveitada através da queima direta do gás em queimadores de secadores ou em caldeiras para geração de vapor de processo. Para tanto o gás não necessita de tratamento podendo ser utilizado diretamente como sai do gaseificador.

Para geração de energia elétrica equipamentos como turbina a gás e motores alternativos podem ser utilizados como acionadores primários, porém o gás necessita de tratamento para adequar os percentuais de alcatrão e particulado aos padrões de aceitabilidade do equipamento.

Combustíveis como o Hidrogênio e o Metanol podem ser processados a partir do gás de biomassa através, principalmente, do processo denominado reforma a vapor.

1.2.6.1 - Aproveitamento térmico do gás de biomassa (queima direta)

A queima do gás para geração de calor é a forma mais direta de utilização do gás de biomassa. Essa forma de aproveitamento pode ser utilizada para geração de vapor de processo ou ciclos de potência e para secagem.

A co-combustão é uma alternativa bem interessante da utilização do gás de biomassa para a geração de calor, onde ele seria utilizado em conjunto com outro combustível, a fim de complementar a energia necessária ao processo. Essa aplicação possibilita a diminuição das emissões de poluentes atmosféricos como o NO_x quando comparada à queima exclusiva de um combustível fóssil.

Um exemplo desse tipo de aplicação do gás pobre pode ser visto na Figura 1.39, que mostra a planta de Lahti (Finlândia), a qual queima o gás de biomassa conjuntamente com carvão e gás natural em uma caldeira que fornece vapor para o funcionamento de um ciclo de potência e para aquecimento distrital. Para essa planta houve uma redução em 10% dos índices de emissões de CO_2 devido à implantação da queima do gás de biomassa.

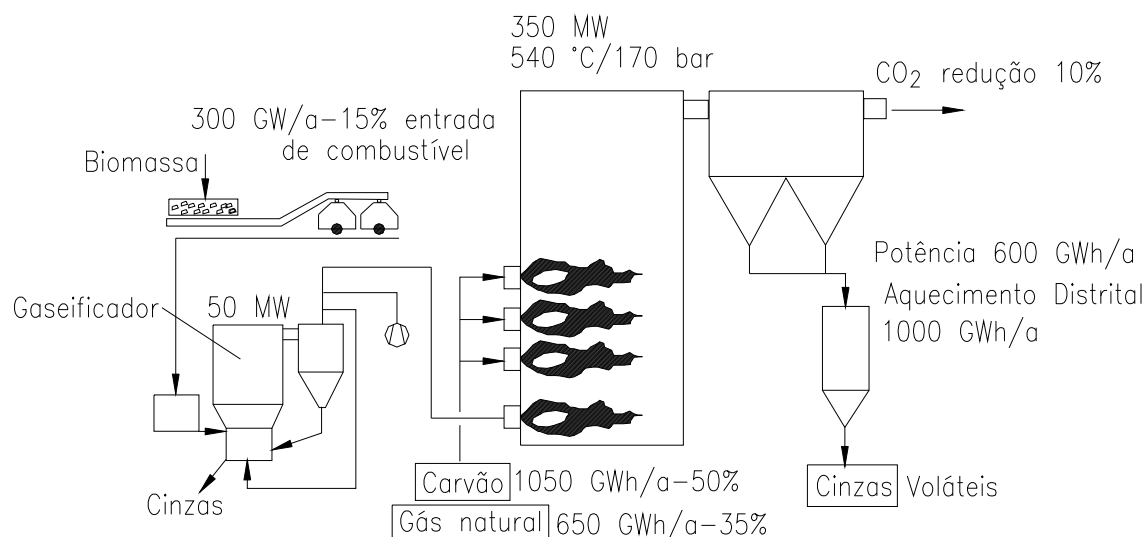


Figura 1.39 – Planta de potência de Lahti na Finlândia (Co-combustão do gás de biomassa) (Belgiorno, 2003).

1.2.6.2 - Geração de energia elétrica

A utilização do gás de biomassa para geração de energia elétrica pode ser feita através de diferentes tipos de acionadores primários, todavia algumas alternativas podem ser mais atrativas que outras devido ao tratamento que esse gás necessita para ser utilizado. Essas alternativas são tratadas a seguir:

Motores alternativos de combustão interna.

A maioria dos projetos envolvendo geração de energia a partir de biomassa gaseificada utilizam motores alternativos de combustão interna (MACI) para a geração de potência de eixo que será então transformada em energia elétrica através de um gerador. Os projetos envolvem motores a gasolina, a gás e a diesel.

Os gaseificadores normalmente empregados para esse fim são os de fluxo descendente “*downdraft*” (concorrente), por apresentar na sua configuração características que possibilitam com que o gás gerado tenha uma menor concentração de alcatrão que outros gaseificadores como os em fluxo ascendente “*up draft*” (contracorrente).

A utilização do gás de biomassa em motores de combustão interna já foi bem difundida, principalmente no período da segunda guerra mundial, posteriormente foi gradativamente desaparecendo devido à versatilidade dos motores a gasolina. Atualmente, devido a alto do

preço do petróleo e a busca por aprimoramento da utilização de fontes renováveis de energia, tem-se retomado o interesse por essa tecnologia.

Para utilizar o gás de biomassa em motores de ciclo Otto não há a necessidade de se fazer modificações nos mesmos, todavia para se ter maiores eficiências pequenas adaptações devem ser previstas como o avanço da ignição em 30 a 40 °. Os motores a diesel não podem trabalhar somente com o gás de biomassa podendo apenas substituir o diesel em até 85 %, devendo-se na partida utilizar o diesel e introduzir o gás gradativamente.

A eficiência obtida nos motores quando são operados com gás de biomassa é menor comparado aos combustíveis para os quais foram projetados. Isso se deve ao seu baixo poder calorífico, entretanto os índices de emissões de poluentes são menores devido à biomassa possuir valores muito baixos ou nulos de enxofre na sua composição. O percentual de NO_x, também é menor.

A Figura 1.40 apresenta um gráfico que mostra a variação da eficiência em função da potência de um motor diesel funcionado somente com diesel e com a mistura de diesel e gás de biomassa. A máxima eficiência obtida com a mistura foi de 14,71 % e com diesel puro foi de 22,41 %. Esses dados foram obtidos para um motor Perkins de 49 HP (Bhattacharya, 2001).

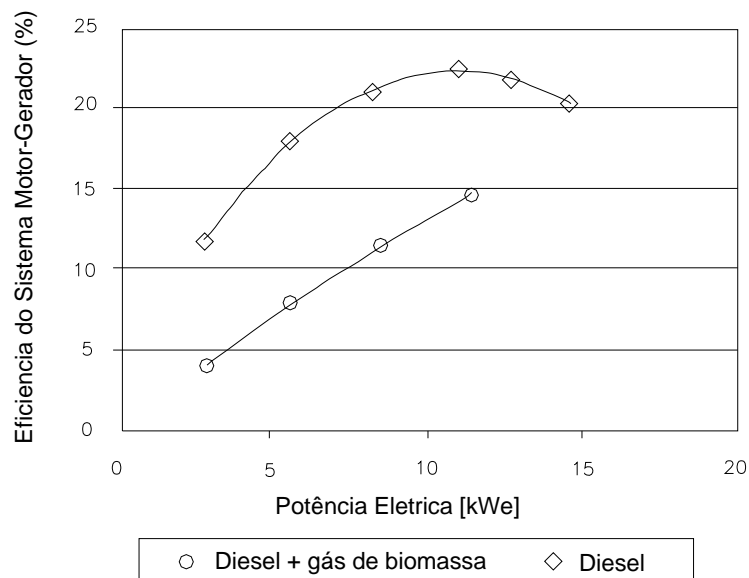


Figura 1.40 - Eficiência do motor para utilização de diesel e a mistura diesel + gás de biomassa como combustível com relação variação de potência do motor (Adaptado de Bhattacharya, 2001).

Em motores a gasolina, carburados, a mistura utilizada geralmente é de 1:1, podendo-se introduzi-la diretamente no local do carburador. A Figura 1.41 mostra um modelo de misturador que pode empregado para esse fim.

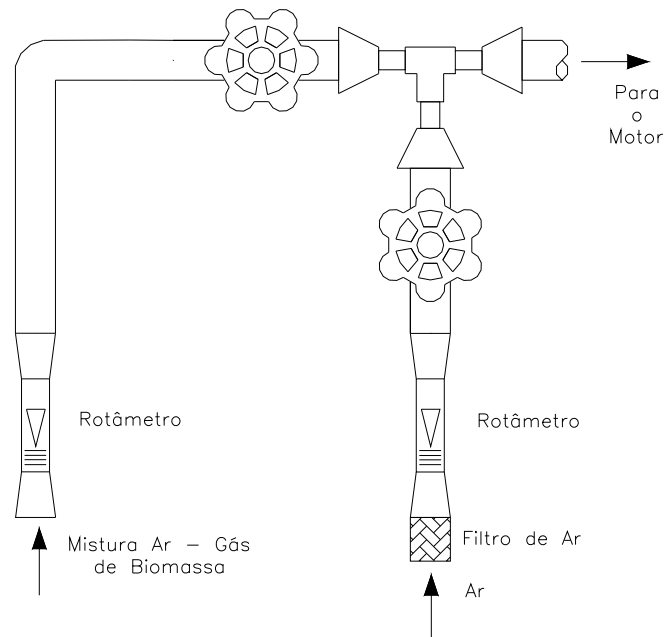


Figura 1.41 - Sistema de mistura para utilização de gás de biomassa em MCI (Adaptado de TALIB 1989).

O volume de gás de biomassa que será consumido por um motor é de fundamental importância para o dimensionamento do gaseificador que será utilizado e pode ser determinado pela Equação (1.1);

$$Vol_{gas} = \frac{Rotação_{rpm} \cdot 60 \cdot Vc \cdot L_f \cdot G_f}{2 \cdot 1000} \quad (1.1)$$

Vol_{gás} – Volume do gás consumido

Rotação – Rotação do motor em rpm

Vc – Volume do cilindro do motor (l/ciclo)

L_f – fator de carga do motor ou rendimento volumétrico

G_f – Fração de gás na mistura gás – ar

2 – fator de conversão para motores de 4 tempos (o cilindro é cheio uma vez a cada duas revoluções do eixo.

1000 – fator de conversão de l para m³

A Figura 1.42 mostra uma visão global de como pode ser o arranjo de um sistema de geração de potência utilizando gaseificação e motor de combustão interna. O gaseificador é do tipo concorrente modelo Imbert capaz de gerar um gás de baixo teor de alcatrão. O gás

passa por um sistema de limpeza composto de um ciclone, um trocador de calor e um filtro, posteriormente o gás é misturado em um carburador e finalmente é admitido na câmara de combustão do motor.

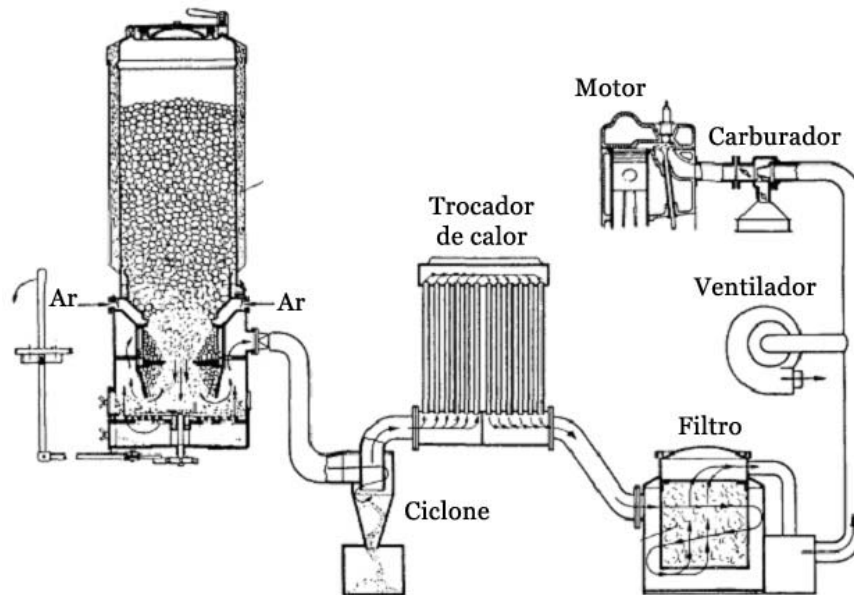


Figura 1.42 Esquema de acoplamento gaseificador motor de combustão interna (Solar Energy Research Institute, 1988).

Turbinas a gás, motores Stirling, células a combustível.

O motor Stirling, por ser uma máquina de combustão externa, não precisa de um gás extremamente limpo, necessitando apenas que tenha a energia adequada para seu funcionamento (temperatura do gás da ordem de 700 a 800 °C).

Jensen (2002) desenvolveu um estudo sobre esse tema onde um esquema do sistema estudado por ele é apresentado na Figura 1.43 e na Figura 1.44 são mostrados fotos do conjunto. Um gaseificador do tipo contracorrente fornece gás para o queimador localizado na parte superior do motor Stirling onde é queimado fornecendo energia para o mesmo.

O ar para combustão utilizado no queimador é pré-aquecido à temperatura de 600 °C. Parte do gás de exaustão resultante da queima é utilizado conjuntamente com ar como agente de gaseificação.

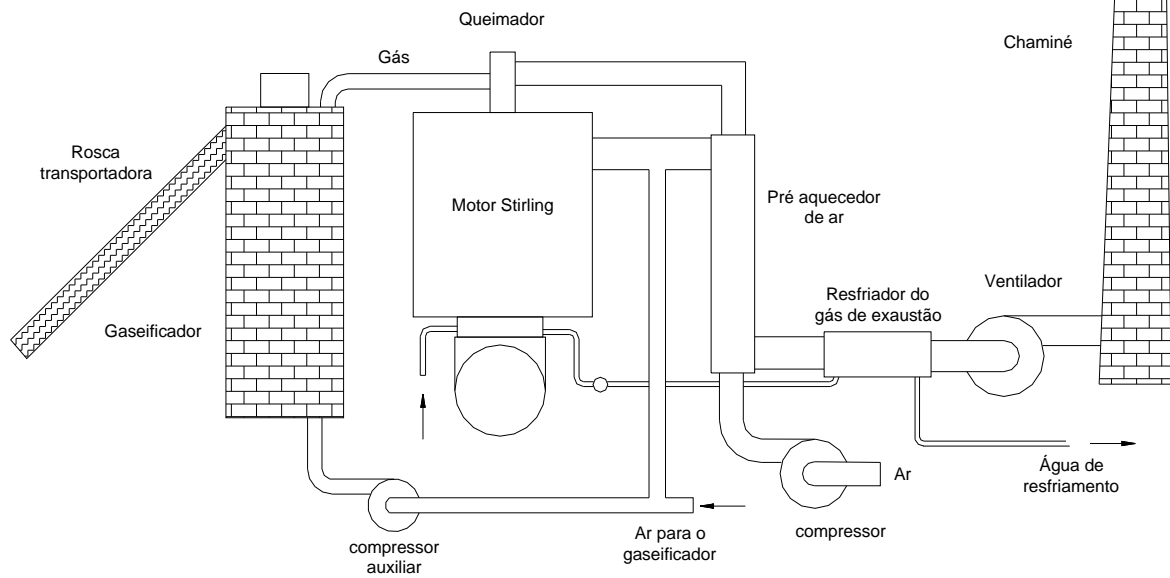


Figura 1.43 – Esquema gaseificador motor Stirling (Jensen, 2002)



Figura 1.44 - Sistema de geração gaseificador / motor Stirling (Jensen, 2002)

A qualidade do gás é um fator importante para a sua utilização como combustível em turbinas a gás e células a combustível. A presença de alcatrão e particulado no gás pode significar uma redução significativa da vida útil de uma turbina devido à ação corrosiva e abrasiva que os mesmos exercem sobre ela diante das altas rotações e temperaturas atingida durante o seu funcionamento.

A gaseificação aplicada conjuntamente com turbinas a gás é, geralmente, utilizada em ciclo combinado (IGCC). Onde o gás de biomassa é queimado em uma turbina a gás e os gases de escape são recuperados em uma caldeira de recuperação que irá gerar vapor para um ciclo de potência. As plantas de Värnamo e ARBRE utilizam esse tipo de arranjo como mostram a Figura 1.45 e Figura 1.46, respectivamente.

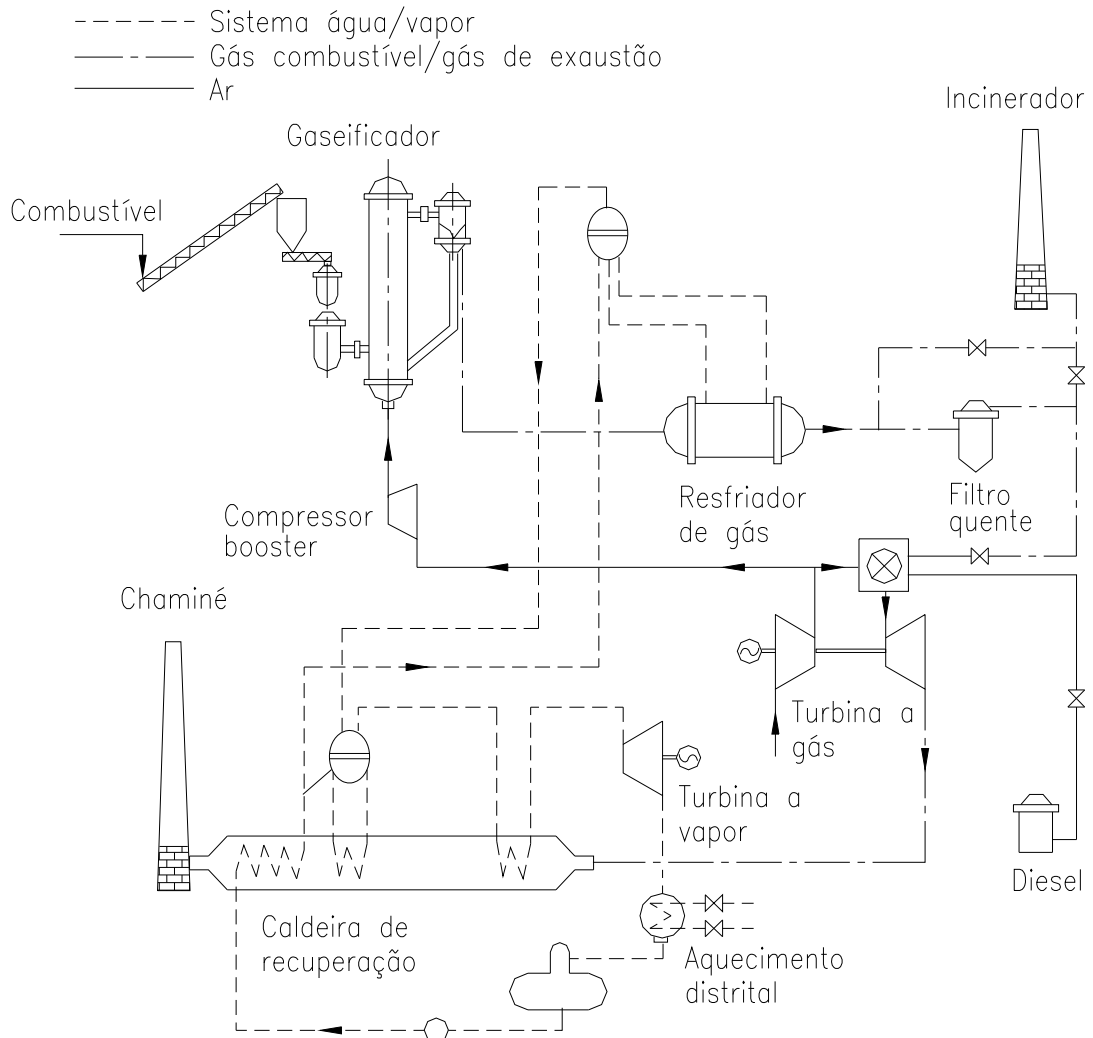


Figura 1.45 - Diagrama do processo de gaseificação Värnamo (Kwant, 2005).

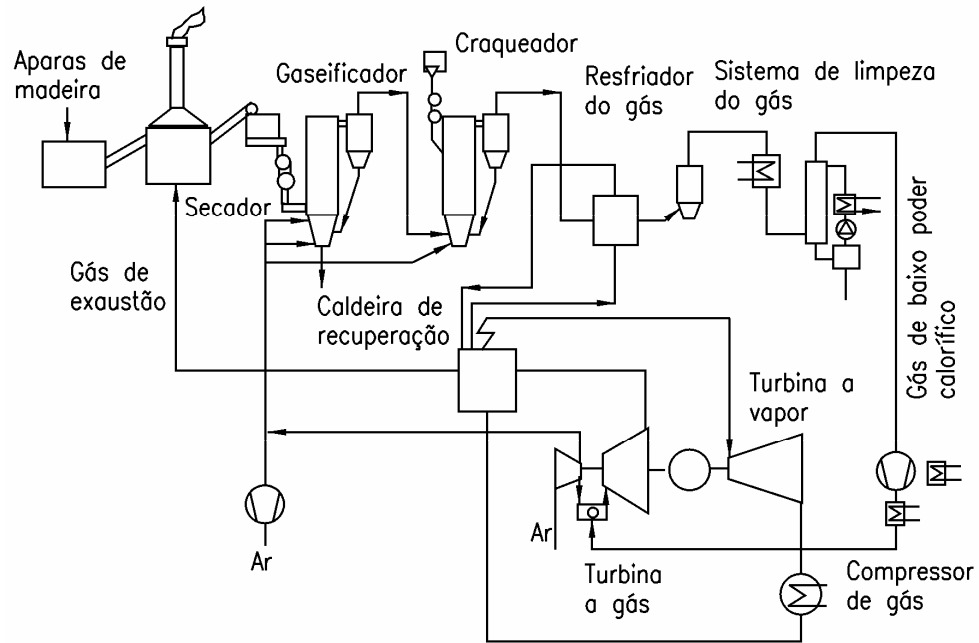


Figura 1.46 - Diagrama do processo de gaseificação da planta Arbore - Reino Unido (Belgiorno, 2003).

Existem alguns tipos de células a combustível, cuja tecnologia já se encontra desenvolvida, as quais são convenientemente tratadas no Fuel Cell Handbook 5th Edition (2000). Em particular, as do tipo MCFC (carbonato fundido) e SOFC (Óxido sólido) devido operarem a altas temperaturas e por apresentarem tolerância à presença de CO no combustível, seriam as mais adequadas à operação com gás de biomassa.

O gás de biomassa não pode ser usado diretamente em células a combustível havendo a necessidade de um processo de tratamento para converter o metano em monóxido do carbono na presença de vapor através de um processo de reforma, o monóxido de carbono em hidrogênio através da chamada reação de “shift” e o CO₂ que deve ser removido.

Alguns pesquisadores têm estudado a utilização do gás de biomassa em células a combustível envolvendo principalmente modelos matemáticos (OMOSUN, 2004; KUCHONTHARA, 2005; GHOSH, 2006; PANOPOULOS, 2006). Geralmente, os esquemas dos modelos envolvem ciclos com turbinas a gás e a vapor aplicando o conceito de cogeração, como vistos na Figura 1.47.

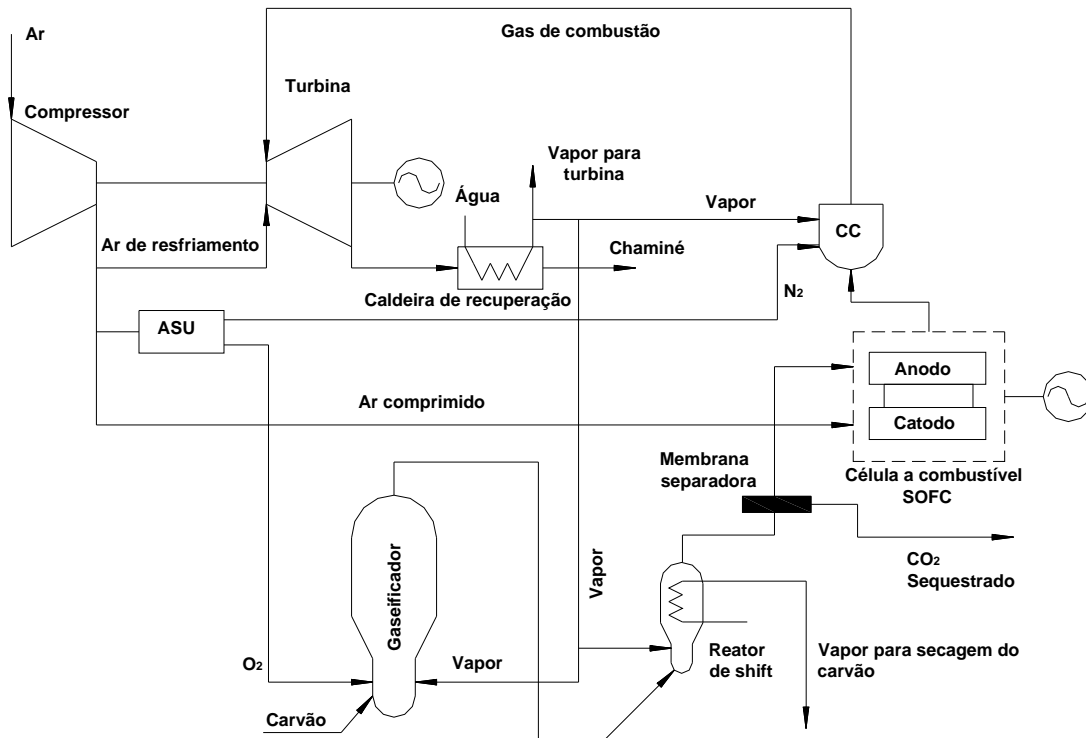


Figura 1.47 – Esquema de um sistema integrado gaseificador célula a combustível. (Adaptado de Kuchonthara, 2005)

1.3 - CONCLUSÕES

Ao longo do estudo observou-se o potencial para a utilização da biomassa, em especial do gás gerado em gaseificadores, haja vista, a possibilidade de sua utilização em conjunto com diferentes tecnologias de acionadores primários.

Apesar da gaseificação de biomassa ser uma tecnologia já conhecida e dominada, há ainda a necessidade de aperfeiçoamento dos reatores para geração de um gás mais limpo e de maior poder calorífico. Nesse sentido os reatores de duplo estágio de gaseificação e a utilização de vapor como agente de gaseificação, aparecem como tecnologias bem interessantes a serem pesquisadas.

A limpeza do gás de biomassa é um fator preponderante para projetos envolvendo a utilização de motores alternativos de combustão interna, turbinas a gás e células a combustível. Nessa área a limpeza catalítica dos gases tem um potencial significativo, pois

podem evitar a geração de efluentes de difícil tratamento e descarte como no caso da limpeza por via úmida.

Os métodos primários para controle do teor de alcatrão mostraram-se eficazes devendo ser aplicados em reatores com a finalidade de melhoria da qualidade do gás gerado a fim de favorecer e diminuir gastos com métodos secundários.

A aplicação de duplo estágio de gaseificação é um método capaz de reduzir o teor de alcatrão no gás de biomassa.

A utilização de catalisadores em reatores de leito fluidizado, de acordo com a literatura consultada, pode reduzir significativamente o teor de alcatrão no gás gerado (valores em torno de 18 g/Nm³ para até 1 g/Nm³).

A aplicação de catalisadores a base de níquel, também é um método eficiente para redução do teor de alcatrão no gás gerado podendo, se aplicado em conjunto com métodos primários, reduzir o teor de alcatrão no gás a valores médios de 10 mg/Nm³.

Os motores Stirling aparecem como uma tecnologia promissora, pois não necessitam de um gás com alta pureza, já que se trata de um motor de combustão externa o que possibilita a utilização do gás diretamente em queimadores.

Para geração em grande escala (faixa de MWe) a utilização da gaseificação de biomassa aparece ainda em escala muito reduzida, não passando de alguns poucos projetos, muitos dos quais já abandonados.

Por se tratar de uma fonte renovável de energia a biomassa é uma potencial fonte de energia para o futuro sendo a única fonte renovável que pode ser apresentada e convertidas tanto na forma sólida líquida e gasosa, podendo ser armazenada e transportada. Essas características lhe proporcionam um posto de destaque entre as demais fontes renováveis.

Capítulo 2

GASEIFICADORES EM LEITO FLUIDIZADO

2.1 - INTRODUÇÃO

A hidrodinâmica do leito exerce papel fundamental no projeto de reatores de leito fluidizado. A velocidade de mínima fluidização, velocidade superficial e velocidade terminal são parâmetros que devem ser avaliados para o bom funcionamento do reator.

Nesse capítulo é apresentada uma breve revisão sobre a hidrodinâmica do leito fluidizado, bem como são discutidos os valores obtidos experimentalmente para operação de um reator de leito fluidizado funcionando sob condição de gaseificação que utiliza 0,5 m de altura de óxido de alumínio como inerte constituinte do leito.

2.2 - ESTUDO DO LEITO FLUIDIZADO

Geldar (1986) define o leito fluidizado como sendo formado por um gás que passa em sentido ascendente por um leito de partículas sustentado por um distribuidor.

A gaseificação em leito fluidizado possibilita a utilização de material combustível de baixa granulometria como a serragem, casca de arroz e bagaço de cana. Essa tecnologia

permite uma queima mais eficiente do combustível devido à distribuição mais homogênea da temperatura no leito do reator.

Diferente dos equipamentos de leito fixo o leito fluidizado não é de operação trivial, demandando um maior tempo para entrar em regime durante o processo de partida, bem como exige uma melhor qualificação do operador.

2.3 - HIDRODINÂMICA DO LEITO FLUIDIZADO

Uma das características mais importantes do estudo do leito fluidizado é a condição de mínima fluidização, já que sem saber os parâmetros que envolvem essa condição não é possível a perfeita compreensão do fenômeno da fluidização nem o dimensionamento de equipamentos que utilizem esse princípio.

Considere-se um leito, inicialmente em repouso, sobre uma placa distribuidora e contido em um elemento de diâmetro d . Passa-se, então, a insuflar ar nesse leito através do distribuidor. Conforme a velocidade do ar aumenta, a força que ele aplica as partículas, que constituem o leito, tende a se igualar ao peso. Quando há a tendência de sustentação, diz-se que essa é a condição de mínima fluidização.

A velocidade em que é atingida a condição de mínima fluidização é denominada de velocidade de mínima fluidização denotada por u_{mf} . Experimentalmente essa velocidade pode ser obtida através da leitura da pressão antes e depois do leito, sendo que a velocidade de mínima fluidização é obtida quando as pressões praticamente se igualam. O gráfico apresentado na Figura 2.1 mostra esquematicamente esse processo, bem como podem ser visualizados os diferentes regimes de fluidização. Posteriormente à condição de mínima fluidização existem, pelo menos, mais cinco regimes operacionais do leito fluidizado.

A perda de carga no leito fluidizado, em cm de coluna de água, pode ser calculada, segundo Geldart (1986), por:

$$\Delta P = \frac{0,1M}{A} \quad (2.1)$$

Onde M é a massa do elemento que compõe o leito e A representa a área transversal do leito

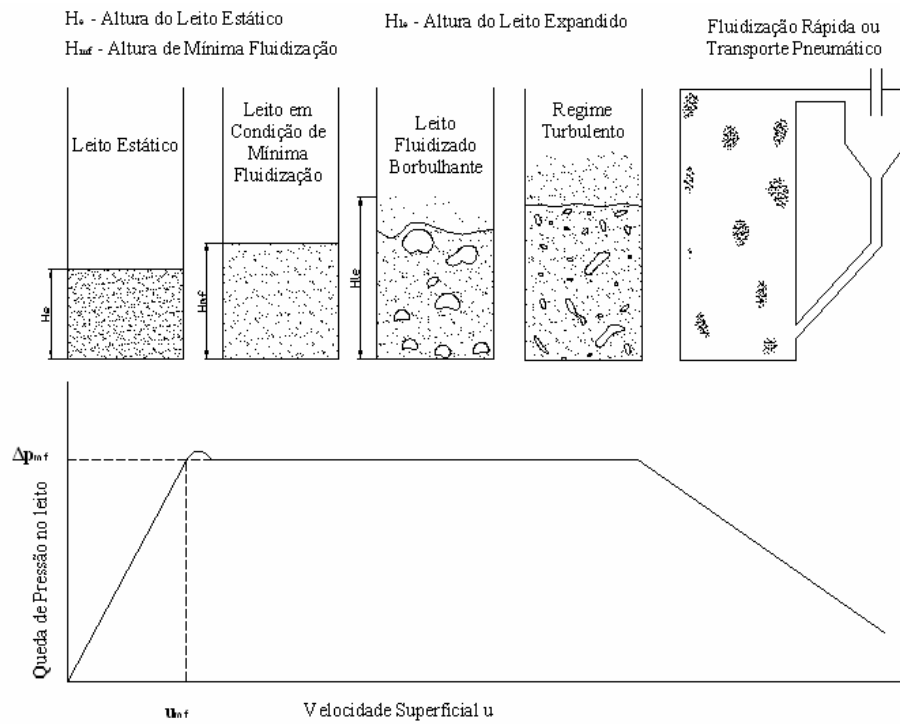


Figura 2.1 Regimes de fluidização.

Segundo Hetsroni (1982), a perda de carga no leito, nas condições de mínima fluidização, é dada por:

$$\frac{\Delta p_{mf}}{H_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_f) g \quad (2.2)$$

ε_{mf} - porosidade do material do leito nas condições de mínima fluidização

H_{mf} - Altura mínima do leito nas condições de mínima fluidização

A porosidade nas condições de mínima fluidização é uma função da esfericidade da partícula do leito a qual foi relacionada por Wen e Yu como segue:

$$\varepsilon_{mf} \approx (14\phi_s)^{-1/3} \quad (2.3)$$

$$\phi_s = \frac{\text{área da esfera a volume equivalente}}{\text{area real}} \quad (2.4)$$

Para maioria dos sistemas $0,40 < \varepsilon_{mf} < 0,55$

A porosidade de mínima fluidização também pode ser obtida pela seguinte relação empírica ($50 < d_p < 500 \mu m$):

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0,356(\log d_p - 1) \quad (2.5)$$

Para valores do número de Reynolds maiores que 1 a perda de carga do leito pode ser obtida pela equação de Ergun:

$$\Delta P = 150 \frac{\mu H_{mf} u_{mf}}{d_p^2} \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} + 1,75 \frac{H_{mf} u_{mf}^2 \rho}{d_p^2} \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}} \quad (2.6)$$

Para regimes Laminares ($Re < 10$)

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = 150 \frac{\mu u_{mf}}{d_p^2} \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \quad (2.7)$$

E igualando a equação 2.2 tem-se uma equação para velocidade de mínima fluidização para partículas muito finas e Reynolds menores que 20.

$$u_{mf} = \frac{g(\rho_s - \rho_f) d_p^2 \varepsilon_{mf}^3 \phi^2}{150 \mu (1 - \varepsilon_{mf})} \quad (2.8)$$

Para partículas muito grandes e Reynolds maiores que 1000

$$u_{mf} = \sqrt{\frac{d_p (\rho_s - \rho_f) g \varepsilon_{mf}^3}{1,75 \rho_f}} \quad (2.9)$$

Igualando a equação 2.2 e a equação 2.6 e rearranjando a equação tem-se:

$$150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) d_p u_{mf} \rho_f}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2 \mu} + \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_f}{\mu} \right)^2 = \frac{d_p \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu^2} \quad (2.10)$$

Sendo

$$\text{Re}_{mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho_f}{\mu}; \quad (2.11)$$

$$\text{Ar} = \frac{d_p \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu^2} \quad (2.12)$$

$$C_1 = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} \quad (2.13)$$

$$C_2 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} \quad (2.14)$$

A equação 2.10 fica:

$$C_1 \text{Re}_{mf} + C_2 (\text{Re}_{mf})^2 = \text{Ar} \quad (2.15)$$

Resolvendo a Equação 2.15, tem-se que:

$$\text{Re}_{mf} = \left(\left[\frac{C_1}{2C_2} \right]^2 + \frac{1}{C_2} \text{Ar} \right)^{1/2} - \frac{C_1}{2C_2} \quad (2.16)$$

Se $K_1 = \frac{C_1}{2C_2}$ e $K_2 = \frac{1}{C_2}$ conduz a uma equação que pode estimar a velocidade de

mínima fluidização com boa aproximação quando não se dispõe do valor da porosidade.

$$\text{Re}_{mf} = \left[K_1^2 + K_2 \text{Ar} \right]^{1/2} - K_1 \quad (2.17)$$

Segundo Kunii (1991) Wen and Yu foram os primeiros a notar que C_1 e C_2 permaneciam praticamente constantes para diferentes tipos de partículas para uma grande faixa de condições ($Re = 0,001$ a 4000).

Para partículas finas Wen and Yu obtiveram como valor das constantes $C_1 = 33,7$ e $C_2 = 0,0408$, Kunii (1991). Para partículas grossas Chitester recomenda os seguintes valores $C_1 = 28,7$ e $C_2 = 0,0494$, Kunii (1991). Segundo Hetsroni (1982), os valores mais adequados para C_1 e C_2 , são $27,2$ e $0,0408$ respectivamente. A Tabela 2.1, apresenta valores de K_1 e K_2 , obtidos por diferentes pesquisadores.

Tabela 2.1 - Tabela com valores de K_1 e K_2 obtidos por diferentes pesquisadores (Kunii, 1991).

Pesquisadores	K_1	K_2
	$C_2/2C_1$	$1/C_1$
Wen and Yu (1966)	33,7	0,0408
Richardson (1971)	25,7	0,0365
Saxena and Vogel (1977) Dolomita a alta temperatura e pressão	25,3	0,0571
Babu et al. (1978)	25,3	0,0651
Grace (1982)	27,2	0,0408
Chitester et al. (1984)	28,7	0,0494

Onde:

Re_{mf} - Número de Reynolds na condição de mínima fluidização;

ρ_s - massa específica do sólido;

ρ_f - massa específica do fluido;

μ_f - viscosidade absoluta do fluido;

g - aceleração da gravidade;

d_p - diâmetro principal da partícula ou diâmetro de corte.

Um outro parâmetro importante para o dimensionamento de um reator de leito fluidizado é a velocidade terminal denotada por u_t , que é a velocidade a partir da qual as partículas que compõem o leito podem ser arrastadas.

$$u_t = \left[\frac{4d_p (\rho_s - \rho_f) g}{3\rho_f C_D} \right]^{1/2} \quad (2.18)$$

Onde:

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \left[1 + (8,1716e^{-4,0655\phi}) Re_p^{0,0964+0,5565\phi} \right] + \frac{73,69e^{-5,0748\phi} Re_p}{Re_p + 5,378e^{6,2122\phi}} \quad (2.19)$$

Se as partículas forem consideradas esféricas $\phi = 1$:

$$C_D = \frac{24}{Re_p} + 3,3643 Re_p^{0,3471} + \frac{0,4607 Re_p}{Re_p + 2682,5} \quad (2.20)$$

A velocidade superficial do leito (u_0) é definida como sendo a velocidade do fluido no reator estando o mesmo vazio.

2.4 - AVALIAÇÃO DAS VELOCIDADES SUPERFICIAL, DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO E TERMINAL DO GASEIFICADOR EM LEITO FLUIDIZADO ESTUDADO.

Considerando-se um regime de operação estável do reator de leito fluidizado estudado, sob a condição de gaseificação, a vazão de ar medida é de 138 m³/h a uma temperatura de 80 °C. Passando esse valor de vazão para a condição normal, tem-se:

$$Q_0 = \frac{Q \cdot (273,15 + T_0)}{(273,15 + T_{local})}$$

$$Q_0 = \frac{138 \cdot (273,15)}{(273,15 + 80)}$$

$$Q_0 = 106,73 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Sabe-se que o diâmetro interno do gaseificador na região do leito é de 0,407 m e tendo-se o valor da vazão nas condições normais é possível calcular a velocidade superficial do leito (u_0):

$$u_0 = \frac{Q_0}{A} = \frac{Q_0}{\frac{\pi \cdot d^2}{4}} = \frac{106,73 \cdot 4}{3,14 \cdot (0,474)^2}$$

$$u_0 = 605,19 \text{ Nm/h}$$

$$u_0 = 0,168 \text{ Nm/s}$$

Durante os testes no gaseificador observou-se que a vazão em que ocorre o colapso do leito é de 128 m³/h. Pode-se, então, considerar que a velocidade de mínima fluidização ocorra para essa condição de vazão.

Seguindo o procedimento anteriormente descrito, obtêm-se o valor da vazão nas condições normais que é de 99 Nm³/h, para a qual pode ser calculada a velocidade mínima de fluidização que é de 0,156 Nm/s.

A partir desses valores é possível calcular o número de Reynolds para a condição de mínima fluidização:

$$\text{Re}_{mf} = \frac{d_p \cdot u_{mf} \cdot \rho_{ar}}{\mu_{ar}}$$

Sendo os valores da densidade do ar, viscosidade e diâmetro da partícula, 1,293 kg/m³, 1,72 x 10⁻⁵ kg/ms, 300 x 10⁻⁶ m respectivamente, tem-se que o número de Reynolds calculado é de 3,38.

De posse desses dados é possível calcular valores para as constantes K_1 e K_2 da equação 2.17 para a condição de operação estudada.

$$\text{Re}_{mf} = \left(K_1^2 + K_2 Ar \right)^{1/2} - K_1$$

Então para condição estudada os valores de K_1 igual a 25,3 e K_2 igual a 0,083 são sugeridos.

Pode-se também estimar a velocidade terminal (u_t), onde foi considerado o Reynold de mínima fluidização:

$$u_t = \left[\frac{4d_p(\rho_s - \rho_f)g}{3\rho_f C_D} \right]^{1/2}$$

$$C_D = \frac{24}{Re_p} + 3,3643 Re_p^{0,3471} + \frac{0,4607 Re_p}{Re_p + 2682,5}$$

$$C_D = \frac{24}{3,38} + 3,3643 \cdot 3,38^{0,3471} + \frac{0,4607 \cdot 3,38}{3,38 + 2682,5}$$

$$C_D = 12,23$$

$$u_t = \left[\frac{4 \cdot 300 \times 10^{-6} \cdot (1900 - 1,293) \cdot 9,81}{3 \cdot 1,293 \cdot 12,23} \right]^{1/2}$$

$$u_t = 0,686 \text{ Nm/s}$$

Resumindo tem-se que:

$$u_{mf} = 0,156 \text{ Nm/s}$$

$$u_0 = 0,168 \text{ Nm/s}$$

$$u_t = 0,686 \text{ Nm/s}$$

A velocidade superficial a 750 °C que é a operação na condição de regime do gaseificador é de 0,629 m/s.

A velocidade de mínima fluidização também pode ser estimada pela equação 2.8:

Cálculo da porosidade de mínima fluidização.

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0,356(\log 300 - 1)$$

$$\varepsilon_{mf} = 0,474$$

Cálculo da velocidade mínima de fluidização pela equação simplificada de Ergun:

$$u_{mf} = \frac{g(\rho_s - \rho_f)d_p^2 \varepsilon_{mf}^3 \phi^2}{150\mu(1 - \varepsilon_{mf})}$$

$$u_{mf} = \frac{9,8(1900 - 1,293)(300 \times 10^{-6})^2 (0,474)^3}{150(1,72 \times 10^{-5})(1 - 0,474)}$$

$$u_{mf} = 0,1315 \text{ m/s}$$

Calculando-se a velocidade de mínima fluidização pela equação 2.17 e utilizando as constantes de Wen e Yu, tem-se:

$$\text{Re}_{mf} = (K_1^2 + K_2 Ar)^{1/2} - K_1$$

$$\text{Re}_{mf} = (33,7^2 + 0,0408 Ar)^{1/2} - 33,7$$

$$\text{Re}_{mf} = 1,31$$

$$u_{mf} = \frac{1,3 \cdot 1,72 \times 10^{-5}}{300 \times 10^{-6} \cdot 1,293}$$

$$u_{mf} = 0,0578 \text{ m/s}$$

O valor obtido, utilizando-se as constantes sugeridas por Wen e Yu, não apresenta uma boa aproximação do resultado esperado, portanto não é recomendada a sua aplicação sendo mais conveniente a utilização da equação simplificada de Ergun (Equação 2.8).

2.5 - CLASSIFICAÇÃO DAS PARTÍCULAS SEGUNDO GELDART

Geldart observou a fluidização de diferentes tipos e tamanhos de partículas, classificando-as em quatro grupos descritos a seguir:

Grupo A: designadas como aeradas. O material desse grupo tem pequeno diâmetro da partícula e baixa densidade ($\leq 1,4 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$). Esse tipo de sólido fluidiza facilmente, suave, a baixa velocidade do gás e poucas bolhas a alta velocidade.

