

CHRISTIAN J. CORONADO RODRIGUEZ

**ANALISE TÉCNICA – ECONÔMICA DE UM
GASEIFICADOR DE BIOMASSA DE 100 kg/h PARA
ACIONAMENTO DE UM MOTOR DE COMBUSTÃO
INTERNA**

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

Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

**Guaratinguetá
2007**



**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
CAMPUS DE GUARATINGUETÁ**

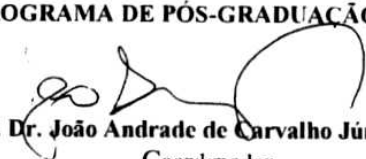
**“ANÁLISE TÉCNICA – ECONÔMICA DE UM GASEIFICADOR DE
BIOMASSA DE 100 Kg/h PARA ACIONAMENTO
DE UM MOTOR DE COMBUSTÃO INTERNA”**

CHRISTIAN JEREMI CORONADO RODRIGUEZ


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


**PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: TRANSMISSÃO E CONVERSÃO DE ENERGIA**

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO


Prof. Dr. João Andrade de Carvalho Júnior
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:


Prof. Dr. JOSÉ LUZ SILVEIRA
Orientador / Unesp-Feg


Prof. Dr. CELSO EDUARDO TUNA
Unesp-Feg


Prof.ª Dr.ª DIOVANA APARECIDA DOS SANTOS NAPOLEÃO
EEL/USP/Lorena-SP

Maio de 2007

DADOS CURRICULARES**CHRISTIAN J. CORONADO RODRIGUEZ**

NASCIMENTO	10.06.1980 – AREQUIPA / PERU
FILIAÇÃO	Julian Coronado LLerena Maria Nilza Rodriguez de Coronado
1997/2002	Graduação em Engenharia Mecânica Universidade Nacional de San Agustin, Arequipa -Perú
2003/2004	Estagiário – Dep. Manutenção Eletro-Mecânica Sedapar S.A. Companhia de Saneamento básico da cidade de Arequipa - Peru.
04-2005/09-2005	Bolsista (ALFA) – Dep. De Engenharia Química e Tecnologias do Médio Ambiente. Universidade de Zaragoza - Espanha
05-2005/08-2005	Curso de Especialização em Sistemas de Energias Renováveis. Centro de Pesquisa em Recursos e Consumos Energéticos – Universidade de Zaragoza - Espanha
2004/2007	Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, nível de Mestrado, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá da Universidade Estadual Paulista. Brasil

À meus pais pelo carinho e incentivo para concretizar este trabalho e à minha irmã pelo carinho, amizade e preocupação que tem por mim.

AGRADECIMENTOS

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

Ao meu orientador, *Prof. Dr. José Luz Silveira* que jamais deixou de me incentivar, pela paciência e dedicação na conclusão deste trabalho.

Aos meus pais *Julian e Nilza*, que sempre incentivaram meus estudos.

Ao Prof. Dr. Jesus Arauzo da Universidade de Zaragoza (Unizar) pela cooperação, amizade e acolhida durante minha estadia nessa faculdade e aos meus amigos do Grupo de Processos Termoquímicos da Unizar: Maria Aznar, Gorca, Joan, Alberto, Jose Luis, Javier e Maria Ayllon que de maneira direta e indireta contribuíram no desenvolvimento deste trabalho.

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

Aos meus amigos da Moradia da Feg e moradores da República Socapincanela pela amizade e acolhida neste maravilhoso país.

Este trabalho contou com apoio financeiro das seguintes entidades

- CAPES (BR) – Bolsa de nível mestrado.
- PROGRAMA ALFA (UE) – Bolsa de Estadia; Contrato N° II-0444-FA; Titulo do projeto: Bioenergy, Rede; ALE: Thermochemical Conversion of Biomass into energy and fuels.

Um homem é sábio, não por sua inteligência, mas sim pelas decisões que toma.

Anônimo

CORONADO, C. J. R. **Análise Técnica – Econômica de um Gaseificador de Biomassa de 100 kg/h para acionamento de um Motor de Combustão Interna.** 2007. 195f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2007.

RESUMO

Após as crises do petróleo de 1973 e de 1979, notou-se um efeito nocivo dos elevados custos e contínuo aumento dos preços do petróleo, razão pela qual aumentou o interesse pelas fontes de energias renováveis, amplamente disponíveis nos países em desenvolvimento. Em todo o mundo, tornaram-se objetivos prioritários de se economizar energia e buscar tecnologias racionais, levando-se sempre em consideração os efeitos relacionados ao meio ambiente. Por outro lado, a escassez iminente dos combustíveis fósseis tem exigido da humanidade o uso racional de energia primária e como consequência, novas plantas em versões tecnológicas mais desenvolvidas têm sido concebidas visando sempre o aumento da eficiência energética. Neste contexto, destacam-se as tecnologias de gaseificação de madeira, que consistem em técnicas de conversão da biomassa em gás combustível. O objetivo principal deste trabalho é o desenvolvimento e a demonstração de uma metodologia de dimensionamento de um gaseificador de leito fixo tipo Downdraft para uma alimentação de 100 kg/h de biomassa lignocelulósica. Avalia-se e escolhe-se os diversos equipamentos e acessórios necessários para a limpeza e acondicionamento do gás combustível para a alimentação de um motor de combustão interna. A análise técnica inclui além dos parâmetros construtivos específicos do gaseificador, o balanço de massa, de energia, e a determinação das eficiências, tanto para a eficiência a frio como para a eficiência a quente do gaseificador. A análise econômica inclui uma avaliação e obtenção dos custos tanto do gaseificador como do Motor de Combustão Interna acoplado, os custos dos equipamentos e acessórios da zona de gaseificação, os custos operacionais e os custos da instalação e amortização do projeto. Também é

realizado um estudo financeiro do projeto, obtendo três dos principais parâmetros para a escolha final: Taxa Interna de Retorno (TIR), Valor Líquido Presente (VLP) e *payback* (Retorno do investimento) considerando uma vida útil de 15 anos para o gaseificador.

PALAVRAS CHAVE: Biomassa, gaseificador, motor, eficiência, economia.

CORONADO, C. J. R. **Technical and Economical Analyses of a 100 kg/h Biomass Gasifier for operation of a Internal Combustion Engine.** 2007. 195f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2007.

ABSTRACT

After the oil crisis of 1973 and 1979, an effect of the increase costs and continuously increment of the oil prices was noted. For this reason, the interest for renewable energies sources widely available in developing countries was increased. The governments have formulated main objectives for energy savings and search for friendly technologies, taking into account the effects related with the environment. The new plants with improved technology have been conceived always taking into account energy savings and efficiency improvement. In this context, biomass gasification technologies are important, since they consist in techniques of parallel production of electricity and heat from just one fuel. The main objective of this work is to develop and to demonstrate a scale up methodology for the construction of a bed fix downdraft gasifier with a 100 kg/h supply using as raw material lignocelulosic biomass. It will be evaluated and analytically chosen the necessary accessories and equipments for the cleaning and preparation of the biomass fuel gas, then this gas will be used in a internal combustion engine. The technical analysis includes in addition to the constructive specifics parameters, the balance of mass, balance of energy and determination of the efficiencies for thermal generation and power generation (hot efficiencies or cold efficiencies, respectively). The economic analysis includes cost evaluation of the gasifier, internal combustion engine, equipment and accessories of the gasification zone, operational and installation and amortization of the project. Finally, a financial study of project is made, obtaining three of the main parameters for the final election: IRR, LPV and *payback* considering a life utility of 15 years for the gasification installation

KEYWORDS: Biomass, gasifier, engine, efficiency, economy.

SUMARIO

LISTA DE FIGURAS
LISTA DE TABELAS
ABREVIATURAS, SIGLAS E SIMBOLOS

1. INTRODUÇÃO	21
2. BIOMASSA: ASPECTOS GERAIS	25
2.1. Introdução.....	25
2.2. Situação atual da biomassa.....	26
2.3. Vantagens que apresenta o uso da biomassa.....	29
2.3.1. Vantagens ambientais.....	29
2.3.2. Vantagens socioeconômicas.....	30
2.4. Problemas que representam a sua utilização.....	30
2.5. Tipos de biomassa.....	31
2.6. Propriedades da biomassa.....	38
2.6.1. Conteúdo de umidade.....	38
2.6.2. Poder calorífico.....	38
2.6.3. Proporção de carvão fixos e voláteis.....	39
2.6.4. Cinzas.....	40
2.6.5. Metais alcalinos.....	40
2.7. Conversão da biomassa.....	42
2.7.1. Conversão Termoquímica da biomassa.....	43
a. Combustão.....	43
b. Pirólises.....	44
c. Gaseificação.....	49
3. TEORIA DA GASEIFICAÇÃO	51
3.1. Introdução.....	51
3.2. Princípios básicos do processo.....	51
3.3. Base química.....	53
3.4. Produtos da gaseificação.....	56
3.5. Aplicações do gás produto do processo de gaseificação.....	58
3.6. A evolução da gaseificação.....	60
3.6.1. O caso do carvão.....	61
3.6.2. O caso da biomassa.....	62
3.7. Cenário futuro da gaseificação.....	68
3.8. Gaseificação de pequeno porte.....	69
4. TIPOS DE GASEIFICADORES	72
4.1. Gaseificadores de leito fixo.....	73
4.1.1. Gaseificador Updraft.....	73
4.1.2. Gaseificador Downdraft.....	74
4.1.3. Gaseificador de tiro transversal.....	78
4.1.4. Operação e performance dos gaseificadores de leito fixo.....	79
4.2. Gaseificadores de leito fluidizado.....	80
4.2.1. Leito fluidizado borbulhante.....	82

4.2.2. Leito fluidizado circulante.....	83
4.3. Comparação entre os gaseificadores.....	83
4.4. Outros tipos de gaseificadores.....	85
5. LIMPEZA E ACONDICIONAMENTO DO GAS DE BIOMASSA	
– ESTADO DA ARTE	89
5.1. Considerações iniciais.....	89
5.2. Principais poluentes do gás de saída.....	89
5.2.1. Material particulado.....	90
5.2.2. Componentes alcalinos.....	90
5.2.3. Alcatrão presente na gaseificação.....	92
5.2.4. Poluentes de conteúdos nitrogenados.....	93
5.2.5. Enxofre.....	93
5.3. Tecnologias para a remoção de material particulado.....	95
5.3.1. Ciclones.....	95
5.3.2. Filtro de mangas.....	96
a. Filtros rígidos.....	97
b. Filtros de bolsa.....	97
5.3.3. Purificadores eletrostáticos.....	99
5.3.4. Depuradores úmidos.....	99
5.4. Tecnologias para remoção de alcatrões.....	101
5.4.1. Depuradores úmidos (<i>wet Scrubber</i>).....	102
5.4.2. Filtro de barreira.....	103
5.5. Catalise e destruição térmica do alcatrão.....	105
6. DIMENSIONAMENTO E FUNCIONAMENTO DO GASEIFICADOR	107
6.1. Fluxos produzidos em gaseificadores Downdraft.....	107
6.2. Sistema de alimentação de biomassa.....	108
6.3. Projeto do gaseificador Downdraft.....	111
6.3.1. Parâmetros específicos do projeto.....	115
6.3.2. Balanço de massa no gaseificador.....	117
7. EQUAÇÕES UTILIZADAS NO DIMENSIONAMENTO E DETERMINAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO GASEIFICADOR	121
7.1. Dimensionamento do Gaseificador.....	121
7.2. Balanço de Energia.....	122
7.2.1. Cálculo do gás de biomassa (PCI_{gas}).....	123
7.2.2. Cálculo da entalpia do gás de biomassa.....	124
7.2.3. Cálculo da entalpia da biomassa e do ar.....	126
7.2.4. Perda de calor.....	127
7.2.5. Eficiência do gaseificador.....	128
8. SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS PARA O ACONDICIONAMENTO E LIMPEZA DO GÁS DE BIOMASSA	131
8.1. Diagrama de fluxo da instalação.....	131
8.2. Equipamentos fundamentais.....	134
8.2.1. Ciclone.....	134
8.2.2. Catalisador.....	136
8.2.3. Trocadores de calor.....	138