Grupo B: Deste grupo o material tem diâmetro da partícula entre $40\ \mu\text{m}$ e $500\ \mu\text{m}$ e densidade entre $1,4 \times 10^3\ \text{kg/m}^3$ e $4 \times 10^3\ \text{kg/m}^3$. Esse tipo de sólido fluidiza bem, com vigorosa ação de borbulhamento.

Grupo C: Para esse grupo a fluidização normal é extremamente difícil devido às forças de ação entre as partículas serem maiores que as resultantes da ação do gás.

Grupo D: constituído de partículas muito densas, portanto de difícil fluidização.

A Figura 2.2 apresenta os quatro grupos propostos por Geldart.

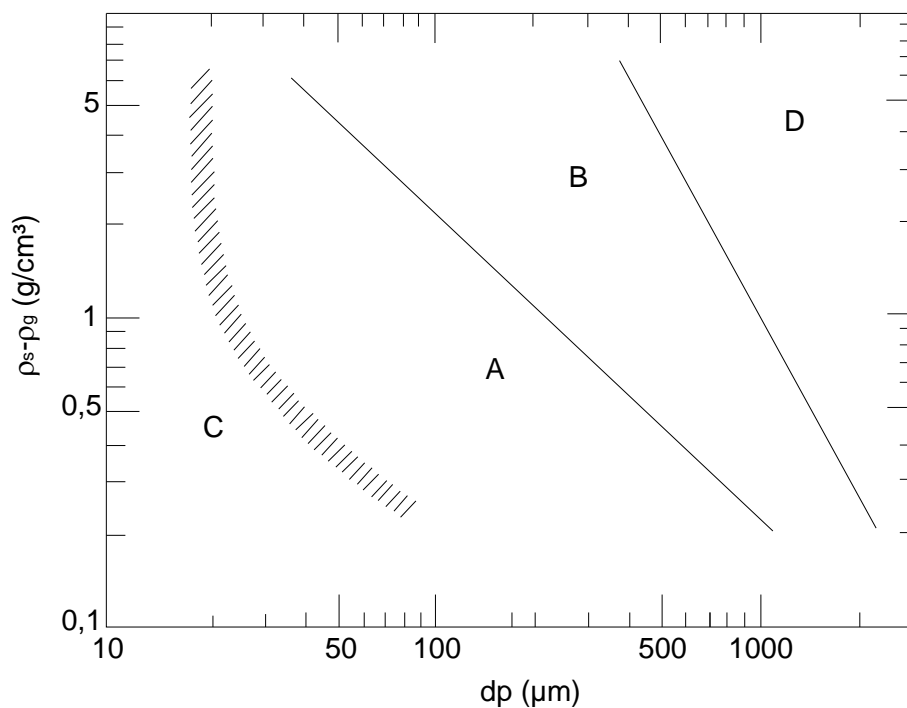


Figura 2.2 – Classificação de Geldart para a fluidização de partículas com ar sob condições ambiente (Adaptado de Geldart, 1986).

A Figura 2.3 mostra o comportamento da fluidização para cada grupo de acordo com o aumento da velocidade superficial.

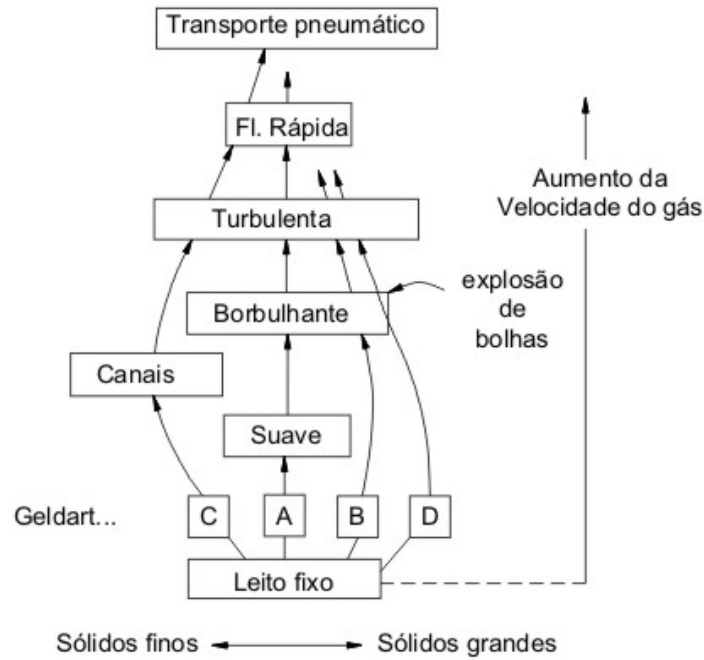


Figura 2.3 - Mudança no comportamento do material para cada grupo da classificação de Geldart de acordo com o aumento da velocidade (adaptado de Kunii, 1991).

2.6 - EXPANSÃO DO LEITO

Darton (1979) apresenta um gráfico que possibilita o cálculo da expansão do leito, o qual é regido pela Equação (2.21).

$$\frac{H_{le}}{H_{mf}} = 1 + 2 \frac{(u_0 - u_{mf})^{4/5}}{(gH_{mf})^{2/5}} \left[\left(\frac{4\sqrt{A_{inj}}}{H_{mf}} + \frac{H_{exp}}{H_{mf}} \right)^{3/5} - \left(\frac{4\sqrt{A_{inj}}}{H_{exp}} \right)^{3/5} \right] \quad (2.21)$$

A altura expandida do leito é um parâmetro importante para o desempenho do gaseificador de leito fluidizado, pois determina o espaço de reação da biomassa e o agente oxidante. Na região do leito é que se encontram as maiores temperaturas do reator, pois acima do leito está a região do “freeboard”, onde a temperatura diminui gradativamente.

2.7 - DIÂMETRO DAS BOLHAS

A maioria do gás em um gaseificador em leito fluidizado atravessa o leito em formato de bolhas. O movimento das bolhas e seu crescimento influenciam os mecanismos de transferência de calor e massa. É possível distinguir ao longo da altura do leito regiões de formação, crescimento, separação das bolhas.

Há alguns métodos de cálculo do diâmetro das bolhas, entre os quais está o modelo teórico de Darton (1979) que tem como base o modelo de duas fases de Davidson e Harrison (1963). O modelo assume que o leito é formado de duas fases: emulsão e bolhas.

O fluxo total de gás é distribuído entre essas duas partes, através da fase de emulsão o gás flui com velocidade de mínima fluidização e o restante atravessa o leito em forma de bolha.

Segundo Darton (1979) o diâmetro da bolha pode ser calculada, para uma dada altura h , pela equação 2.22.

$$d_b = 0,54(u_0 - u_{mf})^{2/5} \frac{(h + 4\sqrt{A_0})^{4/5}}{g^{1/5}} \quad (2.22)$$

Onde: A_0 – Área da superfície de um distribuidor

2.8 - ESTIMATIVA DA ALTURA DE ARRASTE DA PARTÍCULA

É chamado de “freeboard” a região do reator que vai desde o leito até a região de saída dos gases. O “freeboard” tem a finalidade de fazer com que as partículas arrastadas do leito percam energia e possam retornar para ele. Podemos, também, definir nesse espaço a altura do “freeboard” (H_f), que para os reatores de leito fluidizado borbulhante devem ser maior que o TDH (“transport disengagement height”) que pode ser determinado pela Equação (2.23) para partículas do grupo B (Darton, 1977) que é onde se enquadra o material utilizado nesse trabalho. A Figura 2.4 apresenta um esquema das zonas de fluidização.

$$TDH = 4,47d_b^{1/2}$$

(2.23)

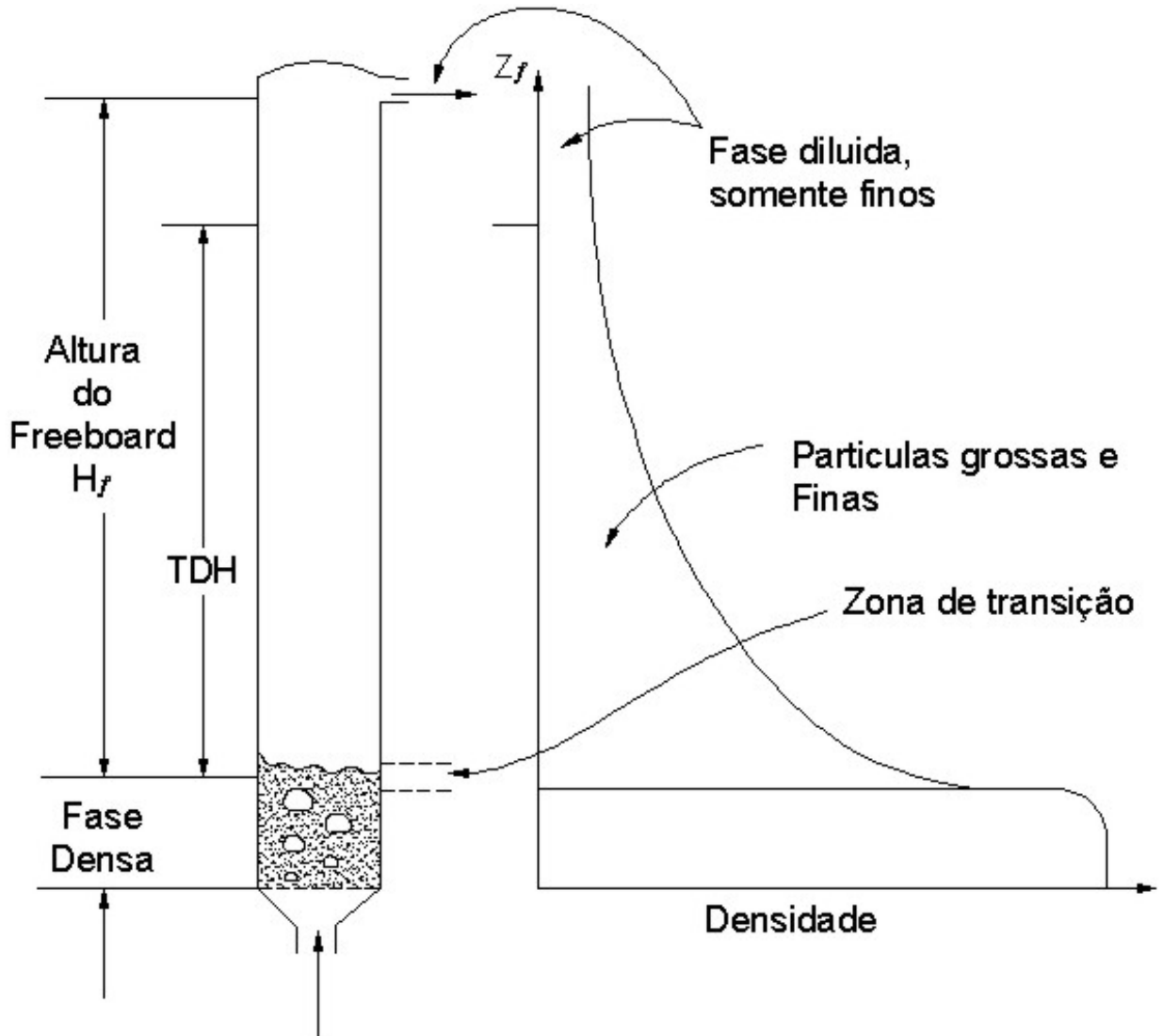


Figura 2.4 – Esquema de um reator de leito fluidizado com as respectivas zonas (adaptado de Kunii, 1991).

2.9 - ESTIMATIVA DA POTÊNCIA DO COMPRESSOR A SER UTILIZADO NO REATOR

Um outro parâmetro importante para o bom funcionamento do gaseificador é a seleção de um compressor adequado. A Equação (2.24) pode ser utilizada para o cálculo da potência do compressor:

$$\dot{W} = \frac{\gamma}{\gamma-1} P_1 v_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (2.24)$$

Considerando a eficiência do compressor de 75 %, tem-se:

$$\dot{W} = \frac{\gamma}{\gamma-1} P_1 v_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \cdot \frac{1}{0,75} \quad (2.25)$$

A pressão que o compressor deverá vencer será a perda de carga no distribuidor, a pressão do inerte e a pressão atmosférica.

$$P_2 = p_{am} + p_{leito} + p_{distribuidor} \quad (2.26)$$

Se

$$P = \rho \cdot g \cdot h \quad (2.27)$$

Logo para o caso estudado:

$$P_2 = 101 \text{ kPa} + 1900 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,5 \text{ m} + 0,3 \cdot p_{leito}$$

$$P_2 = 113,103 \text{ kPa}$$

Seja a vazão de biomassa de 154 kg/h e o ar estequiométrico de 3,5 Nm³/kg, pode-se estimar a vazão de ar necessária ao processo pela equação (2.8):

$$Q_0 = \dot{m}_{biomassa} \cdot ar_{est.} \cdot \left(\frac{273,15 + T_0}{273,15} \right) \cdot \frac{1}{3600} \quad (2.28)$$

$$Q_0 = 154 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 3,5 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}} \cdot \left(\frac{273,15 + 25}{273,15} \right) \cdot \frac{1}{3600}$$

$$Q_0 = 0,1634 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tendo-se esses dados é possível calcular a potência do compressor:

$$\dot{W} = \frac{1,4}{1,4-1} 101 \cdot 0,1634 \left[\left(\frac{113,103}{101} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] \cdot \frac{1}{0,75}$$

$$\dot{W} = 2,5311 \text{ kW}$$

$$\dot{W} = 3,39 \text{ hp}$$

2.10 - CONCLUSÕES

O estudo da hidrodinâmica do leito é necessário ao dimensionamento dos reatores de leito fluidizado, pois desse estudo são tirados parâmetros que influenciam diretamente no funcionamento e desempenho do reator como, por exemplo, a velocidade superficial.

Durante os estudos pode se perceber a importância de se ter valores obtidos na experimentação e poder confrontá-los com valores teóricos, possibilitando o levantamento de valores mais adequados, indicando assim, parâmetros mais indicados para o “scale-up”.

O objetivo deste capítulo foi aplicar e, na medida do possível, discutir a teoria da fluidização voltada para os gaseificadores de leito fluidizado, não pretendendo, portanto, esgotar esse assunto o qual é devidamente explanado e desenvolvido nas obras de Geldart (1986) e Kunii (1991).

Capítulo 3

DETALHAMENTO, OPERAÇÃO E PARÂMETROS DE ENSAIOS DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO.

3.1 - INTRODUÇÃO

Nesse capítulo é apresentada a descrição do sistema de gaseificação em leito fluidizado estudado, detalhando cada um dos sub-sistemas, bem como, mostra a metodologia adotada nos testes realizados e o procedimento de operação do gaseificador. São, também, comentadas algumas das modificações realizadas no projeto original.

3.2 - DETALHAMENTO DO GASEIFICADOR ESTUDADO

O gaseificador que é objeto de estudos desse trabalho é, na verdade, parte integrante do que podemos chamar de sistema de gaseificação, o qual é descrito na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Descrição do sistema de gaseificação.

<i>SISTEMAS</i>	<i>COMPONENTES</i>
Sistema de alimentação de biomassa	Silo inferior e superior de biomassa; Válvula rotativa; Rosca transportadora e de alimentação.
Sistema de limpeza do gás	Ciclone; Torre de lavagem dos gases; Separadores; Lavador Venturi.
Sistema de partida	Queimador a GLP; Tanque de GLP; Sistema de regulação.
Sistema de aquisição de dados	Placa de aquisição; Transdutores; Computador.
Sistema de análise de gases	Sistema de lavagem; Condicionador de amostra gasosa; Analisadores contínuos.
Reator	Leito; “Freeboard”.

O gaseificador é um reator de aproximadamente 6 metros de altura e 990 mm de diâmetro fabricado em chapa de aço 1020 de 3/16” de espessura e revestido por material refratário e isolante. É dividido em duas regiões denominadas de leito e “freeboard”. Na região do leito o diâmetro do reator é de 407 mm com altura de 2.660 mm, esse espaço comporta o material inerte (alumina) que compõe o leito físico o qual é suportado por uma placa distribuidora que contém os injetores através do qual o ar é introduzido no leito. A região do “freeboard” tem 3.000 mm de altura e diâmetro de 702 mm. Tem a finalidade de reduzir a velocidade das partículas que são arrastadas devolvendo-as ao leito.

O sistema de alimentação de biomassa é composto por um silo inferior, uma transportadora helicoidal ou rosca transportadora, um silo superior, uma válvula rotativa, e uma rosca principal de alimentação. Esse sistema é responsável pelo fornecimento de biomassa ao reator sendo a mesma introduzida na região do leito a uma distância de 420 mm da placa distribuidora.

A biomassa é inicialmente colocada no silo inferior sendo transportada através da rosca transportadora para o silo superior. A dosagem é feita através da válvula rotativa, sendo introduzida no leito através da rosca de alimentação. Esse sistema é devidamente calibrado para que se possa ter o controle da biomassa que é fornecido ao reator.

O aquecimento do leito até ao estado será chamado de auto-sustentação (momento em que o processo é mantido somente com o controle do fornecimento de biomassa e ar ao reator) é feito através de um queimador que é um dos componentes do sistema de partida que é composto por um tanque de armazenamento de gás GLP, dutos de transporte de gás, sistema de controle de chama, quadro de comando e queimador.

O sistema de limpeza do gás é composto por um ciclone, uma torre de lavagem, um lavador venturi, e dois separadores ciclônicos, que tem por objetivo a remoção ou redução do material particulado e alcatrão presente no gás.

Para minimizar os efeitos do calor sobre a rosca de alimentação, a qual é submetida à alta temperatura, a mesma é resfriada, utilizando-se uma “camisa de água” que compõe o sistema de resfriamento da rosca de alimentação. Esse sistema ainda é composto por um tanque de água uma bomba e circuito hidráulico.

O processo de gaseificação é controlado pelas leituras de temperaturas ao longo do gaseificador e pelas vazões de ar e de biomassa. Sendo o processo bem dinâmico com variações extremamente rápidas, em determinados momentos, que se faz necessário a utilização de um sistema de aquisição de dados, onde os valores dos ensaios possam ser gravados e posteriormente analisados.

O sistema de aquisição de dados é constituído de uma placa de aquisição da empresa Lynx Tecnologia Eletrônica Ltda, modelo ADS 2000, que é um módulo que tem a função de receber o sinal analógico dos transdutores, filtrar e transformá-lo em um sinal digital; além de transdutores de temperatura e uma placa de orifício.

O sinal recebido pelos transdutores é enviado à placa de aquisição de dados, que por sua vez, é lido pelo software da própria Lynx, denominado de Aqdados. Esse software permite a leitura dos sinais (ex: temperatura) diretamente na tela do computador em tempo real.

O sistema de análise de gases é composto por um conjunto de pré-tratamento da amostra gasosa, de um condicionador e dos analisadores contínuos de gases.

O conjunto de pré-tratamento é constituído por um condensador; um lavador e um filtro (Figura 3.1) e tem como finalidade remover o alcatrão e particulado presente na amostra. Já o sistema de amostragem e condicionamento da amostra gasosa é composto por um equipamento de condensação; uma bomba; um regulador de pressão

e um medidor de vazão. Tem como objetivo retirar a umidade, pressurizar e regular a pressão e vazão da amostra. Os analisadores contínuos de gases fornecem as leituras do teor, em volume, de monóxido de carbono CO, metano CH₄ (BINOS 100) e hidrogênio H₂ (Hydros 100). A Figura 3.2 apresenta um diagrama esquemático desse sistema.

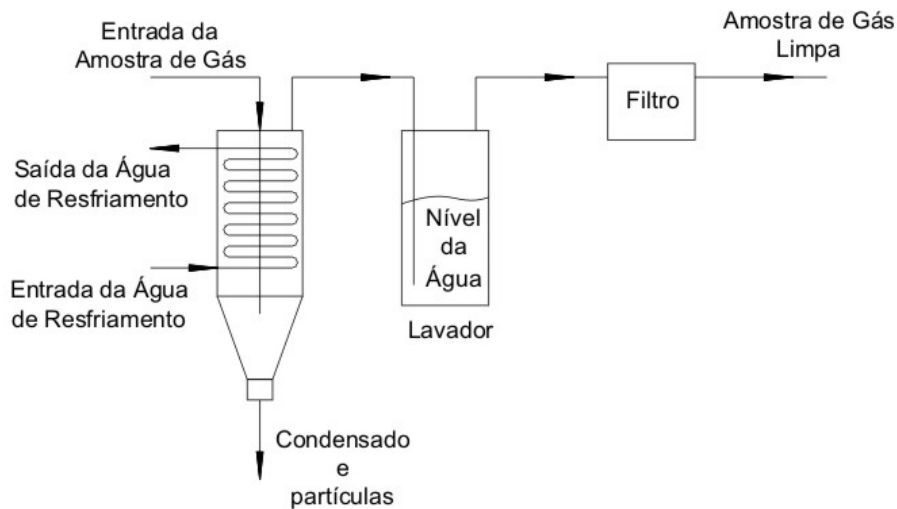


Figura 3.1 - Sistema de limpeza do gás que é enviado ao sistema de análise contínua.

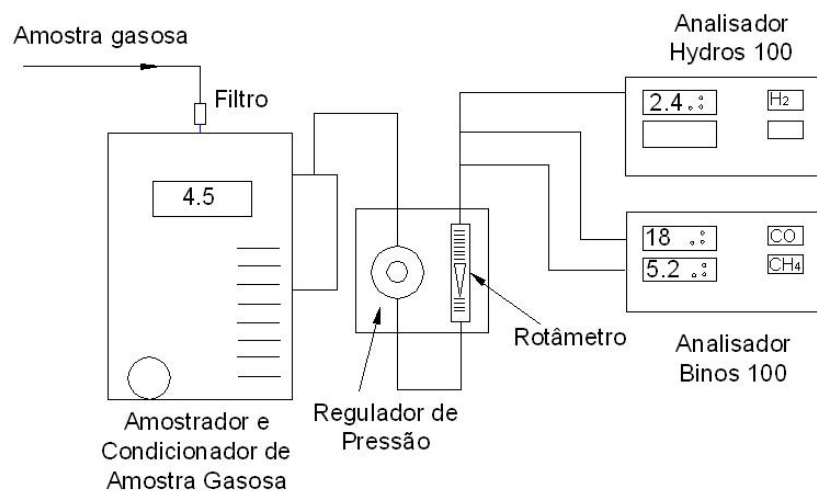


Figura 3.2 - Sistema de amostragem contínua de gás.

A Figura 3.3 mostra o conjunto de gaseificação estudado, onde é possível observar algumas partes do sistema em corte para permitir a visualização de detalhes importantes do mesmo. Na Figura 3.3 (a) é possível ver os detalhes do gaseificador, que é mostrado seccionado permitindo visualizar a região do leito e do “freeboard”, bem como, a placa de distribuição de ar com os seus injetores.

A Figura 3.3 (b) permite a visualização do sistema de limpeza dos gases onde são mostrados o ciclone, a torre de lavagem, os separadores ciclônicos e o lavador venturi.

A Figura 3.3 (c) mostra detalhes do ciclone, do silo de alimentação de biomassa e do “flare”. Também, são vistos os compressores de ar e o tambor de coleta de material particulado que são separados no ciclone.

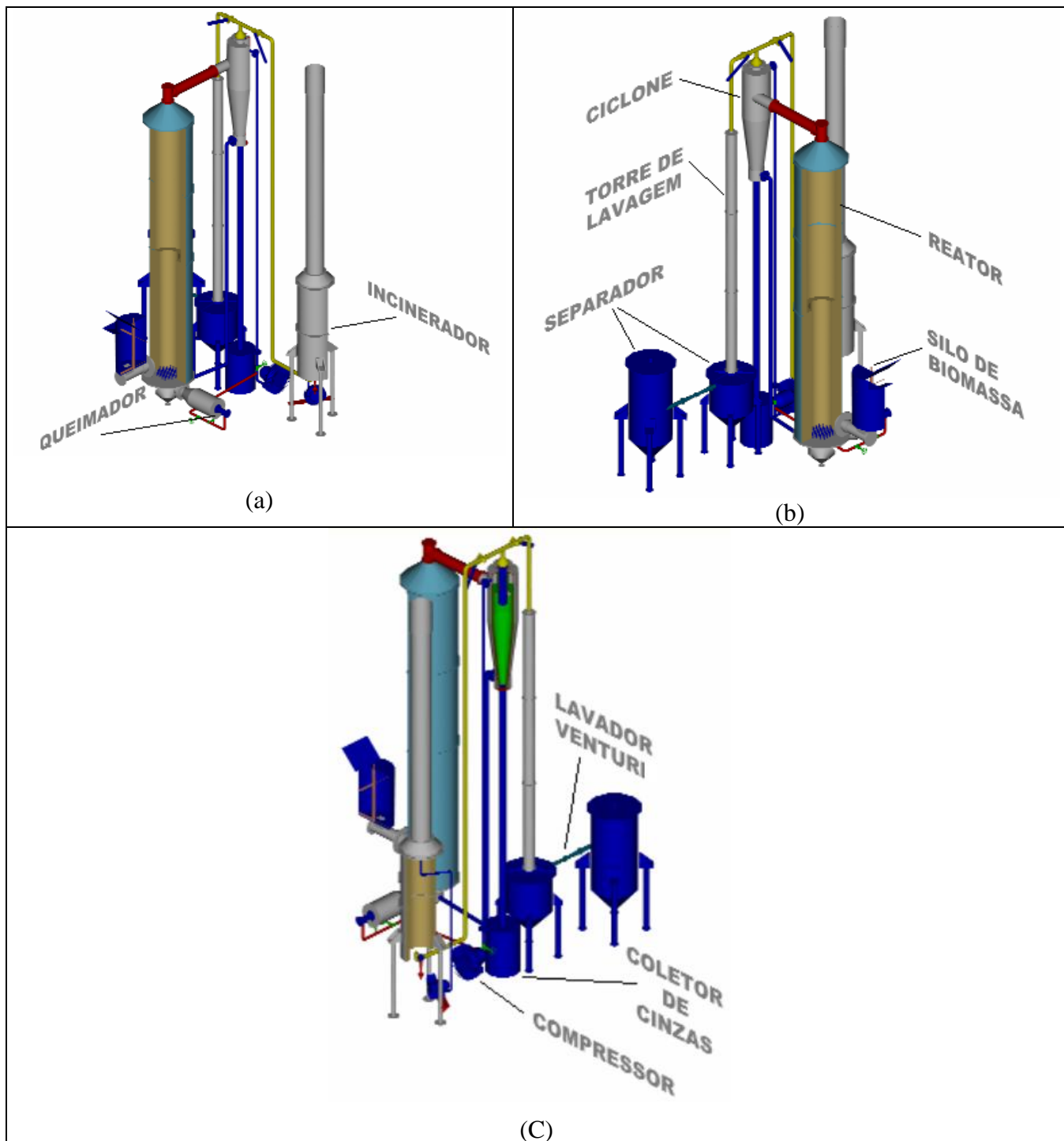


Figura 3.3 - Desenho Esquemático do Sistema de Gaseificação Estudado.

A Figura 3.4 apresenta um esquema geral do sistema de gaseificação estudado. Essa figura apresenta as modificações que foram implementadas no sistema como, por exemplo, a válvula rotativa. Essas modificações serão tratadas no item 3.3.

Na Figura 3.5 é mostrado um esquema do sistema de incineração do gás (“flare”) e do sistema de limpeza por via úmida. Comparando essa figura com a Figura 3.3 (c), nota-se que o queimador do “flare” está posicionado em locais diferentes. Essa modificação foi necessária devido a problemas relacionados ao acúmulo de material (cinzas) no queimador que ao longo dos testes provocavam irregularidades no seu funcionamento.

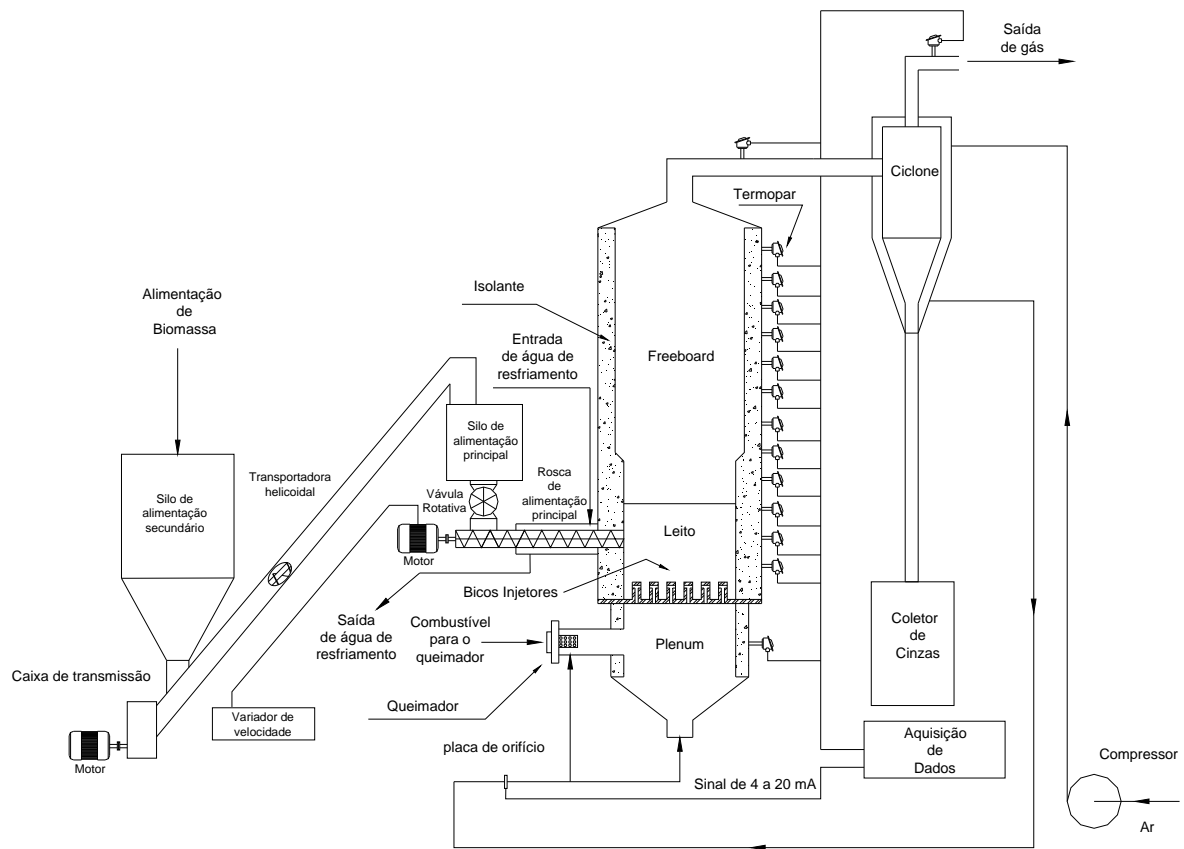


Figura 3.4 - Esquema geral do sistema de gaseificação.

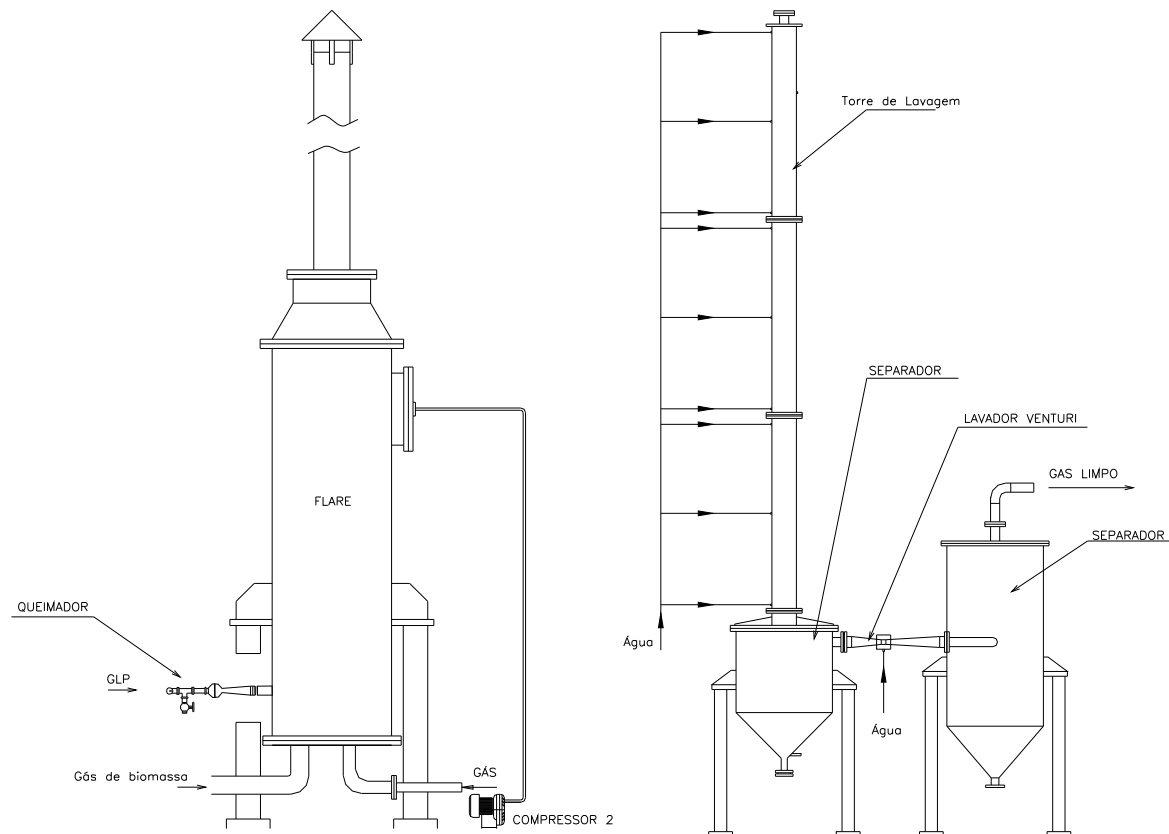


Figura 3.5 – “Flare” e sistema de limpeza do gás.

3.3 - MODIFICAÇÕES JÁ REALIZADAS NO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO

O funcionamento adequado de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante depende de alguns fatores, os quais têm influência direta no seu desempenho. Um dos momentos mais críticos da operação desse tipo de equipamento é a sua partida. Inicialmente o leito de alumina deve ser aquecido, utilizando-se um combustível auxiliar, para deixar o leito nas condições adequadas para início da alimentação da biomassa.

Vários testes foram realizados para obter um acionamento e funcionamento seguro e eficiente do queimador, que inicialmente se encontrava na região do leito não possibilitando um adequado aquecimento nem mesmo uma perfeita operação, sendo posteriormente posicionado na parte inferior do gaseificador no intuito de que o ar fosse aquecido e propiciasse o aquecimento do leito, promovendo a sua, conseqüente, fluidização.

Foi realizada a adequação do sistema de aquisição de dados que propicia o controle das diferentes fases de operação do gaseificador. Esse sistema é composto por uma placa de aquisição, um computador e transdutores como termopares e medidores de vazão. Como o gaseificador é um recipiente fechado não é possível visualizar o que ocorre durante a sua operação, a não ser através da variação de parâmetros como a temperatura do reator que nos fornece um mapa de funcionamento do mesmo, portanto é condição fundamental que o sistema de aquisição de dados esteja operando a contento.

O sistema de alimentação também já foi alterado devido o travamento da rosca de alimentação durante a operação do reator. Anteriormente, o controle da alimentação da biomassa era realizado através da própria rosca, atualmente o sistema foi modificado, sendo que a mesma foi posta para operar em máxima rotação e o controle da alimentação passou a ser feito através de uma válvula rotativa. Também o motor de acionamento da rosca foi trocado para um de maior potência. Além disso, foi colocada uma união tipo cardan no eixo da rosca de alimentação, o que propiciou a operação com maior grau de liberdade. A Figura 3.6 mostra o sistema de alimentação de biomassa com as modificações mencionadas.

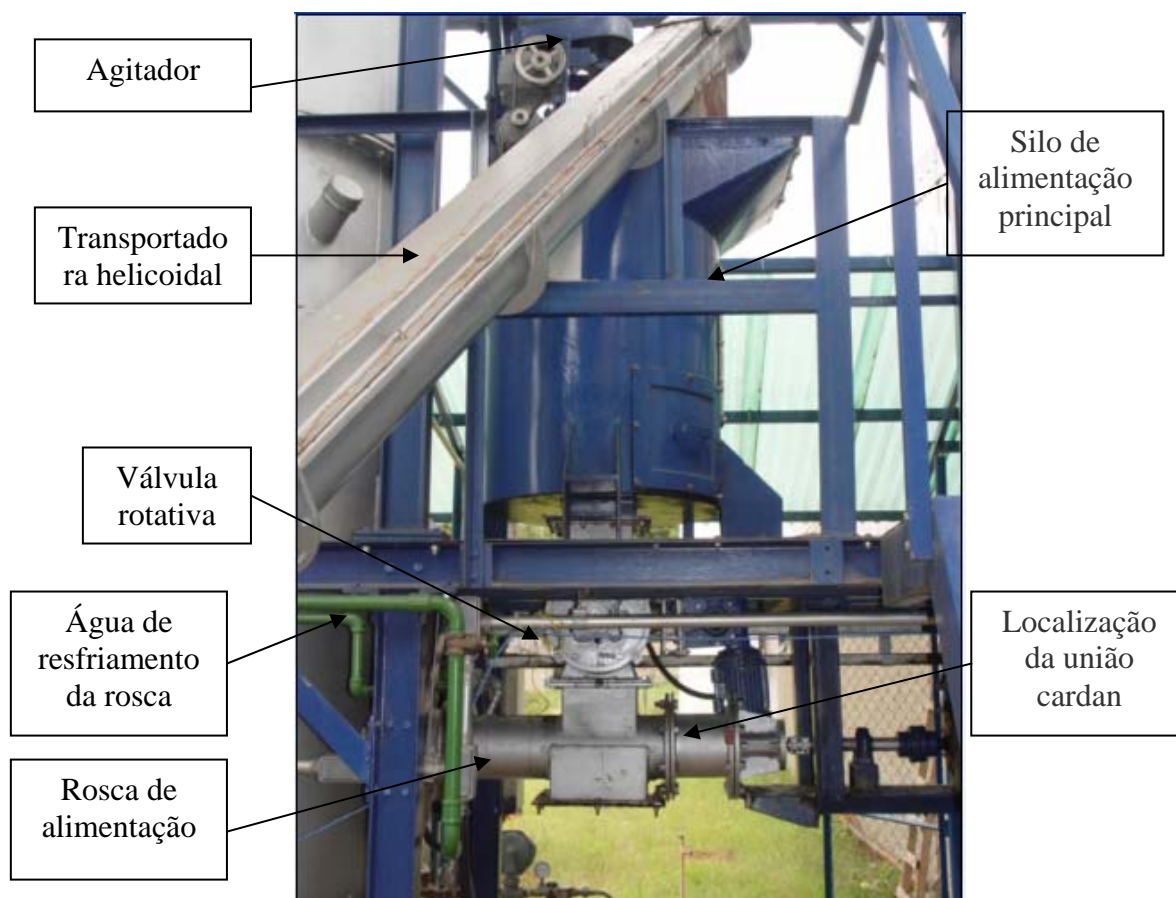


Figura 3.6 – Sistema de alimentação de biomassa atual.

O sistema de análise contínua de gases foi instalado e fornece os valores de monóxido de carbono, hidrogênio e metano contido no gás de biomassa. Trata-se de um conjunto composto por condicionador de amostra gasosa que filtra, seca e comprime o gás; um analisador contínuo de hidrogênio (térmico) e outro de monóxido de carbono e metano (infravermelho). O gás que é tratado no condicionador de amostra gasosa, antes de ser enviado aos analisadores, passa por um módulo de regulagem que adequa a pressão e a vazão do gás para que o mesmo possa ser enquadrado nas condições de operação dos analisadores contínuos.

Os testes realizados inicialmente foram executados utilizando-se serragem, no entanto, devido à dificuldade em se obter esse tipo de biomassa com baixa umidade nas serrarias da região optou-se por operar o reator com casca de arroz que tem baixa umidade em torno de 10 % o que permite uma partida e operação mais fácil do gaseificador.

3.4 - METODOLOGIA DE OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR.

O objetivo de desenvolver uma metodologia de operação do gaseificador é relacionar as condições necessárias à geração de um gás que detenha a melhor qualidade possível em termos energéticos. Para tanto é necessário controlar, basicamente, um parâmetro: o fator de ar. Esse item irá influenciar diretamente a qualidade do gás gerado.

O fator de ar é definido como a razão entre a relação ar /combustível real e o ar estequiométrico (Equação (3.1)).

$$FA = \frac{V_{a/c}}{ar_{est.}} \quad (3.1)$$

De acordo com Narváez (1996), para que se garanta a condição de gaseificação em um reator de leito fluidizado, o fator de ar deve estar entre 0,2 e 0,4. Dessa forma, o mecanismo que se dispõe para transladar dentro desse intervalo é variar a vazão de ar e biomassa inserida no sistema.

Sendo assim, torna-se necessário haver mecanismos que possibilitem mensurar essas grandezas e maneiras de alterá-las a qualquer instante de forma rápida, segura e tão precisa quanto possível.

A determinação da vazão de ar é feita através de uma placa de orifício e um transdutor de pressão diferencial que envia um sinal de 4 a 20 mA para uma placa de aquisição de dados.

A carga de biomassa é calculada através de uma curva, determinada experimentalmente, que fornece a relação existente entre a rotação da válvula rotativa e a vazão de biomassa. A relação obtida para a casa de arroz é mostrada na Figura 3.7.

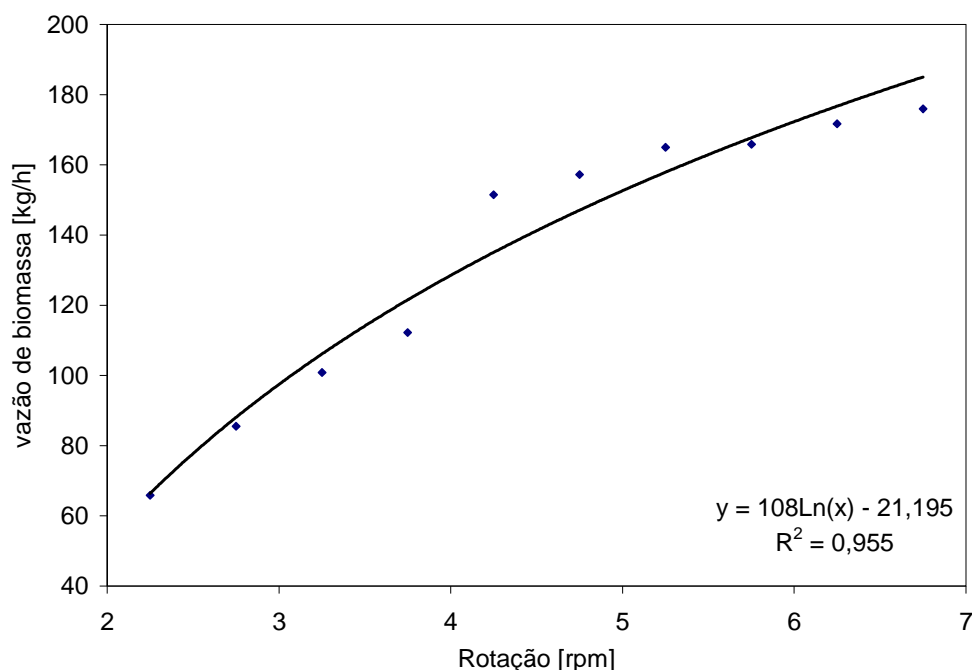


Figura 3.7 – Relação entre a rotação da válvula rotativa e a vazão de biomassa.

A temperatura do leito também é um parâmetro importante no controle do processo de gaseificação, mas ela também depende do fator de ar.

Existem quatro fases de operação de um gaseificador de leito fluidizado:

Em um primeiro instante existe o aquecimento do leito até a fluidização, quando as temperaturas no leito tendem a se homogeneizar;

Uma segunda etapa quando o leito é aquecido até uma temperatura na qual a biomassa, quando nele inserida, pode entrar em combustão;

Uma terceira etapa quando a biomassa começa a ser alimentada no leito e o queimador é desligado, sendo o sistema sustentado apenas com a queima da biomassa tendo-se a elevação da temperatura do mesmo;

E finalmente, quando o leito atinge uma temperatura ideal para a gaseificação, o fator de ar é ajustado para por o sistema nesse regime. Essas etapas podem ser vistas no gráfico da Figura 3.8.