8.2.4. Lavadores de gases.....	142
a. Lavadores de gás em base seca.....	142
b. Lavadores de gás em base úmida.....	144
8.2.5. Equipamento eliminador de umidade.....	149
8.3. Equipamentos adicionais.....	150
8.3.1. Soprador (<i>blower</i>).....	150
8.3.2. Compressor.....	151
9. ESTUDO ECONÔMICO E FINANCEIRO DA INSTALAÇÃO.....	153
9.1. Benefícios do uso de gás de madeira.....	153
9.2. Estudo Econômico.....	154
9.2.1. Custos dos equipamentos e obra civil.....	154
9.2.2. Custos de operação e manutenção.....	158
a. Custos da biomassa.....	159
b. Custos de manutenção.....	159
c. Custo de mão de obra.....	159
d. Custos de amortização.....	159
9.3. Estudo Financeiro.....	159
9.3.1 Fluxo de caixa, TIR e VPL.....	161
9.3.2. Análise de sensibilidade.....	165
10. CONCLUSÕES.....	167
REFERÊNCIAS.....	169
ANEXOS.....	178

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 2.1: Variedade do uso de tecnologia a partir da biomassa.....	27
FIGURA 2.2: Quantidade de biomassa utilizada no mundo.....	28
FIGURA 2.3: Exemplo da Biomassa natural.....	32
FIGURA 2.4: Exemplo de biomassa residual, resíduos florestais.....	34
FIGURA 2.5: Exemplo de biomassas florestais industriais, serragem da indústria madeira.....	34
FIGURA 2.6: Exemplo de resíduos agrícolas.....	35
FIGURA 2.7: Exemplo de resíduos agro-industrial sólidos, cana de açúcar.....	36
FIGURA 2.8: Resíduos sólidos urbanos, RSU.....	36
FIGURA 2.9: Cultivos energéticos.....	37
FIGURA 2.10: Formas de conversão da biomassa.....	42
FIGURA 2.11: Etapas da combustão da madeira.....	45
FIGURA 2.12: Produção de carvão em forno Lambiote.....	47
FIGURA 3.1: Diagrama de fluxos e aplicações dos produtos da gaseificação.....	52
FIGURA 3.2a: Variação da temperatura de combustão e das concentrações de CO e CO ₂ com o coeficiente de excesso de ar em combustão real.....	57
FIGURA 3.2b: Variação da temperatura de combustão e das concentrações de CO e CO ₂ com o coeficiente de excesso de ar numa combustão teórica.....	58
FIGURA 3.3: Produção de gás sínteses nas ultimas 3 décadas.....	62
FIGURA 3.4: Opções tecnológicas da gaseificação.....	69
FIGURA 4.1: Gaseificador de corrente ascendente ou de tiro direito.....	74
FIGURA 4.2: Gaseificador de Corrente Descendente ou de tiro invertido (Tipo Garganta).....	75
FIGURA 4.3: Gaseificador de tiro transversal.....	79
FIGURA 4.4: Gaseificador de leito fluido.....	82
FIGURA 4.5: Leito fluidizado borbulhante.....	84
FIGURA 4.6: Leito fluidizado circulante CFBs.....	84
FIGURA 4.7: Gaseificador de duas fases.....	88

FIGURA 4.8: Gaseificadores tipo Downdraft (Ezq) e de Leito Fluidizado (Der) ambos de pequeno porte.....	88
FIGURA 5.1: Filtro de ciclone.....	96
FIGURA 5.2: Filtros cerâmicos.....	98
FIGURA 5.3: Filtro de mangas.....	98
FIGURA 5.4: Filtros Eletrostáticos.....	100
FIGURA 5.5: Depurador úmido do Tipo Venturi.....	101
FIGURA 5.6: Eficiências na separação de partículas em sistemas convencionais de limpeza do gás de saída.....	102
FIGURA 5.7: Depurador úmido (wet scrubber).....	104
FIGURA 6.1: Fluxo de ar e gás produzido em função da biomassa processada para um gaseificador tipo Downdraft com garganta.....	108
FIGURA 6.2: Coifa de alimentação.....	110
FIGURA 6.3: Cilindro de alimentação.....	110
FIGURA 6.4: Gaseificador, vista frontal.....	113
FIGURA 6.5: Gaseificador, vista de perfil.....	113
FIGURA 6.6: Grelha, vista de perfil.....	114
FIGURA 6.7: Parte inferior do gaseificador.....	115
FIGURA 6.8: Montagem do Gaseificador.....	117
FIGURA 6.9: Relação ar/biomassa para a zona de gaseificação.....	118
FIGURA 6.10: Balanço de massa do gaseificador.....	119
FIGURA 7.1: Eficiência a frio em gaseificadores.....	129
FIGURA 7.2: Eficiência a quente em gaseificadores.....	130
FIGURA 8.1: Fluxograma da instalação de gaseificação.....	133
FIGURA 8.2: Dimensões para um ciclone de alta eficiência.....	136
FIGURA 8.3: Variação do C_p do gás para distintas temperaturas.....	141
FIGURA 8.4: Princípio de desenho, Venturi – Reither.....	145
FIGURA 8.5: Sistema Venturi – Reither.....	145
FIGURA 8.6: Principais dimensões do Venturi – Reither.....	147
FIGURA 8.7: Perda de carga respeito ao avanço do pistão.....	149

FIGURA 8.8: Conteúdo de água no gás em função da temperatura.....	150
FIGURA 8.9: Sistema eliminador de umidade.....	151
FIGURA 9.1. Metodologia para a determinação de custo de equipamento.....	155
FIGURA 9.2: Variação da TIR considerando diminuição do o investimento.....	165
FIGURA 9.3: Variação do VLP considerando um aumento da potencia instalada....	165
FIGURA 9.4: Variação do TIR considerando aumento do preço da energia elétrica.	166
FIGURA 9.5: Retorno do Custo do Investimento (<i>Payback</i>).....	166

LISTA DE TABELAS

TABELA 2.1: Características técnicas de diferentes tipos de biomassas em base seca.....	41
TABELA 2.2: Análise de material volátil, carvão fixo e cinzas de biomassas típicas.	41
TABELA 2.3: Massa teórica de ar necessária para queimar 1 kg de biocombustível seco.....	45
TABELA 2.4: Tecnologias para pirólises da biomassa.....	49
TABELA 3.1a: Principais reações na gaseificação.....	54
TABELA 3.1b: Principais reações na gaseificação.....	54
TABELA 3.2: Poderes caloríficos dependendo do tipo de agente gaseificante.....	55
TABELA 3.3: Principais agentes gaseificantes.....	56
TABELA 3.4: Composição volumétrica típica do gás pobre de diferentes tipos de gaseificadores.....	59
TABELA 3.5: Projetos de demonstração da tecnologia de gaseificação aplicada a biomassa vegetal como combustível.....	66
TABELA 3.6: Gaseificadores de leito fixo em operações.....	70
TABELA 4.1: Vantagens e desvantagens dos diferentes tipos de gaseificadores.....	86
TABELA 4.2: Principais características de operação dos diferentes tipos de gaseificadores.....	87
TABELA 5.1: Qualidade do gás para geração de potência.....	91
TABELA 5.2: Composição da cinza a partir da biomassa selecionada.....	91
TABELA 5.3: Concentrações de alcalinos no combustível.....	92
TABELA 5.4: Comparação do conteúdo de alcatrão e partículas assim como qualidade do gás obtido em distintos tipos de gaseificadores.....	94
TABELA 5.5: Quedas de pressão e tamanhos de partículas recolhidas em depuradores úmidos.....	103
TABELA 5.6: Eficiências na remoção de alcatrões reportados de depuradores úmidos em sistemas de gaseificação de biomassa.....	104
TABELA 6.1: Dados técnicos de gaseificadores Downdraft tipo garganta.....	109

TABELA 6.2: Características das válvulas do sistema de alimentação.....	112
TABELA 6.3: Características técnicas de diferentes tipos de biomassa em base seca.....	120
TABELA 6.4: Conteúdo energético de alguns recursos com distintas percentagens de umidade.....	120
TABELA 7.1: Principais características da construção do gaseificador.....	122
TABELA 8.1: Tipos de reações na fase gasosa.....	137
TABELA 8.2: Principais características dos trocadores de calor IC ₁ , IC ₂	141
TABELA 8.3: Principais dimensões e parâmetros do lavador Venturi VR-100.....	147
TABELA 8.4: Variação da perda de carga em função do passo (S) e a velocidade na garganta.....	148
TABELA 8.5: Características principais do soprador (Blower).....	151
TABELA 9.1: Valores do expoente “b” para equipamentos de química industrial....	156
TABELA 9.2: Custos estimados de equipamentos de sistema de gaseificação para uma alimentação de 100 kg/h de biomassa lignocelulosica.....	158
TABELA 9.3: Fluxo de caixa, TIR e VPL.....	163

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SIMBOLOS

ARBRE	- Energia renovável de biomassa (Arable Biomass Renewable Energy)
atm	- Pressão (1 Atmosfera = 1,01325 bar)
BIGCC	- Gaseificação de biomassa em ciclo combinado (Biomass Integrated Gasification Cycle Combined)
Cp	- Calor específico a pressão constante (kJ / kg.°K)
cp	- : Centipoise (unidade de viscosidade no sistema CGS) (1 poise = N.s/m ²)
CH ₄	- Metano
CO	- Monóxido de Carbono
CO ₂	- Dióxido de Carbono
C ₂ H ₂	- Acetileno
C ₂ H ₄	- Etileno
C ₂ H ₆	- Etano
CFB	- Leito Fluidizado Borbulhante (Circulating Fluidized Bed)
€	- Euro (moeda oficial da Comunidade Européia)
g	- gramos
gmol	- gramos mol
GICC	- Gaseificação com ciclo combinado (Gasification Integrated Cycle Combined)
GLP	- Gás Liquefeito de Petróleo
H ₂	- Hidrogênio
HRSG	- Caldeira de recuperação (Heat Recovery Steam Generation)
mb	- Milibar (1 b (bar) = 10 ⁵ N/m ²)
min	- Minuto
MCI	- Motor de Combustão Interna
MPa	- Pressão
Mtep	- Milhões de toneladas equivalentes de petróleo
N ₂	- Nitrogênio
NOx	- Óxidos de nitrogênio
O ₂	- Oxigênio
PCI	- Poder calorífico Inferior
PCS	- Poder calorífico Superior
Pie	- 1 Pie (foot) = 0,3048 m
Polg H ₂ O	- Polegadas de coluna de H ₂ O
Pol	- Polegada (0,0254 m)
TIR	- Taxa interna de retorno
ton	- Toneladas
US\$	- Dólares americanos
UK	- Reino Unido (United Kingdom)
VPL	- Valor Presente Líquido

PROLOGO

Se o fogo foi a pedra angular da civilização, o uso de combustíveis gasosos e líquidos chegou a ser a tecnologia da idade moderna. Sem estes combustíveis refinados, todos os processos seriam menos eficientes, menos convenientes e mais poluentes. No entanto a civilização deve sobreviver à extinção dos combustíveis fósseis . Modernas tecnologias serão afetadas se não se encontrar um substituto. A tecnologia da gaseificação proporciona uma base para o fornecimento suplementar de combustíveis líquidos e gasosos. [Redd, 1981].

CAPITULO 1

1. INTRODUÇÃO

Por cerca de 20 anos, os baixos preços do petróleo têm feito que a obtenção de líquidos e gases combustíveis a partir da biomassa não fosse tão atrativa. Mais, recentemente, o rápido incremento dos preços do mineral líquido, tem gerado interesse renovado para aqueles combustíveis procedentes da biomassa via métodos termoquímicos.

O uso do “gás de biomassa” para funcionamento de motores de combustão interna, teve seus primeiros ensaios aproximadamente no ano 1881. Por volta de 1920 este gás foi usado para funcionamento de caminhões e tratores na Europa. Na ocasião os geradores de gás operavam com madeira e carvão produzindo um gás com elevadas proporções de alcatrão. Enquanto foi possível seu uso em motores, a falta de limpeza deste gás mostrava que estes métodos não eram a melhor opção da época e assim, os combustíveis sólidos para usos automotores não atingiram o nível de aceitação como se esperava. Vários trabalhos que apontavam ao melhoramento destes geradores de gás foram concebidos por parte de inventores independentes e de poucas companhias até o período da segunda guerra mundial. Com o começo da guerra e a escassez de combustíveis líquidos na Europa, se intensificaram as pesquisas para a disponibilidade de novos combustíveis e resultaram no surgimento das atividades em projetos e instalações geradoras de gás de biomassa [Reed, 1981].