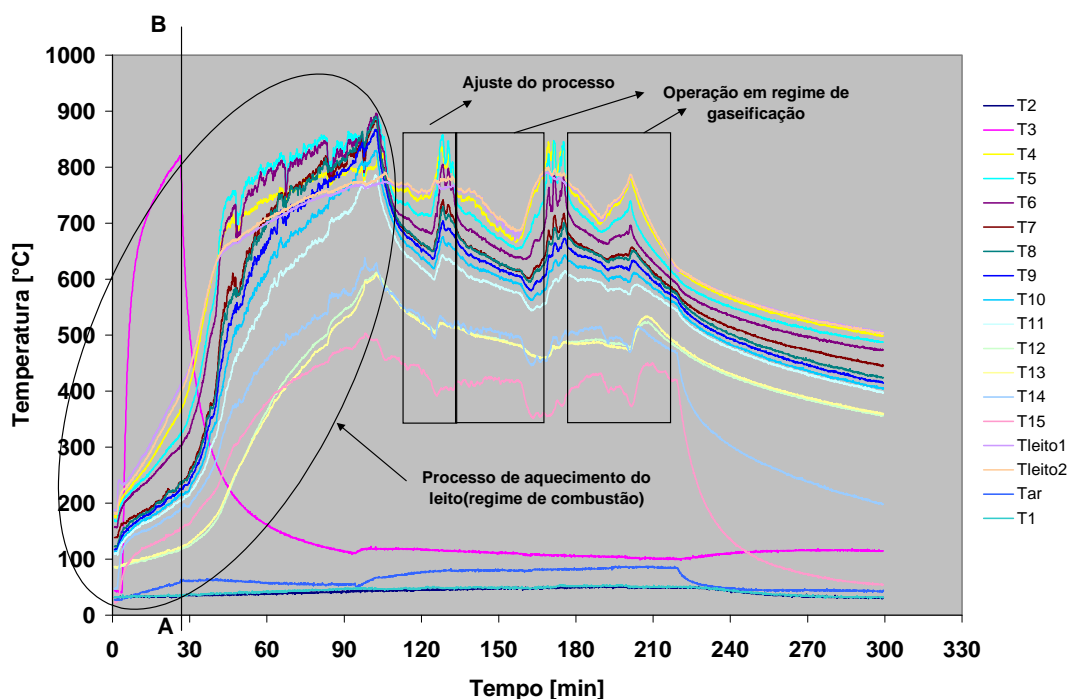


Figura 3.8 - Gráfico de operação do gaseificador

Os procedimentos a serem seguidos são importantes para a partida do gaseificador, pois deles depende o sucesso do processo como um todo. Vários parâmetros devem ser controlados durante a operação do sistema, de tal sorte, que a instrumentação que nos permite controlá-los deve ser previamente verificada e testada.

A temperatura ao longo do leito, a vazão de ar que é insuflado no gaseificador, a velocidade de rotação da rosca, a temperatura da água de resfriamento da rosca são exemplos de parâmetros que devem ser monitorados.

3.5 - PROCEDIMENTOS DE PARTIDA.

O processo de partida de um gaseificador de leito fluidizado, não é simples e exige uma atenção especial para que não ocorram imprevistos. Vários são os problemas que podem ocorrer, como por exemplo, o travamento da rosca de alimentação de biomassa, o qual ocorrendo, demandará um tempo relativamente longo para a sua manutenção. Dessa forma, os procedimentos de partida devem ser seguidos com rigor.

A primeira fase da partida do gaseificador é o aquecimento do leito, que é realizado através do ar que nele é insuflado, o qual é aquecido por um queimador que pode utilizar, por exemplo, GLP.

O leito é aquecido de forma lenta e gradativa até o momento de sua fluidização, quando a temperatura tende a se igualar. Este momento também é caracterizado por uma vibração da estrutura do gaseificador.

Quando o leito está à temperatura de 400 °C pode-se desligar o queimador e iniciar a alimentação da biomassa. A válvula de regulagem do ar deve estar completamente aberta para permitir que o sistema opere em regime de combustão possibilitando o rápido aumento da temperatura ao longo do reator.

Quando o leito atingir uma temperatura da ordem de 750 °C o sistema pode ser posto em regime de gaseificação ajustando-se o fator de ar.

O ar é introduzido no gaseificador através de bicos injetores na base do reator. A Figura 3.9 mostra a placa distribuidora (Figura 3.9.a) e como seria quando montada ao reator (Figura 3.9.b).

O gás gerado irá passar por um ciclone que fará a separação de parte do particulado contido no gás. Esse ciclone também funciona como um trocador de calor, já que o ar primário que vai para o gaseificador é, nele, previamente aquecido pelo gás gerado. A Figura 3.10 mostra o ciclone em corte onde é possível observar os detalhes internos.

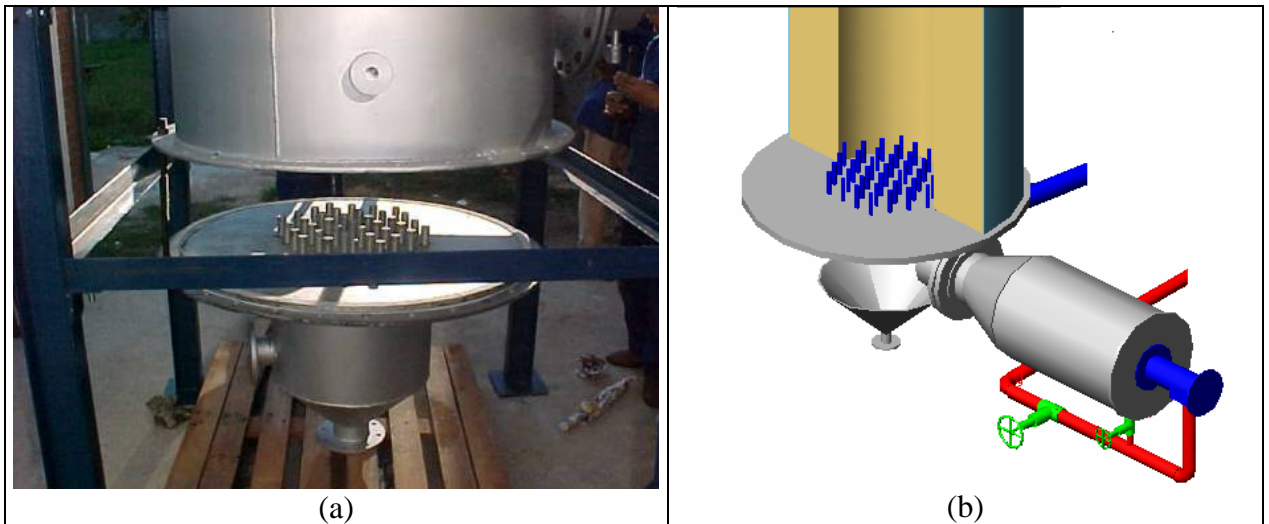


Figura 3.9 – Placa distribuidora de ar.

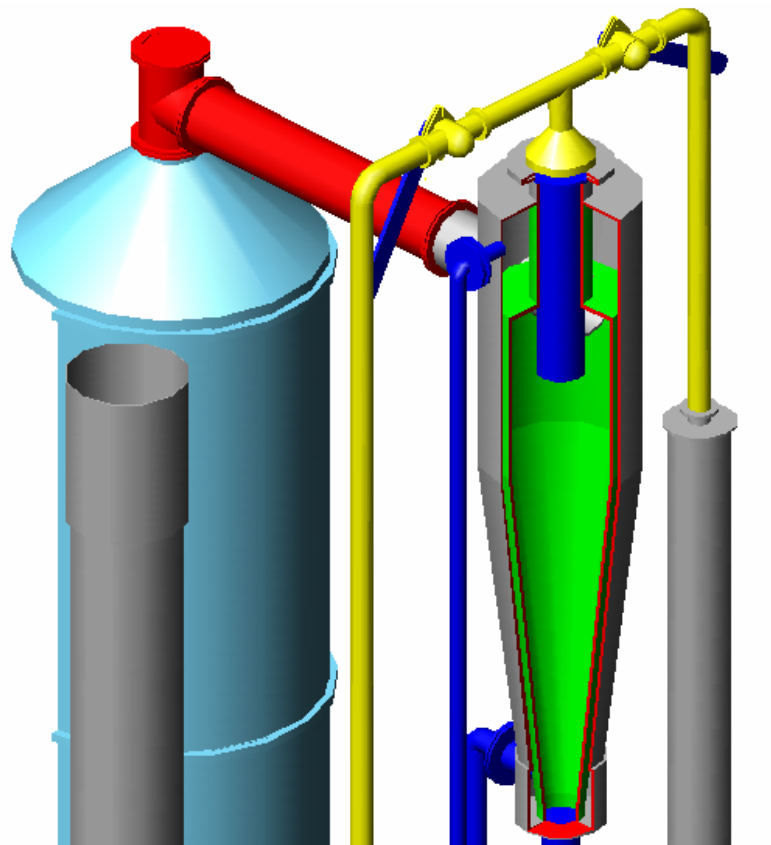


Figura 3.10 - Ciclone.

A partida do sistema requer que sejam seguidos alguns passos, os quais são descritos a seguir:

a) Ligar a rosca de alimentação sempre em primeiro lugar, e posteriormente o compressor de ar a fim de evitar que o material que compõe o leito seja arrastado para o compartimento da rosca de alimentação provocando o seu travamento;

b) Ligar a água de resfriamento da rosca a qual é importante para evitar o seu empenamento;

c) Antes de ligar o queimador, deve-se ligar inicialmente o compressor de ar para que se faça uma purga do sistema;

d) Por fim, antes de colocar biomassa no silo de alimentação, deve-se ligar o misturador e a válvula rotativa.

É importante, que o leito esteja em regime de fluidização quando da alimentação da biomassa, caso isso não ocorra, poderá acontecer o travamento da rosca de alimentação.

Durante a operação do queimador o ar de insuflamento ou ar primário deverá ser fornecido exclusivamente para ele.

3.6 - PROCEDIMENTO DE TESTES:

Conforme mencionado anteriormente, a gaseificação se dá em uma faixa estreita de fator de ar, que varia de 0,2 a 0,4 e a velocidade superficial do leito deve estar em torno de 0,7 m/s, para melhor condição de gaseificação, sendo assim, a operação foi planejada para essa faixa de variação de parâmetros.

O ajuste do fator de ar se dá através da quantidade de ar e combustível fornecidos ao gaseificador, dessa forma esses parâmetros foram calculados para as condições citadas.

A Tabela 3.2 apresenta os cálculos realizados, para a casca de arroz, da vazão de ar e biomassa que devem ser introduzidos no leito para garantir que um determinado fator de ar e uma dada velocidade superficial do leito sejam obtidos. Os valores apresentados são para temperatura do leito de 750 °C e umidade da biomassa de 10,53 %. A Tabela 3.3 mostra a composição elementar da casca de arroz adotada para os cálculos.

Tabela 3.2 – Características de operação do gaseificador.

Velocidade superficial Vsl [m/s]	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
FA	Vazão de biomassa [kg/h]					
0,2	132,03	158,44	184,84	211,25	237,66	264,06
0,22	120,03	144,03	168,04	192,05	216,05	240,06
0,24	110,03	132,03	154,04	176,04	198,05	220,05
0,25	105,63	126,75	147,88	169,00	190,13	211,25
0,26	101,56	121,88	142,19	162,50	182,81	203,13
0,28	94,31	113,17	132,03	150,89	169,75	188,62
0,3	88,02	105,63	123,23	140,83	158,44	176,04
0,32	82,52	99,02	115,53	132,03	148,54	165,04
0,34	77,67	93,20	108,73	124,26	139,80	155,33
0,36	73,35	88,02	102,69	117,36	132,03	146,70
0,38	69,49	83,39	97,29	111,18	125,08	138,98
0,4	66,02	79,22	92,42	105,63	118,83	132,03
Vazão de ar [m³/h]	115,16	138,19	161,23	184,26	207,29	230,32

Tabela 3.3 - Composição elementar da biomassa (casca de arroz).

Composição elementar	Base seca	Base úmida
Carbono [C]	40,96	36,65
Hidrogênio [H]	4,30	3,85
Oxigênio [O]	35,86	32,08
Nitrogênio [N]	0,40	0,36
Enxofre [S]	0,02	0,02
Cinzas [a]	18,34	16,41
Umidade [W]	0,00	10,53

Os valores obtidos para a vazão mássica de combustível que é introduzida no leito são dados pela Equação (3.2).

$$m_{comb.} = \frac{FA \cdot ar_{est.}}{A_{leito} \cdot u_{sl}} \cdot \left(\frac{T_{leito} + 273,15}{273,15} \right) \quad (3.2)$$

O fator de ar já foi definido anteriormente e pode ser obtido a partir da Equação (3.1). O ar teórico ($ar_{est.}$) e a área do leito (A_{leito}) são expressos pelas Equações (3.3) e (3.4), respectivamente.

$$ar_{est.} = 0,0889 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t) + 0,265 \cdot H^t - 0,0333 \cdot O^t \quad (3.3)$$

$$A_{leito} = \frac{(\pi \cdot d_{leito}^2)}{4} \quad (3.4)$$

3.7 - CONCLUSÕES:

Ao longo deste capítulo foram colocadas alguns dos problemas encontrados durante os testes realizados com o gaseificador e as soluções adotadas.

Foram mostradas as variáveis que influenciam no bom funcionamento do reator, tais como: o fator de ar, o tipo e umidade da biomassa e a temperatura do leito.

O material aqui disponibilizado constitui a base para os ensaios que foram realizados e por conseqüência, dele dependem os resultados que serão apresentados no capítulo 5.

Capítulo 4

METODOLOGIA DE ANÁLISE DE ALCATRÃO E PARTICULADO

4.1 - INTRODUÇÃO

A gaseificação é vista como uma das formas de utilização da biomassa com maior perspectiva para o futuro. Todavia a utilização do gás pobre em motores de combustão interna para geração potência se caracteriza por limitações com relação ao teor de alcatrão e particulado que esse gás possa conter. Portanto, a determinação do teor de alcatrão e material particulado no gás de biomassa é um fator importante para avaliar a possibilidade da aplicação desse gás em tecnologias como motores alternativos de combustão interna, turbinas a gás e células a combustível.

Nos últimos anos um grande esforço tem sido feito por parte de algumas instituições para criação de um protocolo que permitisse normalizar a determinação do teor de particulado e alcatrão presente no gás de biomassa. A metodologia aqui apresentada é uma adaptação de alguns desses trabalhos disponíveis na literatura sendo modificada de acordo com as necessidades e algumas limitações operacionais.

4.2 - METODOLOGIA DE DETERMINAÇÃO DO TEOR DE ALCATRÃO E PARTICULADO NO GÁS DE BIOMASSA

Segundo o McKendry (2002) e Abatzoglou (2000) o alcatrão pode ser definido como um conjunto de compostos de elevado peso molecular, maior que o benzeno (C_6H_6 , 78 g/mol) (Simell, 200), presentes no gás da gaseificação. Ele começa a condensar a temperaturas inferiores a 450 °C. O tipo de biomassa é responsável, em grande parte, pela determinação da natureza do alcatrão produzido, que também é definido pelo processo de gaseificação e pela condição de operação.

O teor de alcatrão no gás de biomassa pode ser determinado por uma análise gravimétrica ou a partir da cromatografia. Diferentes métodos têm sido desenvolvidos e usados por fabricantes de gaseificadores e centros de pesquisas em gaseificação de biomassa para a determinação da quantidade de alcatrão e material particulado contido no gás de biomassa, tornando difícil à comparação de resultados. Todavia algumas faixas de valores têm sido indicados na literatura sendo apresentados na Tabela 4.1, que considera o percentual de alcatrão e particulado para os diferentes tipos de gaseificadores sem nenhum tipo de tratamento, seja ele químico ou mecânico.

Tabela 4.1 - Características de gaseificadores HASLER (1999).

	Leito fixo		Leito fluidizado
	concorrente	contracorrente	Circulante
Alcatrão [mg/Nm ³]	10 – 6000	10000 -150000	2000 – 30000
Partículas [mg/Nm ³]	100 - 8000	100 - 3000	8000 – 100000
PCI [MJ/Nm ³]	4 - 5,6	3,7 - 5,1	3,6 - 5,9

Os principais elementos de um sistema de análise de alcatrão são: a sonda isocinética para a extração do gás; o porta-filtro com aquecimento e o filtro para coleta do particulado; o condensador a água e uma série de impingers, que contém solvente para a coleta do alcatrão. Além desses uma parte fundamental do sistema é o amostrador que contém a bomba de vácuo para fazer a amostragem do gás, um rotâmetro para medir a vazão da amostra (no nosso caso é utilizado um orifício calibrado onde a vazão é indicada pela variação de pressão, que é apresentada em um indicador), um totalizador de vazão para determinar a quantidade total de gás amostrado e indicadores de temperatura que mostram a temperatura das resistências e do fluxo de gás. A Figura 4.1 mostra um esquema do amostrador.

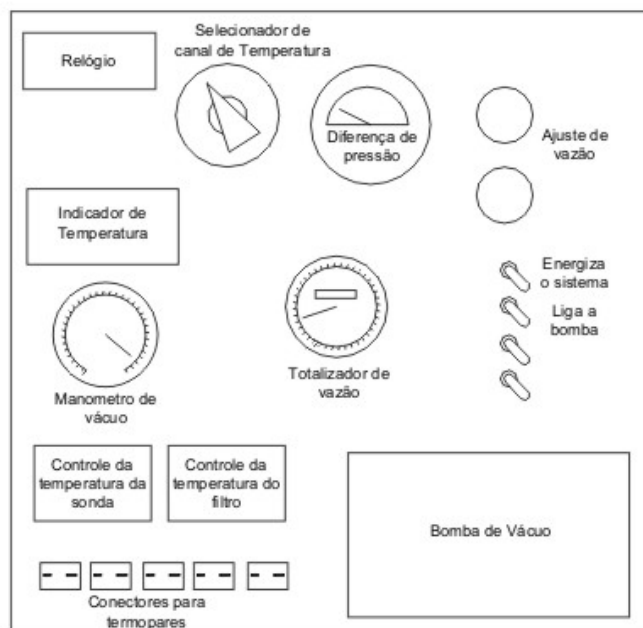


Figura 4.1 – Esquema do amostrador.

A amostra do gás, a ser analisada, deve ser tomada isocineticamente para garantir a mesma velocidade na sonda que no fluxo de gás a fim de permitir uma coleta uniforme do particulado. Para tanto a escolha do bico e vazão que deve ser imposta ao sistema de amostragem devem ser definidos mediante cálculo (IEA protocol). A sonda de amostragem é aquecida, através de uma resistência elétrica, a fim de evitar a condensação de alcatrão no seu interior, a Figura 4.2 mostra um esquema da sonda.

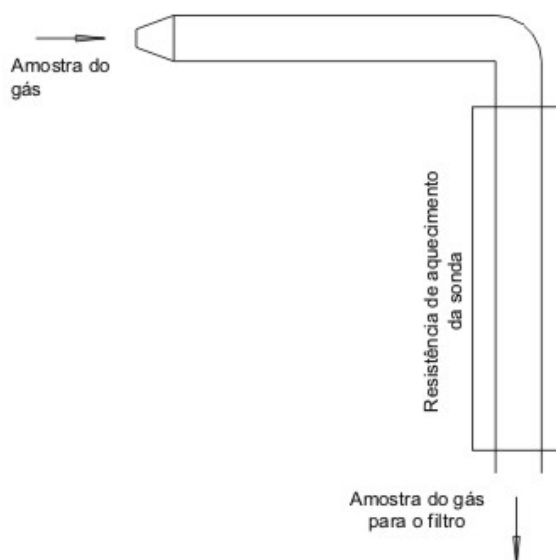


Figura 4.2 - Esquema da sonda isocinética.

O porta-filtro é o recipiente que receberá o filtro que deverá reter o particulado presente no gás. O porta-filtro também é aquecido através de uma resistência elétrica e um esquema do mesmo é apresentado na Figura 4.3.

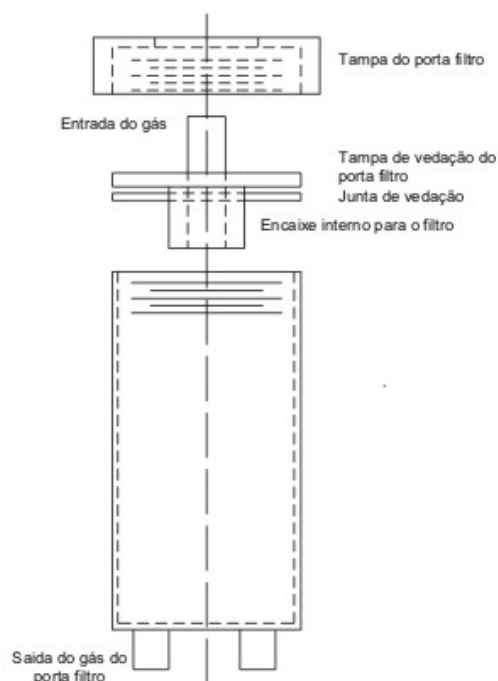


Figura 4.3 Desenho esquemático do porta-filtro.

Um condensador do tipo tubo e carcaça (Figura 4.4) é utilizado para condensar o alcatrão pesado e a umidade presente no gás. Esse material é recolhido no primeiro impinger.

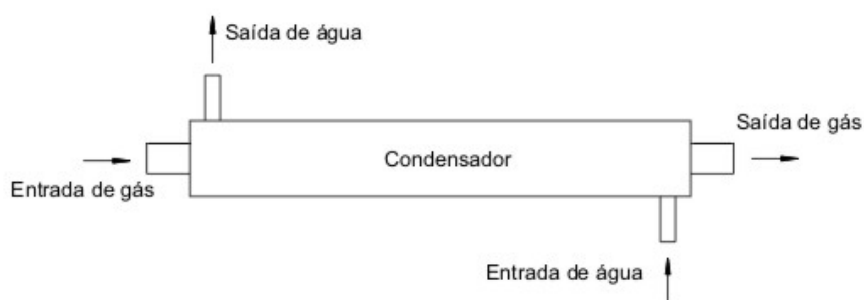


Figura 4.4 - Condensador

Uma vidraria é utilizada na coleta do alcatrão e umidade presente no gás. Essa vidraria é denominada de “impingers” onde as duas primeiras são colocadas em um recipiente contendo apenas gelo. O primeiro dos “impingers” deve estar vazio e o segundo conter solvente. Outros quatro “empingers” são utilizados e colocados em um recipiente com gelo e sal. Os três primeiros desses “impingers” contêm solvente e o último, sílica gel para reter algum outro

orgânico e umidade que passe pelos primeiros recipientes. A Figura 4.5 apresenta um esquema de um “impinger”.

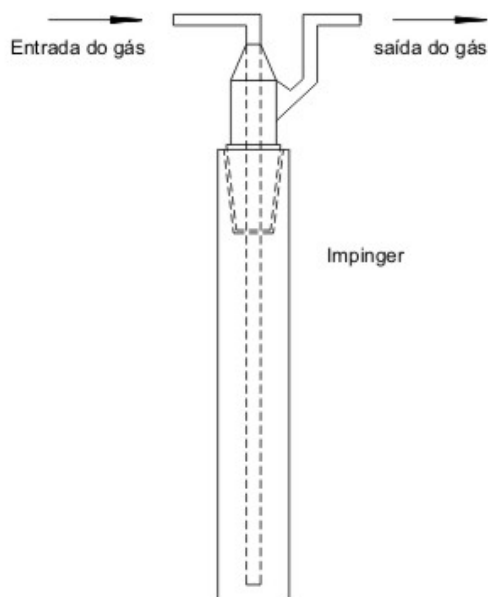


Figura 4.5 “Impinger”.

A Figura 4.6 apresenta um esquema da montagem do sistema de amostragem do gás de biomassa, onde é mostrada a disposição de todos os equipamentos que o compõe.

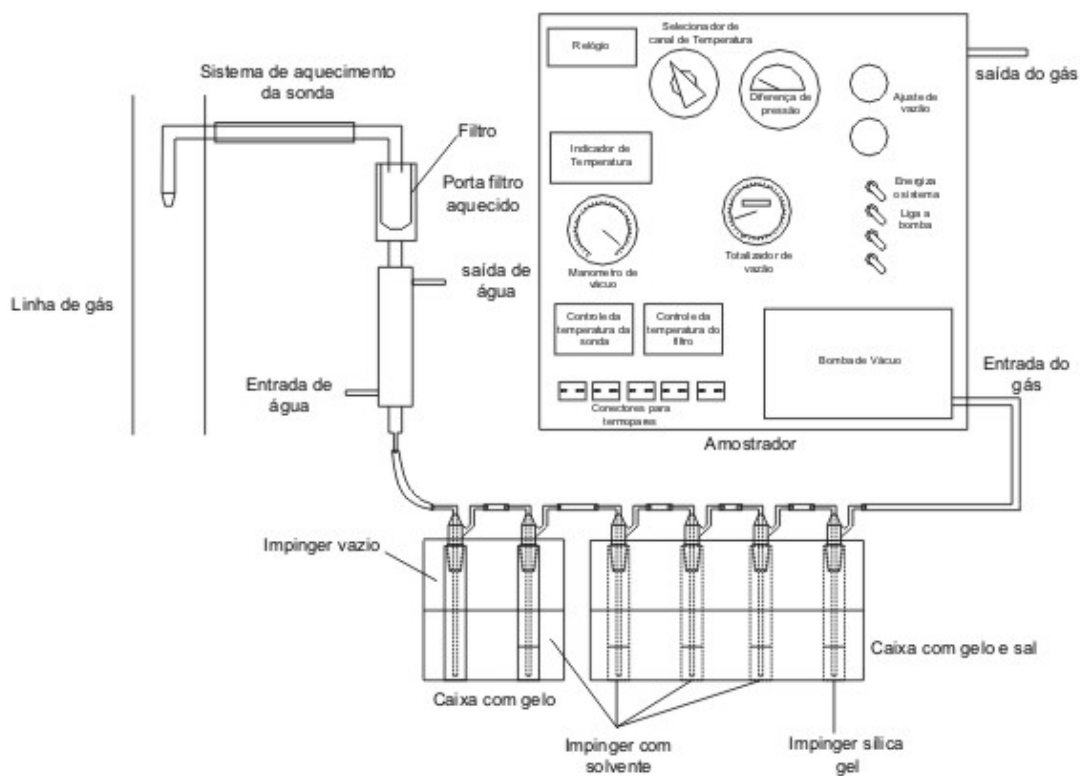


Figura 4.6 - Esquema do trem de amostragem.

4.2.1 - Procedimento de Amostragem

A amostragem deve ser realizada através de um ponto na linha de gás que contenha um trecho reto livre de perturbações, sendo recomendado que não haja pontos de singularidade a 5 D antes e 3 D depois do ponto de amostragem.

Antes de se realizar a amostragem deve ser realizado o teste de estanqueidade do sistema a fim de garantir que não haja interferência por infiltração na amostragem.

Antes de se iniciar a amostragem deve ser realizada a injeção de nitrogênio na sonda a fim de limpá-la de resíduos de partículas que possam ter se acumulado antes do início do teste.

A amostragem deve ser conduzida sob uma condição estável de operação do reator durante toda sua realização. Deve ser considerada a temperatura do leito do reator, vazão de ar, e alimentação de biomassa, bem como composição do gás.

É recomendado que a amostragem seja conduzida pelo menos por um período de meia hora ou até que condições, como entupimento do filtro, exijam a interrupção do teste. A Figura 4.7 apresenta uma foto dos “impingers” durante uma das amostragens. Nela é possível observar o gás no interior dos mesmos.



Figura 4.7 – Foto apresentando o gás sendo amostrado, no interior dos “impingers”, durante um dos testes.

4.2.2 - Procedimento de Análise do Material Amostrado

Tendo sido realizada a coleta do material, deverá ser realizada a extração do alcatrão contido no filtro. Para esse procedimento é utilizado um extrator de soxhlet que é apresentado esquematicamente na Figura 4.8. A solução de solvente, alcatrão e umidade é colocada no balão de fundo chato o qual será aquecido através de uma manta aquecedora. O solvente evaporado será condensado posteriormente sendo depositado na seção do extrator que contém o filtro. Esse compartimento irá encher até atingir o nível do sifão quando irá retornar para o balão. Esse processo deve ser repetido pelo menos por três vezes ou até se notar o embranquecimento do filtro.

Após a extração do alcatrão o filtro é retirado do soxhlet e colocado em um dessecador (Figura 4.9). A quantidade de particulado presente no gás será determinado pela diferença entre o peso do filtro antes da amostragem e o peso após a extração do alcatrão seguido da secagem.

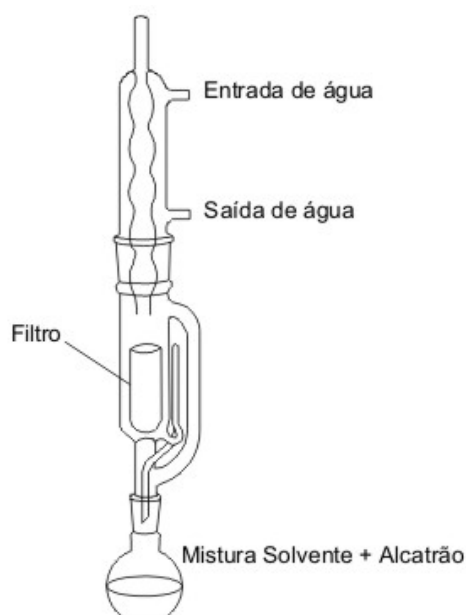


Figura 4.8 - Extrator de soxhlet.



Figura 4.9 – Dessecador.

Tendo sido extraído o alcatrão do filtro, a solução poderá ser analisada através de uma análise cromatográfica, onde poderá ser determinada toda classe de alcatrão presente na amostra ou poderá ser evaporada através de um evaporador rotativo (Figura 4.10) procedendo-se uma análise gravimétrica.



Figura 4.10 – Rotavapor.

A Figura 4.11 representa a metodologia adotada para amostragem e análise de particulado e alcatrão presente no gás de biomassa.

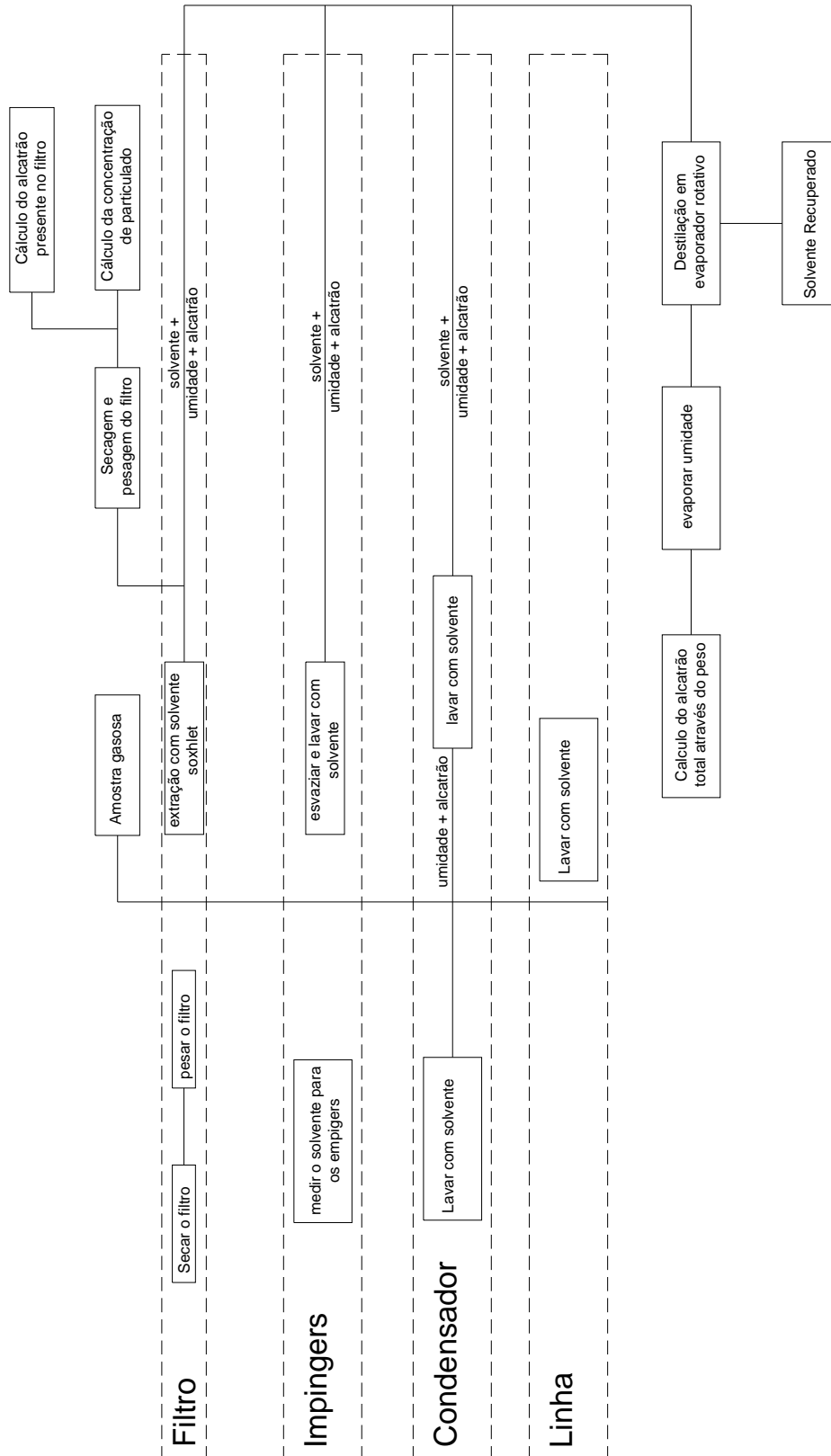


Figura 4.11 – Esquema para análise de alcatrão e particulado contidos no gás pobre.

4.3 - CONCLUSÕES

A metodologia utilizada para amostragem e análise do teor de alcatrão é bastante trabalhosa e de complexa execução havendo margem para aperfeiçoá-la de modo a torná-la mais prática possibilitando uma maior quantidade de amostragem com conseqüente diminuição do erro gerado.

Capítulo 5

TESTES NO GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE: UTILIZAÇÃO DE DIFERENTES TIPOS DE BIOMASSA

5.1 - INTRODUÇÃO

Alguns parâmetros influenciam na qualidade do gás obtido a partir de gaseificadores em leito fluidizado, como, por exemplo, as características da biomassa; o agente de gaseificação; a pressão e temperatura em que se dá o processo dentro do reator e o fator de ar.

A realização dos testes no gaseificador de leito fluidizado teve como objetivo verificar a real influência desses parâmetros no processo de gaseificação, bem como a realização de uma análise, que permitisse uma melhor compreensão da operação desse equipamento, de forma a se obter o máximo rendimento possível para a conversão da biomassa em gás.

Durante os testes de desempenho foram medidas algumas grandezas como as temperaturas ao longo do reator, vazão de ar fornecida ao gaseificador, vazão de biomassa, quantidade de CO, CH₄ e H₂ presente no gás gerado, bem como o teor de alcatrão e particulado.

Neste capítulo, também, é tratada a influência do tipo de biomassa nas características do gás gerado em um gaseificador de leito fluidizado borbulhante. Os gaseificadores de leito

fluidizado são projetados para operar com biomassa de baixa granulometria como casca de arroz, serragem e bagaço de cana, que são os três tipos de biomassa que serão discutidas.

Observou-se, durante os testes, que o sistema de alimentação é o ponto chave do equipamento, pois dele depende, em grande parte, a adequada operação do reator. O sistema de alimentação utilizado se mostrou mais adequado para a utilização de casca de arroz do que para as outras biomassas testadas. Essa melhor condição se refletiu nos resultados obtidos.

Os testes preliminares foram conduzidos utilizando-se casca de arroz como combustível devido ser uma biomassa que necessita de pouca manipulação ou tratamento para ser utilizada e por possuir baixa umidade o que favorece a partida do sistema de gaseificação.

A casca de arroz foi a biomassa que apresentou os melhores resultados, tanto operacionais quanto de qualidade do gás gerado. Para essa biomassa a temperatura média de operação do leito durante a gaseificação foi de 750 °C, isto para um fator de ar de 0,22.

5.2 - CARACTERÍSTICAS DA BIOMASSA UTILIZADA

A casca de arroz, o bagaço de cana e a serragem foram os tipos de biomassa utilizados nos testes. Elas foram usadas devido as suas características distintas (granulometria, densidade das partículas, poder calorífico, teor de cinzas, etc) o que permitiu verificar como o tipo de biomassa pode influenciar no funcionamento de um gaseificador de leito fluidizado borbulhante.

Cada uma dessas biomassas apresenta uma característica que possibilita uma melhor ou pior condição de operação do reator. Por exemplo, a casca de arroz possui muita sílica em sua composição o que a torna muito abrasiva prejudicando as partes do sistema de gaseificação construídas em aço as quais o gás, efetivamente, entra em contato como o ciclone e as tubulações.

O gaseificador pode operar com temperatura do leito muito elevada podendo ultrapassar os 1000 °C. Essa condição somada a presença de sílica na casca de arroz pode conduzir a formação de vidro no leito provocando a aglomeração do mesmo com conseqüente perda da fluidização. Todavia, a casca de arroz tem a vantagem de ter, quase sempre, baixa umidade, o

que possibilita uma partida mais fácil do reator, também, não necessitando de tratamento como a sua secagem. Além disso, a sua granulometria é muito homogênea.

Para que a biomassa possa ser utilizada na gaseificação em reatores de leito fluidizado é necessário que a mesma tenha úmida, se possível, abaixo de 15 % e que tenha uma granulometria baixa e homogênea.

A casca de arroz foi a única biomassa que não necessitou de tratamento prévio devido as suas características, pois o seu processo de obtenção já permite tê-la a baixa umidade e com granulometria uniforme.

A serragem geralmente tem alta umidade em torno de 30 a 40% o que dificulta a operação com o gaseificador já que nessa condição a mesma não pode ser utilizada necessitando passar por um processo de secagem.

A cana de açúcar, devido ao seu processo de aproveitamento industrial, gera um resíduo de alta umidade que pode chegar aos 50%. Quando “in natura”, pode conter partes longas que prejudicam a alimentação ao reator havendo, portanto, a necessidade de submetê-la a um pré-tratamento físico, onde, neste caso, optou-se por moagem seguida de peneiramento, a fim de facilitar a sua alimentação ao reator prevenindo, assim, o travamento do sistema de alimentação do gaseificador.

A secagem do bagaço foi realizada em uma estufa (Figura 5.1) e a trituração foi feita em um picador de grãos mostrado na Figura 5.2.



Figura 5.1 - Foto da estufa.



Figura 5.2 - Foto do triturador.

Após a secagem a umidade obtida para o bagaço foi de 11,6 % e na Tabela 5.1 é apresentada a sua granulometria, bem como, das outras biomassas utilizadas.

A serragem, proveniente de serrarias da região de Itajubá-MG, apresentou alta umidade necessitando passar por um processo de secagem que foi realizado na mesma estufa em que se secou o bagaço de cana. Após a secagem, obteve-se uma umidade de 14,3 %. A sua granulometria era uniforme havendo apenas a necessidade de separar alguns pedaços maiores de madeira que foram misturados na hora do transporte.

Tabela 5.1 – Distribuição granulométrica das biomassas utilizadas.

<i>Tipos de biomassa</i>					
<i>Casca de arroz</i>		<i>Serragem</i>		<i>Bagaço de cana</i>	
<i>Diâmetro da peneira (mm)</i>	<i>Massa Ret. (%)</i>	<i>Diâmetro da peneira (mm)</i>	<i>Massa Ret. (%)</i>	<i>Diâmetro da peneira (mm)</i>	<i>Massa Ret. (%)</i>
2,00	41,00	1,18	5,78	2,00	1,80
1,18	49,70	0,60	22,73	1,18	13,31
0,60	8,26	0,43	18,41	0,60	43,42
0,43	0,50	0,30	18,30	0,43	17,06
0,30	0,26	0,25	10,06	0,30	10,25
0,25	0,29	0,08	25,27	0,25	14,16

A Tabela 5.2 apresenta dados de composição elementar e poder calorífico das biomassas utilizadas e a Tabela 5.3 apresenta a composição imediata das mesmas. A Figura 5.3 mostra uma foto de amostras dessas biomassas.

Tabela 5.2 – Composição elementar e poder calorífico dos tipos de biomassa utilizada nos testes (Nogueira e Lora, 2003).

<i>Tipo de biomassa</i>	<i>Composição Elementar (base seca %)</i>							<i>PCI (MJ/kg)</i>
	<i>C</i>	<i>H</i>	<i>O</i>	<i>N</i>	<i>S</i>	<i>A</i>	<i>W</i>	
<i>Casca de arroz</i>	40,96	4,30	35,86	0,40	0,02	18,34	10,53	16,10
<i>Bagaço de cana</i>	44,80	5,35	39,55	0,38	0,01	9,79	11,60	17,30
<i>Serragem (Pinheiro)</i>	49,29	5,99	44,36	0,06	0,03	0,30	14,3	20,0
* Umidade determinada nos laboratórios do NEST								
* Demais valores em Nogueira e Lora (2003)								

Tabela 5.3 – Composição imediata das biomassas utilizadas (Nogueira e Lora, 2003).

<i>Tipo de biomassa</i>	<i>Composição imediata (base seca %)</i>		
	<i>V</i>	<i>A</i>	<i>F</i>
<i>Casca de arroz</i>	65,47	17,89	16,67
<i>Bagaço de cana</i>	73,78	11,27	14,95
<i>Serragem (Pinheiro)</i>	82,54	0,29	17,70
<i>V</i>	Voláteis		
<i>A</i>	Cinzas		
<i>F</i>	Carbono fixo		



Figura 5.3 - Foto com amostras de serragem, bagaço de cana e casca de arroz.

5.2.1 - Curvas de Calibração do Sistema de Alimentação.

O controle do processo de gaseificação se dá através da variação da vazão de ar e combustível que é introduzido no reator. No gaseificador em questão, a medição da vazão de ar é realizada através de uma placa de orifício e a vazão de combustível que é introduzida no leito é determinada através da curva de calibração do sistema de alimentação de combustível para cada tipo de biomassa.

A Figura 5.4, Figura 5.5 e Figura 5.6 mostram os gráficos de calibração para a casca de arroz, bagaço de cana e serragem, respectivamente.

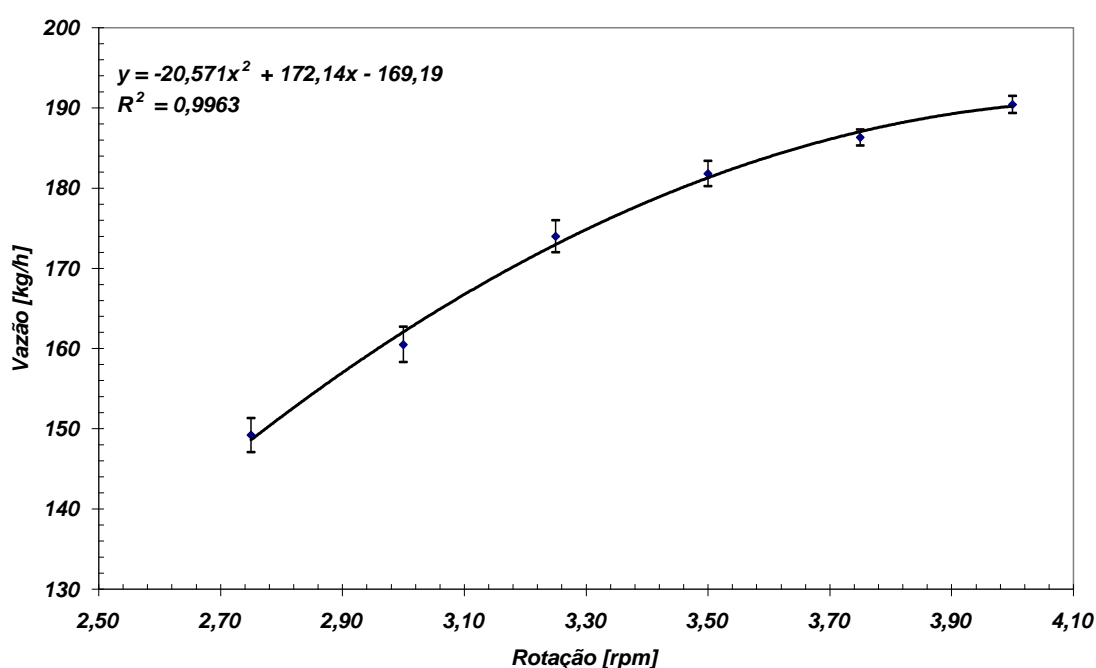


Figura 5.4 - Gráfico de calibração para casca de arroz.

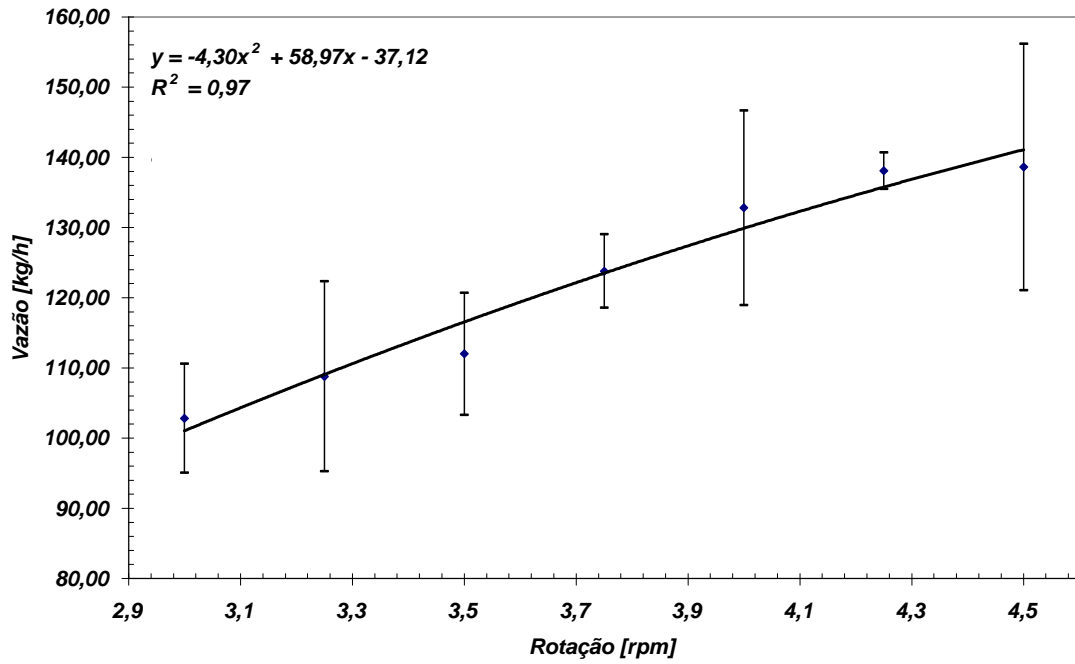


Figura 5.5 – Gráfico de calibração para o bagaço de cana.

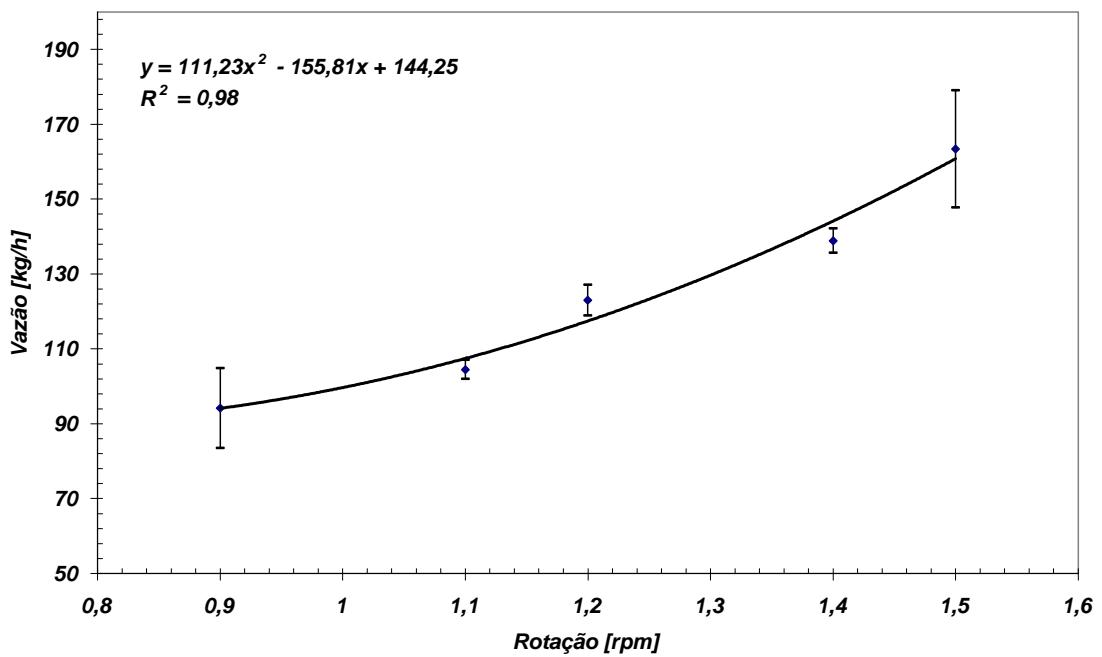


Figura 5.6 - Gráfico de calibração para a serragem

5.3 - PROCEDIMENTO DE TESTES

A metodologia geral para os experimentos adotada foi devidamente explicada no capítulo 3, todavia vale mencionar que após o gaseificador atingir uma temperatura adequada à gaseificação (em torno de 700 °C) e o processo estiver estável, o que pode ser percebido tanto pela medida apresentada nos analisadores como na chama do “flare”, passou-se a se realizar a coleta de dados. Posteriormente, realizou-se a variação do fator de ar, modificando-se a vazão de combustível e tentando manter constante a vazão de ar. Assim foi possível variar o fator de ar desde 0,20 até 0,31 nos testes com casca de arroz. Os valores da composição do gás eram lidos assim que o sistema se apresentava estável.

Os testes realizados foram divididos em duas etapas. Uma onde se pretendia avaliar a influência do fator de ar na composição (CO, CH₄, H₂) e no poder calorífico do gás gerado e outra onde se pretendia avaliar o seu teor de alcatrão e particulado.

A gaseificação, como dito anteriormente, ocorre em uma faixa estreita de fatores de ar, que varia de 0,2 a 0,4, e a velocidade superficial do leito deve estar em torno de 0,7 m/s, sendo assim, a operação foi planejada para essa faixa de variação de parâmetros.

O ajuste do fator de ar é obtido através da variação da quantidade de ar e combustível fornecido ao gaseificador, dessa forma esses parâmetros foram calculados para as condições citadas acima.

A medição do teor de alcatrão e particulado presente no gás foi realizada para um valor constante de fator de ar, onde se procurou manter constante todos os parâmetros de operação do reator.

O equipamento utilizado nos testes para a amostragem do alcatrão e particulado foi projetado com base no relatório da ECN “Energy Research Center of the Netherland” e fabricado pelo IPT (Instituto de Pesquisas Tecnológicas de São Paulo).

Conforme mencionado, pretendia-se determinar o funcionamento do gaseificador para diferentes valores do fator de ar, todavia para o bagaço de cana não foi possível devido a sua baixa densidade não permitir a operação adequada do sistema de alimentação utilizado no gaseificador, havendo a necessidade de aumentar a sua capacidade de alimentação. Devido a essa limitação optou-se por testar o sistema em apenas uma condição de operação na qual foi

possível manter o sistema operando uniformemente. Para essa condição foi realizada a análise de alcatrão e particulado.

Durante a os testes foi observado que o equipamento possui um ponto, digamos, ótimo de funcionamento, onde a chama no “Flare” (incinerador) permanece estável, sem explosões e quando a temperatura do leito se mantém constante.

Para os testes com bagaço de cana, optou-se por manter a vazão constante de biomassa e fazer variar a vazão de ar até que se atingisse uma condição estável de operação do gaseificador para que se pudesse realizar as medições.

A composição do gás foi monitorada ao longo do teste e uma amostra de gás para análise de alcatrão e particulado foi tomada, assim que a operação do reator se apresentou estável.

Foram realizados testes com serragem, onde, também, não foi possível obter uma condição adequada de operação do gaseificador, para a vazão de alimentação de biomassa que era fornecido pela válvula rotativa havendo a necessidade de modificá-la, a fim de reduzir sua capacidade de alimentação, de forma a propiciar condições satisfatórias a operação do reator. Após realizada essa modificação foi possível operar o gaseificador sob condições aceitáveis. Todavia, assim como o bagaço de cana, não foi possível a realização de testes com a variação do fator de ar, tendo sido realizado testes apenas para uma condição fixa de fator de ar para análise do teor de alcatrão e particulado.

5.4 - MAPA DE OPERAÇÃO DO GASEIFICADOR

A Figura 5.7 apresenta um mapa de operação do gaseificador em leito fluidizado, onde são apresentadas as mudanças de temperatura ao longo do reator durante as diferentes fases de operação desse equipamento.

A partida do sistema é representada no gráfico desde o tempo T igual à zero até o ponto “B” onde o queimador, que é utilizado durante a partida do sistema, é desligado e dá-se início a alimentação de biomassa. A partir desse momento o regime é mantido através do controle da vazão de combustível e do ar.

O ponto “A” representa o momento da fluidização do leito, onde a partir do qual, há um aumento mais acentuado das temperaturas ao longo do reator com homogeneização da temperatura do leito.

Entre o ponto B e o regime de gaseificação, assinalado pelo retângulo representado pela letra C, o reator passa a operar em regime de combustão para que a temperatura aumente desde 400 °C, quando se inicia a alimentação de biomassa, até as condições ideais de gaseificação que se dá em torno dos 700 °C.

O retângulo indicado pela letra “C” mostra o período de operação em regime de gaseificação durante o teste para as temperaturas no leito e algumas mais próximas a ele.

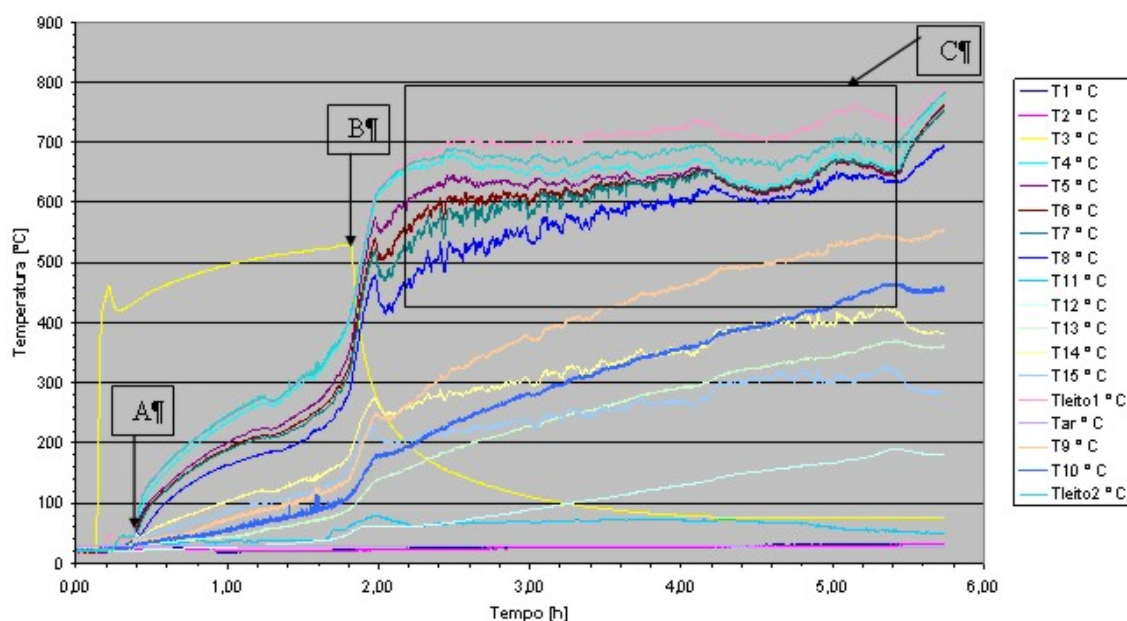


Figura 5.7 – Curva de operação do gaseificador.

A Figura 5.8 mostra a localização dos transdutores de temperatura (termopares) ao longo do reator.

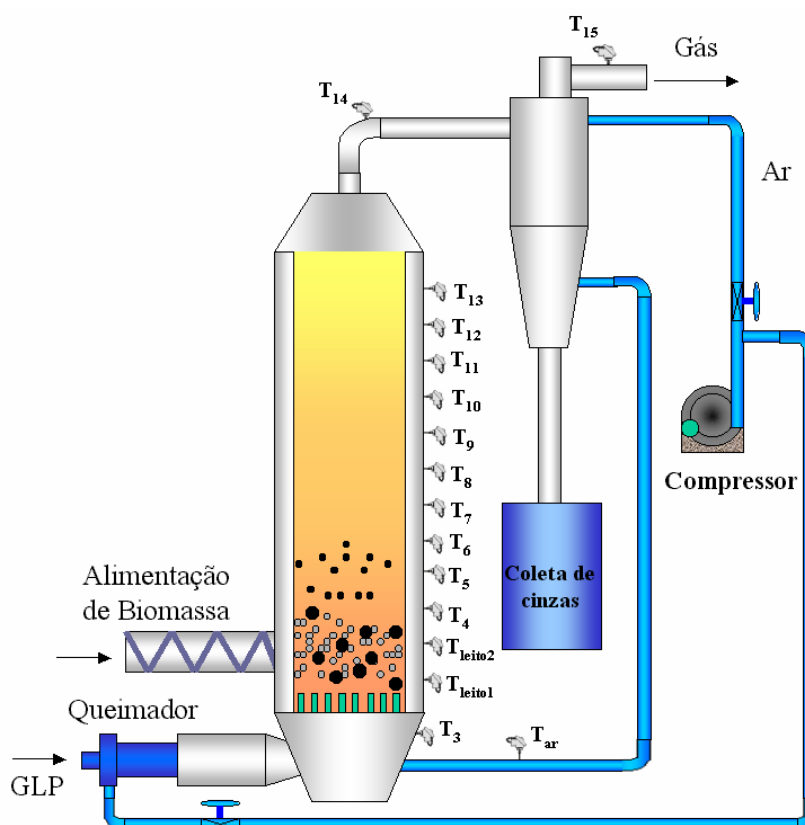


Figura 5.8 – Localização dos transdutores de temperatura.

5.5 - RESULTADO DOS TESTES

5.5.2 - Avaliação dos Teores de CO, CH₄, H₂ e PCI do Gás.

Devido à casca de arroz ser um tipo de biomassa que não precisa de tratamento prévio para sua utilização, já que tem dimensão uniforme e baixa umidade, ela permitiu uma melhor condição de realização dos testes. Portanto, foi possível verificar a influência da variação do fator de ar na composição do gás gerado.

A realização desses experimentos, para o bagaço de cana e a serragem, foi comprometida devido as características da biomassa e limitações do sistema de alimentação. Sendo assim, para essas biomassas foi realizada apenas a avaliação do teor de alcatrão e particulado do reator operando sob uma condição de fator de ar.

A Tabela 5.4 apresenta as condições operacionais do reator e a composição do gás obtido para essas condições para o gaseificador operando com diferentes tipos de biomassa. Essas condições foram impostas ao reator para a análise de alcatrão e particulado.

Tabela 5.4 – Tabela comparativa da composição do gás de biomassa para diferentes biomassas.

Biomassa	Casca de arroz	Bagaço de cana	Serragem
Temperatura leito (°C)	750	700	625
Vazão de combustível (kg/h)	152	134	123
Vazão de ar (m ³ /h)	132	126	156
Fator de ar	0,21	0,20	0,27
Velocidade superficial (m/s)	0,6	0,56	0,65
Elemento	Composição		
CO (Vol. %)	15,4	14,4	11,8
CH ₄ (Vol. %)	4,2	3,2	2,3
H ₂ (Vol. %)	4,20	1,3	-----
PCI (MJ/Nm ³)	3,89	3,1	2,29

5.5.3 - Avaliação do Teor de Alcatrão e Particulado:

O procedimento de amostragem e análise do teor de alcatrão e particulado presente no gás foi apresentado no capítulo 4.

A serragem e o bagaço de cana têm, na sua composição, um teor maior de voláteis do que a casca de arroz, portanto é bem razoável que a quantidade de alcatrão presente na amostra de gás com o gaseificador operando com serragem e bagaço de cana seja maior comparada ao gaseificador operando com casca de arroz.

A casca de arroz apresenta maior quantidade de cinzas na sua composição comparada à serragem e ao bagaço de cana, o que sinaliza uma maior quantidade de particulado no gás coletado quando o gaseificador opera com essa biomassa.

A Tabela 5.5 resume os resultados obtidos na análise do teor de alcatrão e particulado para os diferentes tipos de biomassas utilizadas nos testes.

Tabela 5.5 – Teor de alcatrão e particulado presente no gás de biomassa.

	Casca de arroz	Bagaço de cana	Serragem
Teor de alcatrão (g/Nm ³)	18,76	117,8	66,21
Teor de particulado (g/Nm ³)	7,38	16,68	19,65

5.6 - DISCUSÃO DOS RESULTADOS

Foram aproximadamente 3 horas de testes em regime de gaseificação, para o gaseificador operando com casca de arroz, onde foi possível observar a influência do fator de ar e da temperatura do leito na qualidade do gás gerado.

A Figura 5.9 mostra a variação do teor de CO, CH₄ e H₂, no gás de gaseificação para diferentes condições de fator de ar (FA) para a temperatura do leito de 700 °C, tendo sido observado melhores condições para FA de 0,22.

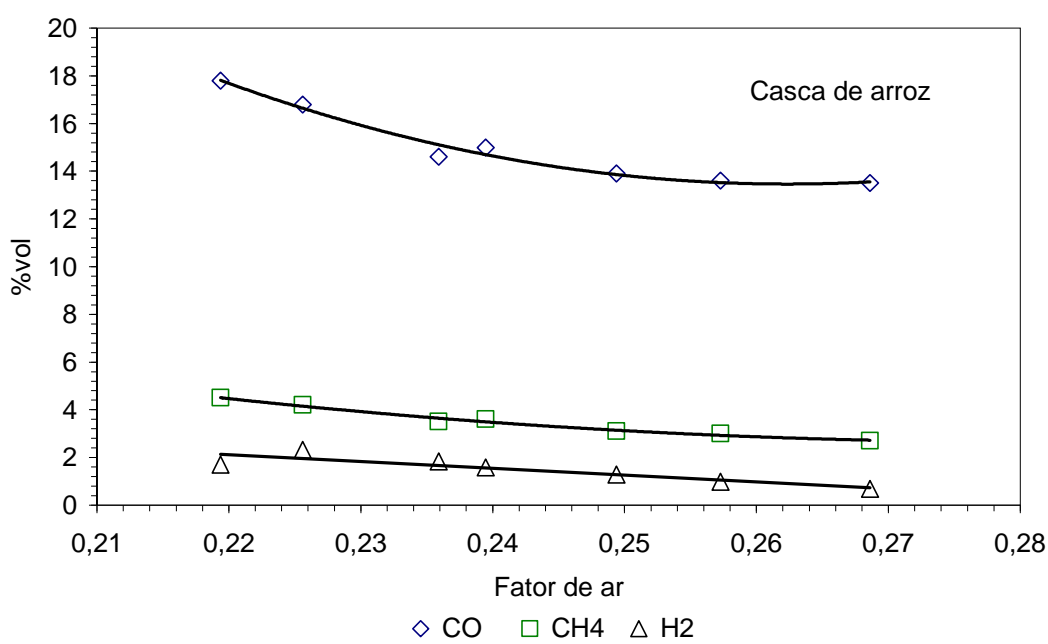


Figura 5.9 – Concentração de CO, CH₄ e H₂ no gás gerado com relação ao fator de ar.

O monóxido de carbono apresenta valores variando desde 14 % até 18 %, os de metano variando desde 2,7 até 4,5 e o hidrogênio, valores desde 0,7 a 2,3. Para os valores obtidos apenas o hidrogênio está abaixo do esperado, todavia, ainda sim, os resultados obtidos se equivalem aos apresentados na literatura, haja vista, os trabalhos de Mansaray (1999) e Yin (2002). A Tabela 5.6 apresenta dados comparativos de diferentes autores para a operação de gaseificadores de leito fluidizado.

Os valores de hidrogênio podem ter ocorrido devido, por exemplo, a altura utilizada do leito não ter sido suficiente para consumir todo o oxigênio nas bolhas durante o processo podendo ter ocorrido a oxidação do hidrogênio.

O hidrogênio pode também ter sido consumido pelo ar que, por ventura, possa ter sido arrastado por bolhas muito grandes devido a um eventual escoamento pistonado ocorrido durante o processo de gaseificação. O ar arrastado pode ter gerado uma condição de combustão na região logo acima do leito.

Tabela 5.6 – Dados de operação de gaseificadores de leito fluidizado.

Referência	Temperatura do leito	Tipo de biomassa	Tipo de gaseificador	Composição do gás [Vol.%]		
				CO	CH ₄	H ₂
Mansaray (1999)	800	casca de arroz	LFB	20,00	5,00	4,00
Smeenk (2002)	700	capim elefante	LFB	17,06	5,16	5,61
Yin (2002)	790	casca de arroz	LFC	15,90	6,80	2,30
Este trabalho	780	casca de arroz	LFB	17,80	4,50	2,30

LFB - Leito fluidizado borbulhante

LFC - Leito fluidizado circulante

A Figura 5.10 mostra a variação do poder calorífico do gás em função da variação do fator de ar. Nele é possível observar a tendência de diminuição do PCI do gás conforme ocorre o aumento do fator de ar. Isso parece bastante lógico, desde que, com o aumento do ar que é introduzido no gaseificador mais o processo se aproxima de um regime de combustão, ou seja, os voláteis tendem a ser consumidos.

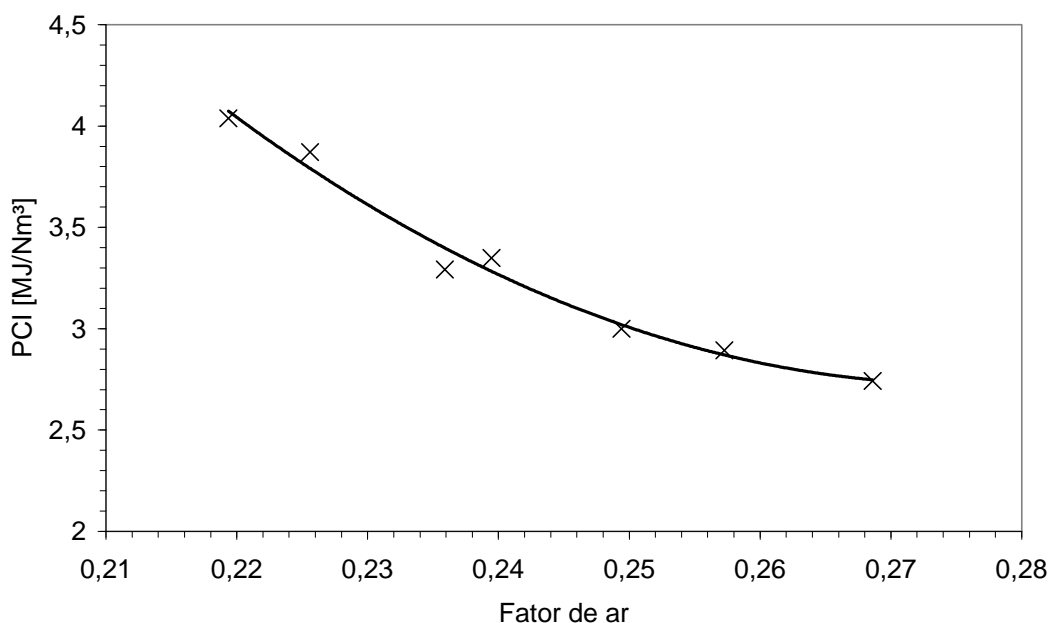


Figura 5.10 – Poder calorífico em função do fator de ar.

A Figura 5.11 apresenta o perfil de temperatura do gaseificador em regime de gaseificação para um dado instante t . Ele apresenta uma característica bem interessante que é

a manutenção de uma temperatura média constante na parte superior do leito. Essa condição foi repetidamente observada nos testes realizados. Acima do leito há a tendência de diminuição da temperatura até a saída do reator.

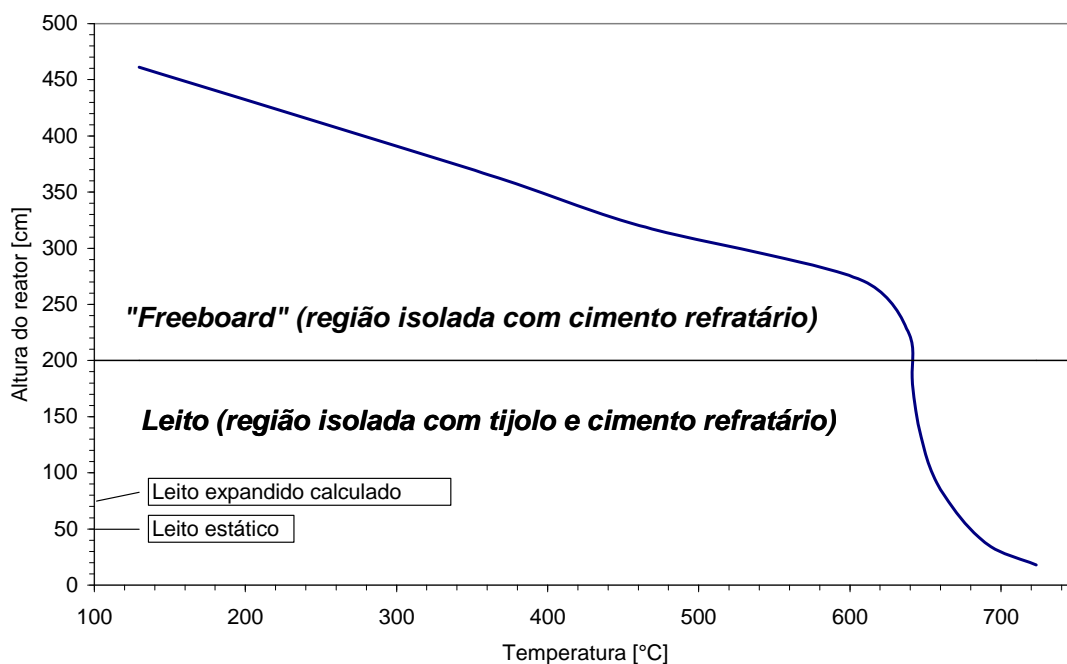


Figura 5.11 – Perfil de temperatura do gaseificador para um dado tempo de operação em regime de gaseificação.

Ao longo dos testes realizados ocorreram alguns problemas com relação à elevação excessiva da temperatura no leito do gaseificador ocasionando a aglomeração e sinterização no mesmo devido às características da biomassa utilizada. Esse problema ocorreu devido a falhas do sistema de alimentação, pois a temperatura do leito é mantida através de uma alimentação regular de biomassa. Quando ocorria esse problema o processo deveria ser imediatamente interrompido a fim de evitar danos ao sistema de aquisição de dados.

Uma solução que pode ser adotada para interromper o super-aquecimento é a injeção de vapor saturado na região do leito.

Devido ao ocorrido, optou-se por trabalhar com temperaturas mais baixas para o leito, tendo-se utilizado a temperatura de 700 °C para os ensaios.

A Figura 5.12 e Figura 5.13 mostram a evolução na operação do sistema durante o período de aquecimento do leito do gaseificador de leito fluidizado. Observe que na Figura 5.12 a temperatura no plenum chegou à temperatura de 800 °C, o que pode prejudicar a

integridade da placa distribuidora. O tempo para atingir o aquecimento do leito, todavia é menor.

Após alguns testes, onde se buscou o ajuste da operação do sistema se obteve um valor mais coerente para operação do mesmo onde a temperatura no leito atingiu o valor máximo de 540 °C, como pode ser visto na Figura 5.13. Obviamente o tempo de aquecimento do leito é maior.

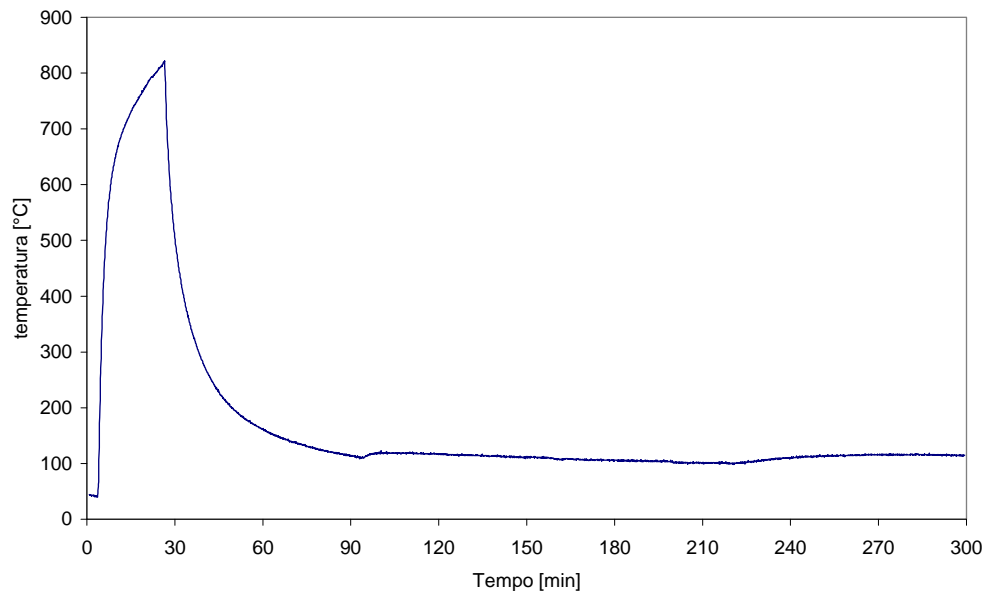


Figura 5.12 – Temperatura do plenum de teste anteriores.

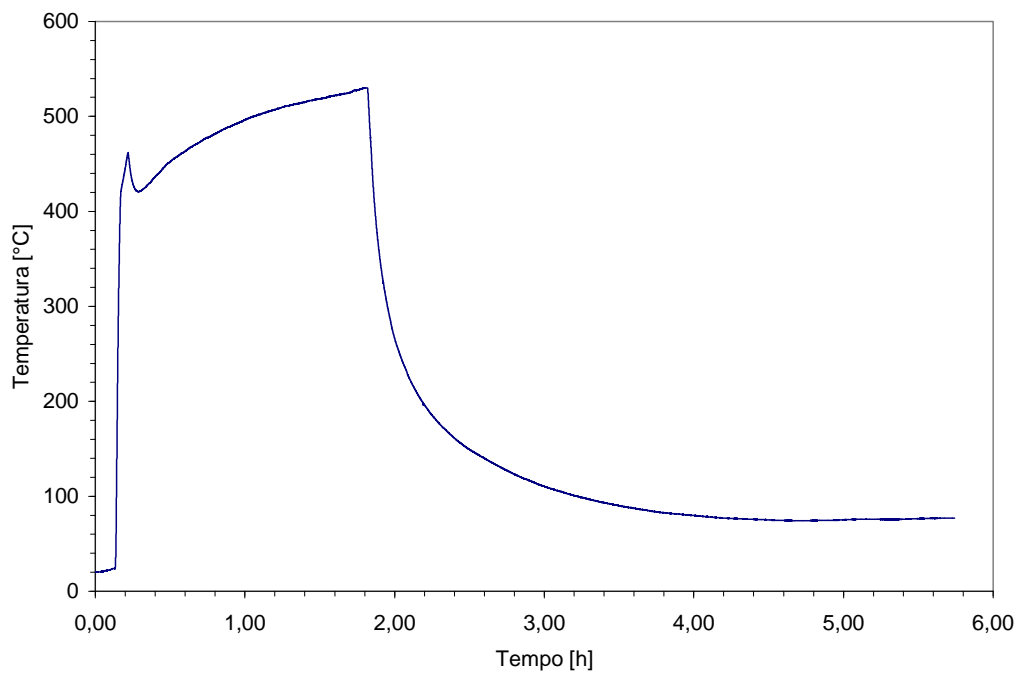


Figura 5.13 – Temperatura na região do plenum otimizado.

Conforme mencionado na metodologia, o gaseificador consegue estabilizar o seu regime de operação para uma determinada condição de vazão de ar e de biomassa. Durante os testes com bagaço de cana a estabilização da operação foi atingida para uma vazão de ar de 126 m³/h, temperatura do ar de 63 °C e vazão de biomassa de 134 kg/h. Para esses valores a temperatura do leito foi de 700 °C. A composição média do gás obtida foi de 14,4 CO, 3,2 de CH₄ e 1,3 de H₂, valores que correspondem a um poder calorífico inferior de 3,1 MJ/Nm³. O fator de ar para essa condição foi 0,20. O teor de alcatrão e particulado no foi de 117,8 g/Nm³ e 16,68 g/Nm³.

Observou-se que a temperatura do leito para operação com bagaço apresentou um comportamento muito mais estável do que o apresentado para a operação com casca de arroz, devido, provavelmente, a uma melhor condição de alimentação do bagaço triturado o que permitiu um melhor controle do processo.

A vazão de 126 m³/h está muito próxima da condição de mínima fluidização (observada experimentalmente) e a velocidade superficial a 700 °C é de 0,6 m/s.

Para que o gaseificador opere em uma condição melhor é necessário que o sistema de alimentação seja modificado para que permita uma vazão maior de alimentação de biomassa e permitir que a velocidade superficial seja de aproximadamente 0,7 m/s.

A operação com serragem, assim como o bagaço de cana, possibilitou, devido a sua geometria e granulometria, uma condição bem favorável de alimentação, o que se refletiu em um melhor controle da temperatura leito, não ocorrendo muita variação. Todavia, não foi possível obter temperaturas da ordem de 800° C, que favoreceriam o processo de gaseificação possibilitando a redução do alcatrão presente no gás por craqueamento térmico.

Durante a amostragem do alcatrão e particulado referente ao teste com serragem, procurou-se manter uma condição estável de operação o que aconteceu para uma alimentação de biomassa de 123 kg/h (umidade = 14,3%) e uma vazão de ar de 156 m³/h (T = 64 °C), nessas condições a temperatura do leito era de 624 °C, o fator de ar era de 0,27 e a velocidade superficial de 0,65 m/s. Para essa situação o teor de alcatrão foi de 66,21 g/Nm³ e de particulado foi de 19,65 g/Nm³.

Para essas condições a composição do gás foi de 11,8 % de monóxido de carbono (CO) e 2,3% de metano (CH₄), não tendo sido registrado valores de hidrogênio (H₂). Essa composição corresponde a um poder calorífico de 2,29 MJ/Nm³.

Posteriormente, tentaram-se variações no regime de operação do gaseificador para aumentar a temperatura do leito a fim de favorecer o processo e possibilitar a melhoria da composição dos gases. A temperatura máxima atingida foi de 680 °C, tendo-se obtido os seguintes valores: CO – 13,5 %, CH₄ – 2,9 %, traços de H₂. Para composição o PCI do gás corresponde a 2,7 MJ/Nm³.

Conforme era esperado, devido ao maior percentual de voláteis presentes na composição elementar da biomassa, o teor de alcatrão no gás gerado pelo gaseificador foi maior quando se utilizava bagaço de cana e serragem do que quando se utilizou casca de arroz. Essa condição também pode ser justificada pela melhor característica de operação do reator quando se utilizou casca de arroz e pela temperatura de operação do leito que se obteve quando da utilização dessa biomassa.

Todavia, esperava-se um maior percentual de particulado para operação com casca de arroz fato que não se confirmou, sendo o percentual de particulado maior para a operação com bagaço e serragem. Este acontecimento pode estar relacionado com as condições de operação do gaseificador e com uma menor conversão de carbono para operação com essas biomassas.

A Figura 5.14 mostra o gás produzido durante o processo de gaseificação sendo incinerado no “flare”, para as diferentes biomassas utilizadas, pode-se verificar que o gás incinerado tem uma chama amarelada na operação com casca de arroz, que pode ser justificada por um maior poder calorífico do gás e menor quantidade de alcatrão nele presente.

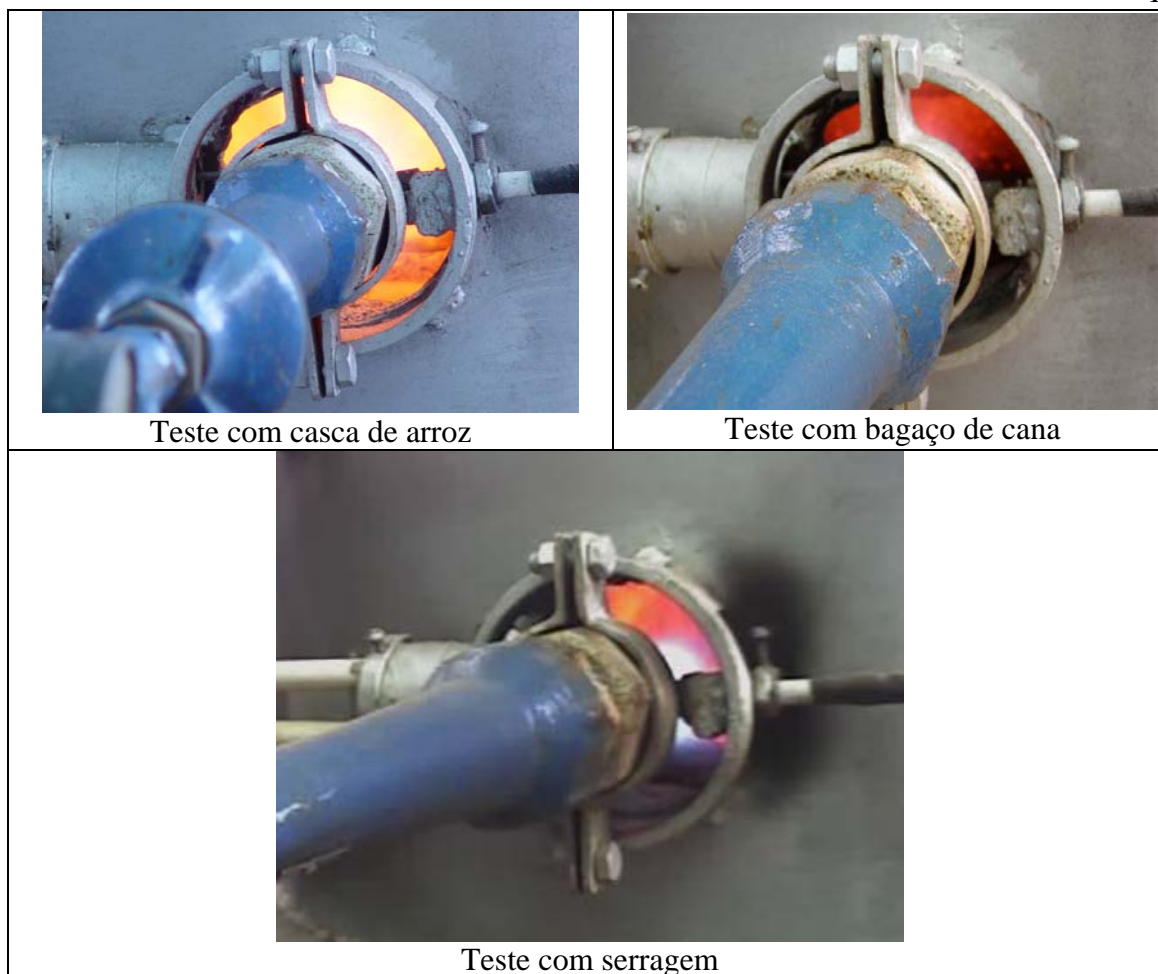


Figura 5.14 – Gás de biomassa sendo incinerado.

A Figura 5.15, Figura 5.16 e Figura 5.17 apresentam gráficos do comportamento da temperatura do leito, desde o momento da partida do sistema de gaseificação até a sua parada, referente a cada tipo de biomassa testada. Neles é possível verificar o comportamento em regime de gaseificação, bem como, os problemas que apresentou a alimentação do combustível.

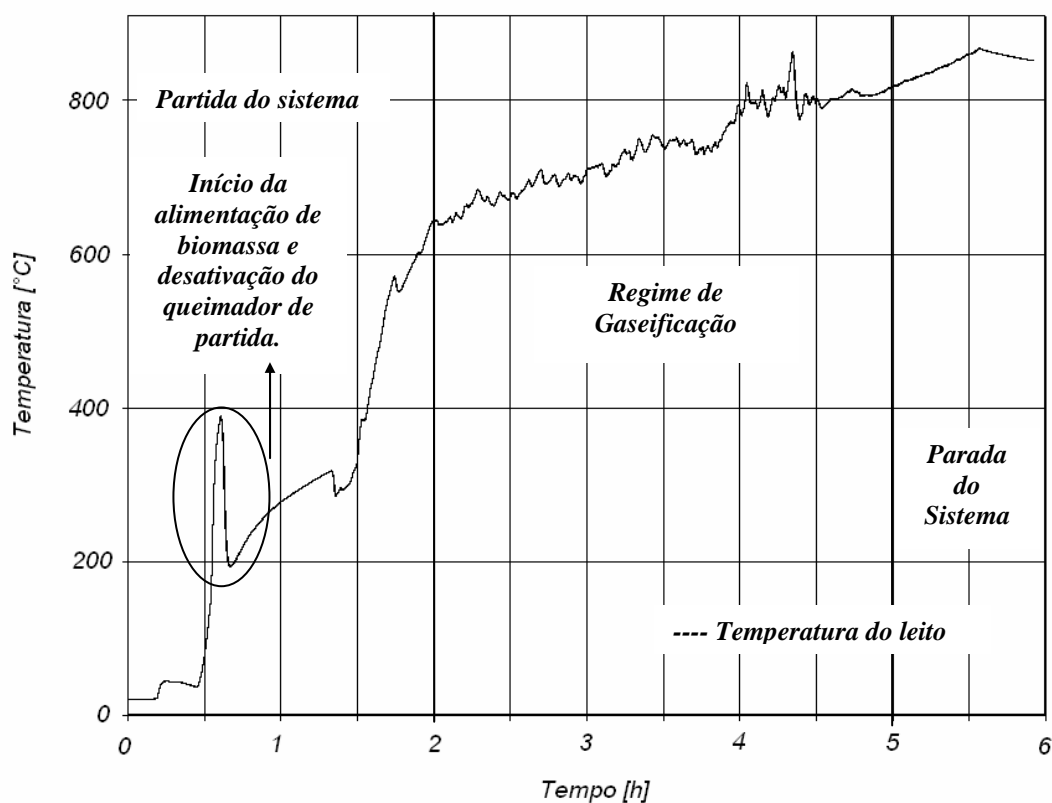


Figura 5.15 - Gráfico da temperatura do leito durante a operação com casca de arroz.

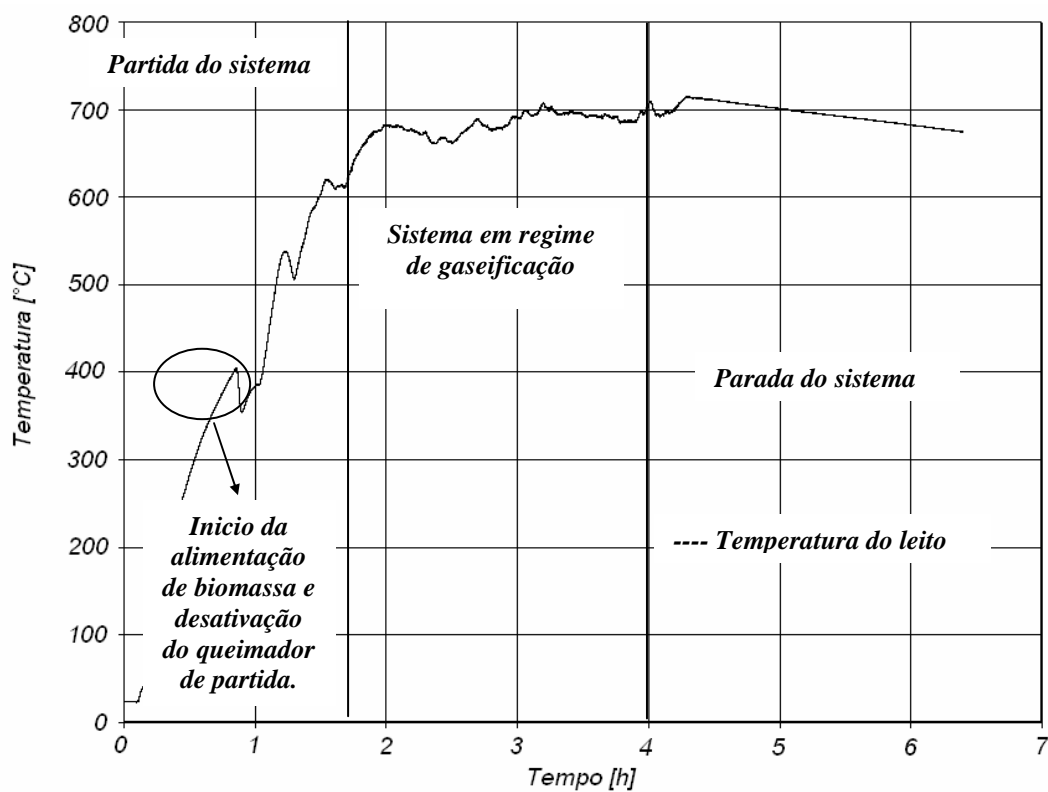


Figura 5.16 - Gráfico da temperatura do leito durante a operação com bagaço de cana.