O final da guerra trouxe o uso dos combustíveis fósseis líquidos e uma rápida conversão para os veículos a diesel e a gasolina. Desde a guerra, uns poucos geradores utilizando gás de biomassa tem estado em operação e principalmente em países subdesenvolvidos. O governo da Suécia, por exemplo, assim como a maioria dos países do leste da Europa (Finlândia, Noruega, etc.) têm mantido um alto nível em pesquisa e desenvolvimento em programas de gaseificadores de biomassa de pequeno e grande porte, com a intenção de manter-se alertas e preparados tanto militar como economicamente a possíveis eventos de embargo ou crises de combustíveis líquidos.

Tendo em conta que não existe um único tipo de gaseificador adequado para a variedade de biomassas existentes, em cada projeto tem-se que estudar convenientemente, qual é a tecnologia mais adequada para as necessidades do trabalho a que vai ser destinado o gás combustível, assim mesmo, considerando que a biomassa é uma fonte de energia que se encontra muito dispersa no território, na maioria dos países desta parte do hemisfério. É conveniente propor instalações de gaseificação de capacidades inferiores a 1000 kg/h de alimentação, do que instalações de grande e médio porte, especialmente para diminuir o preço do transporte e considerar como quase nulo o preço da biomassa quando esta for considerada como resíduo [G.P.T, 2005].

Estas pequenas instalações demandariam uma grande flexibilidade tanto da biomassa a se utilizar como na utilização que se possa dar ao gás produzido, propondo em quase todos os casos o desejo de uma dupla utilização, tanto para a sua combustão em pequenas caldeiras ou fornos, quanto para a geração de eletricidade através do uso de MCI. Estes fatos fazem com que no mercado atual exista uma possível demanda de gaseificadores especialmente do tipo “downdraft”, que podem ser utilizados para uma ampla variedade de biomassa, com simples e algumas vezes nulos pré-tratamentos da mesma e a posterior utilização do gás em MCI através de simples processos de limpeza. Nesse contexto, este tipo de instalação requer um simples manejo e manutenção, que lhe confere uma alta disponibilidade.

Considerando tudo isso, a gaseificação utilizando gaseificadores downdraft resulta numa boa e interessante alternativa, frente aos atuais baixos preços de outras fontes de energias como, por exemplo, do gás natural, uma possível regulação do setor elétrico no que se refere à eletricidade gerada a partir da biomassa, faria com que esta tecnologia obtivesse uma viabilidade econômica otimista para os anos vindouros.

Cabe assinalar também que recentemente tem havido interesse na gaseificação de biomassa para a produção de hidrogênio para uso em células a combustível (*Fuel Cell*). A produção de um gás limpo e rico em hidrogênio, requer tecnologias adequadas, incluindo a remoção de partículas e de alcatrão. Tudo isto, ante uma possível mudança a uma economia mundial baseada no hidrogênio.

Neste capítulo 1, apresenta-se o objeto de estudo da presente dissertação. No capítulo 2, estuda-se a biomassa e seus principais aspectos de forma geral incluindo a situação atual deste recurso renovável, tanto a nível nacional como internacional; vantagens e desvantagens que representa o seu uso; uma classificação dos principais tipos de biomassa que existem na natureza; propriedades deste recurso e seus principais processos de conversão energética.

No capítulo 3, apresenta-se um estudo detalhado da gaseificação como principal processo de conversão energética incluindo os princípios básicos do processo, os produtos da gaseificação, aplicações do gás de biomassa, estado atual da gaseificação tanto do carvão como da biomassa (em instalações de grande e pequeno porte); um possível cenário futuro da gaseificação e experiências em instalações de pequeno porte também são apresentados.

No capítulo 4, estuda-se os principais tipos de gaseificadores que existiram e aqueles que existem na atualidade, as vantagens, desvantagens, operação e desempenho de cada tipo de gaseificador.

No capítulo 5, apresenta-se o estado da arte da limpeza e acondicionamento que o gás de biomassa precisa antes de seu ingresso em um MCI; neste capítulo inclui descritivo dos principais poluentes e as tecnologias disponíveis no mercado para a limpeza e acondicionamento do mesmo.

No capítulo 6, apresenta-se o dimensionamento e funcionamento do gaseificador projetado incluindo o sistema de alimentação e a metodologia de construção; desenvolve-se também o balanço de massa do gaseificador. Todos os desenhos (planos) citados neste capítulo encontram-se nos anexos do presente trabalho.

No capítulo 7, apresentam-se os cálculos e equações utilizadas para o dimensionamento do gaseificador, e efetua-se o balanço de energia a fim de conhecer a perda de calor e as eficiências do equipamento.

No capítulo 8, apresentam-se os cálculos e metodologia utilizada para a seleção dos principais tecnologias de limpeza e acondicionamento do gás de biomassa. A seleção é baseada no fluxo de gás de biomassa produzido, na temperatura e no nível de

impurezas deste gás. O capítulo inclui também um diagrama de fluxo geral da instalação onde se detalha a posição dos equipamentos fundamentais selecionados e de alguns equipamentos adicionais e/ou auxiliares.

No capítulo 9, apresenta-se o estudo econômico e financeiro da instalação proposta. No estudo econômico se incluem os custos dos equipamentos, custos de instalação e custos operacionais (custos de biomassa, custo de manutenção, custo de mão de obra e custos de amortização); o estudo financeiro inclui o fluxo de caixa dos principais custos, a Taxa Interna de Retorno (TIR), o Valor Presente Líquido (VPL) e o respectivo “*Payback*”; por último, apresenta-se uma análise de sensibilidade mediante gráficos comparando a TIR x custo de investimento, a potência instalada x VPL e a TIR x preço da eletricidade.

Finalmente, no capítulo 10, são citadas as conclusões finais deste trabalho de dissertação.

CAPITULO 2

BIOMASSA ASPECTOS GERAIS

2.1. INTRODUÇÃO

A biomassa é o termo utilizado para todo o material orgânico que provenha dos vegetais e animais (incluindo as algas, as árvores, resíduos vegetais, resíduos animais, resíduos sólidos urbanos (RSU), produtos biodegradáveis). Esta é a forma mais comum das energias renováveis, sendo usada intensamente nos países do terceiro mundo, mas somente há poucos anos alguns países industrializados começaram a utilizá-la. A biomassa é reconhecida por muitos pesquisadores da área energética como uma das mais relevantes novas formas de energia para produção de eletricidade tendendo a um crescente uso. Nos últimos tempos, a atenção tem-se focalizado em identificar as espécies convenientes da biomassa, que possam proporcionar opções para substituir as fontes convencionais de energia provenientes de combustíveis fósseis.

A biomassa vegetal é produzida pelas plantas verdes que convertem a luz solar no material que precisam para seu desenvolvimento por meio da fotossíntese e inclui toda a vegetação da terra com base na água, assim como todos os lixos orgânicos. O recurso da biomassa pode-se considerar como matéria orgânica onde a energia da luz do sol é utilizada para promover as frações químicas. A biomassa tem sido sempre uma fonte importante de energia para a humanidade e estima-se que atualmente contribui na ordem de 10 a 14% como fonte de energia mundial [McKendry (Part I), 2002].

O principal desafio do aproveitamento energético da biomassa é a geração de eletricidade ou a geração simultânea de energia térmica e eletricidade (cogeração), com altas eficiências, utilizando MCI, turbinas a gás e turbinas a vapor ou a combinação nas duas. O potencial de um processo de gaseificação de biomassa para a contribuição na geração de energia para qualquer país é alto. Isto está claramente

associado com os elevados benefícios ao meio ambiente como por exemplo os altos níveis de redução de emissões.

No Brasil, no início do século, a biomassa foi o primeiro combustível utilizado em plantas termelétricas, em 1995, a geração de eletricidade a partir de recursos bioenergéticos chegava a 6,5 TWh, com uma potência instalada superior a 2 GW e representando 30% da geração de origem térmica e 2,5% da geração total de eletricidade [Nogueira e Moreira, 1997].

Com respeito ao uso energético, só se comercializa 30% da biomassa utilizada, e se fixarmos no setor industrial, este percentual baixa para 16%. Isto indica que um dos fatores que leva à utilização de biomassa é o custo quase nulo do combustível (custo zero da biomassa), como é o caso da eliminação de um resíduo. A União Européia tem o objetivo de duplicar a contribuição atual das energias renováveis no ano 2010 (no ano 2000 era de quase 6% do consumo de energia primária); o consumo de energia primária com energias renováveis deverá passar de 74 Mtep a 182 Mtep/ano. Para a biomassa supõe um incremento até 135 Mtep para o ano 2010. Há quem considera que este é um objetivo modesto. No entanto, levando-se em conta a contribuição das energias renováveis, a biomassa, tem variado muito pouco nas últimas décadas. Portanto, ao se pensar em dobrar esta contribuição na União Européia num período de 10 anos, se pode qualificar como um objetivo ambicioso [Becerra, 1999].

2.2. A SITUAÇÃO ATUAL DA BIOMASSA

A energia de recursos provenientes da biomassa apresenta, em muitos aspectos, um quadro mais complicado que outras energias renováveis devido a uma variedade ampla de matéria prima e de tecnologias de conversão. Seu crescimento tem se intensificado mais em algumas áreas que em outras. A Fig. 2.1 mostra a variedade de usos de tecnologia a partir da biomassa.

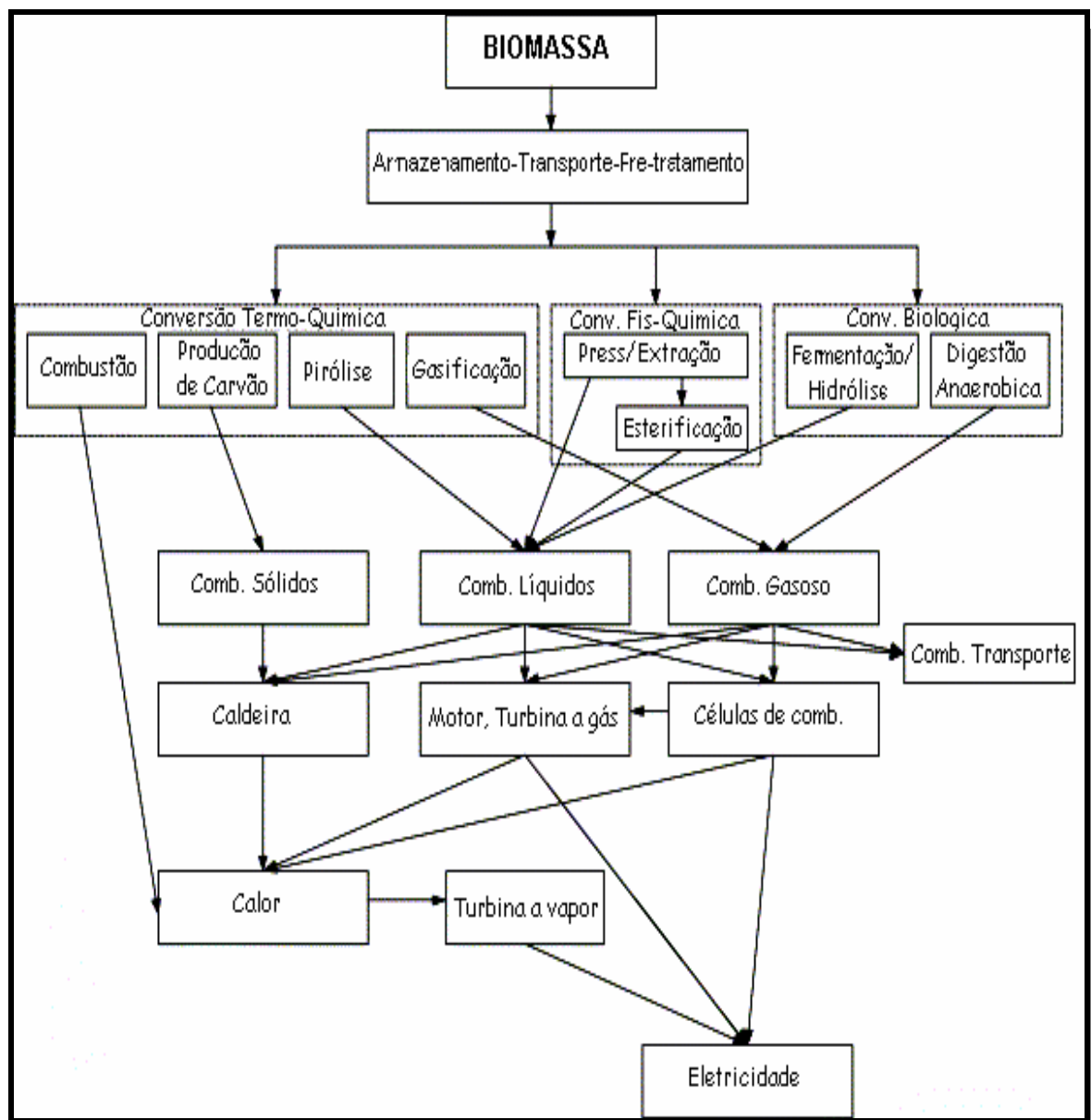


Figura. 2.1 .Variedade do uso de tecnologia a partir da biomassa [Gross *et. al.*, 2003].

O uso atual da biomassa como energia primária do mundo está na ordem de 14%; a maioria é utilizada nos países em vias de desenvolvimento, onde a biomassa corresponde até em um terço das necessidades energéticas [Bauen e Kaltschmitt, 2001]. Por outro lado, a biomassa proporciona na maioria dos países industrializados cerca de 3% de energia consumida. [Gross *et al.*, 2003]. A Fig. 2.2 mostra que a quantidade de biomassa utilizada no mundo é muito mais baixa que seu potencial na maioria das regiões. No entanto, seu uso parece exceder o consumo sustentável em

algumas regiões como por exemplo na Ásia e em alguns países em vias de desenvolvimento onde são necessárias aplicações modernas para o uso sustentável de biomassa.

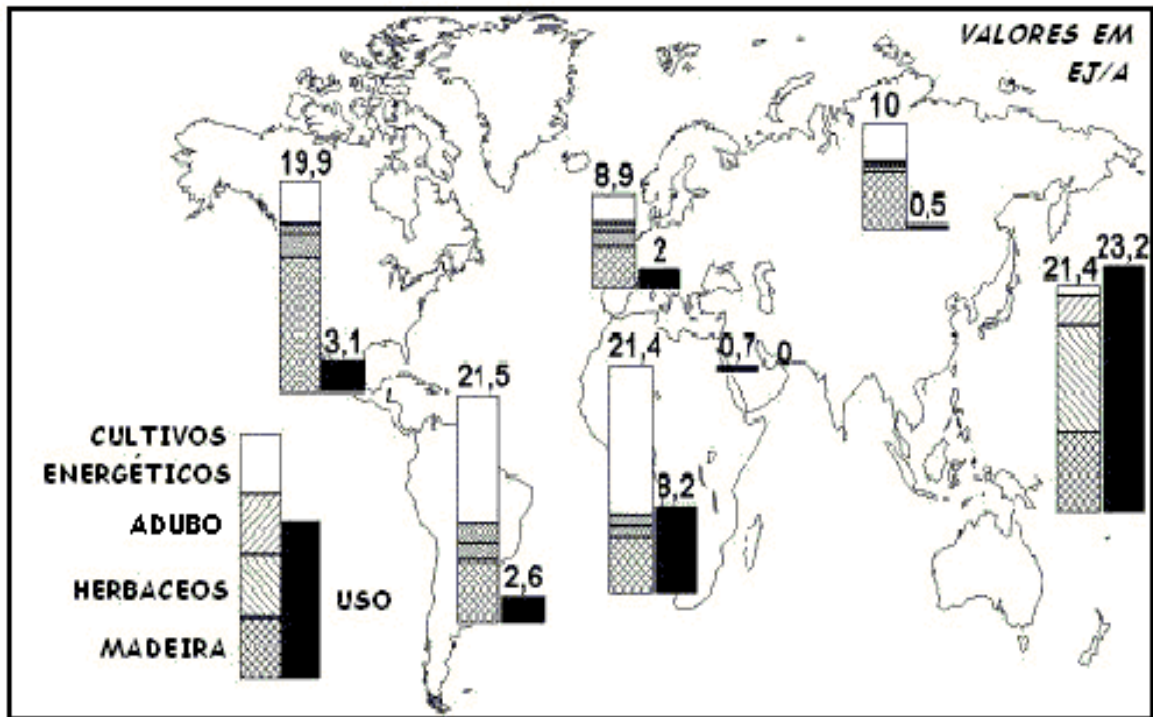


Figura. 2.2 Quantidade de Biomassa utilizada no mundo [Bauen e Kaltschmitt, 2001].

Modernamente o uso da biomassa pode proporcionar a produção simultânea de calor e eletricidade; este modo de utilização contribui em quase 4% da energia primária nos EUA; 11% na Áustria, 20% na Finlândia e 17% na Suécia. A biomassa também é utilizada para fins de aquecimento urbano e para fins de cogeração em países como Dinamarca e Alemanha [Bauen e Kaltschmitt, 2001]. A produção acumulativa de eletricidade a base de biomassa ao longo de nossa história atinge os 100 TWh, e por isso as centrais térmicas a partir da biomassa têm uso mais considerável no mercado que qualquer outra opção de energia renovável emergente.

Segundo Williams e Larson (1993) nos Estados Unidos, a capacidade instalada de geração elétrica a partir da biomassa no início dos anos 90 era de 8,4 GW; na

mesma época o DOE (Departamento de Energia do Governo dos EUA) planejava para o ano 2000 uma capacidade instalada de 12 GW, prevendo-se chegar , em 2030 a 100 GW.

2.3. VANTAGENS QUE APRESENTA O USO DA BIOMASSA

O emprego da biomassa apresenta numerosas vantagens, não só para o proprietário da instalação de aproveitamento energético, mas também para a sociedade. As vantagens mencionadas são fundamentalmente econômicas e ambientais já que diminui os gastos energéticos ao reduzir quantidade de combustível fóssil que se deve adquirir.

2.3.1. VANTAGENS AMBIENTAIS

- Considera-se que todo o CO₂ emitido na utilização energética da biomassa tem sido previamente fixado nas estruturas da matéria vegetal durante seu crescimento, pelo que não contribui ao incremento da sua concentração na atmosfera. No entanto, este balanço não é completamente nulo como demonstra uma completa análise de ciclo de vida. Para a geração elétrica tendo como combustível biomassa por exemplo, precisa-se de transporte (ou seja consumo de combustíveis fósseis no caso do transporte da biomassa à central de geração). Mas não há dúvida que no global, o balanço de CO₂ é praticamente nulo.
- A biomassa tem teores muito baixos de enxofre, geralmente inferiores a 0,1%. Por esse motivo, as emissões de dióxido de enxofre, junto com as emissões de óxidos de nitrogênio, que são as causadoras da chuva ácida, são mínimas.
- Por outro lado o uso de biocombustíveis em MCI, supõe uma redução das emissões geradas (hidrocarbonatos, voláteis, partículas, SO₂ e CO).
- Por último, o emprego da tecnologia de digestão anaeróbica para tratar a biomassa residual úmida, e os resíduos sólidos urbanos além de reduzir a sua

carga poluente, reduzem maus cheiros e eliminam quase na sua totalidade os germes e os microorganismos patogênicos. Os subprodutos resultantes do processo de digestão anaeróbica podem ser utilizados como fertilizantes na agricultura.

2.3.2. VANTAGENS SOCIOECONÔMICAS

- O uso energético da biomassa contribui à diversificação energética que é um dos objetivos dos planos energéticos, tanto em nível nacional como em nível mundial.
- A implantação de recursos energéticos (plantações) em terras abandonadas evita a erosão e a degradação do solo. Política internacional, como por exemplo a Européia (PAC – Política Agrária Comunitária), permite a utilização de terras em retiro para a produção de cultivos não alimentícios, como são os cultivos energéticos e podas que incrementam as rendas dos agricultores.
- O aproveitamento de alguns tipos de biomassa (principalmente a florestal e dos cultivos energéticos) contribui à criação de postos de trabalhos no meio rural.

2.4. PROBLEMAS QUE REPRESENTAM A SUA UTILIZAÇÃO

A utilização energética da biomassa apresenta, devido a suas características, pequenos inconvenientes com relação aos combustíveis fósseis.

- Os rendimentos das caldeiras de biomassa são inferiores em comparação ao daquelas que usam combustíveis fósseis líquidos e gasosos.
- A biomassa possui menor densidade energética, e para conseguir a mesma quantidade de energia é preciso utilizar mais quantidade desta. Isto implica que os sistemas de armazenamento de combustível sejam em geral, maiores.
- Os sistemas de alimentação de combustível e eliminação de cinzas, são mais complexos e requerem maiores custos de operação e manutenção em relação aos sistemas que trabalham com combustíveis fósseis líquidos ou gasosos. No

entanto, cada vez existem no mercado sistemas mais automatizados que minimizam estes inconvenientes.

- As vias de distribuição da biomassa não estão desenvolvidas como as dos combustíveis fósseis (só aplicável no caso que os recursos não sejam próprios). Além de que a baixa densidade afeta os custos de transporte, tornando difícil à viabilidade econômica conforme aumenta a distância do ponto de produção do recurso até a instalação para o seu aproveitamento.
- Em muitos casos a biomassa apresenta elevados teores de umidade, o que faz que em determinadas aplicações seja necessário um processo prévio de secagem [Circe, 2005].

2.5. TIPOS DE BIOMASSA

Uma correta classificação da biomassa teria que considerar toda a matéria orgânica de origem vegetal e animal, incluindo aqueles materiais procedentes de sua transformação natural e artificial, além da existência de inúmeras classificações. A seguinte lista pode ser elaborada resumindo algumas pesquisas apresentadas na literatura científica.

Atendendo a composição da biomassa, esta pode ser dividida em:

- **BIOMASSAS AÇUCARADAS:** Estão dentro deste grupo, aquelas biomassas com um alto conteúdo de açúcares solúveis, geralmente “sacarose”. A cana de açúcar e a beterraba quando são utilizadas com fins energéticos são dois exemplos importantes deste grupo.
- **BIOMASSAS AMILÁCEAS:** As biomassas amiláceas possuem na sua composição quantidades importantes de amido (poliglicose) ou insulina (polímero da frutuosa e glicose). Dentro deste grupo situam-se os grãos de cereais (contêm amido) e os tubérculos como a batata.

- **BIOMASSAS OLEAGINOSAS:** Contém óleos vegetais que podem ser utilizados como combustíveis de motores. São exemplos deste tipo os girassóis, canola e a soja.
- **BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA:** Os componentes principais deste tipo de biomassa são a celulose, hemicelulose (polissacarídeos) e a lignina. Além destes compostos, também se encontram líquidos e hidrocarbonetos. A madeira e os resíduos florestais são exemplos típicos deste grupo.

Atendendo à origem, a biomassa pode-se classificar em:

- **BIOMASSA NATURAL:** A qual produz espontaneamente a natureza sem nenhum tipo de intervenção humana; os recursos gerados nas podas naturais de um bosque constituem um exemplo deste tipo de biomassa. A figura 2.3 ilustra um exemplo de biomassa natural.



Figura 2.3. Exemplo da Biomassa natural [<http://www.biomass.org>, Consultado em Junho 2005].

Os ramos que por ação do vento, tempestades ou pelo efeito combinado da gravidade e dos processos de putrefação, caem ao solo de um bosque são biomassa

natural. A utilização destes recursos requer da gestão do recolhimento e transporte até a empresa, o que junto com a baixa produção de biomassa por unidade de superfície, pode indicar em algumas vezes que o seu uso seja inviável economicamente.

- **BIOMASSA ANTROPOGÊNICA:** Como o seu nome o indica, é aquela em cuja formação intervém o homem. Esta se pode dividir em
 - **BIOMASSA RESIDUAL:** Produz-se como consequência das atividades agrícolas, florestais e das indústrias (se incluem neste campo os resíduos orgânicos). Este tipo de biomassa compreende a seguinte classificação.
 - **Residuais Florestais:** Esta biomassa obtém-se dos trabalhos de manutenção que se efetuam nos bosques de exploração madeireira e que constituem na prática a totalidade dos recursos existentes nos países industrializados.