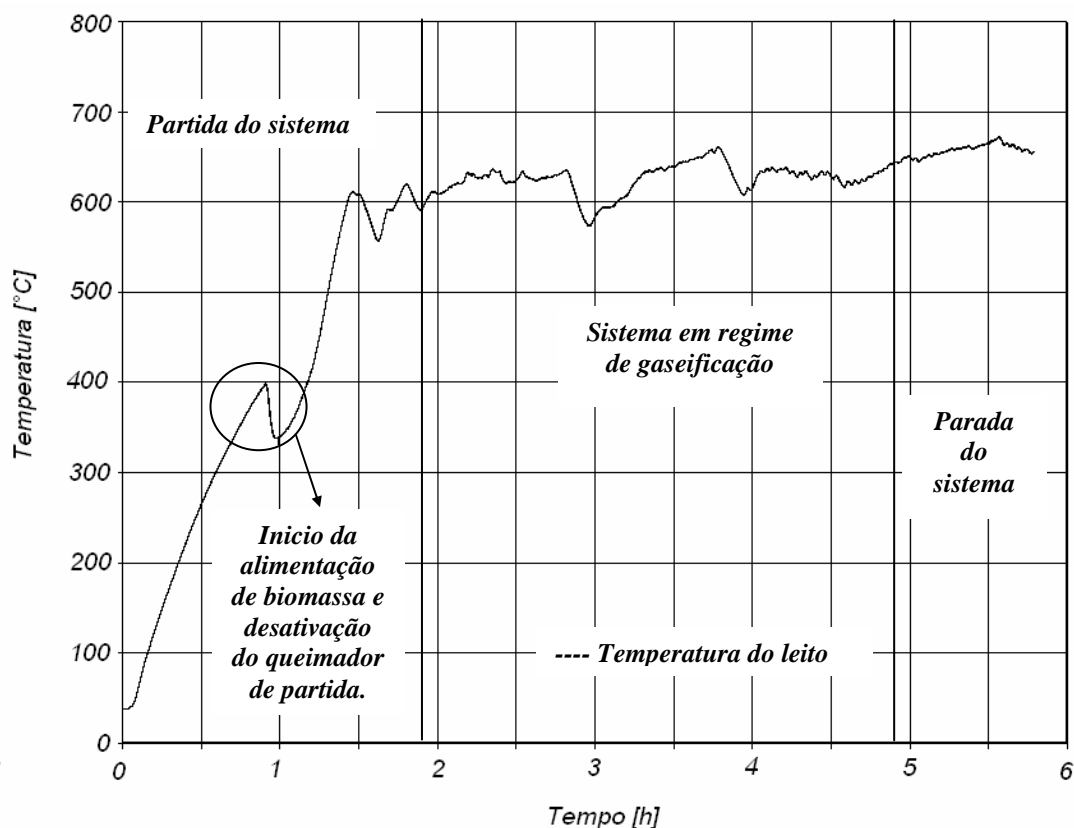


Figura 5.17 - Gráfico da temperatura do leito durante a operação com serragem.

5.7 - CONCLUSÕES

Tendo como base os resultados dos testes, chegou-se a conclusão que o sistema de alimentação é o elemento principal do reator, pois da adequada alimentação de combustível depende todo o regime de operação do gaseificador.

É possível a operação do reator com diferentes combustíveis, desde que se adeque o sistema de alimentação às características de cada tipo de biomassa.

Os melhores resultados foram obtidos para o gaseificador operando com casca de arroz, devido, provavelmente, apresentar menor umidade, granulometria homogênea e possibilitar uma operação com temperatura mais elevada do leito (em torno de 750 °C), o que pode ter promovido uma melhor condição para o craqueamento do alcatrão favorecendo a geração de um gás com maior teor de CO, CH₄ e H₂.

A maior disponibilidade e facilidade de manuseio da casca de arroz propiciaram um maior número de operações com esse tipo de biomassa, fato que favoreceu um ajuste mais

adequado da operação do gaseificador. Por outro lado, os problemas operacionais foram mais intensos requerendo bem mais manutenção do equipamento.

Se durante o processo de operação do gaseificador, em regime de gaseificação, houver uma parada na alimentação de combustível, ou mesmo um processo intermitente, poderá ocorrer uma condição de combustão, provocando uma abrupta e irreversível elevação da temperatura a valores acima de 1200 °C, o que pode provocar o colapso do leito por aglomeração e sinterização chegando a fundir os termopares dispostos no leito.

Os principais problemas encontrados, durante a realização dos testes, foram: dificuldade em manter uma vazão de alimentação constante de biomassa o que se refletia na manutenção de uma temperatura estável do leito; disponibilidade e pré-tratamento da biomassa; obtenção e manutenção da condição operacional adequada de gaseificação para realização da amostragem de alcatrão; limitações operacionais do gaseificador (vazão de biomassa, vazão de ar, “flare”, espaço na área do gaseificador, possibilidade de execução de apenas uma amostragem para análise de alcatrão e particulado por operação do gaseificador, método ainda extremamente trabalhoso de amostragem e análise de alcatrão e particulado).

A operação com bagaço de cana foi favorecida quanto à alimentação, permitindo um maior controle da temperatura do leito, todavia o sistema não favoreceu o ajuste adequado do regime de gaseificação, o que resultou em valores pouco atrativos com relação ao desempenho do equipamento.

Os testes com serragem, também, não foram tão satisfatórios, mas permitiram um melhor ajuste do que a operação com bagaço de cana, tendo fornecido valores mais adequados para os parâmetros de referência como, por exemplo, a composição do gás gerado.

A experiência acumulada permite a sugestão de alguns pontos que devem ser melhorados, que são:

- aprimoramento do sistema de alimentação de combustível;
- aprimoramento da alimentação e retirada do inerte do reator;
- aprimoramento do resfriamento do sistema de alimentação de combustível a fim evitar que a biomassa pirólise ainda nele o que pode ocasionar travamento do mesmo. A temperatura deve ser mantida, se possível, abaixo de 50 °C, de forma a garantir a integridade da válvula rotativa;

- Melhoria do sistema de amostragem para análise de alcatrão e particulado (implementação de engates rápidos para agilizar a montagem e evitar vazamentos).

- Modificar o sistema de aquecimento do leito, de forma a permitir o aumento da sua altura a fim de aumentar a eficiência de conversão de carbono, obter o esgotamento de orgânicos das bolhas e ter a alimentação de biomassa em uma altura intermediária, evitando assim, o fenômeno da combustão acima do leito.

Foi apresentado um mapa de funcionamento do gaseificador que pode ajudar bastante a compreensão geral do processo de gaseificação.

Os resultados obtidos nos testes realizados foram comparados com resultados obtidos por outros pesquisadores e se mostraram bastante consistentes.

Capítulo 6

ANÁLISE TERMODINÂMICA DO GASEIFICADOR

6.1 - INTRODUÇÃO

A análise termodinâmica de um sistema como um gaseificador é imprescindível para uma perfeita compreensão dos fenômenos que envolvem o processo, sendo assim, torna-se necessário a realização de um balanço de massa e energia, a fim de se quantificar as grandezas, que irão permitir a determinação da eficiência do equipamento, nos possibilitando avaliar e comparar o seu desempenho.

A explicação da metodologia de balanço é acompanhada por um exemplo de cálculo no intuito de ilustrá-la.

6.2 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

O sistema de gaseificação estudado não possui um equipamento para medir a quantidade de gás que é gerado no processo de gaseificação, portanto se faz necessário um desenvolvimento em termos de balanço de massa e energia para determinar essa grandeza, bem como avaliar outros aspectos como a eficiência. A análise considera os dados levantados em um dos ensaios realizado os quais são apresentados na Tabela 6.1 e Tabela 6.2.

Tabela 6.1 Valores das grandezas utilizadas.

Grandezas	Valores
Vazão mássica de combustível (\dot{m}_{comb})	147 kg/h
Vazão volumétrica de ar (\dot{V}_{ar})	129 m ³ /h
Poder calorífico inferior da biomassa (PCI)	12.640 kJ/kg
Umidade	10,53 %

Tabela 6.2 Análise elementar da biomassa.

Análise da Biomassa			
Base Seca (Nogueira, 2003)		Base Úmida (Eq. 6.1)	
C	40,96	C	36,64
H	4,3	H	3,84
O	35,86	O	32,08
N	0,4	N	0,357
S	0,02	S	0,017
Cinzas	18,34	Cinzas	16,40

A conversão da análise elementar da biomassa, em base seca para base úmida, é realizada através da Equação (6.1).

$$B_w = \left(\frac{100 - W}{100} \right) B_s \quad (6.1)$$

A Figura 6.1 mostra um esquema dos fluxos de entrada e saída do processo o qual é limitado por um volume de controle que engloba o gaseificador e o ciclone.

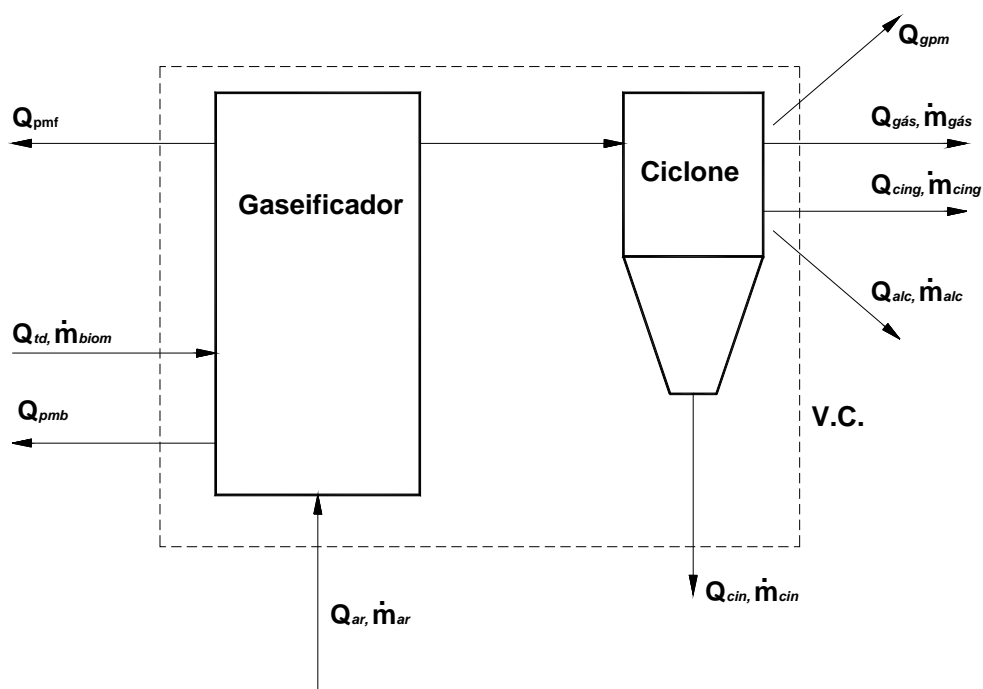


Figura 6.1 - Esquema dos fluxos de massa e energia para a elaboração do balanço do gaseificador.

Onde:

Q_{td} = Calor total disponível;

$Q_{gás}$ = Calor disponível no gás gerado ou poder calorífico do gás calculado a partir das concentrações de H_2 , CO , CH_4 ;

$Q_{cin.}$ = Calor perdido com as cinzas removidas no ciclone;

Q_{gpm} = Calor perdido pelos gases;

Q_{pm} = Calor perdido para o meio ambiente (f – “freeboard”, b – leito);

\dot{m}_{cinzas} = Fluxo mássico total de cinzas;

\dot{m}_{cin} = Fluxo mássico de cinzas para o ciclone;

\dot{m}_{ar} = Fluxo mássico de ar;

$\dot{m}_{biom}, \dot{m}_{comb}$ = Fluxo mássico de biomassa; fluxo mássico de combustível.

\dot{m}_{gas} = Fluxo mássico de gás.

Q_{cin} = Calor perdido com as cinzas

\dot{m}_{cing} = teor de cinzas nos gases

Q_{alc} = calor perdido com o alcatrão

\dot{m}_{alc} = teor de alcatrão

6.2.1 - Balanço de Massa

Da lei de conservação da massa tem-se que:

$$\sum_e \dot{m} = \sum_s \dot{m} \quad (6.2)$$

$$\dot{m}_{comb} + \dot{m}_{ar} = \dot{m}_{gás} + \dot{m}_{H_2O_{vapor}} + \dot{m}_{cinzas} \quad (6.3)$$

$$\dot{m}_{gás} = \dot{m}_{comb} + \dot{m}_{ar} - \dot{m}_{H_2O_{vapor}} - \dot{m}_{cinzas} \quad (6.4)$$

Sendo que $\dot{m}_{comb} = 142 \frac{kg}{h}$

$$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_{comb} \left(\frac{10,53}{100} \right) = 15,47 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{cinzas} = \dot{m}_{comb} \left(\frac{16,40}{100} \right) = 24,11 \text{ kg/h}$$

Calculando a vazão de ar nas condições Normais (0 °C, 1 atm):

$$\dot{V}_{ar} = 129 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\dot{V}_{arN} = 129 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \left[\frac{273,15 \text{K}}{(273,15 + 86^\circ\text{C})\text{K}} \right]$$

$$\dot{V}_{arN} = 98,11 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Sendo a densidade do ar a 0 °C igual a 1,303 kg/Nm³, pode-se escrever que:

$$\dot{m}_{ar} = 98,11 \frac{Nm^3}{h} 1,303 \frac{kg}{Nm^3} = 127,83 \text{ kg/h}$$

Então a massa de gás gerado será:

$$\dot{m}_{gás} = 147 \frac{kg}{h} + 127,87 \frac{kg}{h} - 15,48 \frac{kg}{h} - 24,11 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{m}_{gás} = 235,28 \text{ kg/h}$$

Da análise da combustão dos gases tem-se que:

$$CO = 14\%, CH_4 = 5\%, H_2 = 2,28\%$$

Esses são os principais elementos constituintes do gás, o qual ainda é composto por hidrocarbonetos como o C₂H₄, C₂H₆, C₃H₈ e C₃H₆, que representam menos de 1% do mesmo, não afetando, portanto, significativamente o poder calorífico do gás. Esses gases são considerados apenas para operação de reatores a temperaturas menores que 700 °C e a altas pressões (Li, 2004).

Os valores de CO₂ e N₂ não são medidos. Sendo possível a medição do teor de CO₂ o N₂ é obtido através do balanço dos elementos. Para efeito de cálculo será adotado um valor médio reportado na literatura para o teor de CO₂ (Midilli, 2001). Na disponibilidade de uma análise cromatográfica do gás o valor real poderá ser adotado.

$$\text{Considerando } CO_2 = 22\%$$

Por balanço:

$$N_2 = 56,72\%$$

A Tabela 6.3 apresenta as densidades de cada componente do gás nas condições normais:

Tabela 6.3 - Densidade nas condições normais para os elementos constituintes do gás.

Elementos	Densidade nas condições normais [kg/Nm ³]
CO ₂	1,98
CO	1,260436
H ₂	0,090768
N ₂	1,2661436
CH ₄	0,717

Considerando que a densidade da mistura gasosa ($\rho_{mistura_N}$) seja o somatório do produto entre a concentração de cada componente (C_x) e a sua densidade (ρ_{xN}) nas condições normais

$$\rho_{mistura_N} = \sum C_x \rho_{xN} \quad (6.5)$$

Então

$$\rho_{mistura_N} = C_{CO} \rho_{CO} + C_{CH_4} \rho_{CH_4} + C_{H_2} \rho_{H_2} + C_{CO_2} \rho_{CO_2} + C_{N_2} \rho_{N_2} \quad (6.6)$$

$$\rho_{mistura_N} = 0,14 \cdot 1,26 + 0,05 \cdot 0,717 + 0,0228 \cdot 0,09 + 0,22 \cdot 1,98 + 0,5672 \cdot 1,2614$$

$$\rho_{mistura_N} = 1,36 \text{ kg/Nm}^3$$

$$\dot{V}_{gás} = \frac{235,28 \text{ kg/h}}{1,36 \text{ kg/Nm}^3} = 173 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\dot{V}_{gás} = 173 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

O poder calorífico inferior (PCI) do gás é dado pela Equação (6.7, a seguir (Fossum, 1998):

$$PCI_{gas} = \sum_i y_i PCI_i \quad (6.7)$$

Onde y_i = fração volumétrica do componente do gás;

PCI_i = Poder calorífico inferior do componente do gás.

O poder calorífico inferior para os componentes combustíveis do gás pobre são:

CO: 12,6 MJ/Nm³;

H₂: 10,7 MJ/Nm³;

CH₄: 35,8 MJ/Nm³.

Então:

$$PCI_{gas} = (0,14 \cdot 12,6)_{CO} + (0,0228 \cdot 10,7)_{H_2} + (0,05 \cdot 35,8)_{CH_4}$$

$$PCI_{gas} = 3,8 \text{ MJ/Nm}^3$$

Pode-se então determinar a eficiência a frio do gaseificador Equação (6.8) que é utilizada para avaliar o desempenho do gaseificador.

$$\eta_{frio} = \frac{(PCI \cdot \dot{V})_{gás}}{(PCI \cdot \dot{m})_{comb}} \quad (6.8)$$

$$\eta_{frio} = \frac{3,8 \text{ MJ / Nm}^3 \cdot 173 \text{ Nm}^3 / \text{h}}{12,64 \text{ MJ / Nm}^3 \cdot 147 \text{ kg / h}} = 0,354$$

$$\eta_{frio} = 35 \%$$

Se o gás de biomassa for utilizado diretamente sem nenhum tipo de limpeza a eficiência a frio deve levar em consideração o percentual de alcatrão presente no gás, sendo dada por:

$$\eta_{frio} = \frac{(PCI \cdot \dot{V})_{gás} + PCI_{alcatrão}}{(PCI \cdot \dot{m})_{comb}} \quad (6.9)$$

Se for considerado o calor latente do gás, pode-se definir a eficiência a quente como segue:

$$\eta = \frac{(PCI \cdot \dot{V})_{gás} + \Delta h_{gás}}{(PCI \cdot \dot{m})_{comb}} \quad (6.10)$$

Onde

$$\Delta h_{gás} = \dot{m}_{gás} \cdot h_{gás} \quad (6.11)$$

6.2.2 - Balanço de Energia

O balanço de energia de um equipamento como um gaseificador, tem como finalidade avaliar as perdas envolvidas durante o processo, a fim de se determinar o calor útil (energia útil aproveitada do combustível).

A Figura 6.1 apresenta um esquema dos fluxos de energia e massa envolvidos no processo, onde é considerado o fluxo de energia relacionado à biomassa e ao ar, que seria o calor total disponível (Q_{td}) definido pela Equação (6.12). Também é mostrado o calor

referente ao gás gerado ($Q_{gás}$), bem como, as perdas associadas a cinza ($Q_{cin.}$), ao meio ambiente (Q_{pm} e Q_{gpm}) e a conversão do carbono (Q_{pncc}).

Considerando-se um balanço de energia no sistema em um dado instante, pode-se dizer que:

$$\dot{Q}_{td} = \dot{Q}_{gás} + \dot{Q}_{cin.} + \dot{Q}_{pm} + \dot{Q}_{gpm} + \dot{Q}_{pncc} \quad (6.12)$$

Sendo que também pode ser definido por:

$$\dot{Q}_{td} = \dot{m}_{comb} \cdot PCI + \dot{m}_{ar} \cdot h_{ar} \quad (6.13)$$

O calor disponível no gás gerado pode ser dado pela Equação (6.14).

$$\dot{Q}_{gás} = \dot{m}_{gás} \cdot PCI_{gás} \quad (6.14)$$

As perdas associadas ao gás gerado e das cinzas para o meio ambiente são dadas pelas Equações (6.15) e (6.16), respectivamente:

$$\dot{Q}_{gpm} = \dot{m}_{gás} \cdot Cp_{gás} \cdot (T_{gás} - T_{\infty}) \quad (6.15)$$

$$\dot{Q}_{cin.} = \dot{m}_{cinzas} \cdot Cp_{cin.} \cdot (T_{cin.} - T_{\infty}) \quad (6.16)$$

O cálculo das perdas para o meio ambiente pelo reator pode ser simplificado, se adotando uma temperatura média nas paredes do mesmo. Através de métodos computacionais esse gradiente pode ser melhor determinado.

A Equação (6.17) mostra como pode ser calculado o calor perdido pelo reator na região do leito e a Equação (6.18) para a região do “freeboard”.

$$\dot{Q}_{pmb} = \frac{T_b - T_{\infty}}{\frac{1}{h_0 A_0} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_1 L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi k_3 L}} \quad (6.17)$$

Os valores de k_1 e k_2 se referem à condutividade térmica do tijolo e cimento refratário, respectivamente, e o valor de k_3 se refere a do aço. A Figura 6.2 representa esquematicamente a região do leito, para a região do “freeboard” não é considerada a camada de tijolo refratário, sendo a perda de calor nessa região calculada pela Equação (6.18).

$$\dot{Q}_{pmf} = \frac{T_b - T_{\infty}}{\frac{1}{h_0 A_0} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi k_3 L}} \quad (6.18)$$

Onde

T_b = Temperatura do leito [K];

T_∞ = Temperatura ambiente [K];

h_0 = coeficiente de transferência de calor por convecção

$k_{1,2,3}$ = Condutividade térmica do material

A_0 = Área da parede

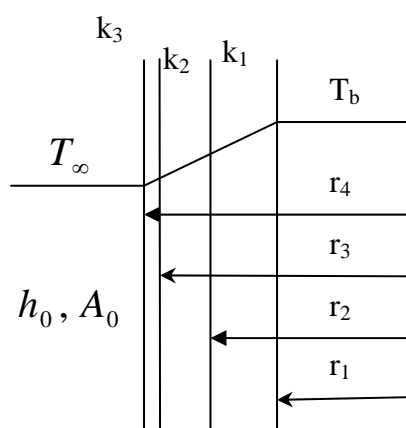


Figura 6.2 - Configuração do reator.

As perdas pela não conversão do carbono podem ser quantificadas experimentalmente a partir da análise laboratorial de amostras de cinzas retidas no ciclone ou no filtro de um trem de medição de alcatrão e particulados e calculadas pela equação.

$$\dot{Q}_{pnc} = \dot{m}_{cinz} \times C_{carb.cinz.c} \cdot PCI_{carbono} + \dot{m}_{cinzasgás} \cdot C_{carbgás} \cdot PCI_{carbno}$$

O balanço de carbono nos gaseificadores pode ser expresso como:

Balanço de carbono:

$$C_{comb} = CO + CH_4 + C_x H_y + C_{cinzas} + C_{alcatrão}$$

A vazão de coleta de cinzas no ciclone e a quantidade presente no gás de biomassa não foram quantificadas, portanto a perda por conversão de carbono não foi calculada, tendo sido considerada em outras perdas.

É considerada uma perda por erro no valor da vazão de alimentação de biomassa de 10% devido a calibração ser realizada a frio o que significaria menor energia disponível para o processo.

6.3 - MEMORIAL DE CÁLCULO

Os cálculos foram realizados utilizando os dados de um teste preliminar de um reator instalado no laboratório do NEST/UNIFEI. Neste teste a altura do leito foi de 0,5 m (altura prevista de projeto 1 m), o que pode ter interferido no seu rendimento, influenciando na baixa eficiência obtida. Na obtenção do valor do calor total disponível a parcela referente ao ar não é considerada devido não aportar um valor significativo. A Tabela 6.4 apresenta os valores utilizados para o balanço de energia:

Tabela 6.4 - Dados para realização da análise.

Dados	Valores	Unidades
Massa de combustível	147	kg/h
PCI do combustível	12640	kJ/kg
Vazão volumétrica de gás	173	Nm ³ /h
PCI do gás	3,8	MJ/Nm ³
C _p gás	1,438	kJ/kgK
T _{gás}	1023	K
Condutividade térmica k ₁	1,41	W/mK
Condutividade térmica k ₂	0,76	W/mK
Condutividade térmica k ₃	43	W/mK
Coef. de transferência de calor	5	W/m ²
r ₁	0,237	m
r ₂	0,351	m
r ₃	0,495	m
r ₄	0,498	m
Área do leito	8,14	m ²
Lleito	2,6	m
Tleito	1023	K
Tamb	298	K
m _{ar}	0,07	kg/s
C _p cinzas	0,9	kJ/kgK
\dot{m}_{cinzas}	0,007	kg/s
Tcinzas	873	K
Lf _{reb}	3,37	m
Af _{reb}	10,53	m ²

A Tabela 6.5 apresenta um resumo dos resultados obtidos para o balanço.

Tabela 6.5 - Resultados obtidos do balanço de energia.

Balanço de energia		Valor [kW]
Calor disponível		516,13
Calor disponível nos gases		182,61
Calor perdido para o meio pelo reator	Leito	10,46
	Freeboard	17,96
Calor perdido nas cinzas		3,62
Calor perdido pelo gás para o meio ambiente		50,10

A Figura 6.3 apresenta um diagrama do balanço de energia do gaseificador.

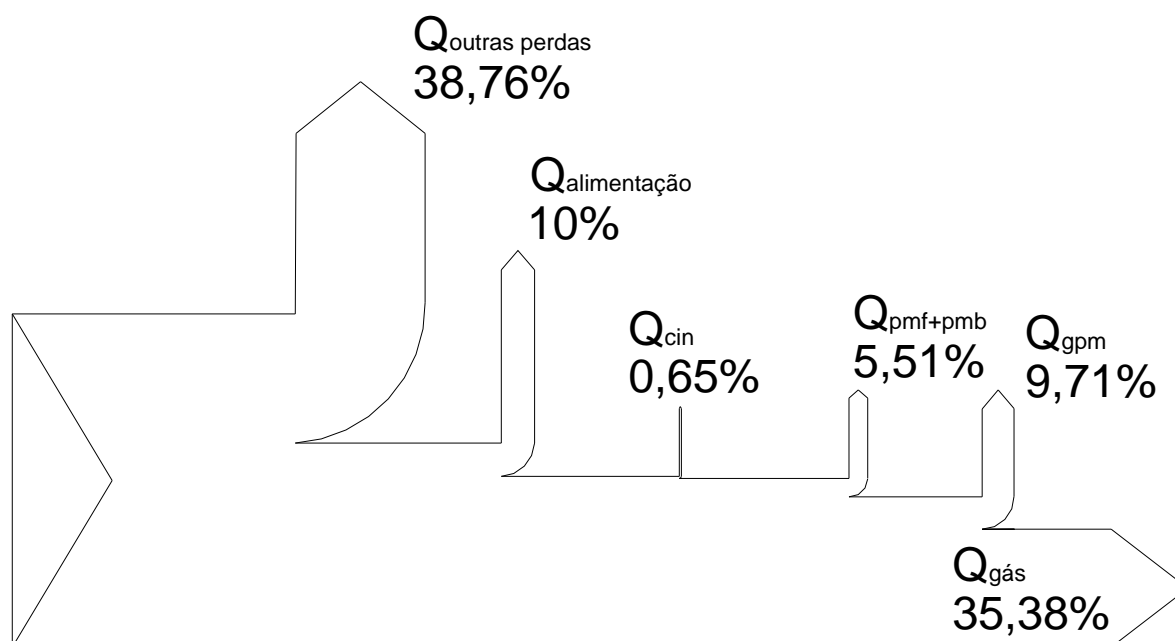


Figura 6.3 – Diagrama com as perdas de energia associadas ao processo.

O valor referente a outras perdas podem estar relacionadas à elutriação de material combustível, ao baixo poder calorífico gás (conversão incompleta de carbono), alto teor de alcatrão e erros inerentes ao próprio balanço.

6.4 - CONCLUSÃO

A etapa em questão visou o desenvolvimento de uma metodologia de análise de desempenho de um gaseificador de leito fluidizado. Tendo sido realizado um balanço de massa e energia no mesmo, no intuito de equacionar os fluxos energéticos envolvidos no processo, a fim de disponibilizar uma ferramenta que permita manipular o funcionamento do equipamento para diferentes situações de operação.

Capítulo 7

GASEIFICADORES DE LEITO FIXO (GASEIFICAÇÃO EM DUPLO ESTÁGIO).

7.1 - INTRODUÇÃO

Uma das formas mais nobres de utilização do gás de biomassa é na geração de potência em motores de combustão interna, pois é uma alternativa à utilização de combustíveis fósseis, já que se trata de uma fonte renovável de energia. Entretanto, o gás gerado no processo de gaseificação possui dois grandes componentes indesejados: o alcatrão e o particulado.

Os motores de combustão interna possuem restrições à qualidade do gás que pode ser usado como combustível de forma a manter um funcionamento satisfatório. Para o teor de alcatrão, valores menores que 500 mg/Nm^3 são aceitáveis sendo preferível valores menores que 100 mg/Nm^3 e para o de particulado, valores menores que 50 mg/Nm^3 são aceitáveis e menores que 5 mg/Nm^3 são preferíveis (Quaak, 1999).

Os gaseificadores de leito fixo do tipo concorrente são os mais amplamente utilizados nesse tipo de aplicação, pois são capazes de gerar um gás mais limpo do que outros tipos de reatores. Os do tipo Imbert foram empregado em larga escala em automóveis na época da segunda guerra mundial.

Eles podem, e na maioria das vezes devem operar com material com tamanho relativamente grande, como combustível, quando comparados aos gaseificadores de leito fluidizado, por exemplo, que utilizam biomassa de baixa granulometria como a serragem. Geralmente, a biomassa utilizada é a lenha sendo que na China e Índia existem projetos desse tipo para casca de arroz.

Os gaseificadores concorrentes são constituídos de um vaso onde a alimentação do combustível é feita pela parte superior e o ar é introduzido em uma posição acima de uma região chamada garganta, sendo que o gás gerado passa através de uma grelha, que sustenta o combustível, e é, posteriormente, conduzido à saída. O gás produzido tem um teor de alcatrão entre 15 e 500 mg/Nm³ (Quaak, 1999).

Há dois métodos para a limpeza do alcatrão do gás de biomassa: o chamado método primário e o método secundário. No método primário a limpeza ocorre internamente ao reator, procurando-se melhorias no projeto do equipamento que permitam a diminuição da geração de alcatrão. O método secundário utiliza-se de recursos externos ao reator, a fim de separar, do gás, o alcatrão já produzido.

Há vantagens significativas do método primário com relação ao método secundário, entre elas podemos citar a eliminação de efluentes e a diminuição do volume do sistema com conseqüente diminuição dos custos do projeto.

Sendo assim, recentemente, alguns projetos tem sido desenvolvido no sentido aprimorar os reatores do tipo concorrente, tendo sido criado o conceito de duplo estágio de gaseificação.

Existem dois conceitos de reatores de duplo estágio: um onde o combustível, primeiramente, é pirolisado em um reator externo, sendo os voláteis parcialmente queimados e os produtos dessa combustão utilizados para gaseificar o carvão gerado no processo de pirólise. Essa tecnologia foi desenvolvida na Universidade Técnica da Dinamarca para a qual são reportados valores de 35 mg/Nm³ para o teor de alcatrão no gás produzido.

O outro tipo de reator utiliza a injeção de ar em duas regiões do gaseificador o que cria duas zonas de alta temperatura, através das quais os voláteis, da região de pirólise, devem passar provocando o craqueamento térmico do alcatrão propiciando a geração de um gás mais limpo.

O teor de alcatrão, para esse tipo de reator, pode atingir valores menores que 10 mg/Nm³, quando o ar de gaseificação é pré-aquecido a temperatura de 210 °C (Bhattacharya,1999).

Para um dado valor fixo da vazão de ar no primeiro estágio, o acréscimo da vazão de ar no segundo estágio resulta em uma diminuição do teor de alcatrão com aumento dos percentuais de CO e H₂ no gás gerado (Bhattacharya, 1999).

Mais recentemente, Bhattacharya (2001) avaliou um gaseificador concorrente com três injeções de ar, o que poderia ser chamado de gaseificador de triplo estágio. Esse reator possuía um leito de carvão por onde o gás gerado passava funcionando como uma espécie de filtro. Para esse reator, reporta-se valores de 28 mg/Nm³ para o teor de alcatrão.

Nesse capítulo, pretende-se discutir a tecnologia de gaseificação em leito fixo dando ênfase aos gaseificadores em duplo estágio de gaseificação como método primário para minimização do alcatrão presente no gás gerado.

7.2 - AVALIAÇÃO DE UM REATOR DO TIPO CONCORRENTE

A aplicação da gaseificação em estágios tem sido apontada por muitos autores como eficaz na minimização do teor alcatrão no gás pobre (Bhattacharya, 1999; Brandt, 2000; Henriksen, 2006; Davi, 2003). Tomando como base essa idéia foram realizados testes em um reator de leito fixo concorrente (“downdraft”) em simples estágio (com uma injeção de ar) e com duplo estágio (com duas injeções de ar) a fim de verificar a sua eficiência em termos de conversão do alcatrão. A Figura 7.1 mostra o reator estudado que é de projeto e fabricação da empresa Termoquip Energia Alternativa Ltda.

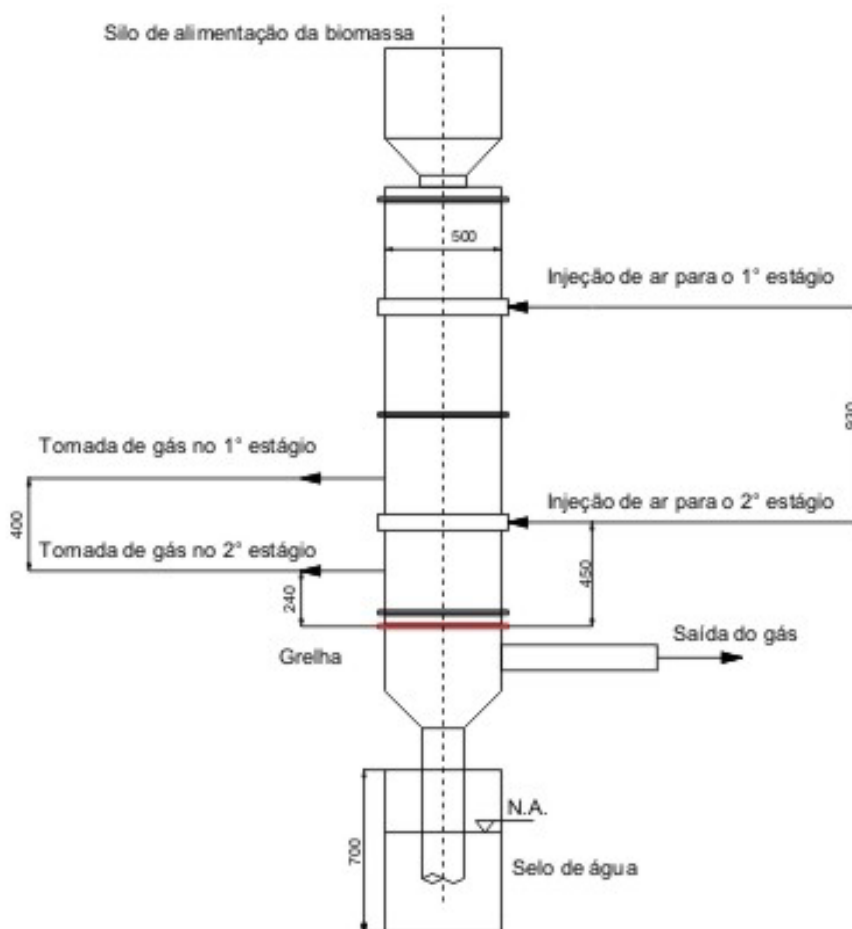


Figura 7.1 - Esquema do gaseificador em duplo estágio estudado.

7.2.1 - Metodologia de testes.

Durante os testes realizados foram medidos a composição do gás de biomassa gerado (CO , CH_4 e H_2) e o teor de alcatrão e particulado para o gaseificador operando em simples e duplo estágio. A amostragem do gás para avaliação do teor de alcatrão e particulado foi realizada quando a composição do gás e a temperatura no leito do reator, na região de injeção do ar, atingiam um regime estável, o que ocorria em torno de 30 minutos.

A composição do gás foi determinada continuamente através de um sistema de análise de gases composto por um conjunto de pré-tratamento do gás; um sistema de amostragem e condicionamento do gás e dos analisadores de gases propriamente ditos (sistema detalhado no capítulo 3).

A amostragem do gás para análise do alcatrão e particulado foi realizada utilizando-se um equipamento baseado no relatório do ECN “Energy Research Center of the Netherlands” (Van Paasen, 2007) e construído pelo Instituto de Pesquisas de São Paulo (IPT). Detalhes desse equipamento e da metodologia de análise podem ser verificadas no capítulo 4.

7.2.2 - Resultados.

Os resultados obtidos da composição do gás são apresentados na Tabela 7.1. Nela é possível verificar o aumento do percentual de monóxido de carbono (CO) e de hidrogênio (H₂) presente no gás quando o gaseificador opera em regime de duplo estágio. Também se verifica a diminuição do teor de metano (CH₄). Foi observado ainda um ganho, mesmo que pequeno, no poder calorífico do gás que passou de 4,32 MJ/Nm³ para 4,36 MJ/Nm³.

É importante observar que o fornecimento do ar foi mantido constante não tendo sido alvo de estudo, já que se buscava um regime estável de operação para que se pudesse medir o teor de alcatrão e particulado.

Tabela 7.1 - Composição média do gás produzido no processo de gaseificação.

Elementos	CO	H ₂	CH ₄
Simple Estágio	16,5	13,36	2,22
Duplo Estágio	18,37	14,27	1,22

O teor de alcatrão e particulado foi determinado conforme descrito na metodologia e os resultados obtidos são sumarizados na Tabela 7.2. Percebe-se que para o teor de alcatrão encontra-se dentro de um valor aceitável para utilização em motores de combustão interna, todavia ainda é recomendável a utilização de um sistema externo de limpeza para que seja possível trabalhar com valores mais seguros para o teor de alcatrão.

Por outro lado, é evidente a melhoria obtida com a implementação do duplo estágio de gaseificação, haja vista, a redução significativa do teor de alcatrão presente no gás gerado.

Ainda há a necessidade de aprimoramento do reator em termos de projeto, entretanto existe espaço para estudos com relação à variação de vazão do ar que é fornecido a um e outro estágio, bem como, da influência da temperatura do ar.

A análise do gás foi realizada através de uma amostra tomada após um ciclone disposto após o reator.

Tabela 7.2. Concentração de alcatrão para o gaseificador operando em simples e duplo estágio.

Amostragem	Δm [g]	Volume do gás amostrado [l]	Concentração de Alcatrão [mg/ Nm ³]
Simplest estágio	0.3600	251	1434.0
Duplo estágio	0.0422	394	107.1

7.3 - CONCLUSÕES

A gaseificação em duplo estágio se mostrou eficaz como método primário na redução do teor de alcatrão presente no gás de biomassa. Tendo-se obtido uma redução de mais de 90 % em comparação ao simples estágio.

Apesar do teor de alcatrão de 107,1 mg/Nm³ ainda representar um valor alto para um gaseificador de duplo estágio comparados a outros reportados na literatura, ainda há possibilidades de implementação de modificações, as quais poderão permitir obter valores menores.

As modificações que podem ser implementadas são: o ar de gaseificação pode ser pré-aquecido a temperaturas em torno de 200 °C; alterar a vazão de ar, sendo mantida um percentual maior na região de duplo estágio; utilização de um leito de carvão vegetal e implementação de um terceiro estágio.

Capítulo 8

LIMPEZA CATALÍTICA COMO MÉTODO SECUNDÁRIO PARA CONVERSÃO DE ALCATRÃO

8.1 - INTRODUÇÃO

A gaseificação em duplo estágio é eficaz como método primário de craqueamento do alcatrão, conforme observado no capítulo 7. Dando prosseguimento aos estudos agora será dado ênfase a reforma catalítica como método secundário para o craqueamento do alcatrão.

Os métodos secundários são aqueles que podem ser utilizados externamente ao reator como a filtragem, a lavagem e a reforma. Dentre esses três métodos o que se apresenta de forma mais promissora à aplicação na geração de potência em motores de combustão interna é a reforma catalítica, pois possibilita o craqueamento do alcatrão sem a geração de efluente líquido como é o caso de sistemas de lavagem. Todavia, há a possibilidade de desativação do catalisador, após o acúmulo de horas de operação, o que pode representar um entrave na aplicação dessa tecnologia.

Valores de alcatrão superiores a 2 g/Nm^3 no gás provocam a desativação prematura do catalisador a base de níquel por formação de coque (GIL, 1999). Portanto é aconselhável, quando se tem valores desse patamar para o teor de alcatrão, realizar um tratamento com dolomita, por exemplo, antes de encaminhar o gás para um sistema de reforma catalítica a base de níquel. Todavia essa configuração pode se tornar inviável economicamente.

A utilização da reforma catalítica com catalisador a base de níquel pode resultar em um gás com teor de alcatrão com valores abaixo de 20 mg/Nm³ (Gil, 1999).

Durante os testes realizados observou-se que o percentual de CO e CH₄ mantiveram-se praticamente constante apresentando pouca variação enquanto que o percentual de H₂ aumentou.

8.2 - DESCRIÇÃO DO GASEIFICADOR TESTADO

O sistema utilizado nos testes é constituído de um gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado, um trocador de calor, um ciclone, um reformador catalítico e uma câmara de combustão. Um diagrama esquemático do sistema é apresentado na Figura 8.1.

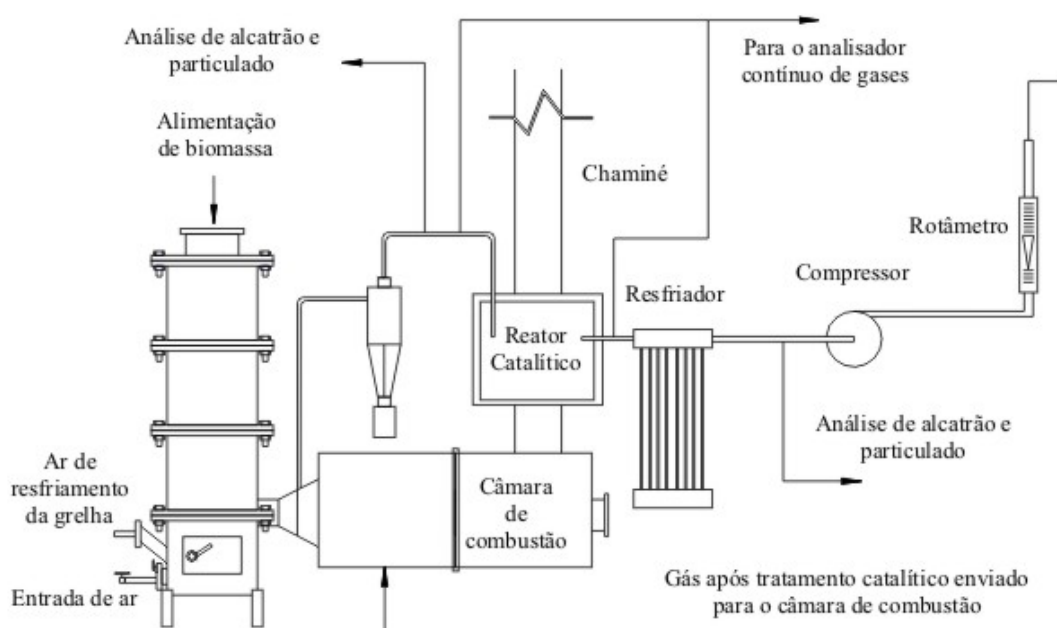


Figura 8.1 – Esquema do sistema de gaseificação e reator catalítico estudado.

8.2.1 - Gaseificador

O gaseificador utilizado nos testes é um gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado com capacidade de gerar até 46,52 kWt, tendo um consumo de 40 kg/h de biomassa. O

gaseificador é construído em aço carbono com revestimento interno de material refratário.

Uma foto do gaseificador é apresentada na Figura 8.2.

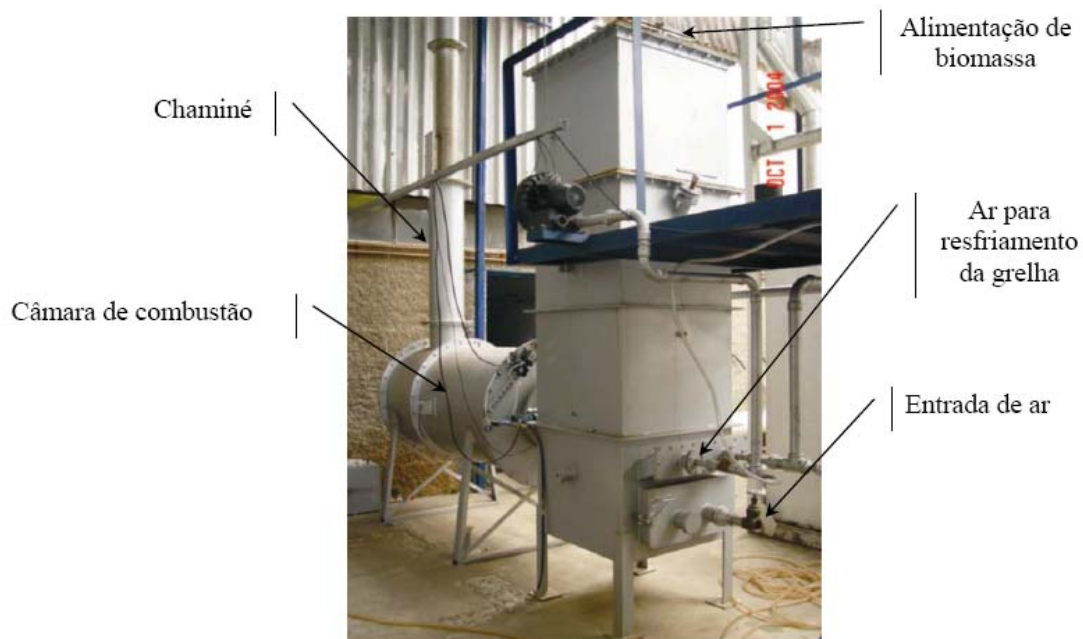


Figura 8.2 – Foto do gaseificador avaliado.