Por exemplo, na União Europeia (centro e norte de Europa), a produção potencial média de resíduos florestais num bosque madeireiro, com um ciclo de vida de 70 a 90 anos, é de aproximadamente 2 toneladas de matéria seca por hectare ao ano. Nos países mediterrâneos, este valor se situa entre 1 a 1,5 ton por hectare ao ano. Por limitações do meio ambiente só 45% a 50% desta produção se deveria recolher, deixando sobre a terra algumas ramas e folhas que contém a maior parte dos nutrientes. A figura 2.4 mostra o tipo de biomassa residual.
 - **Resíduos florestais industriais:** São aqueles oriundos das indústrias de madeira. Também se incluem neste grupo os licores negros das indústrias de celulose e papel que são aproveitados como combustíveis uma vez que têm concentrações de 50 a 60% de sólidos, os resíduos de madeira gerados na mesma indústria (vide a figura 2.5).



Figura 2.4. Exemplo de biomassa residual, resíduos florestais
[<http://www.biomass.org>, consultado em Junho 2005].



Figura 2.5 Exemplo de biomassas florestais industriais, serragens da indústria madeireira [<http://www.biomass.org>, Consultado em Junho 2005].

- **Resíduos Agrícolas:** Este tipo de biomassa é formado pelo resíduo gerado nos cultivos agrícolas, como apresentado na figura 2.6. Atendendo a natureza da sua

biomassa, estes resíduos podem se classificar em herbáceos e lenhosos. Exemplos do primeiro grupo se constituem a palha de cereais, que é o principal resíduo agrícola das zonas frias e temperadas do planeta. Outros resíduos importantes deste grupo são o sabugo de milho e as cabeças do girassol. No segundo grupo, incluem-se os resíduos de poda de árvores frutíferas, da oliveira e o caule da uva.

- **Resíduos agroindustriais sólidos:** Como seu próprio nome o indica, são aqueles gerados pelas agroindústrias, Fig 2.7. Entre estes se podem mencionar o bagaço de cana de açúcar, a palha de arroz, a casca de amendoim e caroço de azeitona resultante da extração do azeite de oliveira.
- **Resíduos biodegradáveis:** Constitui-se de uma série de materiais líquidos ou semi-sólidos entre os quais se incluem os resíduos agro-industriais líquidos (rações de animais), resíduos líquidos urbanos e lodos de depuração. Também de forma geral, pode-se incluir dentro deste grupo a fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos (RSU). Como apresentado na figura 2.8.



Figura 2.6. Exemplo de resíduos agrícolas [<http://www.biomass.org>, consultado em Junho 2005].



Figura 2.7. Exemplo de resíduos agro-industrial sólidos, cana de açúcar [http://www.biomass.org, Consultado em Junho 2005].



Figura 2.8. Resíduos sólidos urbanos, RSU [http://www.biomass.org, Consultado em Junho 2005].

- **CULTIVOS ENERGÉTICOS:** Fazem parte deste tipo de biomassa aquelas espécies vegetais que se cultivam especificamente para a produção de energia. Em certos casos os cultivos energéticos são as mesmas espécies agrícolas ou florestais, mas, em geral, com distintas condições de cultivo (vide figura 2.9). Assim ocorre por exemplo, com o salgueiro e o eucalipto. Estas espécies quando têm por finalidade o uso energético cultivam-se com períodos de colheita muito curtos e densidades de plantação maior, com diferença daquela produção destinada as indústrias madeireiras e de papel. Entre as espécies que hoje em dia estão-se dedicando à produção de energia, podem-se citar a cana de açúcar, cereal e matérias primas utilizadas para a produção de etanol como combustível; assim mesmo cabe citar, em menor importância que as anteriores, aquelas espécies oleaginosas como a colza (canola), soja e o girassol que são utilizados na produção de biodiesel. No caso da Europa, em vista da elevada produtividade que oferecem os cultivos energéticos lignocelulósicos, geralmente acima das 10 ton de biomassa seca ao ano, a sua utilização se prevê ligada fundamentalmente ao abastecimento de grandes usinas energéticas, principalmente usinas de bio-eletricidade [Carrasco, 2003].



Figura 2.9. Cultivos energéticos [<http://www.biomass.org>, Consultado em Junho 2005].

2.6. PROPRIEDADES DA BIOMASSA

As principais características de interesse da biomassa no que se refere a sua futura conversão são as seguintes [McKendry (Part I), 2002]:

- Conteúdo de umidade
- O poder calorífico inferior
- Proporções de carvão fixos e voláteis
- Conteúdo de cinzas e/o resíduos
- Conteúdo de metais alcalinos
- Relação entre a celulose e a lignina

Para processos de conversão com biomassa seca, as primeiras 5 propriedades são de interesse. Para processos de conversão de biomassa úmida a primeira e a última propriedade merecem especial atenção.

2.6.1. CONTEUDOS DE UMIDADE

Existem duas formas quanto à existência de umidade numa biomassa: A umidade própria do material sem influência dos meios climáticos; e a umidade devido a agentes externos, influenciados pelas condições climáticas no momento da colheita.

Neste ponto, o interessante é a umidade devido a agentes externos, já que a umidade intrínseca do material é tomada em conta em pesquisas de laboratório e não em aspectos de gaseificação em nível geral. Na tabela 2.1 mostram-se os conteúdos de umidade própria de cada material.

2.6.2. PODER CALORÍFICO

A escolha do correto tipo de biomassa, depende em parte por seu poder calorífico inferior. Como se sabe, existem dois tipos de poderes caloríficos:

O poder calorífico de um combustível é a quantidade de energia que é liberada durante a combustão completa da unidade de massa (1 kg) ou unidade de volume (1Nm^3) do combustível podendo ser medida em kJ/kg (kcal/kg) ou kJ/Nm^3 (kcal/Nm^3). Se na temperatura de referência, $25\text{ }^\circ\text{C}$, a água estiver no estado vapor nos produtos da combustão, aplica-se o termo Poder Calorífico Inferior (PCI), enquanto que se a água estiver em estado líquido nos produtos, aplica-se o termo de Poder Calorífico Superior (PCS). A diferença entre o PCS e o PCI é o calor latente de condensação da água [Carvalho e McQuay, 2007].

Entretanto, em instalações industriais, geralmente a temperatura dos gases de saída é maior que a temperatura de condensação, portanto o calor latente não é possível de ser recuperado e por esse motivo, o PCI é de maior aplicação para os cálculos de rendimento termodinâmico e viabilidade econômicos [Nogueira e Lora, 2003].

Os valores de PCS apresentam uma visão muito otimista sobre o conteúdo energético do combustível; estes valores ignoram o conteúdo real de umidade do combustível, e dão estimativas ainda mais otimistas do conteúdo energético. Para fins de gaseificação, poderes caloríficos inferiores (PCI) são os mais utilizados. A tabela 2.1 apresenta o PCI de diferentes tipos de biomassa.

2.6.3. PROPORÇÃO DE CARVÃO FIXO (CF) E VOLATÉIS (MV)

O conteúdo volátil ou material volátil (MV) de um combustível sólido é a porção que é extraída ou retirada como gás (incluindo a umidade) por aquecimento (a $950\text{ }^\circ\text{C}$ durante 7 min). O conteúdo de carvão fixo (CF) é a massa que fica depois de atingir os voláteis excluindo as cinzas e conteúdo de umidade

Testes em laboratórios são usados para determinar conteúdos de MV e CF de combustíveis provenientes das biomassas. Análises completas baseadas em conteúdos de MV, cinzas e umidade com valores de CF obtidos por diferenças são termos chamados de "Análises Próximas" de combustíveis ou "composição imediata". Por outro lado, análises de combustíveis que incluem elementos como C, H, O, N, e S

junto com o conteúdo de cinzas, são termos chamados “Análises Últimas” ou “composição elementar”. Vide tabela 2.1.

O significado do conteúdo dos MV e do CF proporcionam uma medição com a qual a biomassa pode ser aquecida, gaseificada e oxidada posteriormente, dependendo de como esta for utilizada como fonte de energia.

2.6.4. CINZAS

Dependendo da quantidade de cinzas contida na biomassa, a disponibilidade de energia do combustível é reduzida proporcionalmente. Num processo de conversão termoquímica, a composição química da cinza pode significar em graves problemas operacionais. Isto é importante, sobretudo para os processos de combustão onde a cinza pode-se converter em “escória” originada pela mesma cinza em fase líquida a altas temperaturas, a qual pode reduzir o rendimento da central e incrementar os custos operacionais.

2.6.5. METAIS ALCALINOS

A reação dos metais alcalinos como, por exemplo, Na, K, Mg, P e Ca, com o silício presente na cinza, produz um líquido pegajoso, o qual pode levar a obstruções das entradas de ar na fornalha e na caldeira. Cabe fazer notar que mesmo que o conteúdo intrínseco de silício na biomassa seja baixo, a contaminação com o solo durante a sua colheita, pode incrementar o conteúdo de silício significativamente. O conteúdo total de silício pode criar dificuldades operacionais. Esta última parte será abordada com maior claridade no capítulo 5, que trata sobre o estado da arte na limpeza do gás combustível proveniente de um gaseificador. A tabela 2.2 mostra análises de biomassas típicas.

Tabela 2.1. Características técnicas de diferentes tipos de biomassas em base seca [Jenkins, 1990] e [McKendry (Part I) 2002]

Tipo de biomassa	Composição elementar (%)						PCI MJ/kg
	C	H	O	N	S	H ₂ O	
Pinho	49,29	5,99	44,36	0,06	0,03	0,30	20,0
Eucalipto	49,00	5,87	43,97	0,30	0,01	0,72	19,04
Casca de arroz	40,96	4,30	35,86	0,40	0,02	18,34	16,1
Bagaço de cana	44,80	5,35	39,55	0,38	0,01	9,79	17,3
Casca de coco	48,23	5,23	33,19	2,98	0,12	10,25	19,0
Sabugos de milho	46,58	5,87	45,46	0,47	0,01	1,40	18,8
Ramas de algodão	47,05	5,35	40,97	0,65	0,21	5,89	18,3
Palha de trigo	48,5	5,5	3,9	0,3	0,1	4	17,3
Palha de Cevada	45,7	6,1	38,3	0,4	0,1	6	16,1
Lignina	56,4	4,2	18,4	1,6	-	5	26,8
Carvão Betuminoso	73,1	5,5	8,7	1,4	1,7	9	34

Tabela 2.2. Análise de material volátil, carvão fixo e cinzas de biomassas típicas. [Jenkins, 1990] [McKendry (Part I), 2002]

Biomassa	MV (%)	CF (%)	Cinza (%)
Pinho	82,54	17,70	0,29
Eucalipto	81,42	17,82	0,79
Casca de arroz	65,47	16,67	17,89
Bagaço de cana	73,78	14,95	11,27
Casca de coco	67,95	23,8	8,25
Sabugos de milho	80,10	18,54	1,36
Ramas de algodão	73,29	21,20	5,51
Palha de trigo	59	21	4
Palha de Cevada	46	18	6
Lignina	29	31	6
Carvão Betuminoso	35	45	9

2.7. CONVERSÃO DA BIOMASSA

As técnicas de aproveitamento energético aplicado à biomassa não são procedimentos novos. No entanto, desde a década de 1970, estas técnicas têm progredido extraordinariamente de tal forma que na atualidade têm-se tecnologias específicas que fazem ressurgir a biomassa com expectativas energéticas; além disso existe uma tendência de desenvolver processos para o refino destes combustíveis de forma tal que sejam fontes energéticas acessíveis e de alta eficácia. Fig. 2.10

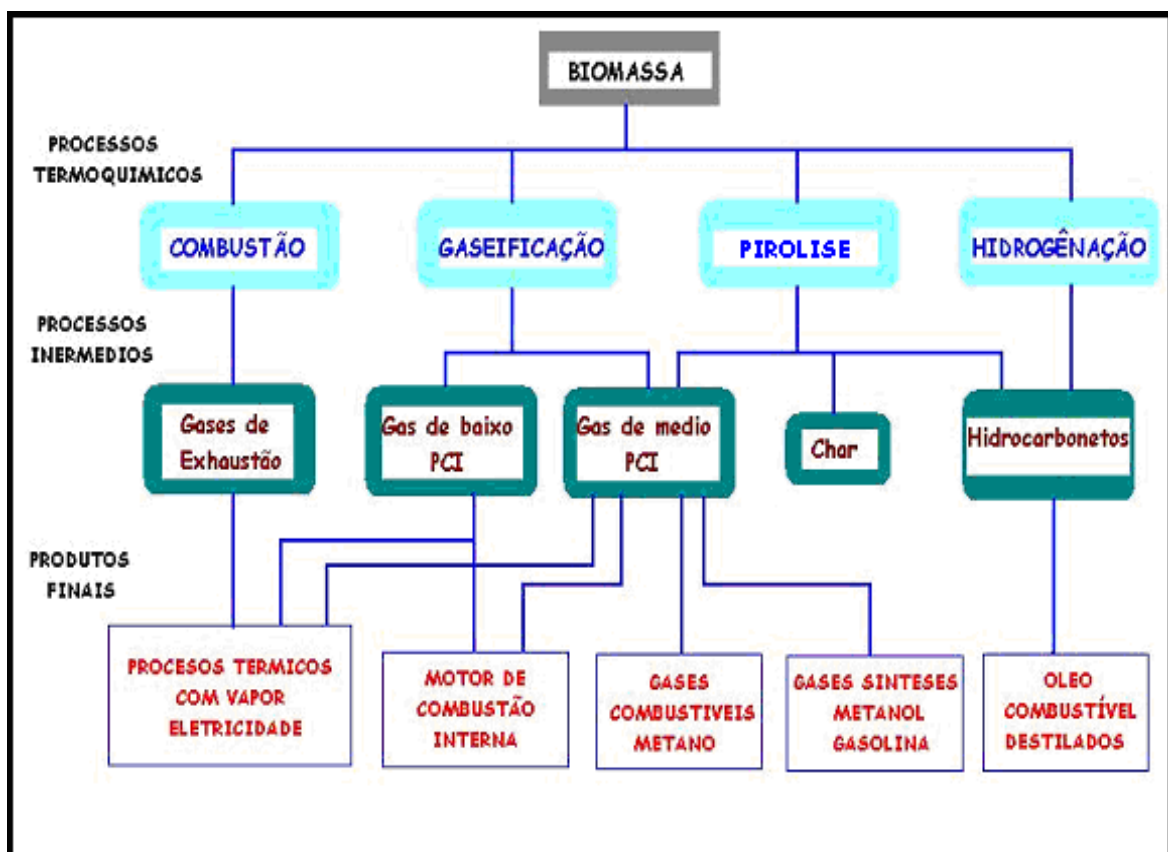


Figura 2.10. Formas de conversão da biomassa. [Circe, 2005].

Para a conversão de biomassa em energia se usam dois principais processos tecnológicos: os processos termoquímicos e os processos bioquímicos / biológicos. A extração mecânica (com esterificação) é a terceira tecnologia para a produção de energia a partir de biomassa. Um exemplo deste último é o Metil ou Etil Ester ou

também mais conhecido como Biodiesel. [McKendry (Part I), 2002]. Atualmente o custo do Biodiesel comparado com o preço dos combustíveis fósseis, faz com que a tecnologia não seja competitiva, mas o incremento das poluições ambientais e a procura na melhoria da qualidade do ar, especialmente em cidades super povoadas, deve mudar esta situação nos próximos anos.

Quanto aos processos termoquímicos, são quatro os principais: combustão, pirólise, gaseificação e hidrogenação. Para os processos bioquímicos dois são os principais: digestão (produção de biogás, mistura de metano principalmente e dióxido de carbono) e fermentação (produção de etanol). A combustão, a pirólise e a gaseificação, constituem provavelmente as alternativas com maiores possibilidades da implantação industrial em curto prazo para o uso dos resíduos lignocelulósicos.

2.7.1. CONVERSÃO TERMOQUÍMICA DA BIOMASSA

a. COMBUSTÃO

A combustão da biomassa constitui o sistema mais empregado para o aproveitamento de resíduos lenhosos; representa cifras relativamente importantes dentro da estrutura de consumo energético dos países menos desenvolvidos, sendo neste caso mais favorecido o meio ambiente por ter menores as emissões de CO₂ comparando-a com as dos combustíveis fósseis [Ghetti *et al.*, 1996]. Este processo termoquímico (combustão) domina as aplicações industriais e residenciais na atualidade [Bhat e Agarwal, 1996].

A combustão produz gases quentes atingindo temperaturas de 800 a 1000 ° C. É possível queimar qualquer tipo de biomassa, mas na prática, a combustão é factível somente para a biomassa com um conteúdo de umidade menor ao 50% [Circe, 2005], e em caso contrário, recomenda-se ser feita uma pré-secagem. Quando se tem um alto conteúdo de umidade na biomassa, são mais apropriados os processos biológicos de conversão. A combustão envolve desde pequenas escalas, como por exemplo, aquecimento doméstico, até grandes escalas nas usinas industriais atingindo potencias

de 1000 até 3000 MW. De acordo com Hellwig (1982), a combustão da biomassa transcorre em seis etapas bem definidas: secagem, emissão dos voláteis, ignição dos voláteis, queima dos voláteis em chama, extinção da chama dos voláteis e a combustão do resíduo de carbono (coque). Na figura 2.11 apresenta-se a relação entre a fração de massa consumida e a temperatura corresponde a cada uma destas etapas para o caso da queima da madeira por exemplo.

O coeficiente de excesso de ar é um parâmetro importante que indica a condição de combustão, e se define como a relação da massa de ar real e a massa de ar teórica ou estequiométrica. Quando se tem excesso de ar, aumentam-se as perdas de calor com os gases de exaustão e se houver falta de ar, aparecem nos gases produtos provenientes de uma combustão incompleta, representando um desperdício de energia. Segundo Nogueira *et al.*, (2003), recomendam-se 20% de excesso de ar para a queima de biomassa em suspensão e 30% para queima de biomassa em grelha. Na tabela 2.3 são apresentados valores de massa teórica de ar (ma) para algumas biomassas secas.

A co-combustão da biomassa em centrais elétricas com carvão é uma opção especialmente atrativa devido à alta eficiência na conversão de energia para estas centrais. As eficiências líquidas para as centrais elétricas com combustão de biomassa atingem valores de 20% a 40%. As melhores eficiências são obtidas com sistemas acima dos 100 MW ou quando a biomassa é combustiva com carvão em centrais elétricas [McKendry (Part II), 2002].

b. PIRÓLISE

Pode-se definir a pirólise como a decomposição da matéria orgânica por meio da energia em forma de calor numa atmosfera inerte ou em vácuo. Em outras palavras, trata-se de descompor a matéria na ausência de oxigênio, o que favorecerá os processos de oxidação. Submete-se a matéria orgânica a um aquecimento, de forma que favoreça a ruptura das estruturas macromoleculares, criando-se produtos na forma sólida, líquida e/ou gasosa.

Tabela 2.3. Massa teórica de ar necessária para queimar 1 kg de bio-combustível seco [Nogueira e Lora, 2003]

TIPO DE BIOMASSA	kg ar / kg biomassa seca
Biomassa padrão ($\text{CH}_{1,4} \text{O}_{0,7}$)	5,58
Pinho	5,79
Eucalipto	5,73
Casca de arroz	4,62
Bagaço de cana	5,26
Casca de coco	5,89
Sabugo de milho	5,39
Ramas de algodão	5,46

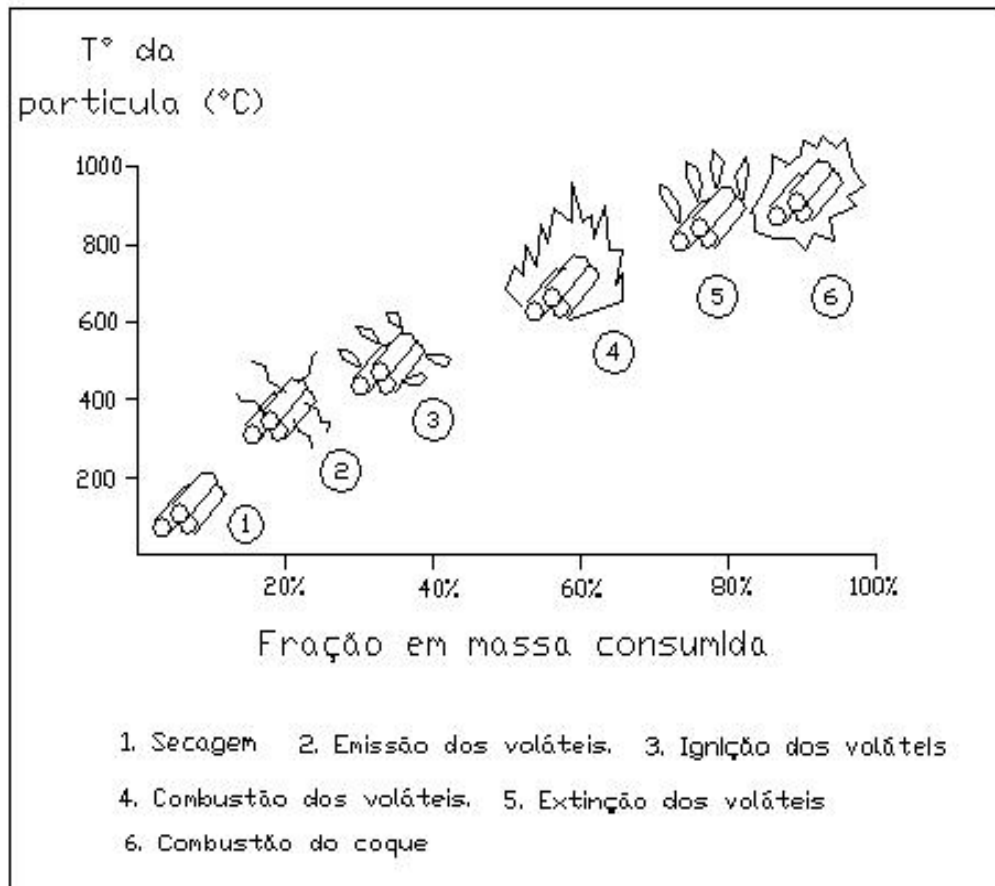


Figura 2.11. Etapas da combustão da madeira [Hellwig., 1982].

No processo da pirólise envolve-se um grande número de reações químicas, cuja operação depende da composição química do material e das condições operacionais. Neste processo, em primeiro lugar, acontece a liberação da umidade presente na biomassa, já que em baixas temperaturas é o único processo promovido. No intervalo de 250 a 350 °C tem-se lugar a fase quantitativamente mais importante da pirólise (da madeira em especial), a decomposição térmica da hemicelulose e na sua grande parte da celulose. Depois deste intervalo segue a atmosfera volátil [Zanzi *et al.*, 1996]. Finalmente permanecem em forma sólida os carvões fixos das cinzas.

A pirólise não é uma idéia surgida recentemente, mas por séculos tem sido usada a técnica da pirólise para a geração de certos tipos de substâncias. Por exemplo, nas antigas culturas como na egípcia, grega, romana ou a chinesa, realizava-se a pirólise da madeira com o objetivo de se produzir carvão vegetal, num processo usualmente conhecido como carbonização. Os vapores condensáveis se utilizavam para embalsamar ou como piche nas embarcações de madeira.

b.1. Produtos sintetizáveis em processos pirolíticos

- **Carbonização:** O produto obtido é o carvão vegetal usualmente utilizado em nível doméstico. No setor industrial, usa-se na metalurgia ou na indústria química, como por exemplo, na fabricação de filtros de carvão ativo. A análise imediata do carvão vegetal permite obter um material com 80% de carvão fixo, 10 a 14% de voláteis e 1 a 3% de cinzas, com um poder calorífico de 7000 a 8000 kcal/kg. Este processo pode-se realizar por métodos tradicionais (como a produção de carvão em forno Lambiotte) ou com uso de fornos modernos, (Fig. 2.12).
- **Destilação da madeira:** Obtêm-se líquidos pirolíticos e alcatrões principalmente ou carvões e alcatrões, em função das temperaturas e o modo de operação. Em qualquer caso, nas indústrias dedicadas à obtenção de líquidos pirolíticos, interessa minimizar a matéria sólida e maximizar a condensação dos vapores.