8.2.2 - Reformador Catalítico

O Reformador catalítico utilizado nos testes é um equipamento construído em aço e revestido, internamente, por material refratário (Figura 8.3). Essa estrutura contém o catalisador que, nada mais é, do que peças de níquel em formato de espirais (Figura 8.4).



Figura 8.3 - Foto do reformador catalítico.



Figura 8.4 – Espirais de Níquel.

8.2.3 - Ciclone e Trocador de Calor

O ciclone está localizado antes do reformador catalítico e tem a função reter as partículas que são arrastadas do gaseificador pelo gás. Esse equipamento é mostrado na Figura 8.5.

O trocador de calor é utilizado após o reformador no intuito de reduzir ainda mais o teor de alcatrão presente no gás posteriormente ao processo de reforma. Trata-se um trocador de convecção natural mostrado na Figura 8.6.



Figura 8.5 – Ciclone.



Figura 8.6 - Trocador de calor.

8.3 - BIOMASSA

8.3.4 - Biomassa Utilizada

Nos testes realizados foi utilizada a lenha de pinheiro como biomassa, cujas características são apresentadas na Tabela 8.1.

Tabela 8.1 - Características da biomassa utilizada.

Composição	% massa	PCS (MJ/kg)	Umidade (%)
C	49,29	17,97	10,17
H	5,99		
O	44,36		
N	0,06		
S	0,03		

8.3.5 - Tratamento da biomassa

A lenha utilizada nos testes foi adquirida em fornecedor da região sendo vendida em toras de, aproximadamente, um metro e meio com diâmetro variando desde 40 mm a 150 mm. Foram selecionadas as mais regulares, secas e de menor diâmetro, aproximadamente, 40 mm, para serem serradas em pedacos de comprimento médio de 50 mm. Uma foto da biomassa utilizada é apresentada na Figura 8.7.



Figura 8.7 - Biomassa utilizada.

8.4 - METODOLOGIA DOS TESTES

Os testes realizados pretendiam avaliar a conversão de alcatrão em um reator catalítico de níquel, a fim de avaliar a sua aplicabilidade como método secundário de limpeza do gás de biomassa.

Sendo assim, foram realizadas medidas do teor de hidrogênio, metano e monóxido de carbono, bem como, do teor de alcatrão e particulado, antes e depois do reformador catalítico.

Os percentuais dos elementos que compõem o gás foram medidos por analisadores contínuos de gases e o alcatrão e particulado por equipamento desenvolvido pelo IPT com base no relatório do ECN (VAN PAASEN,.2007). A metodologia de amostragem e análise do gás já foi amplamente discutida nos capítulos 3 e 4, não sendo, portanto, aqui mencionados.

O reator catalítico deve ser aquecido até uma temperatura de aproximadamente 800 °C para que o processo de reforma possa acontecer. Quando o reator atinge essa condição parte do gás, que a princípio era totalmente direcionado para a câmara de combustão para aquecer o reator catalítico, é desviado para que seja convertido no reformador. O gás, após passar pelo reformador, é enviado à câmara de combustão para ser incinerado.

8.5 - RESULTADOS

As análises mostraram que o gás ao passar pelo reformador sofre alterações, tanto no teor de hidrogênio (H_2), metano (CH_4) e monóxido de carbono (CO) como no de alcatrão.

A variação do percentual de hidrogênio (H_2) é representativa, tendo passado de 4% para 7%. Já o teor de monóxido de carbono (CO) praticamente manteve-se estável apresentando variação em torno de 20 %.

O metano (CH_4), também, não apresentou grande variação tendo aumentado um pouco. Passou de 1,5 % para valores em torno de 2 %.

O poder calorífico médio foi de 3,38 MJ/Nm³ sendo que atingiu valores em torno de 3,99 MJ/Nm³ após o reator catalítico.

O teor de alcatrão, que era o fator de maior interesse, apresentou uma diminuição significativa mostrando a viabilidade da utilização do reator de reforma catalítica, à base de níquel, como método secundário para limpeza do gás de biomassa.

As características do gás em termos de percentual de componentes em volume de CO, H_2 , CH_4 e teor de alcatrão, antes e depois do reator catalítico, são apresentados na Tabela 8.2 e Tabela 8.3.

A variação na composição do gás também é mostrada na Figura 8.8 e Figura 8.9 em função do tempo, durante o aquecimento do reator e após o reator catalítico já tendo sofrido o processo de reforma.

Tabela 8.2 - Composição média do gás obtido.

Elementos	CO	H_2	CH_4
Antes do reator catalítico	20	4	1,5
Depois do reator catalítico	20	7	1,8

Tabela 8.3 - Concentração de alcatrão no gás amostrado para o gaseificador antes e após o reformador catalítico.

Amostragem	Concentração de Alcatrão (g/ Nm ³)
Antes do reator catalítico	47,93
Depois do reator catalítico	20,12

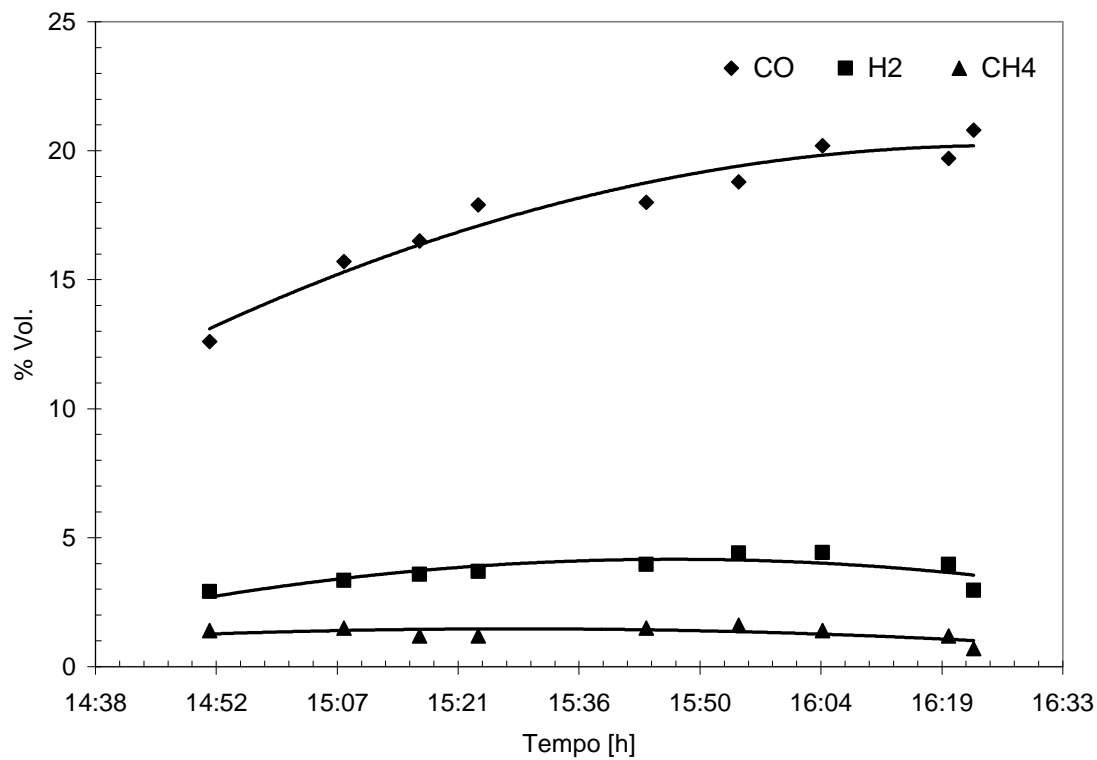


Figura 8.8 Composição do gás de biomassa antes do reator catalítico durante seu aquecimento.

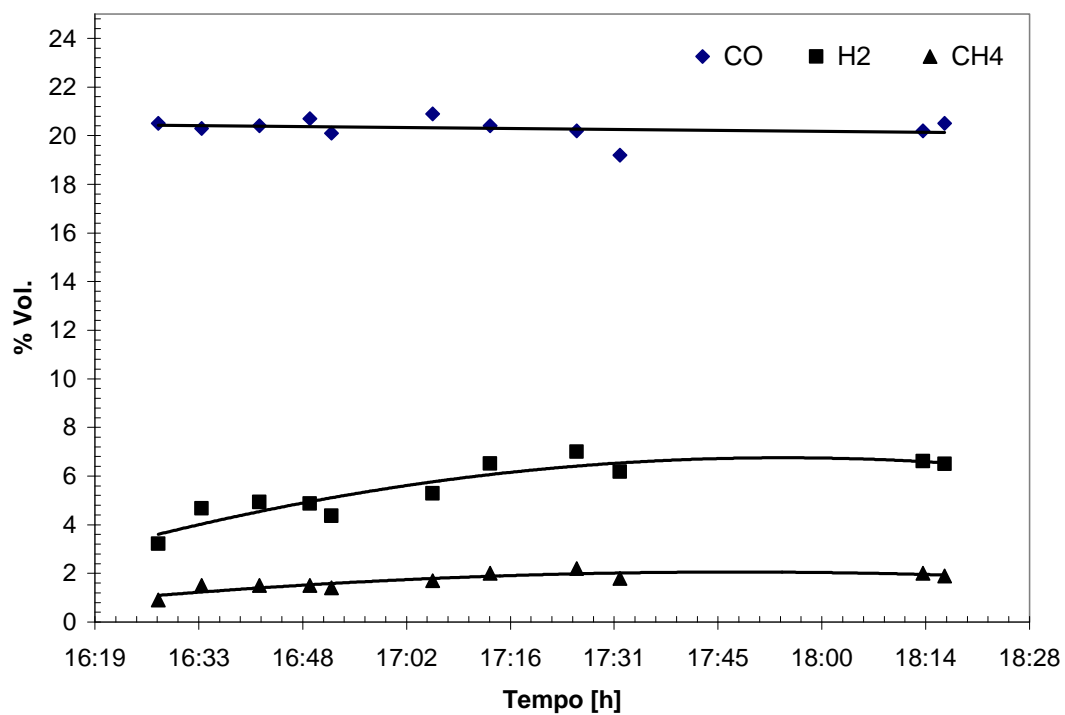


Figura 8.9 - Composição do gás de biomassa após o reator catalítico.

A operação do gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado é relativamente simples sendo sua temperatura de operação de fácil controle, respondendo rapidamente à variação da vazão de ar.

O reator catalítico deve operar a temperaturas em torno de 800 °C, para que o processo de reforma aconteça. A Figura 8.10 apresenta um gráfico mostrando a variação de temperatura do reator durante a sua operação.

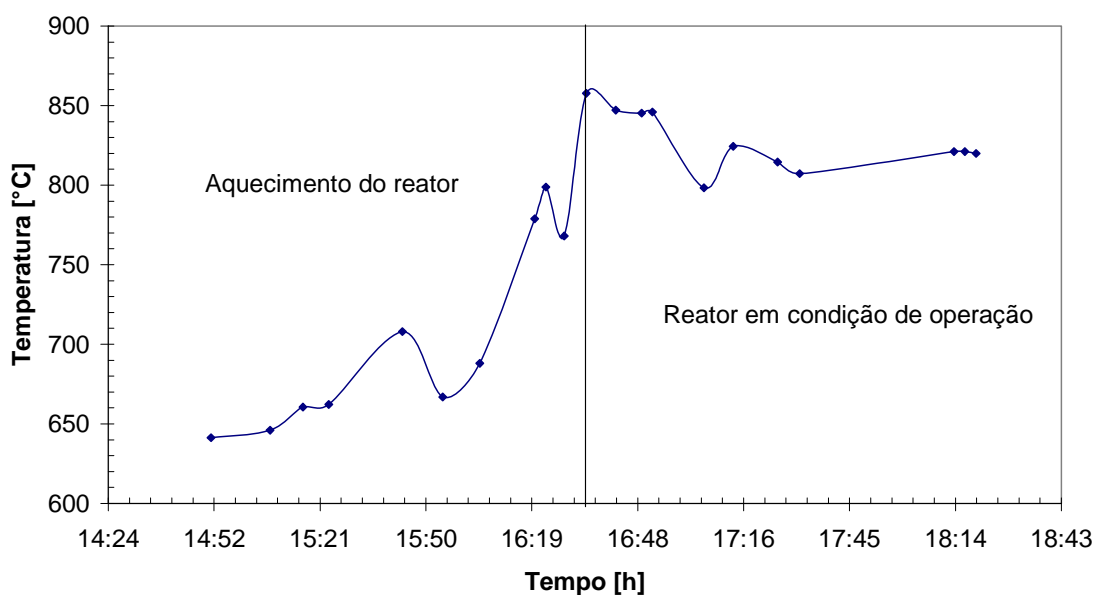


Figura 8.10 – Gráfico da variação da temperatura do reator catalítico durante o seu funcionamento.

8.6 - EFICIÊNCIA DO GASEIFICADOR

A eficiência do gaseificador pode ser determinada pela Eq. (8.1), onde, a partir da Eq. (8.2), o poder calorífico inferior é calculado.

$$\eta = \frac{PCI_{gás} \cdot \dot{m}_{gás}}{PCI_{comb} \cdot \dot{m}_{comb}} \quad (8.1)$$

$$PCI_{comb} = PCS_{comb} - \frac{\dot{m}_{água}}{\dot{m}_{comb}} \cdot h_{vap} \quad (8.2)$$

Onde:

$$PCI_{gás} = 3,38 \text{ MJ/Nm}^3;$$

$$PCI_{comb} = 17,75 \text{ MJ/kg};$$

$$m_{gás} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$m_{água} = 0,046 \text{ g};$$

$$m_{comb.} = 0,46 \text{ g};$$

$$h_{vapor} = 2,4 \text{ MJ/kg};$$

A vazão de ar foi mensurada através de um tubo de pitot e a vazão de gás estimada, sendo considerada 2,5 m³ por kg de combustível (Rajvanshi, 2007). A vazão de combustível obtida foi de 40 kg/h.

Através dos dados levantados calculou-se uma eficiência a frio do gaseificador de 47 %.

8.7 - CONCLUSÕES

Ao longo dos testes realizados foi possível verificar a funcionalidade do reator de reforma catalítica. Observou-se que o reformador passa realmente a operar a partir de temperaturas próximas a 800 °C, quando o percentual de Hidrogênio (H₂) no gás começa a aumentar.

Constatou-se a redução do teor de alcatrão no gás desde 47 g/Nm³ para 20 g/Nm³, o que representa uma redução de mais de 50%.

Houve um aumento do percentual do hidrogênio com pouca variação no percentual de CO e de CH₄.

Foi possível, então, constatar a possibilidade da utilização de um reformador catatílico, a base de níquel, como método secundário de conversão do alcatrão presente no gás de biomassa.

Não foram realizados testes de longa duração, portanto não foi possível verificar o comportamento do catalisador quanto a sua desativação.

Capítulo 9

AVALIAÇÃO COMPARATIVA ENTRE OS GASEIFICADORES DE LEITO FIXO E LEITO FLUIDIZADO ESTUDADOS

9.1 - INTRODUÇÃO

Conforme visto nos capítulos anteriores, foram testados três tipos de gaseificadores: um de leito fluidizado e dois de leito fixo, sendo um de fluxo cruzado e outro do tipo concorrente operando em regime de simples e duplo estágio de gaseificação.

Neste capítulo é apresentado um estudo comparativo entre eles levando em conta a qualidade do gás obtido a partir de cada um, a fim de que se possam avaliar as possibilidades de utilização desses gaseificadores em módulos gaseificador/motor de combustão interna.

A partir dessa análise será possível realizar a escolha de um gaseificador que será usado em um sistema para geração de energia em pequena escala. Para esse sistema é realizada uma análise econômica apresentada no capítulo 11.

9.2 - GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE ATMOSFÉRICO

Os resultados dos testes realizados no gaseificador de leito fluidizado borbulhante, bem como a metodologia adotada para os mesmos, foi discutida no capítulo 3. Como se pretende fazer uma análise comparativa serão analisados os parâmetros característicos do gás que são: a composição em termos de CO, CH₄ e H₂; PCI; teor de alcatrão e de particulado. Os parâmetros operacionais não serão discutidos já que são distintos para cada reator testado.

A princípio uma comparação direta desses gaseificadores não seria muito razoável devido às características de cada um, pois se sabe, por exemplo, que gaseificadores de leito fixo contracorrentes geram muito alcatrão devido à disposição das zonas de reação nesse tipo de reator e que os de leito fluidizado podem gerar grande quantidade de particulado. Todavia, uma avaliação comparativa pode ser de grande valia no que se refere a projetos e “scale up” desses equipamentos.

Os gaseificadores de leito fluidizado exigem um maior tempo de partida e pessoal mais qualificado para operação. Como os testes com leito fluidizado foram conduzidos para três tipos diferentes de biomassa, os dados escolhidos para serem utilizados aqui foram os dos testes com casca de arroz.

9.3 - GASEIFICADOR DE FLUXO CRUZADO.

O gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado é utilizado para os testes com motor de combustão interna e nos teste de limpeza do gás em um conjunto com um reator catalítico para reforma do alcatrão.

Observou-se que esse tipo de reator é extremamente sensível à umidade e a dimensão da biomassa utilizada, mas responde muito bem as variações operacionais a ele impostas sendo de fácil operação. Para esse equipamento observou-se uma quantidade expressiva de alcatrão

presente no gás e baixo poder calorífico, tendo apresentado baixos valores de metano na composição do gás em torno de 2%.

9.4 - GASEIFICADOR DE LEITO FIXO CONCORRENTE

O gaseificador concorrente é um gaseificador que pode operar tanto em simples como em duplo estágio de gaseificação. Trata-se de um gaseificador de fácil operação e que permite a obtenção de um gás de boa qualidade com baixas concentrações de alcatrão devido ao seu projeto dispor as zonas de pirólise e oxidação de forma que permite ao gás, gerado na zona de pirólise, passar por regiões de alta temperatura onde o alcatrão pode ser craqueado.

9.5 - ANÁLISE COMPARATIVA

O poder calorífico do gás foi determinado a partir de sua composição obtida em analisadores contínuos conforme mostrado no Capítulo 3, que são capazes de fornecer leituras do percentual em volume de CO, CH₄ e H₂. Esses analisadores são calibrados e zerados com gás padrão e realizado teste de estanquidade antes de cada ensaio o que garante confiabilidade as leituras.

O poder calorífico obtido para cada um dos gaseificadores é apresentado na Figura 9.1, onde se observa pouca variação nos valores obtidos, tendo-se um valor médio de 4 MJ/Nm³. Apesar disso, os melhores valores foram os obtidos para o de leito fixo concorrente o qual, inclusive, apresentou os melhores valores para o percentual de H₂ (Figura 9.2). É importante comentar que o agente de gaseificação utilizado em todos os casos foi o ar e que não foi utilizado catalisador.

A composição do gás de biomassa para os diferentes gaseificadores testados é apresentada na Figura 9.2, onde é possível observar que os gaseificadores de leito fixo apresentam os melhores valores para o H₂ com uma larga diferença em relação aos outros gaseificadores testados. Para o CO a diferença não é tão significativa, sendo o melhor resultado obtido para o gás gerado no gaseificador de fluxo cruzado.

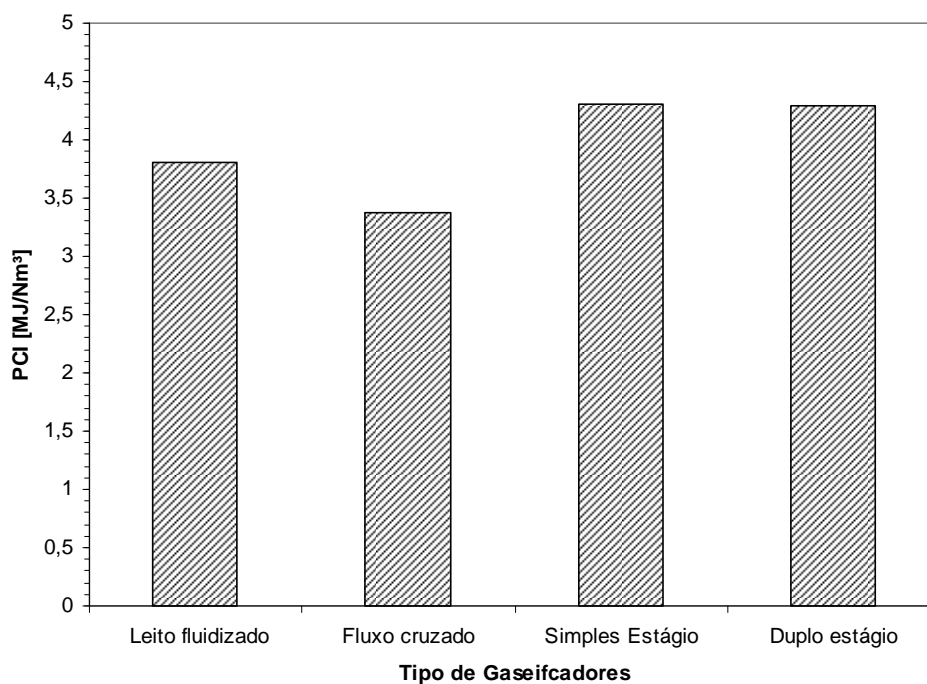


Figura 9.1 – Dados comparativos do PCI para os gaseificadores testados.

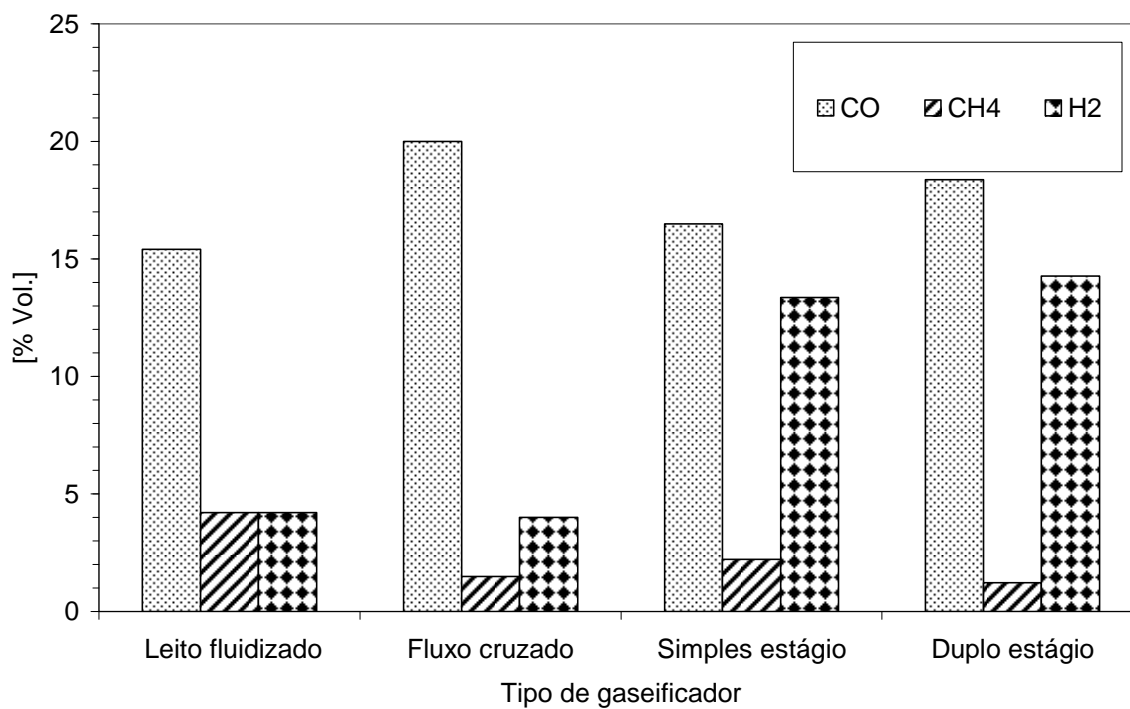


Figura 9.2 – Composição do gás para os gaseificadores testados.

O teor de alcatrão e particulado foram medidos conforme metodologia discutida no capítulo 4. Os valores obtidos para cada um dos gaseificadores testados foram de acordo com a literatura.

Os maiores valores de alcatrão foram os apresentados pelo gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado (45 g/Nm^3) e o menor valor foi para o gaseificador de leito fixo concorrente operando em duplo estágio de gaseificação ($0,1 \text{ g/Nm}^3$). Foram obtidos valores menores que 20 g/Nm^3 para o gaseificador de leito fluidizado e valores da ordem de $1,5 \text{ g/Nm}^3$ para o gaseificador de leito fixo concorrente operando em simples estágio de gaseificação. Esses valores podem ser melhor visualizados no gráfico da Figura 9.3.

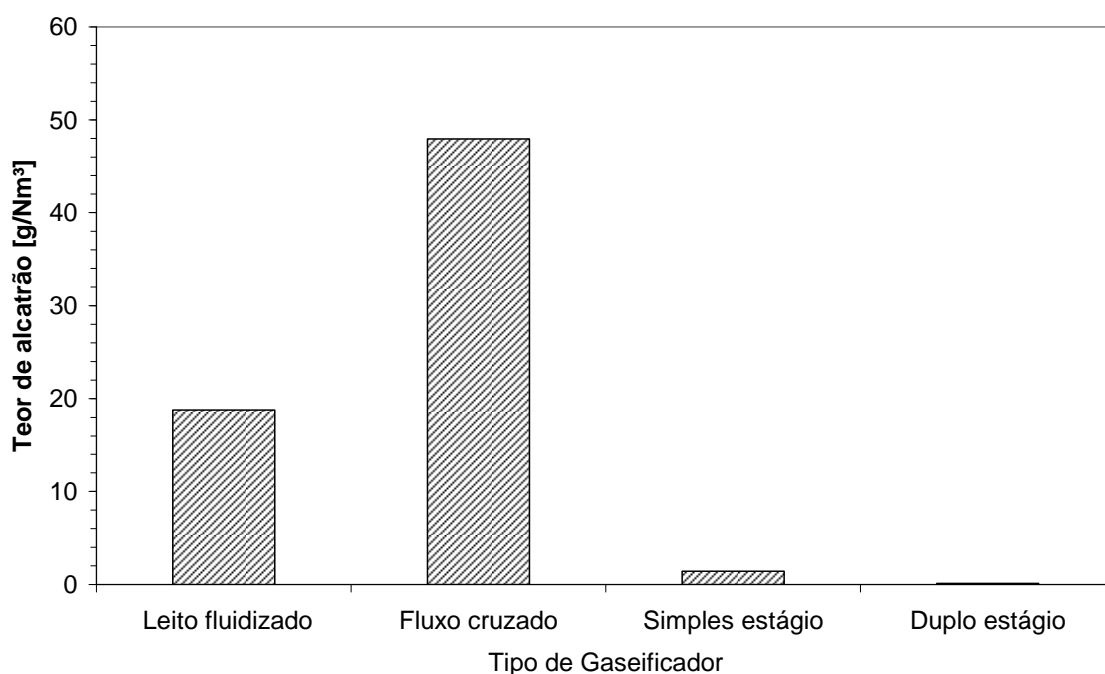


Figura 9.3 – Valores comparativos do teor de alcatrão para os gaseificadores testados.

As amostras tomadas para realização da análise de alcatrão e particulado foram tomadas sempre após ao ciclone que compõe o sistema de limpeza dos gases gerado nos gaseificadores. No caso da análise de particulado, esse fato certamente contribuiu para uma redução dos valores obtidos. O gaseificador de leito fluidizado, pelas suas características operacionais e devido ao tipo de biomassa utilizada, apresentou maiores valores em relação aos outros gaseificadores testados.

Novamente o gaseificador de leito fixo concorrente operando em duplo estágio de gaseificação apresentou os melhores resultados conforme pode ser visto na Figura 9.4.

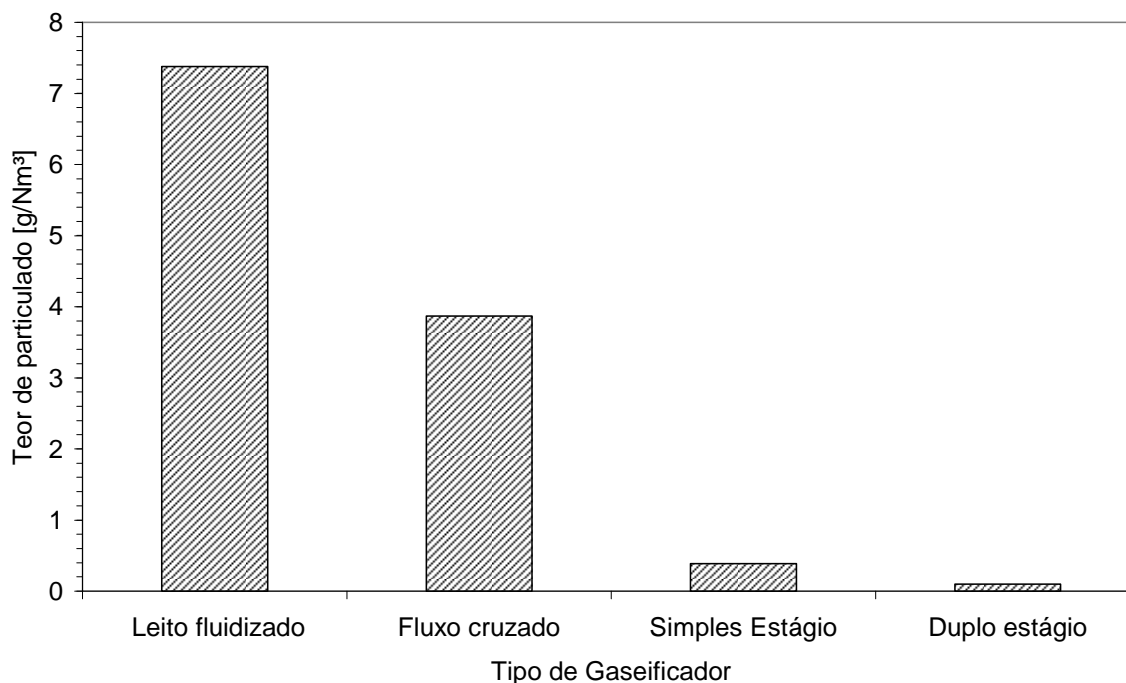


Figura 9.4 – Valores comparativos do teor de particulado para os gaseificadores testados.

O gráfico da Figura 9.5 faz um resumo dessas análises, onde se percebe as melhores condições para o gaseificador de leito fixo concorrente em duplo estágio de gaseificação que aparecem com ótimas perspectivas relacionadas à produção de um gás com baixo teor de alcatrão e particulado e poder calorífico com potencial para chegar a valores da ordem 5 a 6 MJ/Nm³.

Esse tipo de gaseificador, dentre os estudados, é o que apresenta um gás com as melhores condições para utilização em motores de combustão interna. Ainda há a necessidade de sistemas de limpeza, mas no futuro, com algum aperfeiçoamento do projeto, espera-se a obtenção de um gás com valores do teor de alcatrão menores que 30 mg/Nm³, o que poderia viabilizar a utilização direta do gás, sendo necessário apenas um ciclone e filtro para remoção de eventuais partículas que possam ser arrastadas durante o processo.

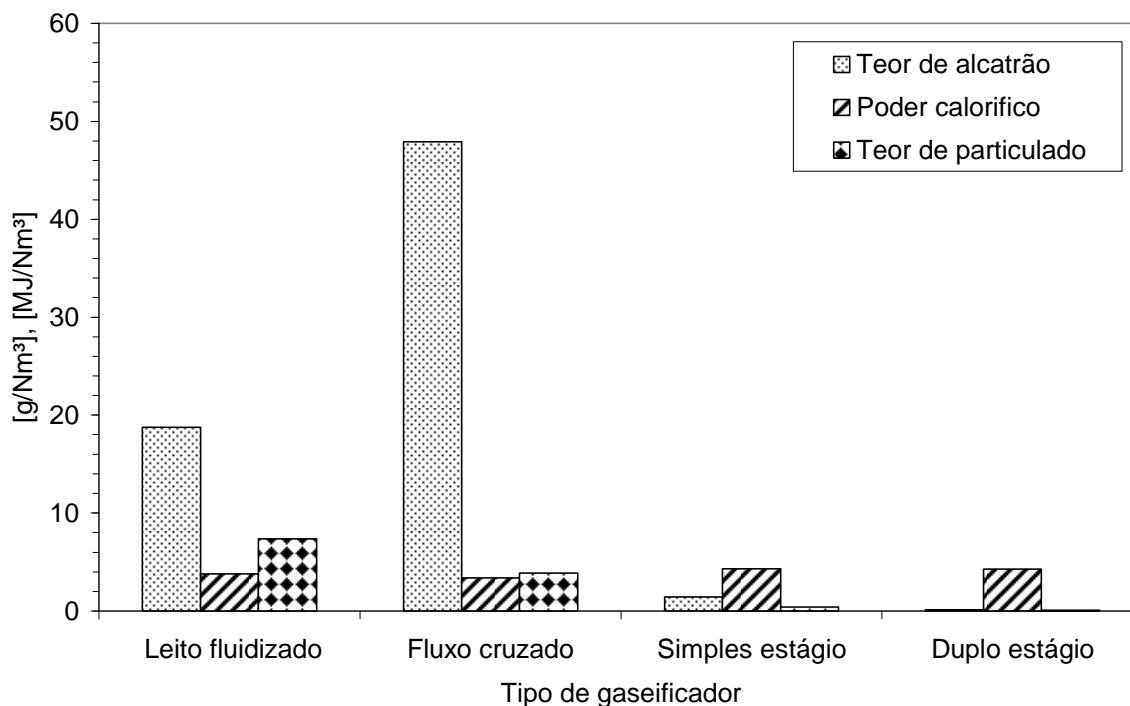


Figura 9.5 – Valores comparativos dos teores de alcatrão e particulado e PCI do gás para os gaseificadores testados.

9.6 - CONCLUSÕES

Os gaseificadores de leito fixo de duplo estágio foram os gaseificadores que apresentaram os melhores resultados em termos de qualidade do gás gerado, tendo apresentado valores de PCI da ordem de $4 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$, teor de alcatrão e particulado da ordem de $100 \text{ mg}/\text{Nm}^3$.

Sendo assim, esse foi o tipo de gaseificador selecionado para se realizar o estudo econômico para geração em pequena escala utilizando um motor de combustão interna como acionador primário.

Diferente dos gaseificadores duplo estágio, os gaseificadores de fluxo cruzado foram os que apresentaram os resultados menos significativos em termos de qualidade do gás tendo apresentado altos teores de alcatrão. Esse tipo de gaseificador, por essa característica, foi especialmente útil para os testes com o sistema de limpeza catalítica.

Capítulo 10

APLICAÇÃO DO GÁS DE BIOMASSA EM MOTORES DE COMBUSTÃO INTERNA.

10.1 - INTRODUÇÃO

A biomassa é uma das fontes renováveis de energia com maior potencial para substituição dos combustíveis fósseis, pois ela pode ser convertida, desde seu estado “in natura”, para diferentes condições de estado, ou seja, pode ser transformada em combustível líquido e/ou gasoso, beneficiando-se das condições de armazenamento, transporte e utilização típicas de combustíveis fósseis.

A aplicação do gás de biomassa em motores de combustão interna alternativos é uma das formas mais empregadas para o aproveitamento desse energético, todavia um estudo mais aprofundado dessa tecnologia ainda representa uma importante área a ser explorada, pois os procedimentos e detalhes técnicos não são de ampla divulgação, o que, também, motivou o desenvolvimento deste capítulo.

No estudo, aqui desenvolvido, foi utilizado um motogerador à gasolina de 10 kWe, com motor de quatro tempos carburado. O gás utilizado foi gerado em gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado. Esse gás foi tratado em sistema catalítico com a finalidade de reduzir o teor de alcatrão no gás.

As cargas foram simuladas via banco de resistência que era resfriada por convecção forçada.

10.2 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA ESTUDADO.

O sistema estudado é composto por um gaseificador de fluxo cruzado, sistema de limpeza (ciclone, reator catalítico, condensador, filtro), cavalete de mistura, motogerador e painel de sincronismo com cargas resistivas (lâmpadas).

O gaseificador utilizado foi descrito no capítulo 8, bem como o sistema de limpeza.

O motogerador utilizado é um modulo com capacidade nominal de 10 kWe, o motor é à gasolina tendo dois cilindros dispostos em “V”, resfriado a ar, com ciclo de quatro tempos. A mistura ar/combustível é feita através de um carburador.

O cavalete de mistura tem a finalidade, como o próprio nome diz, realizar a mistura do ar com o gás combustível. É composto por duas válvulas e dois rotômetros os quais têm a função de dosar a quantidade de ar e gás que serão entregues ao motor.

O painel de sincronismo é o componente que irá simular a carga no motor utilizando-se cargas resistivas através de lâmpadas. A Figura 10.1 mostra um esquema do sistema com todos os seus componentes.

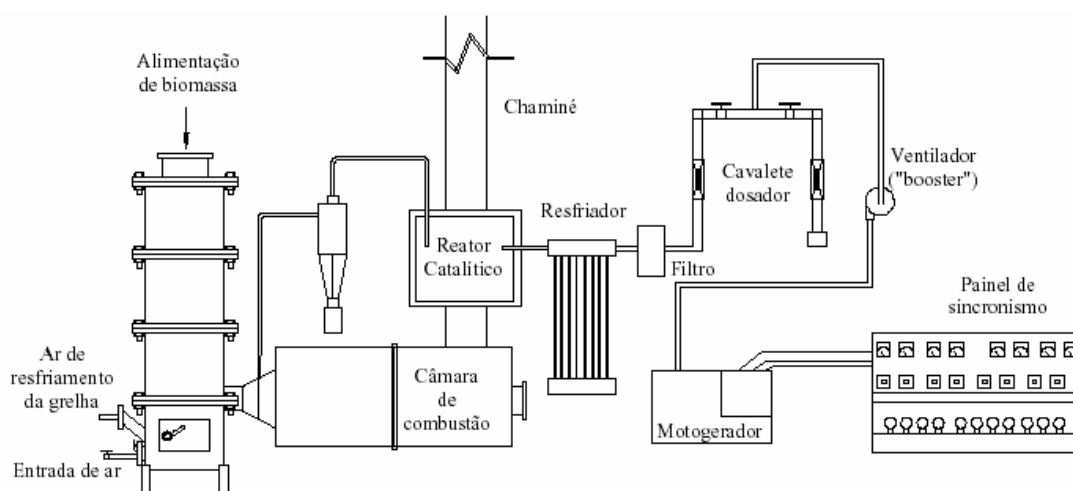


Figura 10.1 – Diagrama esquemático do sistema estudado.

10.3 - METODOLOGIA DE TESTES.

O objetivo do estudo foi verificar o funcionamento de um motor de combustão interna alternativo utilizando gás de gaseificação de biomassa como combustível. Para tanto, houve a necessidade de realizar testes com o motogerador operando com gasolina a fim de se obter parâmetros de comparação.

Dessa forma, foram realizados testes no motogerador, onde se levantou curvas de seu funcionamento. Foram determinados o consumo de combustível e as emissões (CO , CO_2 , C_xH_y , H_2O , NO_x , SO_x) em função da potência gerada.

Tendo-se os dados do motor operando com gasolina, passou-se ao teste do motor operando com gás de biomassa.

10.3.1 - Procedimento do teste com gasolina

A partida do motogerador foi realizada sem carga, como prevê o manual de operação, fornecido pelo fabricante. As cargas correspondem a lâmpadas que são localizadas na base do painel de sincronismo (Figura 10.2). Após a estabilização do motor as grandezas eram lidas e novamente a carga era variada até o valor de carga máxima que corresponde a 10 kW.



Figura 10.2 Sistema operando a plena carga durante os testes realizados.

10.3.2 - Procedimento de testes do motor com gás de biomassa.

Inicialmente há a necessidade de partir o gaseificador e aquecer o reator de reforma catalítica, esse procedimento é exaustivo e demanda, pelo menos, quatro horas.

Havendo a disponibilidade de gás, passa-se à partida do motor que deve ser realizada com gasolina, a fim de aquecê-lo. Estando devidamente aquecido, deve-se direcionar o gás para o cavalete de mistura e posteriormente ao motor.

Quando o gás estiver chegando ao motor a gasolina pode ser cortada e o motor deverá funcionar apenas com o gás.

Estando o motor funcionando, passa-se a adição de carga através do banco de resistências. As cargas devem ser adicionadas até o limite de operação do motor.

Para cada valor de potência adicionada foram lidas as grandezas operacionais para posterior análise do processo.

10.4 - RESULTADOS DOS TESTES COM GASOLINA

A Tabela 10.1 apresenta os parâmetros de operação do motor obtidos durante os ensaios com gasolina, para diferentes valores da carga.

Os valores de emissões de gases de exaustão obtidos nos testes são relacionados na Tabela 10.2, também, de acordo com a variação de potência imposta ao motor.

Tabela 10.1 Dados operacionais do motor.

DADOS OPERACIONAIS				
<i>Carga</i>	<i>vazão de combustível</i>	<i>rotação</i>	<i>Temperatura do gás de exaustão</i>	<i>Vazão de ar</i>
kW	kg/s	rpm	°C	kg/s
Sem carga	0,00044	3600	297,8	0,0061
1,78	0,00053	3600	365,8	0,0072
3,72	0,00061	3600	409,7	0,0077
5,71	0,00075	3600	443,1	0,0094
7,83	0,00088	3600	462,2	0,0115
9,95	0,00125	3600	459,1	0,0149
10,4	0,00128	3600	447,1	0,0151

Tabela 10.2 Dados da emissão de poluentes.

DADOS DE EMISSÃO						
<i>Carga</i>	<i>CO₂</i>	<i>CO</i>	<i>CxHy</i>	<i>NOx</i>	<i>SOx</i>	<i>O₂</i>
kW	%	ppm	%	ppm	ppm	%
Sem carga	13,4	16500	0	98	0	2,9
1,78	13,7	12600	0	160	0	2,5
3,72	13,5	10700	0	317	0	2,7
5,71	14,2	12600	0	643	0	1,9
7,83	14,2	21000	0	843	0	1,9
9,95	13,5	27916	0	308	0	2,9
10,4	13,1	10500	0	30	0	3,4

A partir desses resultados, pode-se calcular alguns parâmetros operacionais como, por exemplo, a eficiência e o consumo específico do motor, e construir gráficos como os apresentados nas Figura 10.3 a Figura 10.10.

Na Figura 10.3 é possível verificar a variação do consumo de combustível com relação à potência do motor. A Figura 10.4 relaciona a eficiência com a variação da potência do motogerador e a Figura 10.5 a variação do consumo específico do motor com relação a variação de potência. Percebe-se em ambos os gráficos a presença de um ponto ótimo de funcionamento do motor, que é representado pela potência de cerca de 7,5 kW, quando a eficiência é máxima e igual a 25%. Observa-se, também, que a partir desse ponto o consumo de combustível aumenta consideravelmente enquanto que o consumo específico de combustível apresenta o valor mínimo (Figura 10.5).

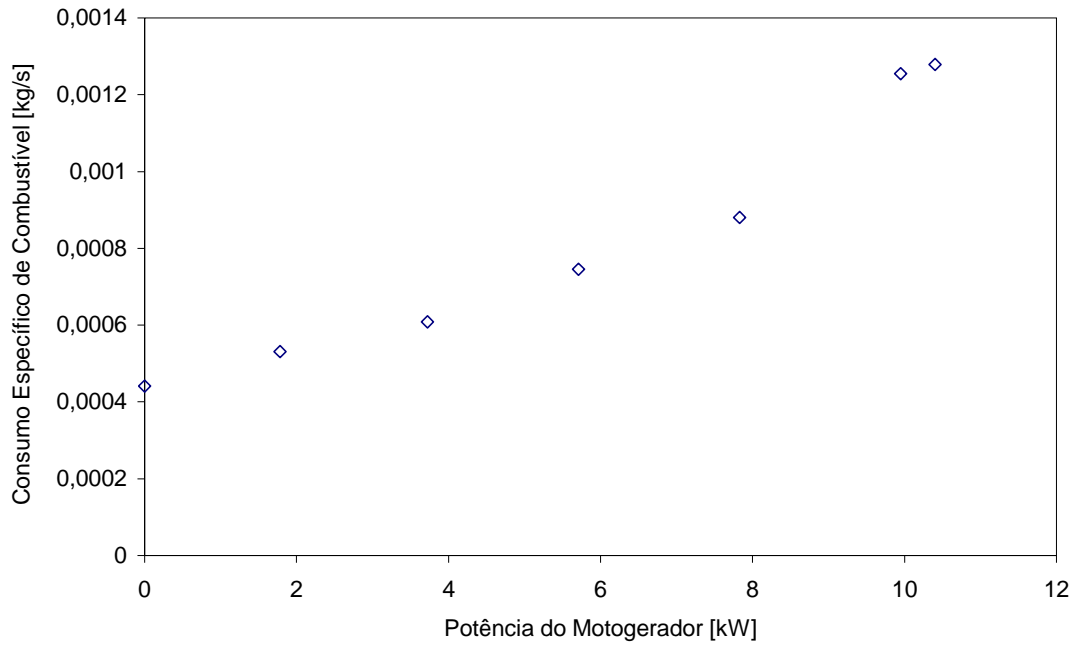


Figura 10.3 Relação do consumo de combustível com a potência do motogerador.