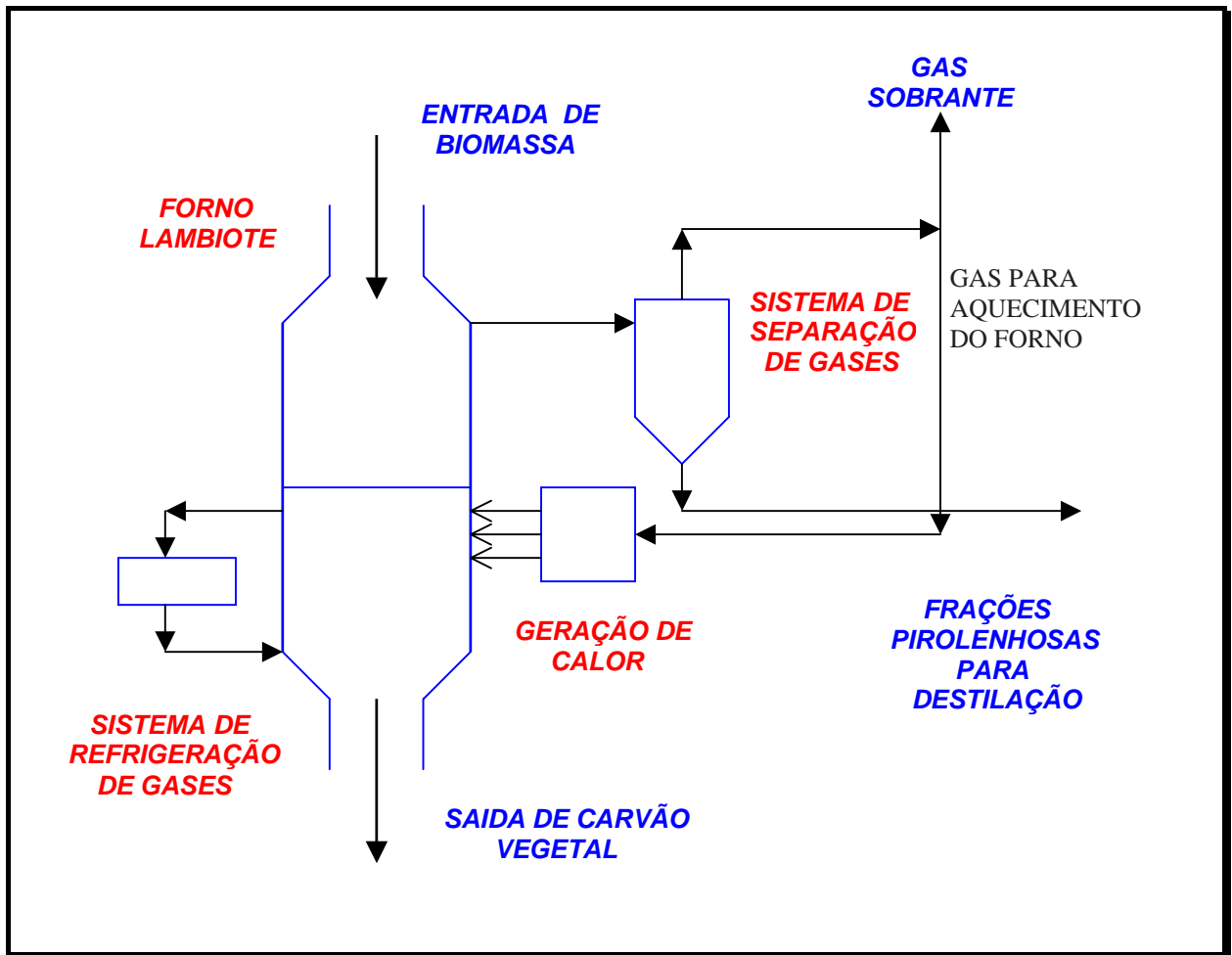


Figura 2.12. Produção de carvão em forno Lambiote.

Os produtos pirolíticos obtidos são compostos por ácido acético, fórmico, metanol, azeites, alcatrões e água. A rentabilidade deste processo depende da capacidade para a depuração do líquido obtido e da separação eficaz das espécies químicas. Os óleos obtidos podem ser utilizados, uma vez separados como combustíveis com o correspondente problema de um maior controle no tratamento do mesmo. Num futuro próximo, o maior campo de aplicação previsto para estes óleos procedentes da pirólise é a geração termoelétrica. Estes óleos apresentam a vantagem de armazenamento e do transporte, no entanto, com respeito aos combustíveis fósseis, os óleos pirolíticos apresentam-se menos vantajosos, devido a suas piores propriedades para a combustão.

O grande problema para a adaptação na combustão está na necessidade de reformar os atomizadores comerciais atuais e configurar os sistemas de combustão adaptados a seu poder calorífico, densidade e velocidade de combustão. Além de requerer sistemas prévios de limpeza, principalmente com o objetivo de eliminar alcatrões, ceras e metais, por processos como o “*Upgrading*”, é possível obter, a partir dos líquidos pirolíticos, um composto hidrocarboneto muito similar à gasolina. Num futuro, espera-se o desenvolvimento e implantação deste tipo de aplicação [Circe, 2005].

- ***Geração de produtos gasosos:***

Tem-se por finalidade a produção de um gás adaptável à geração térmica. A vantagem é obter gases com elevados poderes caloríficos (3000 a 4000 kcal/kg) frente aqueles gases procedentes do processo de gaseificação (aproximadamente 1500 kcal/kg). Isto traz vantagens na hora de adaptar estes gases para grupos geradores, por sua maior semelhança aos combustíveis fósseis utilizados atualmente, assim como na hora de armazená-los e na redução dos custos de limpeza [Circe, 2005].

b.2. Condições de operação e tipos de pirólises:

Para uma mesma biomassa se podem obter diferentes produtos em função do modo em que se realizem os processos de pirólização. As principais variáveis a considerar são:

- Velocidade de aquecimento
- Tempo de residência
- Temperatura
- Pressão

Uma variável muito importante é a velocidade de aquecimento, cujos valores fazem que o processo de pirólise seja dividido em vários tipos, começando desde a pirólise convencional (baixa velocidade de aquecimento), pirólise rápida e pirólise

flash (com alta velocidade de aquecimento). Uma qualificação do processo de pirólise em função da velocidade de aquecimento é apresentada na tabela 2.4.

Tabela 2.4. Tecnologias de pirólise da biomassa [Bridgwater, 1992]

Pirólises	Tempo de residência	Velocidade de aquecimento	Pressão (bar)	Temp. (°C)	Produto Principal
Carbonização	Horas – dia	Muito baixa	1	400	Sólidos
Convencional	5 a 30 min	Baixa	1	600	Todos
Rápida	0,5 a 5 seg	Muito alta	1	650	Líquido
Flash – Líquido	< 1 seg	Alta	1	< 650	Líquido
Flash – Gás	< 1 seg	Alta	1	> 650	Gás
Ultra	< 0,5 seg	Muito Alta	1	1000	Gás
Vácuo	2 – 30 seg	Media	< 0,1	400	Líquido

A velocidade de aquecimento e o tempo de residência estão ligados de forma inversamente proporcional, no entanto possuem certa independência. Ou seja se gera grande quantidade de produtos voláteis (gases e líquidos) com altas velocidades de aquecimento, já que em temperaturas elevadas estão favorecidas as reações de craqueamento gerando um aumento do rendimento de geração dos gases. Em temperaturas intermediárias, um aumento da velocidade de aquecimento origina maiores quantidades de alcatrão.

c. GASEIFICAÇÃO

A gaseificação é um processo termoquímico pelo qual se transforma a biomassa num gás combustível (gás síntese), mediante oxidação parcial com ar, oxigênio ou vapor de água a altas temperaturas, tipicamente, na faixa de 800-900 °C. Este gás cujo poder calorífico se situa entre 4 – 6 MJ/Nm³, pode ser queimado diretamente ou usado

como combustível para motores de combustão interna e turbinas a gás. Trata-se de uma operação que poderia se considerar intermediária entre a “pirólise”, processo de decomposição térmica em atmosfera inerte, e a “combustão”, na que se produz a reação em presença de uma atmosfera oxidante, o ar (oxigênio) [Arauzo, 1999].

A gaseificação é vista como método de aproveitamento dos resíduos lignocelulósicos, e oferece uma grande versatilidade com diferença da combustão, já que este último método só tem como objetivo a obtenção de energia. No próximo capítulo se abordará com detalhe a gaseificação de biomassa.

CAPITULO 3

TEORIA DA GASEIFICAÇÃO

3.1. INTRODUÇÃO

A gaseificação transforma um material sólido em gás susceptível de ser aproveitado como combustível ou em matéria prima (metano, amoníaco, metanol, gasolina). Enquanto a pirólise objetiva principalmente a obtenção de sólidos e em certas ocasiões a obtenção de líquidos, a gaseificação procura uma elevada produção de gases, fundamentalmente contendo CO (10 –20 %), H₂ (4 a 17 %), CH₄ (2 a 5 %) e N₂ (40 a 60%). Esta diferença de objetivos caracteriza as condições operativas já que a gaseificação opera em temperaturas superiores as utilizadas na pirólise e na presença de agentes gaseificantes como o vapor de água para forçar a produção de H₂ e CO. A gaseificação é portanto uma reação heterogênea do tipo gás – sólido. Estão presentes como agentes gaseificantes: o ar, o oxigênio, dióxido de carbono, vapor de água ou a mistura entre eles em função do objetivo do processo [Van Belle, 1998].

O objetivo principal da gaseificação é a conversão de biomassa em um gás combustível, através de sua oxidação parcial a temperaturas elevadas. Este gás conhecido como gás pobre é um energético intermediário, e poderá ser empregado mais adiante em outro processo de conversão a fim de gerar calor, potência mecânica ou elétrica, adequando-se aos sistemas em que a biomassa sólida não possa ser utilizada. Este gás combustível possui um poder calorífico relativamente baixo, por volta de 4 a 6 MJ/Nm³ (utilizando ar). Um esquema dos diferentes fluxos que podem se aproveitar para a valorização energética deste gás é apresentado na figura 3.1.

3.2. PRINCIPIOS BÁSICOS DO PROCESSO

O processo de gaseificação da biomassa é consequência de dois sub-processos fundamentais:

- Pirólise (também chamada decomposição térmica, redução ou volatilização):
 $\text{Biomassa} + \text{Calor} = \text{char (coque)} + \text{gases}$
- Gaseificação:
 $\text{Char} + \text{agente gaseificante} + \text{calor} = \text{gases} + \text{cinzas}$

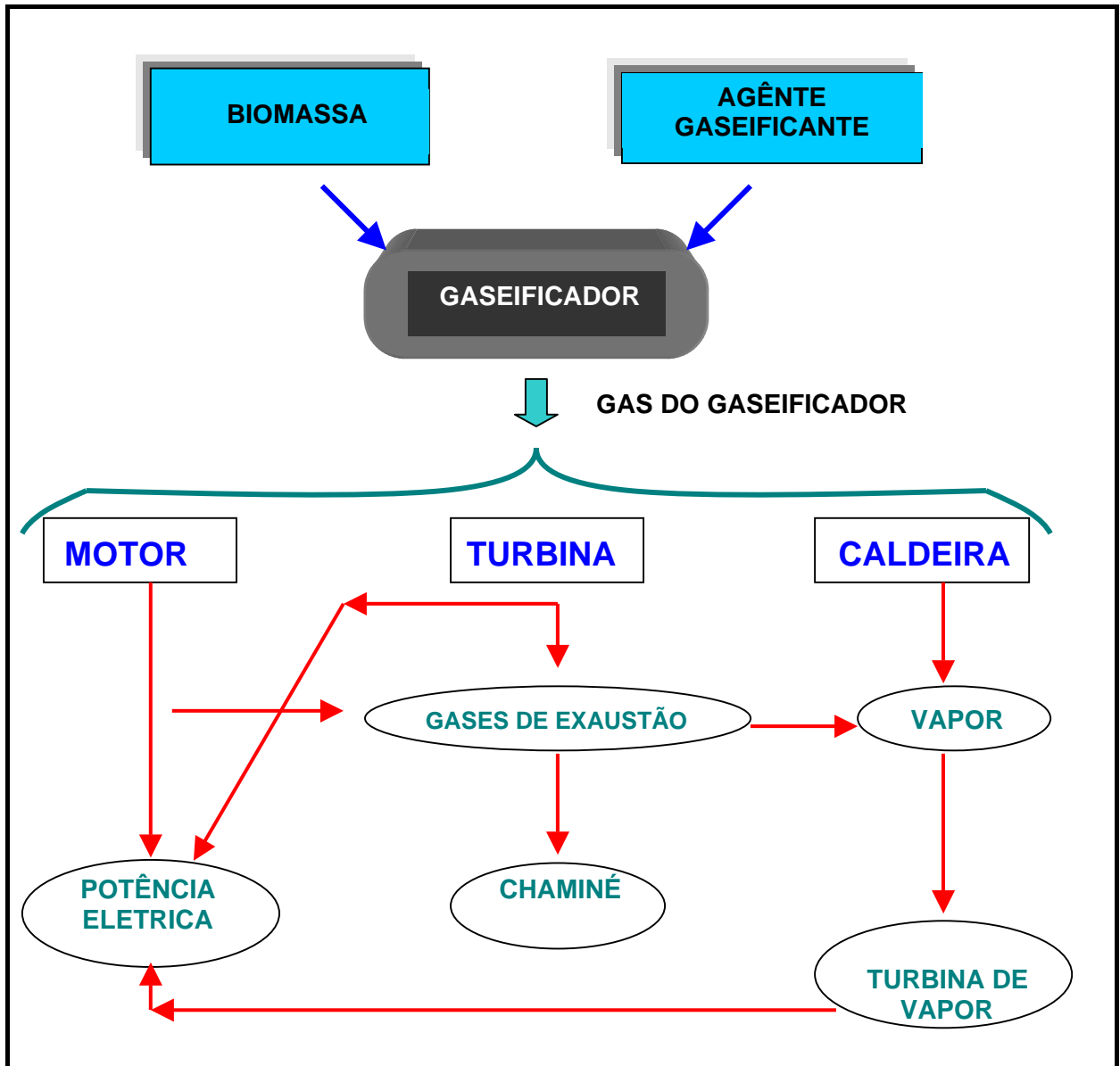


Figura 3.1. Diagrama de fluxo e aplicações dos produtos da gaseificação.