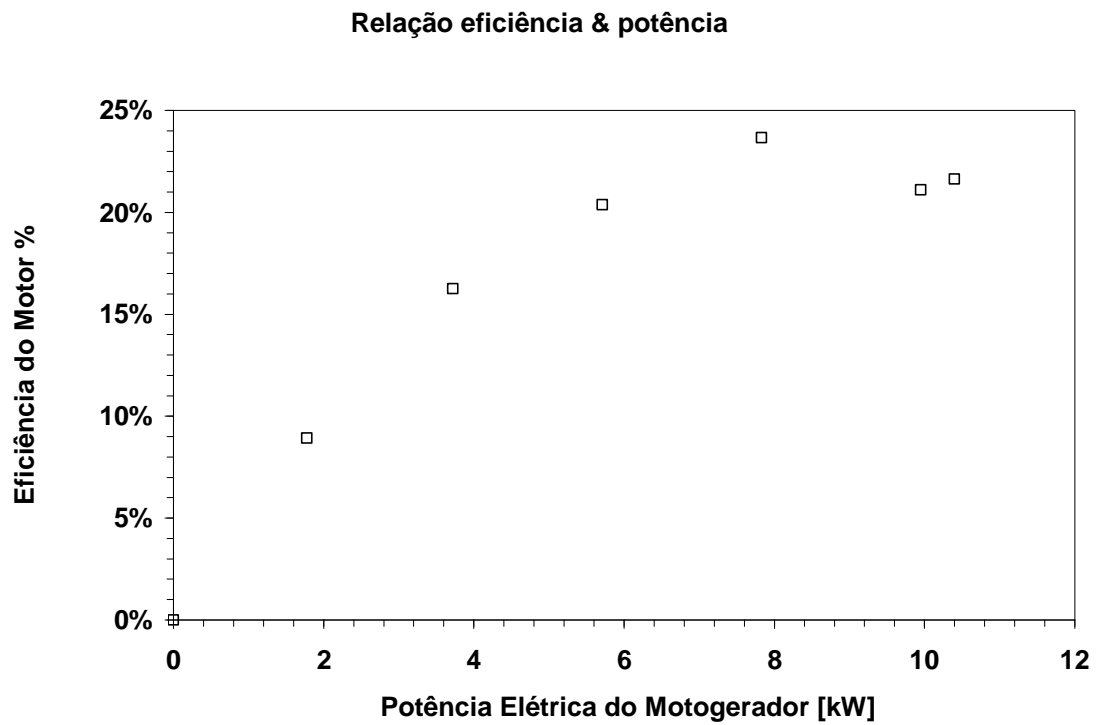


Figura 10.4. Relação eficiência com a variação de potência do moto-gerador.

Relação consumo específico & potência

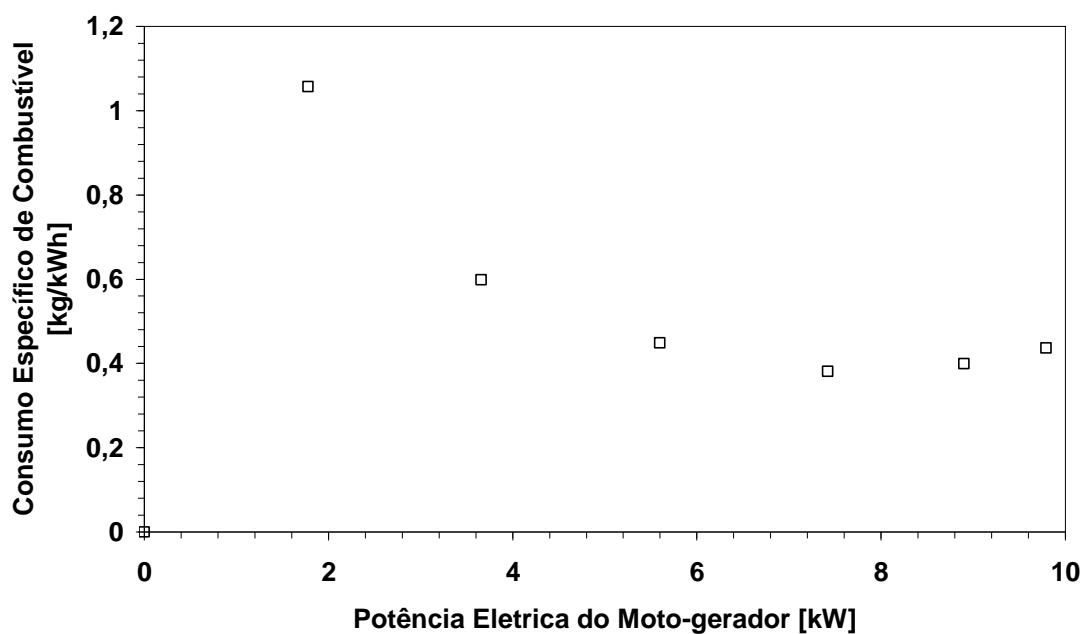


Figura 10.5 Variação do consumo específico de combustível com a carga.

Com relação às emissões, foram medidos os percentuais de monóxido e dióxido de carbono, hidrocarbonetos não queimados, óxidos de enxofre e óxidos de nitrogênio, através de um analisador contínuo de gases (Figura 10.6).



Figura 10.6 Equipamento para análise de gases de combustão.

O comportamento das emissões de óxido de nitrogênio (NO_x) com relação à potência é apresentado na Figura 10.7, onde percebe-se que os índices de emissões crescem com o

aumento da potência, até atingir um valor máximo que corresponde ao valor de máxima eficiência ($\cong 25\%$), a partir daí, ocorre sua redução.

Concentração NO_x a 0°C, 1atm @ 5% O₂

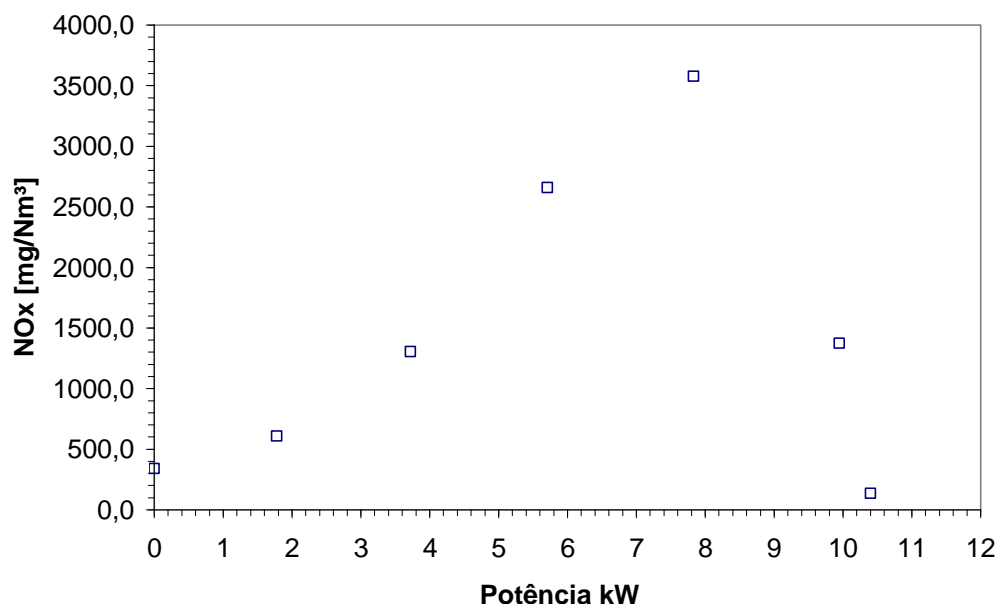


Figura 10.7 Emissões de NO_x.

Assim como os óxidos de nitrogênio (NO_x), o dióxido de carbono (CO₂) atinge o seu valor máximo para o valor de máxima eficiência, sendo gradativamente reduzido a partir daí. Em contrapartida, o monóxido de carbono apresenta um crescimento acentuado a partir de 4 kW até o valor de máxima potência (Figura 10.8). Esse fenômeno pode ser explicado pelo aumento mais acentuado do consumo de combustível, em relação ao ar provocando (Figura 10.9), assim, o surgimento de uma mistura rica conforme o aumento da carga.

As altas temperaturas apresentadas pelos gases de exaustão abrem a perspectiva da recuperação do calor contido nesses gases para, por exemplo, o aquecimento de água, a qual pode ser utilizada em algum processo ou uso doméstico. A Figura 10.10 apresenta a variação da temperatura e vazão dos gases de exaustão com relação à potência do motor.

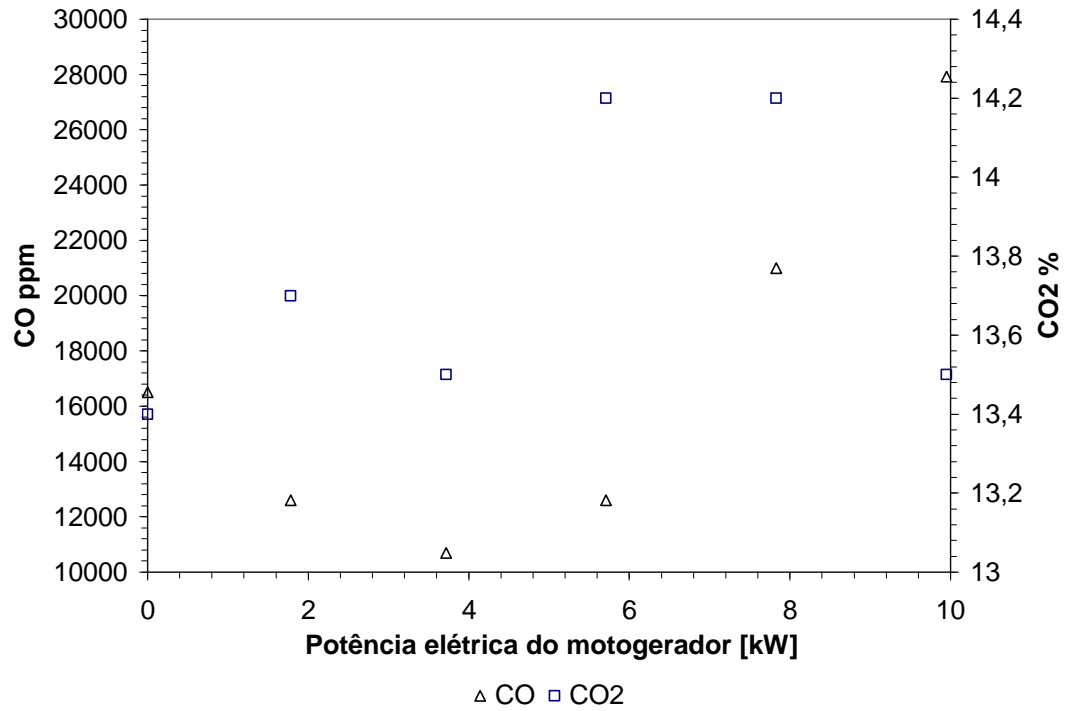


Figura 10.8 Emissões de monóxido e dióxido de carbono.

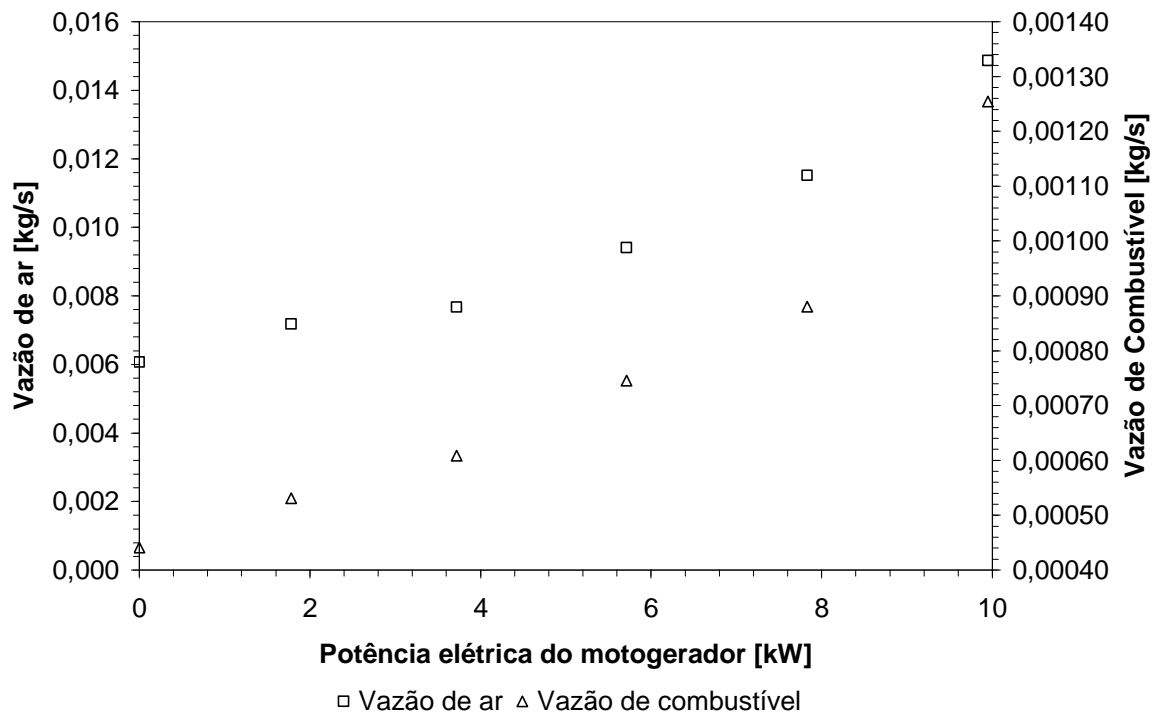


Figura 10.9 Variação do consumo de ar e combustível em relação à potência.

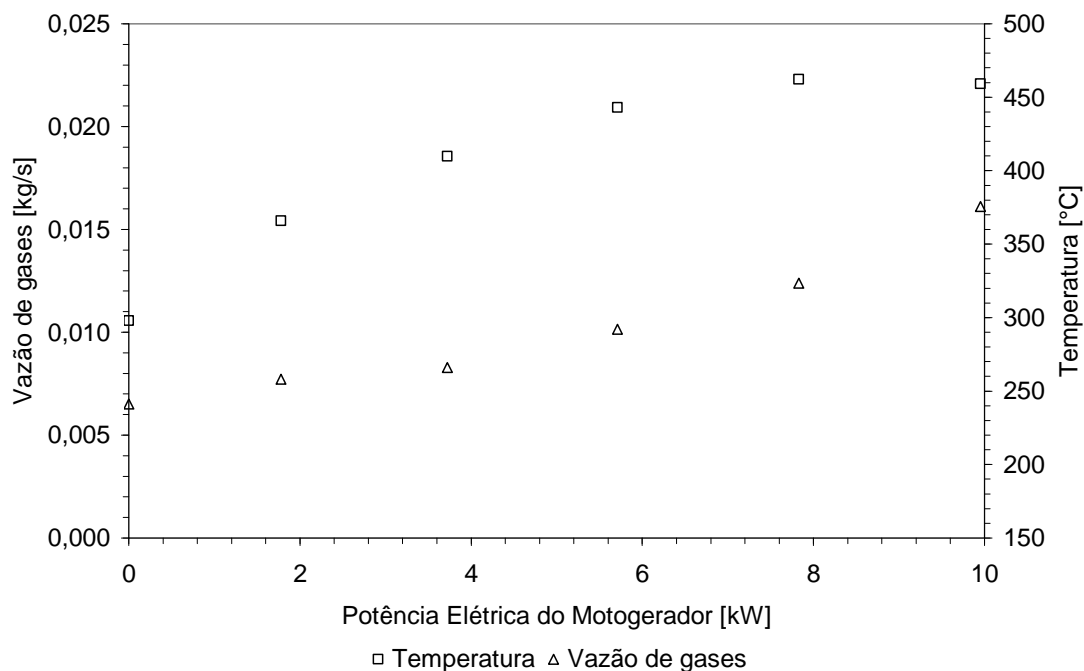


Figura 10.10 Variação da temperatura e vazão dos gases de exaustão.

10.5 - RESULTADO DOS TESTES COM GÁS DE BIOMASSA

Tendo-se realizado os testes utilizando a gasolina como combustível para que se tivesse dados comparativos, partiu-se para os testes de operação do motogerador com gás de biomassa.

A potência máxima obtida com o motor operando com gás de biomassa foi de 2,60 kW, tendo sido observada uma potência de pico de 4 kW, sendo que a vazão a rotação atingiu 3350 rpm, a relação ar/combustível obtida nessa condição foi de 1:1,24. Também foram medidas as emissões as quais são apresentadas na Tabela 10.3.

Tabela 10.3 Emissões de poluentes do motor operando com gás de biomassa.

DADOS DE EMISSÃO DO MOTOR OPERANDO COM GÁS DE BIOMASSA						
Carga	CO₂	CO	C_xH_y	NO_x	SO_x	O₂
kW	%	ppm	%	ppm	ppm	%
Sem carga	7,2	12900	----	33	----	8,3
1,11	7,1	4210	----	51	----	8,1
2,6	8,6	2447	----	57	----	5,7

A Figura 10.11 apresenta um registro do primeiro teste do motogerador operando com gás de biomassa. Durante o teste, tentou-se operar o motor controlando a sua rotação através do ajuste da mistura ar/combustível, onde quando a mistura é rica a rotação tende a aumentar e sendo pobre a rotação tende a diminuir.



Figura 10.11 Operação do moto-gerador com gás de biomassa.

Analisando-se os dados de emissões do motor operando com gás de biomassa é possível notar a diminuição significativa dos índices de NO_x , CO e CO_2 com relação à operação com gasolina. Também, como já era esperado, não houve o registro de emissões de SO_x .

A Figura 10.12 apresenta a variação dos índices de NO_x com relação a potência desenvolvida pelo motogerador. Nessa figura, pode-se observar uma tendência de crescimento da emissão conforme se dá o aumento da potência, coincidindo com o aumento da temperatura dos gases de exaustão, como pode ser visto na Figura 10.13.

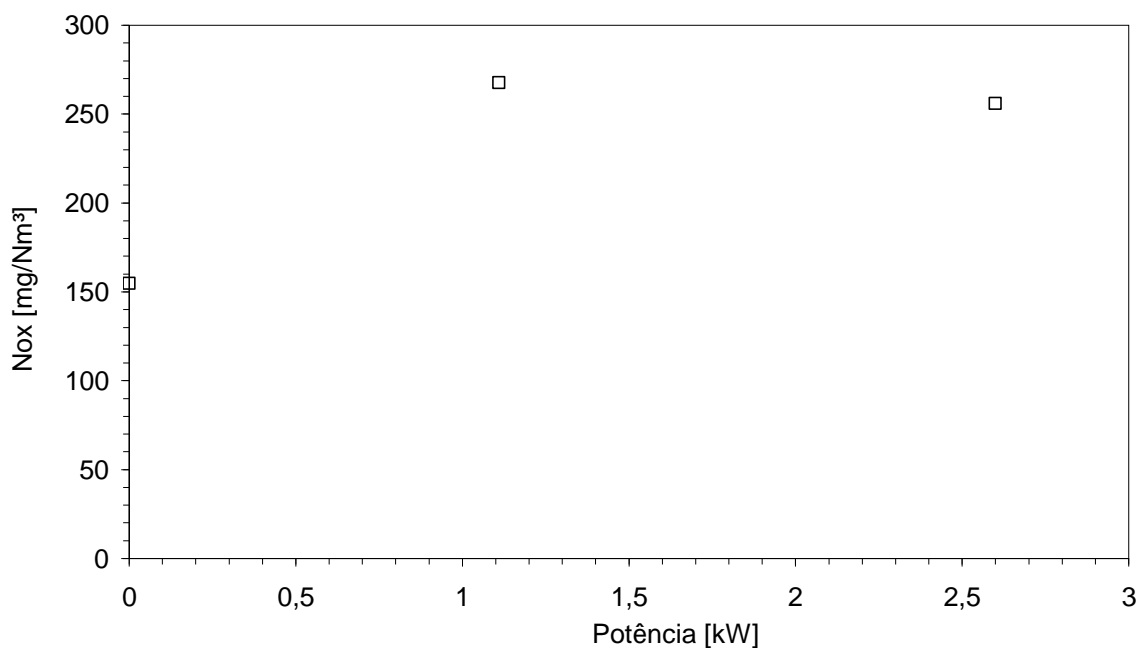


Figura 10.12. Emissões de NOx com relação à potência do motogerador.

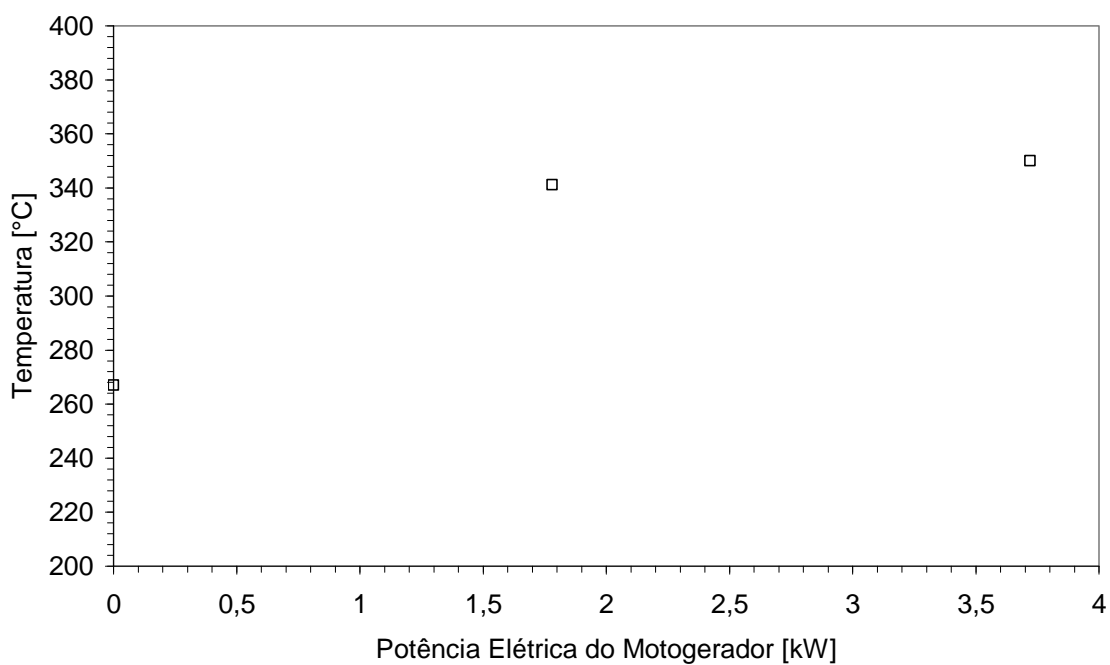


Figura 10.13. Variação da temperatura dos gases de exaustão com a potência

A Figura 10.14 apresenta um gráfico da influência da variação da potência nos índices de emissões de CO e CO₂ para o motor operando com gás de biomassa, onde se percebe a

diminuição de emissão de CO conforme se dá o aumento da potência, em contrapartida, observa-se uma tendência de aumento dos índices de emissão de CO₂.

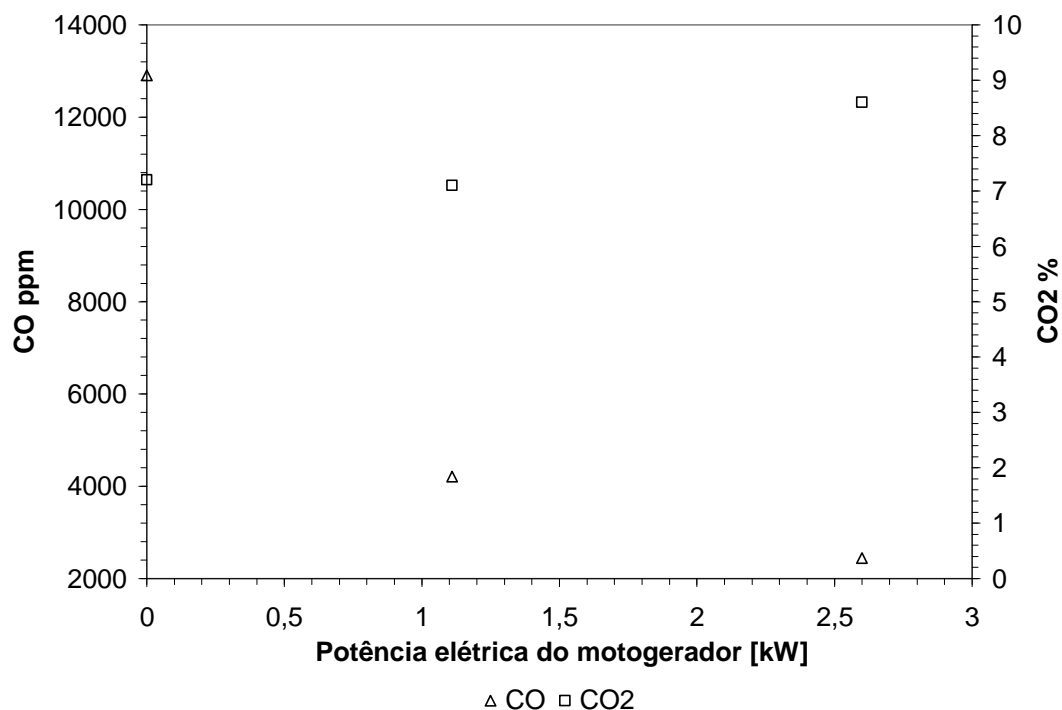


Figura 10.14. Influência da variação da potência nos índices de emissão de CO e CO₂ do motor operando com gás de biomassa

A Figura 10.15 e Figura 10.16, apresentam uma visão, em termos comparativos, do comportamento dos índices de emissões de CO e CO₂ do motor operando com gasolina e gás de biomassa, onde é possível verificar a sensível diminuição desses índices quando é utilizado o gás de biomassa.

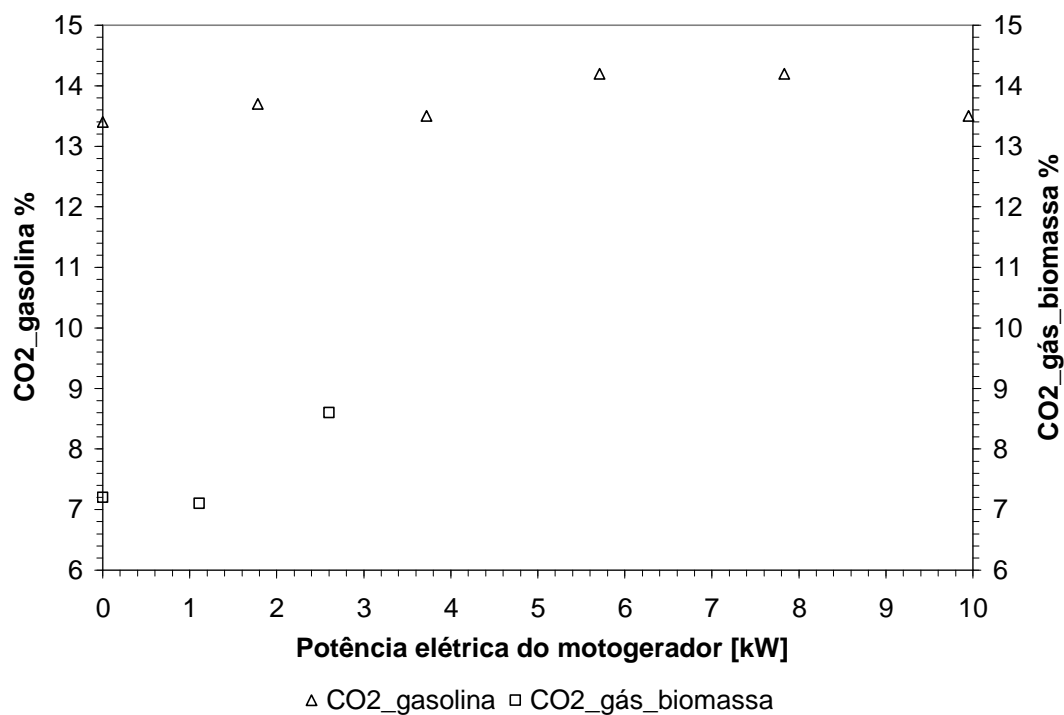


Figura 10.15. Comparação dos índices de emissões de CO₂ do motor operando com gasolina e gás de biomassa.

Concentração CO a 0°C, 1atm @ 5% O₂

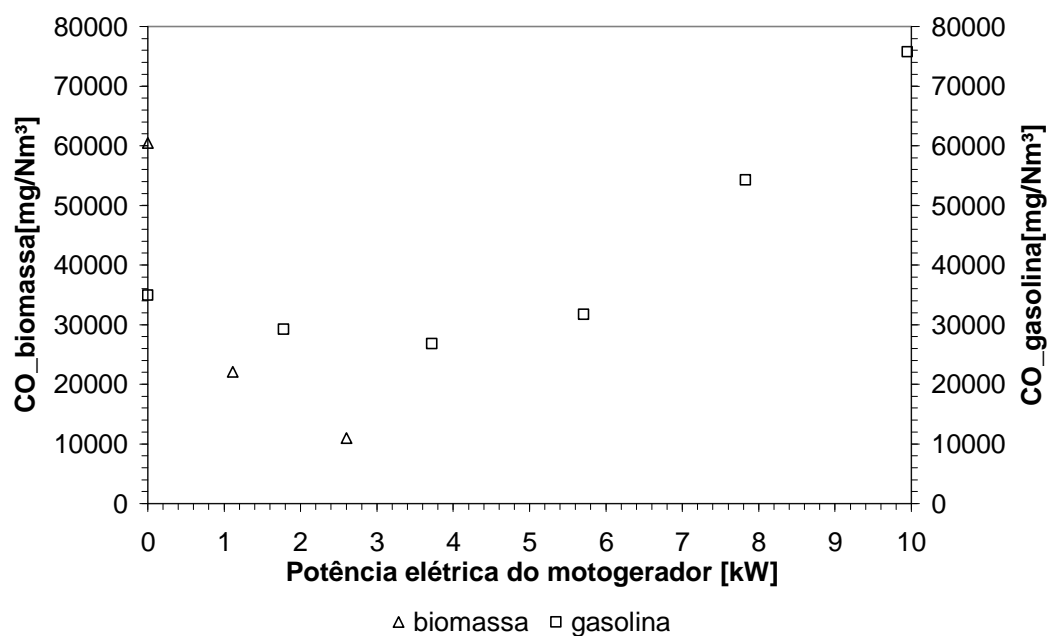


Figura 10.16. Comparação dos índices de emissões de CO do motor operando com gasolina e gás de biomassa.

Na Figura 10.17 é apresentado o comportamento das emissões de NO_x, que para o motor operando com gás de biomassa mostra índices bastante inferiores ao caso do mesmo

operando com gasolina. Quando se dá o aumento da potência apresenta uma pequena variação, sendo acionado com gás, e uma variação mais significativa, operando com gasolina.

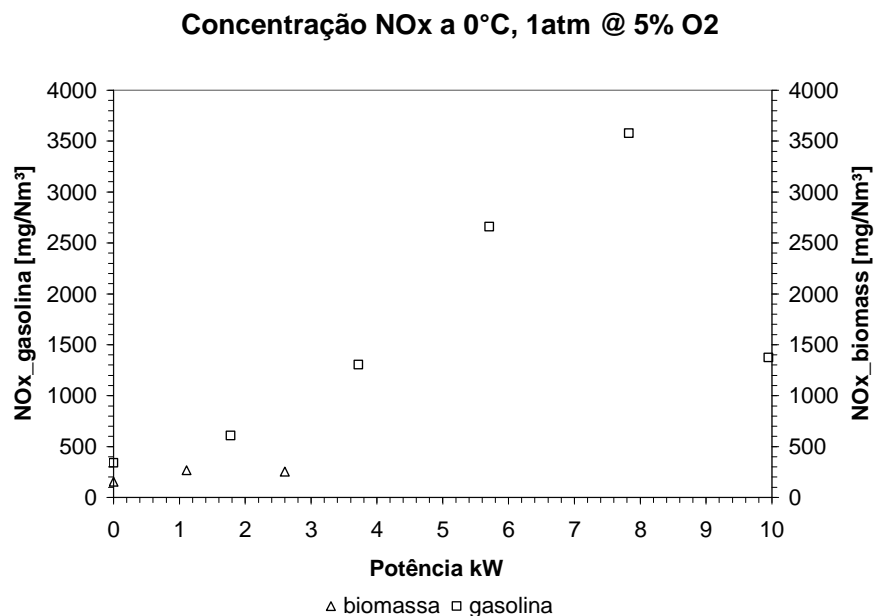


Figura 10.17. Comparação dos índices de emissões de NOx do motor operando com gasolina e gás de biomassa.

A Figura 10.18 apresenta um gráfico comparativo da eficiência do motogerador operando com gás de biomassa e gasolina, onde se percebe a queda da eficiência do motor operando com gás de biomassa em relação a operação com gasolina. Essa reação já era esperada, devido à diferença de poder calorífico apresentado pelos dois combustíveis.

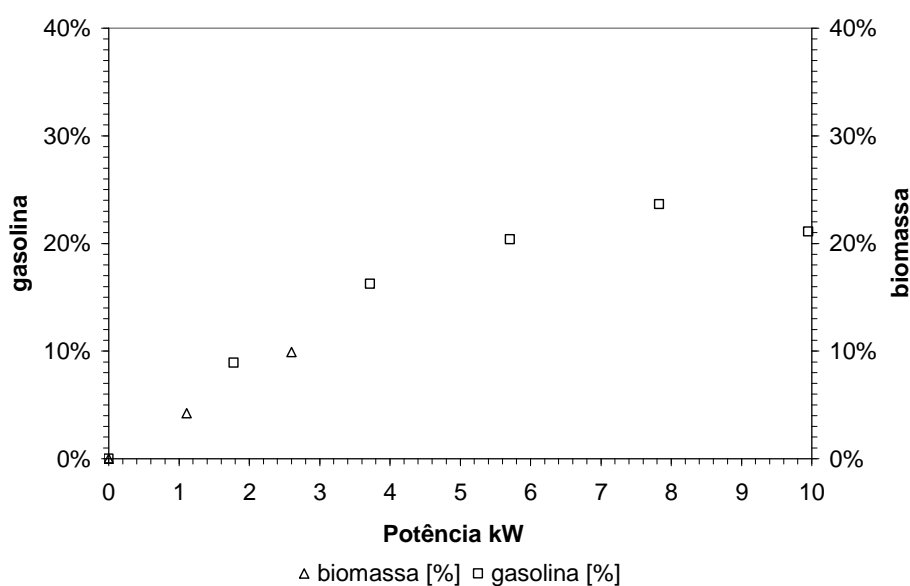


Figura 10.18. Gráfico comparativo da eficiência do motor operando com gás de biomassa e gasolina

10.6 - CONCLUSÕES

De acordo com diferentes autores o “derating” em motores de ciclo Otto operando com gás pobre é de 50 a 60%. Assim, uma potência de pico de 4 kW tendo sido registrada, pode-se considerar o resultado inserido nesse cenário, todavia deve-se trabalhar mais sobre o balanço do sistema do gaseificador/limpeza catalítica e sobre o ajuste do motor as características do gás combustível.

Inicialmente houve problemas operacionais, pois o gás não estava chegando ao motor devido à excessiva perda de carga no sistema de limpeza. Esse fato impossibilitava o funcionamento do motor. Houve, então, a necessidade de se instalar um compressor que propiciasse a chegada do gás até o motor. Com essa adaptação o motor funcionou.

Obteve-se a comprovação da possibilidade da utilização do gás de biomassa em motores de combustão interna alternativos de ignição por centelha com detrimento do rendimento com relação à operação com gasolina.

Foi desenvolvida uma metodologia para análise de sistemas operando com gás de biomassa.

Comprovou-se a diminuição das emissões com relação a motores operando com combustíveis fósseis.

Os gaseificadores de leito fixo do tipo fluxo cruzado não são indicados para operar em conjunto com motores de combustão interna devido a sua alta produção de alcatrão. Conforme visto no capítulo 7, gaseificadores de duplo estágio de gaseificação podem ser mais adequados a esse tipo de aplicação devido a gerar um gás mais limpo.

Não há necessidade de grandes modificações nos motores de combustão interna alternativos de ignição por centelha, para que eles possam operar com gás de biomassa, no entanto para que possa operar com maior eficiência, pode-se, por exemplo, adicionar um turbo-compressor ao motor, avançar o tempo de ignição e aumentar a sua taxa de compressão.

Há a necessidade da melhoria do sistema de mistura de gases através da substituição das atuais válvulas, por outras que possibilitem uma melhor regulação da vazão de gases.

Capítulo 11

ANÁLISE ECONÔMICA DE SISTEMAS OPERANDO COM GÁS DE BIOMASSA

11.1 - INTRODUÇÃO

O capítulo em questão discute duas possibilidades para geração de energia a partir da gaseificação de biomassa do ponto de vista econômico financeiro. Aborda a análise de caso de um sistema que utiliza um gaseificador de leito fixo em duplo estágio de gaseificação para geração de gás pobre.

São fatores importantes para a investigação: o tipo de biomassa utilizada; a potência elétrica gerada; o custo de investimento; o preço de venda da energia elétrica; o preço da biomassa e o preço do combustível substituído no acionador primário, por exemplo, a gasolina.

É realizada uma análise econômica baseada no valor presente líquido (VPL) e na taxa interna de retorno (TIR) sendo realizada uma análise de sensibilidade para a variação percentual de parâmetros que influenciam na viabilidade do projeto.

11.2 - MÉTODO DE ANÁLISE ECONÔMICA ADOTADA

Um dos métodos mais difundidos para análise econômica de um empreendimento é o do valor atual ou valor presente líquido (VPL), onde segundo Harrison (1976) significa calcular os valores para o ano zero de todos os fluxos associados ao projeto, somando-os posteriormente, ou ainda transportar para o momento atual todos os fluxos de caixas, considerando uma taxa de juros do período.

$$VPL = -I + \sum_{k=1}^n \frac{(R-c)}{(1+i)^k} \quad (11.1)$$

Onde

I – Custo de investimento inicial;

R – Receita associada ao período considerado;

c – Custos associados ao período considerado;

n – Período de estudo;

i = taxa de juros do período.

Se o VPL tiver valor positivo o investimento é viável, se for negativo o investimento é inviável e se for igual à zero torna-se indiferente.

Um indicador bastante utilizado é a taxa interna de retorno (TIR), que é obtida quando o VPL torna-se nulo. Esse valor é, então, um referencial de atratividade do projeto. A Figura 11.1 mostra um gráfico representativo da obtenção da TIR, onde para valores da taxa de desconto inferiores à TIR o projeto é atrativo devido retornarem valores positivos do VPL e é inviável quando a taxa de descontos é superior à TIR devido retornar valores negativos do VPL.

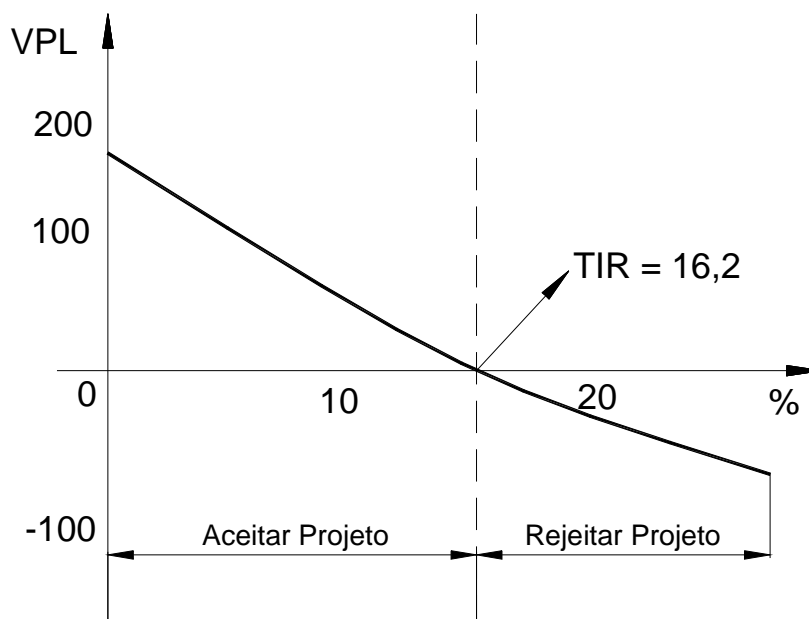


Figura 11.1 Representação da Taxa Interna de Retorno (TIR) em função do VPL.

A TIR, calculada para um dado fluxo de caixa, serve como um importante parâmetro de análise de projeto. Um método bem difundido é o da análise de sensibilidade, onde um fator que influencia diretamente no investimento é modulado, percentualmente, para mais e para menos, verificando a sua influência na TIR, como mostra a Figura 11.2.

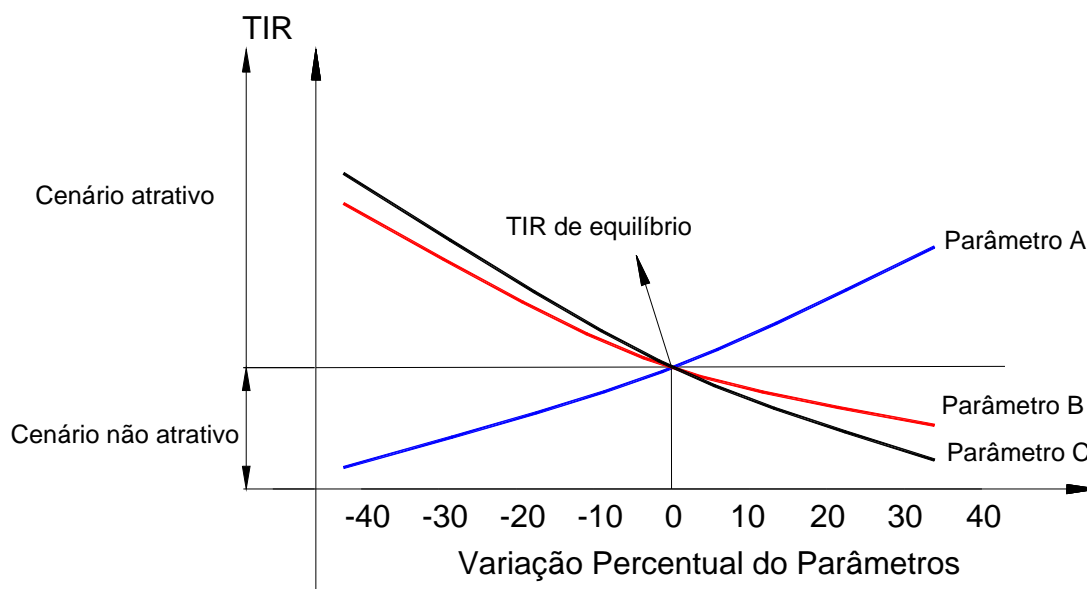


Figura 11.2 – Gráfico explicativo da análise de sensibilidade.

Tomando como exemplo o parâmetro “A” é possível constatar que se o mesmo sofrer um aumento percentual, a partir do valor inicialmente adotado, refletirá em um aumento da TIR motivando um cenário positivo, tanto quanto maior for esse aumento, em contra partida

se esse parâmetro sofrer uma diminuição no seu valor haverá uma conseqüente diminuição na atratividade do projeto. Esse tipo de análise permite verificar, que tipo de parâmetro é mais influente com relação ao investimento pretendido, possibilitando a visualização do comportamento do investimento em diferentes situações de mercado.

A avaliação econômica do projeto terá os seguintes itens:

- Determinação do cenário a ser analisado;
- Composição dos custos (custo de investimento inicial, custo fixos, custos variáveis);
- Definição das receitas;
- Montagem do fluxo de caixa;
- Determinação do valor presente líquido (VPL);
- Determinação da taxa interna de retorno (TIR);
- Análise de sensibilidade.

11.3 - DEFINIÇÃO DOS CENÁRIOS A SEREM ANALISADOS

Pretende-se analisar a possibilidade de implementação de um projeto de geração de energia elétrica a partir da gaseificação de biomassa utilizando um gaseificador de leito fixo com duplo estágio de gaseificação, sistema de limpeza catalítica e acionador primário a gasolina de 10 kWe (conjunto motogerador).

O gaseificador considerado é capaz de fornecer gás para 3 motogeradores, ou seja, poderia gerar até 30 kWe, se o motor não sofresse queda no desempenho, sendo assim, será analisada a utilização de 3 motogeradores. A Tabela 11.1 mostra os dados iniciais para análise do projeto.

Tabela 11.1 - Dados para análise do projeto.

Tipo de biomassa	Lenha	
Densidade da lenha	370	kg/m ³
Tempo de operação anual	8.760	h
Preço da biomassa	35	R\$/m ³ St.
Preço do gaseificador	80.000,00	R\$
Preço do motogerador	15.000,00	R\$
Preço do sistema de limpeza	60.000,00	R\$
Preço da gasolina	2,50	R\$/l
Consumo de biomassa do gaseificador	30	kg/h
Consumo de gasolina do motor	2,72	l/h
Preço de venda da energia elétrica	0,68	R\$/kWh

O investimento inicial “I” é composto pelo custo dos equipamentos mais os gastos com transporte e engenharia. Os custos fixos são considerados os custos com manutenção e operação e os custos variáveis são os gastos imprevistos.

Para a composição das receitas, para o que será chamado de cenário 1, está sendo considerado a economia que será obtida por um consumidor residencial por deixar de comprar energia da concessionária. Uma outra alternativa, que será chamada de cenário 2, considera-se o valor que poderia ser economizado com a não utilização de gasolina no motogerador devido a substituição por gás de biomassa, e em um terceiro cenário onde se considera que a energia elétrica fosse vendida para uma concessionária a preço de mercado (150 R\$/MWh). A análise é realizada para um tempo de vida útil do sistema de 15 anos.

11.4 - ANÁLISE DOS CENÁRIOS PROPOSTOS

O gaseificador pode gerar, segundo dados do fabricante até 95 Nm³/h de gás, como o motor consome cerca de 30 Nm³/h de gás é possível alimentar até três motores. Dessa forma.

a) Cenário 1

Considerou-se como receita a economia obtida por um consumidor residencial com a não aquisição de energia elétrica da concessionária, cujo valor adotado da tarifa foi de R\$ 0,68/kWh sendo desconsiderado o valor dos impostos.

Foi adotado um “derating” de 50% para operação do motor com o gás de biomassa, sendo assim, os três motores utilizados para o projeto, que com gasolina poderiam gerar 30 kWe, passaram a gerar 15 kWe.

Foi considerado o preço de mercado da biomassa de 35 R\$/m³ sendo a sua densidade de 370 kg/m³. Considerando-se esses valores e a operação de 24 horas do sistema obteve o custo anual da biomassa de R\$ 24.859,46.

A Tabela 11.2 mostra o fluxo de caixa do cenário 1, onde é possível perceber, pela coluna do saldo projeto, que o tempo de retorno do capital está entre 8 e 9 anos. Esse valor é expresso no gráfico da Figura 11.3.

Tabela 11.2 Fluxo de caixa do Cenário 1.

Ano	Fluxo de caixa	Fluxo descontado	Saldo do Projeto
0	R\$ (203.000,00)	R\$ (203.000,00)	R\$ (203.000,00)
1	R\$ 40.132,54	R\$ 35.832,63	R\$ (167.167,37)
2	R\$ 40.132,54	R\$ 31.993,42	R\$ (135.173,96)
3	R\$ 40.132,54	R\$ 28.565,55	R\$ (106.608,41)
4	R\$ 40.132,54	R\$ 25.504,96	R\$ (81.103,45)
5	R\$ 40.132,54	R\$ 22.772,28	R\$ (58.331,17)
6	R\$ 40.132,54	R\$ 20.332,39	R\$ (37.998,78)
7	R\$ 40.132,54	R\$ 18.153,92	R\$ (19.844,86)
8	R\$ 40.132,54	R\$ 16.208,86	R\$ (3.636,00)
9	R\$ 40.132,54	R\$ 14.472,20	R\$ 10.836,20
10	R\$ 40.132,54	R\$ 12.921,60	R\$ 23.757,80
11	R\$ 40.132,54	R\$ 11.537,15	R\$ 35.294,95
12	R\$ 40.132,54	R\$ 10.301,02	R\$ 45.595,97
13	R\$ 40.132,54	R\$ 9.197,34	R\$ 54.793,32
14	R\$ 40.132,54	R\$ 8.211,91	R\$ 63.005,23
15	R\$ 40.132,54	R\$ 7.332,07	R\$ 70.337,30
VPL	R\$ 70.337,30		
TIR	18%		

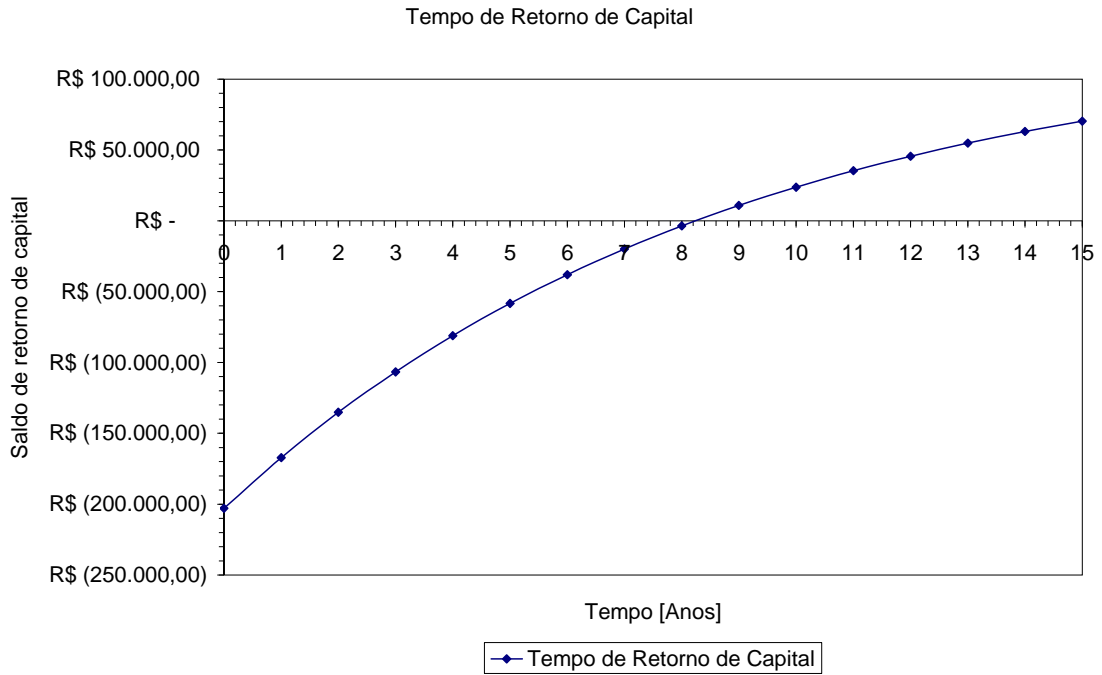


Figura 11.3 - Tempo de retorno do capital (Cenário 1).

A Figura 11.4 mostra a obtenção da TIR para o Cenário 1, tendo sido obtido o valor de 18% que é um valor acima do valor da taxa mínima de atratividade considerada que foi de 12%, o que já se caracteriza por um projeto aceitável.

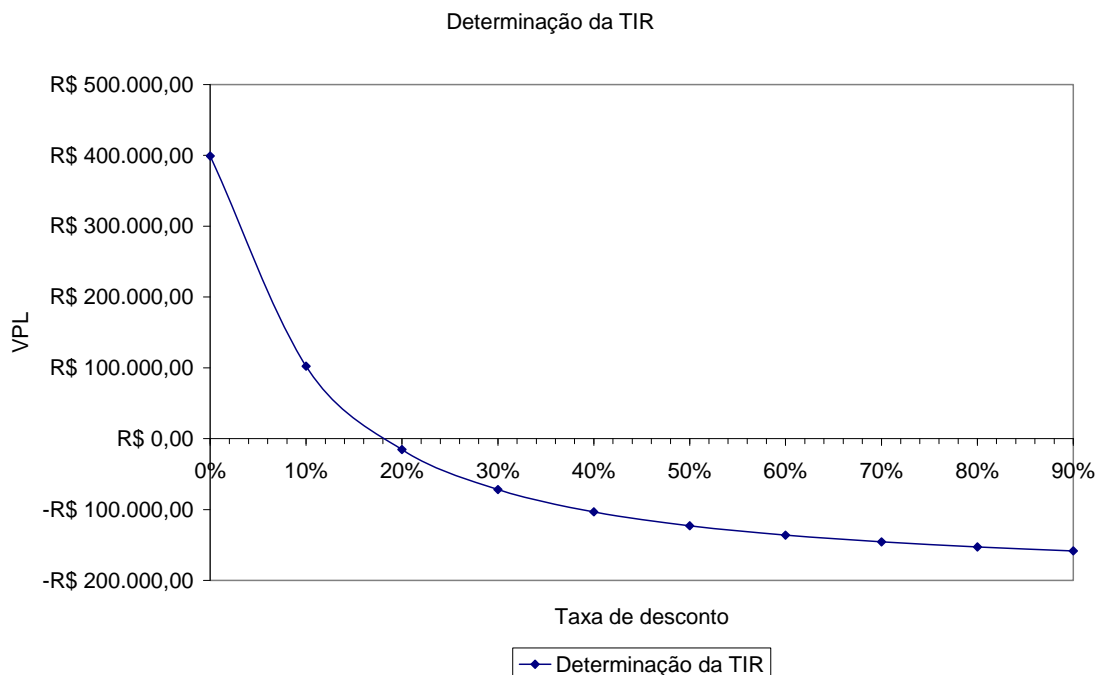


Figura 11.4 – Obtenção da TIR para o cenário 1.

A Figura 11.5 apresenta uma análise de sensibilidade para o cenário 1, no qual é apresentada a influência dos principais parâmetros do projeto como: o investimento inicial, a operação e manutenção, o custo da biomassa e o preço da energia elétrica. No gráfico, observa-se a grande influência do preço da energia elétrica, onde para um aumento de 10 % no seu valor, a TIR passa de 18% para aproximadamente 25%, o que representa um ganho real em termos de tempo de retorno do investimento, influenciando diretamente a viabilidade do projeto.

O gráfico da Figura 11.5, também, mostra o comportamento obvio para os outros parâmetros de análise, onde, por exemplo, havendo uma redução do custo inicial de investimento haverá um conseqüente aumento da TIR.

O custo da biomassa, apesar de um importante elemento de análise, não apresenta uma influência tão acentuada quanto os outros parâmetros.

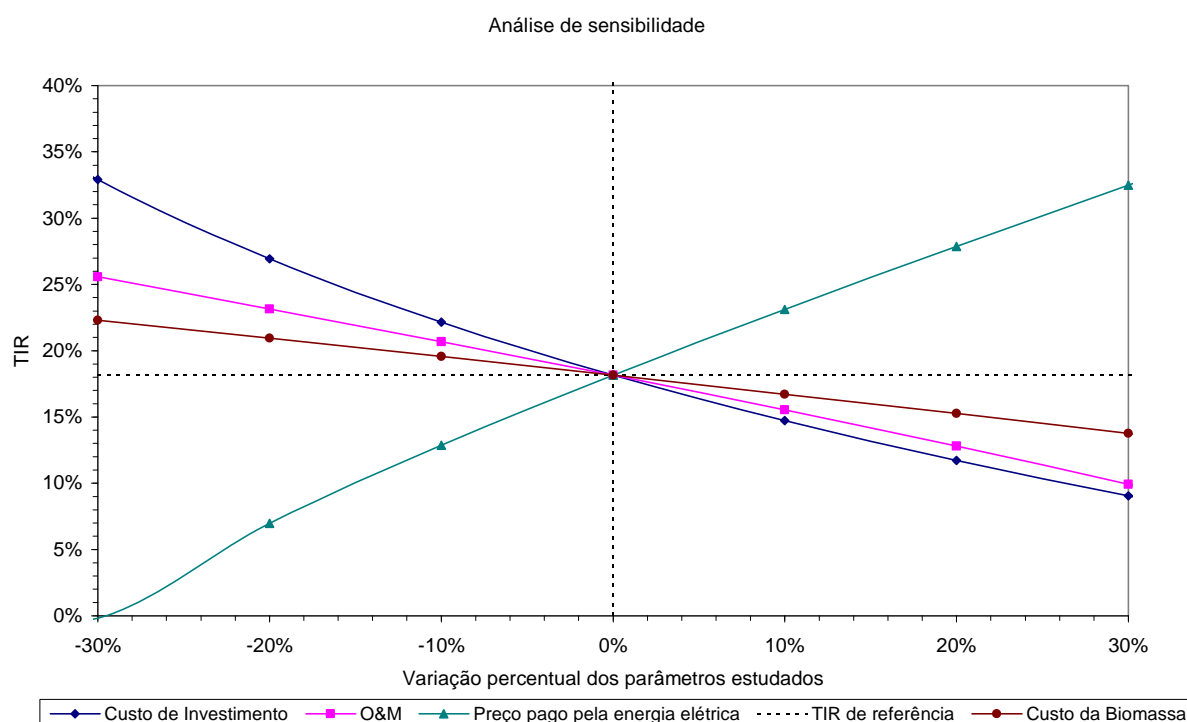


Figura 11.5 – Análise de sensibilidade para o cenário 1.

b) Cenário 2

O motogerador considerado para utilização no projeto é um de 10 kWe o qual pode fornecer 10 kWh com um consumo de 2,72 l de gasolina, considerando-se o preço da gasolina a R\$ 2,50/l, tem-se o custo específico de R\$ 0,68/kWh. Esse valor é o mesmo valor considerado para o preço da tarifa da energia cobrado pela concessionária, logo o fluxo de

caixa que é obtido para esse cenário é o mesmo do cenário 1, sendo assim mesmo dentro de uma margem de erro os dois cenários poderiam se confundir ou se igualar.

c) Cenário 3

Considerando-se o cenário 3, obtém-se valores coerentes para o tempo de retorno do investimento somente quando o preço da energia comercializada é de R\$ 700,00 por MWh.

Para esses valores considerados foi montado o fluxo de caixa apresentado na Tabela 11.3. É possível verificar, pelo fluxo de saldo de retorno de investimento, que o tempo de retorno do capital está entre 7 e 8 anos para essa situação, sendo que essa data pode ser determinada, mais precisamente, pelo gráfico da Figura 11.6.

A Figura 11.7 apresenta um gráfico da determinação da TIR para o cenário 3 e a Figura 11.8 apresenta a análise de sensibilidade para o mesmo cenário.

Tabela 11.3 – Fluxo de caixa para o cenário 2.

Ano	Fluxo de caixa	Fluxo descontado	Saldo do projeto
0	R\$ (203.000,00)	R\$ (203.000,00)	R\$ (203.000,00)
1	R\$ 42.760,54	R\$ 38.179,05	R\$ (164.820,95)
2	R\$ 42.760,54	R\$ 34.088,44	R\$ (130.732,50)
3	R\$ 42.760,54	R\$ 30.436,11	R\$ (100.296,40)
4	R\$ 42.760,54	R\$ 27.175,10	R\$ (73.121,30)
5	R\$ 42.760,54	R\$ 24.263,48	R\$ (48.857,82)
6	R\$ 42.760,54	R\$ 21.663,82	R\$ (27.194,00)
7	R\$ 42.760,54	R\$ 19.342,70	R\$ (7.851,30)
8	R\$ 42.760,54	R\$ 17.270,27	R\$ 9.418,96
9	R\$ 42.760,54	R\$ 15.419,88	R\$ 24.838,84
10	R\$ 42.760,54	R\$ 13.767,75	R\$ 38.606,59
11	R\$ 42.760,54	R\$ 12.292,63	R\$ 50.899,22
12	R\$ 42.760,54	R\$ 10.975,57	R\$ 61.874,79
13	R\$ 42.760,54	R\$ 9.799,61	R\$ 71.674,40
14	R\$ 42.760,54	R\$ 8.749,65	R\$ 80.424,06
15	R\$ 42.760,54	R\$ 7.812,19	R\$ 88.236,25
VPL	R\$ 88.236,25		
TIR	20%		

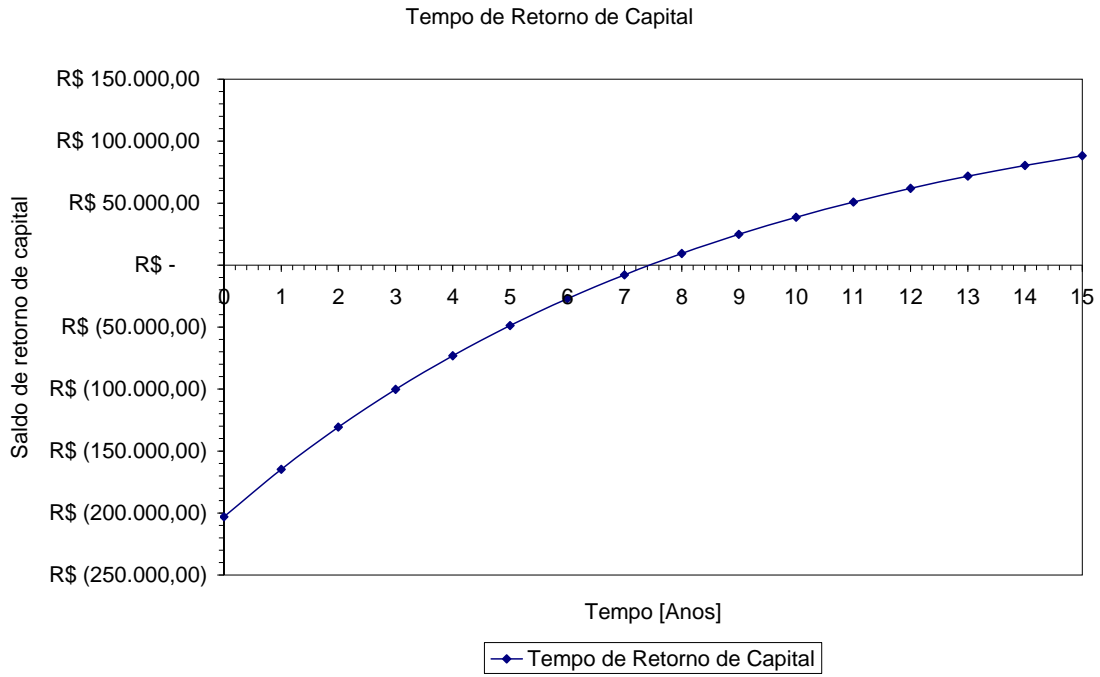


Figura 11.6 – Tempo de retorno do Capital.

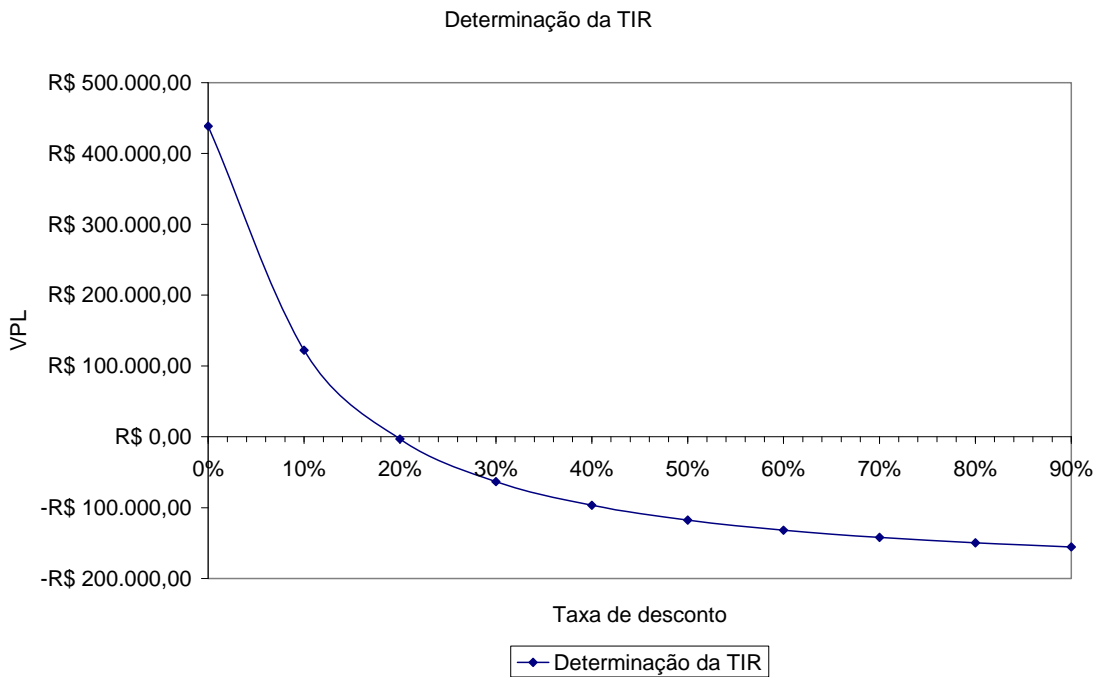


Figura 11.7 - Determinação da taxa interna de retorno.

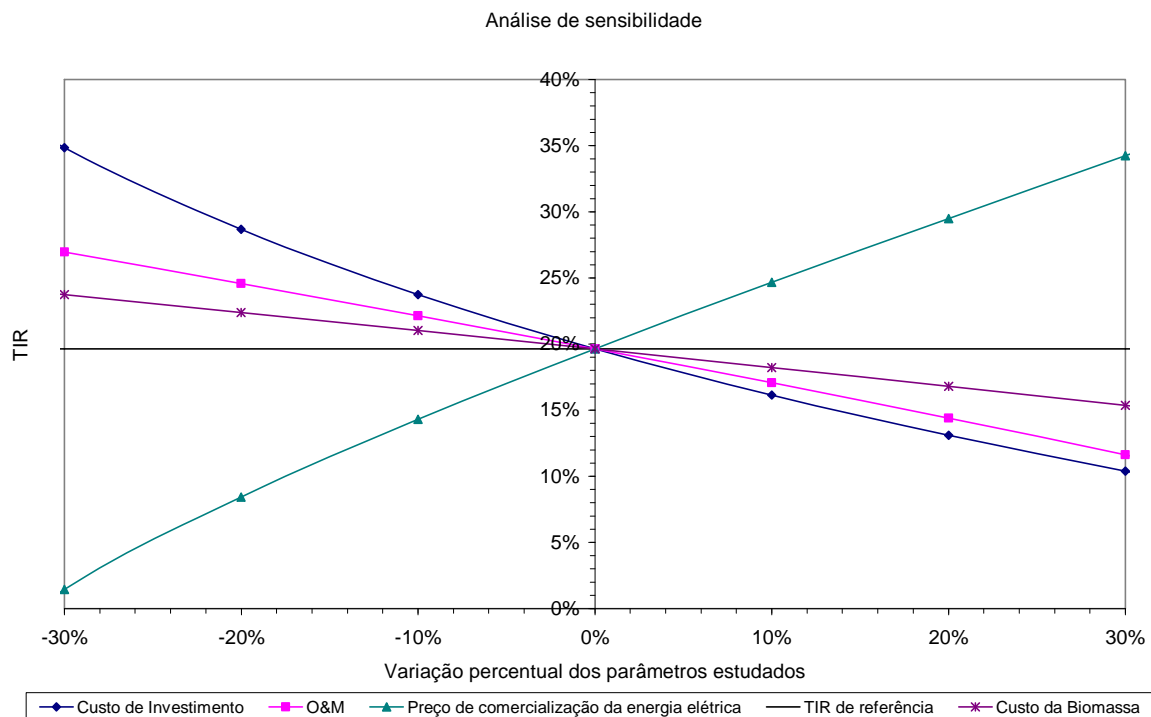


Figura 11.8 – Análise de Sensibilidade para o Cenário 3.

11.5 - CONCLUSÕES:

A partir da análise técnica econômica desenvolvida foi possível constatar, que a viabilidade do projeto está, em grande parte, associada à qualidade do gás de biomassa, pois quanto melhor a qualidade do gás menor serão as perdas de potência do motor possibilitando maior geração de energia elétrica, possibilitando ganhos de receita.

O cenário 1, que considera a economia obtida por não se consumir energia da concessionária, apareceu como o mais adequado para análise, pois apresenta valores econômicos mais coerentes que o cenário 3, por exemplo.

O cenário 3, que considera como receita a venda de energia para a concessionária, apresenta as condições menos favoráveis, pois o projeto só se tornaria atrativo, apresentando valores de tempo de retorno do investimento coerentes, a partir de R\$ 700,00 por /MWh para o preço de venda da energia elétrica gerada.

Deve-se investir maciçamente na redução do custo dos equipamentos que constituem o sistema de gaseificação para que o investimento possa ter mais atratividade.

A densificação da biomassa pode ser uma opção interessante para redução do custo da biomassa.

Capítulo 12

CONCLUSÕES

Gaseificação em Leito fluidizado

A gaseificação em leito fluidizado borbulhante é uma tecnologia que demanda uma série de cuidados para que possa ser implementada com sucesso. Todavia, deve se dar especial atenção ao sistema de alimentação de combustível, pois dele depende o controle de temperatura do leito. Acontecendo variações abruptas dessa temperatura, como a sua elevação repentina, poderá ocorrer o colapso do leito por aglomeração e ou sinterização.

O gaseificador de leito fluidizado borbulhante pode operar com diferentes tipos de biomassa de baixa granulometria como a casca de arroz, porém o sistema de alimentação deve ser adequado às características de cada uma delas.

Em projetos posteriores será necessário prever a injeção de vapor úmido na região do leito, de forma a se ter um mecanismo para controle da temperatura no caso de emergência.

Deve-se tentar a operação com leitos com alturas superiores a 0,5 m, de forma a verificar a possibilidade do aumento da eficiência do processo.

Os dados levantados nos testes e apresentados ao longo desse trabalho são suficientes para realização do “scale up” do gaseificador estudado.

O poder calorífico do gás obtido teve uma média de 4 MJ/Nm³, valor que é coerente para gaseificadores desse tipo de acordo com diferentes autores. Os percentuais de H₂ presente no gás estiveram um pouco abaixo do esperado, mas o de CO e CH₄ mantiveram valores coerentes.

Uma metodologia de quantificação e análise de alcatrão e particulado foi sugerida, onde os valores obtidos para o teor de alcatrão e particulado foram de acordo com as referências consultadas.

Gaseificação em leito fixo

O estudo da gaseificação em leito fixo teve como objetivo verificar a eficácia da implementação do duplo estágio de gaseificação como método primário de conversão do alcatrão presente no gás, a fim de proporcionar a obtenção de um gás mais limpo e de melhor qualidade do ponto de vista energético.

Obteve-se a constatação da influência da utilização do duplo estágio de gaseificação na conversão de alcatrão, pois os testes realizados mostraram a redução do teor de alcatrão presente no gás gerado em comparação ao gaseificador operando em simples estágio.

O gás gerado tem boas características que em conjunto com sistemas de limpeza externos a seco podem representar um avanço significativo no que diz respeito à utilização do gás em motores de combustão interna.

O método secundário para conversão do alcatrão, também, foi testado através da utilização da reforma catalítica com catalisador a base de níquel. Nos testes realizados foi utilizado gás produzido em um gaseificador de leito fixo de fluxo cruzado que produz um gás com alto teor de alcatrão devido as suas características. Essa condição é favorável para esse tipo de teste já que facilita verificar o comportamento do reator.

Os resultados foram satisfatórios já que permitiram constatar a funcionalidade do reator catalítico, tendo reduzido o teor de alcatrão no gás em mais de 50% com nítida influência no percentual de hidrogênio no gás convertido.

Aplicação do gás de biomassa

A aplicação do gás de biomassa foi testada através de sua utilização em um motor de combustão interna, onde foi possível verificar a influência da substituição de um combustível fóssil por um de fonte renovável.

O módulo testado apresentou dificuldade em seu funcionamento devido à qualidade do gás gerado, já que o gás utilizado foi de um gaseificador leito fixo de fluxo cruzado, mesmo tendo-se usado um sistema de limpeza catalítica, ainda houve a chegada de grande quantidade de alcatrão ao motor. Também houve a necessidade de se anexar um compressor ao sistema, devido à perda de carga do sistema de limpeza, ser maior do que a que o motor podia suplantar.

A instalação de um tanque pulmão pode ser uma solução para se conseguir a equalização da vazão do gás fornecido ao motor, bem como pode ajudar na minimização do alcatrão que chega até ele.

Não foram realizadas alterações no motor como o avanço do tempo de ignição e aumento da relação de compressão que poderiam reduzir o “derating” observado.

Verificou-se que o motor teve redução em seu desempenho em mais de 50%, mas houveram ganhos ambientais com redução das emissões de gases poluentes em comparação a utilização de combustíveis fósseis.

Capítulo 13

RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Gaseificação em leito fluidizado

Implementar modificações no gaseificador de leito fluidizado, como a troca do queimador de partida que é atmosférico por um que possa trabalhar a alta pressão, de forma permitir a operação com alturas maiores de leito, a fim de verificar a possível melhoria da qualidade do gás;

Estudar o acoplamento do sistema de gaseificação em leito fluidizado com uma microturbina a gás;

Estudar a injeção de ar na região do “freeboard” a fim de verificar a influência na redução do teor de alcatrão.

Gaseificação em leito fixo

Realizar estudos da variação da vazão de ar entre o primeiro e o segundo estágio de gaseificação em gaseificadores de duplo estágio;

Estudar a influência da temperatura do ar de admissão nos estágios de gaseificadores de duplo estágio;

Estudar a influência do fator de ar em gaseificadores de leito fixo;

Desenvolver metodologia de projeto de gaseificadores de múltiplos estágios.

Estudar o acoplamento entre gaseificadores de leito fixo e motores stirling;

Estudar a utilização de gás de gaseificação de biomassa como gás de síntese para produção de combustíveis como o hidrogênio.

Capítulo 14

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABATZOGLOU, N.; BAKER N.; HASLER, P.; KNOEF H. *The development of a draft protocol for the sampling and analysis of particulate and organic contaminants in the gas from small biomass gasifiers*. Biomass and Bioenergy, v. 18, p. 5- 17, 2000.

ALANNE, K.; SAARI, A. *Sustainable small-scale CHP technologies for buildings: the basis for multi-perspective decision-making*. Renewable & Sustainable Energy Reviews, v. 8, p. 401 – 431, outubro 2004.

ASDRUBALI, F.; GRIGNAFFINI, S. *Experimental evaluation of the performance of a H₂O-LiBr absorption refrigerator under different service conditions*. International Journal of Refrigeration, v. 28, p. 489-497, junho 2005.

ASHARE 1996 HVAC SYSTEMS AND EQUIPAMENT HANDBOOK, *American Society of Heating, Refrigeration and Air Conditioning Engineers, Inc.*, Atlanta, 1996.

BAILEY, O.; OUAGLAL, B.; BARTHOLOMEW, E.; MARNAY, C.; BOURASSA, N. *An Engineering-Economic Analysis of Combined Heat and Power Technologies in a μ Grid Application*, United States Environmental Protection Agency, Berkeley CA, 2002.

BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL 2005. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br>>. Acesso em: 23 nov. 2005.

BANCO CENTRAL DO BRASIL, *FOCUS*. Disponível em: <<http://www4.bcb.gov.br/pec/GCI/PORT/focus/I20020228-Fim%20do%20Racionamento%20de%20Energia.pdf>>, acesso em: 15 nov. 2005.

BELGIORNO, V.; DE FEO, G.; DELLA ROCCA, C.; NAPOLI, R. M. A. *Energy from gasification of solid wastes*. Waste Management, v. 23, p. 1-15, 2003.

BHATTACHARYA, S. C.; SIDDIQUE, A. H. Md.; PHAM, H. L. *A study on wood gasification for low-tar gas production*. Energy, v. 24, p. 285-296, abril 1999.

BHATTACHARYA, S.C; DUTTA, A. *Two-stage gasification of wood with preheated air supply: a promising technique for producing gas of low tar content*". ISES 99 Solar World Congress, Israel, jul. 1999.

BHATTACHARYA, S.C; HLA, S. S.; PHAM, H. *A study on a multi-stage hybrid gasifier-engine system*. Biomass & Bioenergy, v. 21, p. 445-460, 2001.

BRANDT, P.; LARSEN, E.; HENRIKSEN, U. *High tar reduction in a two-stage gasifier*. Energy & Fuel, v. 14, p. 816-819, 2000.

BRIDGWATER, A. V. *The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation*. Fuel, v. 74, p. 631 – 653, maio 1995.

BROWN, M. D.; BAKER, E. G.; MUDGE, L. K. *Environmental design considerations for thermochemical biomass energy*. Biomass, v. 11, p. 255 – 270, 1986.

CABALLERO, M. A.; CORELLA, J., AZNAR, M. P.; GIL, J. *Biomass gasification with air in a fluidized bed. Hot gas Cleanup with selected commercial and full-size nickel-based catalysts*. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 39, p. 1143-1154, maio 2000.

CARLSEN, H.; Small-scale power production based on *Stirling engines* [mensagem pessoal]. Mensagem recebida por <ruben@iem.efei.br> em 25jun. 2001.

CAO, Y.; WANG, Y.; RILEY, T. J.; PAN, W. *A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas*. Fuel Processing Technology, v. 87, p. 343-353, abril 2006.

CLIMATE CHANGE 2001. Disponível em: <http://www.grida.no/climate/ipcc_tar/wg1/>. Acesso em: 02 jan. 2006.

Consumo de Energia Pré-apagão só Será Retomado em 2008. Folha “online”, 20 dez. 2002. Disponível em: <<http://www1.folha.uol.com.br/folha/dinheiro/ult91u60955.shtml>>. Acesso em: 09 set. 2005.

CORELLA, J.; TOLEDO, J. M.; PADILLA, R. *Catalytic hot gas clearing with monolitos in biomasa gasification in fluidized bed. 1. Their effectiveness for tar elimination*. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 43, p. 2433-2445, maio 2004.

CORTEZ, L. A. B.; LORA, E.S. *Tecnologias de conversão energética da biomassa*. Universidade do Amazonas/Efei, Manaus, 1997.

CZERNIK, S.; KOEBERLE, P. G.; JOLLEZ, P.; BILODEAU, J. F.; CHORNET, E. *Gasification of residual biomass via the biosyn fluidized bed technology*. In: Advances in Thermochemical Biomass Conversion, 1992, Glasgow. Proceedings..., Glasgow: Elsevier Pub, mai. 1992, p. 423-437.

Dayton, D. *A review of the literature on catalytic biomass tar destruction*. National Renewable Energy Laboratory, 2002. Disponível em: <<http://www.osti.gov/bridge>>. Acesso em 23 nov 2006.

DEVI, L.; PTASINSKI, K. J.; JANSSEN, F. J. J.G. A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. Biomass & Bioenergy, v. 24, p. 125-140, 2003.

Especial Proalcool. O Estado de São Paulo. Disponível em: <<http://www.estadao.com.br/ext/especial/proalcool/index9.htm>>. Acesso em: 3 abr. 2006.

FERRERO, G. L.; MANIATIS, K.; BUEKENS, A.; BRIDGWATER, V. *Pirolise and gasification*. In: International Conference Held, 1998, Luxembourg. Proceedings...Luxemburgo: 23-25 mai. 1989.

FUEL CELL HANDBOOK 5TH EDITION (2000). Report prepared by EG&G Services, Parsons, Inc. and Science Applications International Corporation under contract no. DE-AM26-99FT40575 for the U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, outubro 2000.

FUEL CELL HANDBOOK, Sexta Edição, US-DOE/NETL, novembro 2002.

GERDART, D. *Gas Fluidization Technology*. London: Wiley & Sons Ltd, 1986, 468 p.

GHOSH, S.; DE, S. *Energy analysis of a cogeneration plant using gasification and solid oxide fuel cell*, *Energy*, v. 31, p. 345-363, 2006.

GIL J., CABALLERO, M. A., MARTIN, J. A., AZNAR, M. P., CORELLA, J., “Biomass Gasification with Air in a Fluidized bed: Effect of the in-Bed Use of Dolomite under Different Operation Conditions”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 38, p. 4226-4235, 1999.

GOLDEMBERG, J.; COELHO, S. T. *Renewable energy-traditional biomass vs. modern biomass*. *Energy Policy*, v. 32, p. 711-714, abril 2004.

HALL, D. O.; SCRASE, J. I. *Will biomass be the Environmentally friendly fuel of the future?* *Biomass and Bioenergy*, v. 15, p. 357-367, 1998.

HANDBOOK OF ADVANCED TECHNOLOGIES FOR ENERGY CONVERSION OF BIOMASS. Sponsored by the European Commission, Editado por R. Sala, Milan, 1996.

HASLER, P.; NUSSBAUMER, Th. *Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification*. *Biomass and Bioenergy*. v. 16, p. 385 – 395, 1999.

HENRIKSEN, U.; AHRENFELD, J.; JENSEN, T. K.; GOBEL B.; BENTZEN, J. D.; HINDSGAUL C.; SORENSEN L. H. *The design, construction and operation of a 75 kW two-stage gasifier*. *Energy*, v. 31, p. 1542-1553, 2006.

HETSRONI, Gad. *Handbook of multiphase systems*. Estados Unidos: McGraw-Hill Book Company, 1982.

HWANG, Y.; *Potential energy benefits of integrated refrigeration system with microturbine and absorption chiller*. *International Journal of Refrigeration*, v. 27, p. 816-829, dezembro 2004.

JIANG, H; ZHU, X.; GUO, Q.; ZHU, Q. *Gasification of rice husk in a fluidized bed gasifier without inert additives*. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 42, p 5745 – 5750, 2003.

JENSEN, N.; WERLING, J.; CALSEN, H.; HENRIKSEN, U. *CHP from updraft gasifier and Stirling engine*. In: *European Biomass Conference, 12., 2002, ETA-Florence & WIP-Munich. Proceedings...* ETA-Florence & WIP-Munich: 2002, p. 726-729.

- KALTSCHMITT, M; HARTMANN, H. *Energie aus biomasse:grundlagen, techniken und verfahren*. Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2001.
- KUCHONTHARA, P.; BHATTACHARYA, S.; TSUTSUMI, A. *Combination of thermochemical recuperative coal gasification cycle and fuel for power generation*. Fuel, v. 84, p. 1019-1021, 2005.
- KUNII, D., LEVENSPIEL, O. *Fluidization Engineering: Second Edition*. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991, 491 p.
- KWANT, K. W.; KNOEF, H.; Status of gasification in countries participating in the IEA and GasNET activity. Disponível em: <http://www.etn.wsr.ac.at/pdf/status_of_gasification_09_2004>. Acesso em: 14 jun. 2005.
- LV, P. M.; XIONG, Z. H.; CHANG, J.; WU, C. Z.; CHEN, Y.; ZHU, J. X. *An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed*. Bioresource Technology, v. 95, p. 95-101, outubro 2004.
- MANIATIS, K.; BRIDGEWATER, A. V.; BUEKENS, A. *Fluidized bed gasification of wood: performance and demonstration plant*. In: *Research in Thermochemical Biomass Conversion*, ed. By Bridgwater A. V. and Kuester J. L., Elsevier App. Sc., pg 274-281, 1988.
- MANSARAY, K. G.; GHALY, A. E.; Taweel, A. M. A.; HAMDULLAHPUR, F. *Air gasification of rice husk in a dual distribution type fluidized bed gasifier*. Biomass and Bioenergy, v.17, p. 315-332, outubro 1999.
- MCKENDRY, P. *Energy production from biomass (part 3): gasification technologies*. Bioresouce Technology, v. 83, p. 55-63, maio 2002.
- McKEEN, T.; PUGSLEY, T. *Simulation and experimental validation of a freely bubbling bed of FCC catalyst*. Powder Technology, v. 129, p. 139-152, 2003.
- MENDIS. M. S; STASSEN, H. E. M.; STILES, H. N. *Biomass gasification: field monitoring results*. Biomass, v. 19, p. 19-35, 1989.
- Não de Bush a tratado de Kyoto pode ajudar acordo do clima*. Folha "online", 16 jun. 2001. Disponível em: <<http://www.folha.com.br>>. Acesso em: 28 nov. 2005.

NARVÁEZ, I.; ORIO, A.; AZNAR, M. P.; CORELLA, J. *Biomass gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed. effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas*. Industrial & Engineering Chemistry Research., v. 35, p. 2110-2120, julho 1996.

OCAMPO, A.; ARENAS, E.; CHEJNE, F.; ESPINEL, J.; LONDOÑO, C.; AGUIRRE, J.; PEREZ, J. D. *An experimental study on gasification of colombian coal in fluidized bed*. Fuel, v. 82, p. 161-164, janeiro 2003.

OLIVEIRA, M. E.; NETO, W. G. *O programa nacional do álcool (Proálcool): um estudo realizado através da imprensa uberlandense*. Disponível em: <<http://www.ufop.br/ichs/conifes/anais/MPC/mpc1004.htm>>. Acesso em: 20 nov. 2005.

OMOSUN, A. O.; BAUEN, A.; BRANDON, N.P.; ADJIMAN, C. S.; HART, D. *Modelling system efficiencies and costs of two biomass- fuelled SOFC systems*. Journal of Power Sources, v. 131, p. 96 – 106, 2004.

ONOVWIONA, H. I.; UGURSAL, V. I. *Residential cogeneration systems: review of the current technology*, Renewable & Sustainable Energy Reviews, v. 10, p. 389-431, outubro 2006.

PAN, Y.G.; ROCA, X.; VELO, E.; PUINGJANER, L. *Removal of tar secondary air in fluidized bed gasification of residual biomass and coal*. Fuel, v. 78, p. 1703-1709, novembro 1999.

PANOPOULOS, K. D.; FRYDA, L.E.; KARL, J.; POULOU, S.; KAKARAS, E. *Hight temperature solid fuel cell integrated with novel allothermal biomass gasification part I: modelling and feasibility study*. Journal of Power Source. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com>>. Acesso em: 23 mar. 2006.

QUAAK, P.; KNOEF, H.; STASSEN, H. *Energy from biomass: a review of combustion and gasification technologies*. Word Bank Technical Paper, n. 422, Energy Series, Washington, D.C, USA, 1999.

RAVANSHI, N. A. Biomass Gasification. Disponível em: <<http://nariphaltan.virtualave.net/gasbook.pdf>>. Acesso em: 21 nov. 2007.

SANCHES, C. G.; ELECTO, S. L. *Biomass fluidized bed gasification research in the University of Campinas*. Energy for Sustainable Development, v. 1, n° 4, 1994.

SCOTT, P. E. *The International Energy Agency's (IEA) work In harmonising sampling and analytical protocols related to municipal solid waste (Msw) conversion to energy*, Biomassa and Bioenergy, v. 9, p. 415-439, março 1995.

SILVEIRA, J. L.; GOMES, L. A. *Fuel cell cogeneration system: a cases of technoeconomic analysis*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 3, p. 233-242, junho 1999.

SYSTEM MANUAL CAPSTONE MICROTURBINE MODEL 330. Califórnia – EUA: mar. 2001.

SMEENK, J.; BROWN, R.C. *Experience with Atmospheric Fluidized Bed Gasification of Switchgrass*. Disponível em: <http://www.iowaswitchgrass.com/_docs/pdf/experience%20with%20Atmos.%20Fluidized%20Bed.pdf>. Acesso em: 20 set. 2006.

SOLAR ENERGY RESEARCH INSTITUTE. *Handbook of biomass downdraft gasifier engine system*, Washington DC, 1988.

U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, DOE. *Review of combined heat and power technologies*. Disponível em: <<http://www.distributed-generation.com/Library.htm>>. Acesso em: 2005.

VAN PAASEN, S. V. B.; KIEL, J. H. A.; NEEFT, J. P. A.; KNOEF, H. A. M.; ZIELKE, U.; SJÖSTRÖM, K.; HASLER, P.; SIMELL, P. A.; DORRINGTON, M. A.; THOMAS, L.; ABATZOGLOU, N.; BUFFINGA, G. J.; BRAGE, C.; SUOMALAINEN, M. *Guideline for sampling and analysis of tar and particles in biomass producer gases*. Disponível em: <<http://www.ecn.nl/publications/default.aspx?nr=c02090>>. Acesso em: 25 fev. 2007.

YIN, L. X.; WU, C. Z.; ZHENG, S. P.; CHEN, Y. *Design and operation of a CFB gasification and power generation system for rice husk*. Biomass & Bioenergy, v. 23, p. 181-187, 2002.