Quando a biomassa entra num gaseificador, primeiro se esquentam e produzem a secagem da mesma, uma vez que a temperatura é superior a 400 °C, tem lugar a

pirólise, dando lugar a um resíduo carbonoso (*char*), formado por carbono principalmente e gases condensáveis (hidrocarbonatos leves e pesados) e não condensáveis (CH_4 , vapor de água, CO , H_2 , CO_2). Quando a temperatura do “*char*” supera os $700\text{ }^\circ\text{C}$, tem lugar as reações de gaseificação, que se dividem em reações heterogêneas (gás – sólido) e homogêneas (gás – gás). Assim este “*char*” reage com O_2 , vapor de água, CO_2 , H_2 e os gases reagem entre si para produzir a mistura de gás final.

O resultado final do processo é um gás, que tem como constituintes principais CO , H_2 , N_2 , CO_2 , vapor de água e hidrocarbonatos ou alcatrão (*tar*). A composição deste gás varia com as características da biomassa, o agente gaseificante e as condições do processo. Como as reações de C, H, O para diferentes tipos de biomassa são muito similares, o principal parâmetro da biomassa que influi na composição do gás é seu conteúdo de umidade. Assim, com maior conteúdo de umidade na biomassa, mais agente gaseificante precisa-se, porque a água tem-se que aquecer e evaporar. Um gás que provenha de uma biomassa úmida contém quantidades relativamente altas de vapor, H_2 e N_2 , comparado com uma biomassa seca. Para uma gaseificação com ar, a mistura obtida denomina-se gás pobre ou gás de poder calorífico baixo (4000 a 6000 kJ/Nm^3) já que contém 40 a 60% de N_2 . O aporte da água no agente gaseificante é necessário sim se quer enriquecer o gás com H_2 , produzindo um gás de poder calorífico médio [Circe, 2005].

De forma global, a gaseificação termoquímica pode-se classificar dependendo do tipo de reator (leito fixo concorrente ou em contracorrente, leito fluidizado borbulhante ou circulante), da pressão de trabalho (atmosférico ou pressurizado), do agente gaseificante (ar, oxigênio, vapor ou hidrogênio), do sistema de limpeza do gás convencional (sistema de filtragem a alta temperatura, catalisadores, etc); [Becerra, 1999].

3.3. BASE QUÍMICA

As reações que ocorrem no gerador de gás são as seguintes:

Tabela 3.1a: Principais reações na gaseificação [McKendry (Part III), 2002]

Oxidação parcial	$C + \frac{1}{2} O_2 \Rightarrow CO$	$dH = - 268 \text{ MJ / kg mol}$
Oxidação completa	$C + O_2 \Rightarrow CO_2$	$dH = - 406 \text{ MJ / kg mol}$
Reação de gás de água ou reação carbono vapor	$C + H_2O \Rightarrow CO + H_2$	$dH = + 118 \text{ MJ / kg mol}$

dH: Diferencial de Entalpia

A reação parcial do carbono a monóxido de carbono considera somente cerca de 65% da energia necessária durante a oxidação completa. Outras reações que podem ocorrer no processo de gaseificação são:

Tabela 3.1b: Principais reações na gaseificação [McKendry (Part III), 2002]

Reação de deslocamento da Água	$CO + H_2O \Rightarrow CO_2 + H_2$	$dH = - 42 \text{ MJ/kg mol}$
Formação de Metano	$CO + 3H_2 \Rightarrow CH_4 + H_2O$	$dH = - 88 \text{ MJ/kg mol}$

O gás da gaseificação consiste numa mistura de CO, CO₂, CH₄, H₂, vapor de água. O agente principal gaseificante é geralmente o ar, mas a gaseificação com oxigênio, vapor de água e hidrogênio, também ocorre. A gaseificação catalítica do vapor é outro modo de operação que influencia o funcionamento total e a eficiência do processo.

- **Gaseificação com Ar:** Obtém-se um gás combustível de baixo poder calorífico inferior (menos de 6 MJ/Nm³). Este gás pode empregar-se como combustível para queimadores de caldeira, turbinas a gás, ou em motores de combustão interna. O processo de gaseificação com ar apresenta grande interesse econômico e social. Neste processo o oxigênio do ar queima parcialmente o “char” procedente da pirólise e gera-se o calor necessário para o

processo. Por não precisar de uma fonte de calor externa, este processo permite aproveitar com um baixo custo os diversos resíduos locais agrícolas e florestais.

- **Gaseificação com Oxigênio:** Produz-se um gás com médio poder calorífico inferior (10 a 20 MJ/Nm³). Tem as mesmas aplicações que o gás de baixo conteúdo energético, sendo este de maior qualidade por não contar com nitrogênio. Este processo pode ser também utilizado para obter gás de síntese para a produção de metanol.
- **Gaseificação com Vapor de Água e oxigênio ou ar:** Produz-se um gás que ao estar enriquecido com H₂ e CO, se pode utilizar como gás de síntese para produzir metanol, amoníaco ou gasolina.
- **Gaseificação com H₂:** Produz-se um gás de alto PCI (mas de 30 MJ/Nm³), o qual por ter uma alta porcentagem de metano e olefinas; pode se utilizar como substituto do gás natural. Na tabela 3.2 se apresentam os três tipos de gases produzidos e seus diversos poderes caloríficos.

Tabela n° 3.2: Poderes caloríficos dependendo do tipo de agente gaseificante [Nogueira e Lora, 2003]

TIPO	PCI (MJ/Nm ³)	AGENTE GASEIFICANTE
Baixo Poder calorífico	4 – 6	com ar e vapor / ar
Medio Poder calorífico	10 – 20	com Oxigênio e vapor
Alto Poder calorífico	30	com Hidrogênio ou hidrogenação

Como oxigênio puro para a gaseificação é caro, o ar é normalmente usado para processos que requerem acima de 50 MW térmicos; a desvantagem é que o nitrogênio diluído no ar, diminui a eficiência do processo de conversão. (Vide tabela 3.3).

Embora o gás produzido possua um poder calorífico relativamente baixo (quando da utilização do ar) e também pelo fato de existir perdas energéticas na gaseificação,

em diversas situações, a gaseificação apresenta algumas vantagens em comparação com a combustão direta.

Tabela 3.3: Principais agentes gaseificantes. Adaptado de [Nogueira e Lora, 2003], [McKendry (Part III), 2002]

Agente gaseificante	Oxigênio	Vapor de Água	Ar
Pressão de operação	Pressurizado	Atmosférica	Atmosférica
PCI (MJ/Nm³)	8 – 15	10 – 20	4 - 6
Aplicação	Produção de potência ou combustíveis líquidos sintéticos (metanol, amoníaco, gasolina)		Produção de potencia

Por exemplo, é possível a combustão do gás em motores de combustão interna, projetados originalmente para combustíveis líquidos e gasosos, sem grandes modificações do motor e sem redução significativa da eficiência. Isto é muito importante quando se pretende converter sistemas convencionais, que utilizam combustíveis fósseis, em sistemas adaptados para biomassa. Assim, também a geração de eletricidade em pequena escala pode ser realizada utilizando o gás de biomassa diretamente em um motor de combustão interna ou numa micro turbina a gás ou célula de combustível. Estes sistemas são interessantes devido a sua simplicidade de operação e manutenção, adequando-se como sistemas isolados, exatamente onde a biomassa possa ser eventualmente fornecida a custos competitivos ou a custo de produção [Nogueira e Lora, 2003].

3.4. PRODUTOS DA GASEIFICAÇÃO

Segundo Nogueira e Lora (2003), os produtos da combustão da biomassa com o ar são: CO₂, SO₂ e H₂O; no caso de uma oxidação completa, o conteúdo de enxofre da biomassa é sempre baixo; N₂, O₂ e eventualmente a umidade do combustível e do ar

no caso de uma combustão com excesso de ar; CO, H₂, CH₂, fuligem no caso de uma combustão incompleta ou com insuficiência do ar; e frações minerais contidas nas “cinzas”. CO e CO₂ são os produtos de maior interesse pelo fato de ser o primeiro nocivo para o ser humano e o segundo o principal responsável do efeito estufa respectivamente. A figura 3.2.a e 3.2.b apresentam as porcentagens destes dois gases com relação à temperatura de combustão e ao coeficiente de excesso de ar. [Harel e Baquant, 1992]. O combustível neste caso foi o bagaço de cana. No processo real, para se obter valores mínimos de CO nos produtos de combustão, devem-se estabelecer um excesso de ar de 1,3, mesmo assim, observa-se a redução da temperatura de combustão e do teor de CO₂.

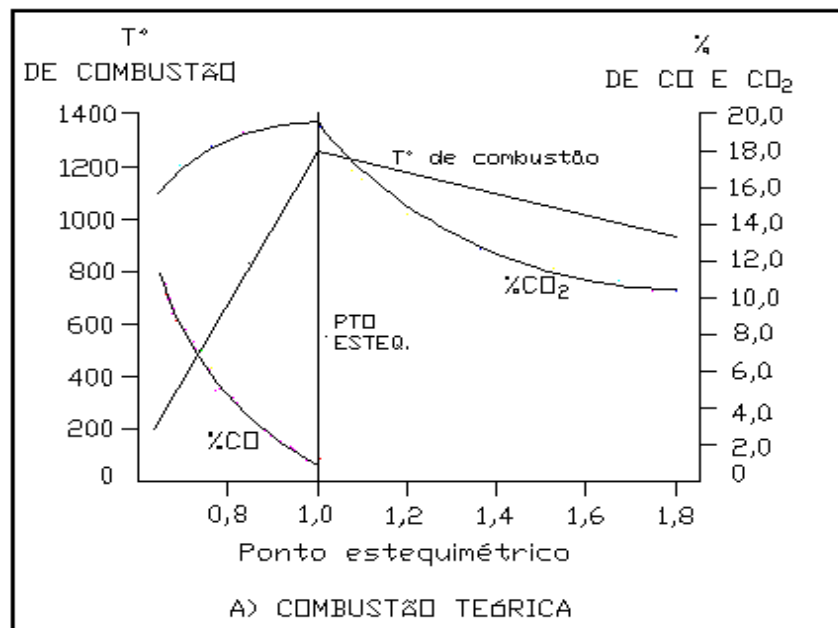


Figura. 3.2a. Variação da temperatura de combustão e das concentrações de CO e CO₂ com o coeficiente de excesso de ar em combustão real [Harel e Baquant, 1992].

Os gases produtos da gaseificação da biomassa, como já foi mencionado, podem conter poluentes tais como; material particulado, alcatrão, metais alcalinos, sulfeto de hidrogênio e amônia. Para nosso caso, onde o gás produzido será introduzido em um motor de combustão interna, Kaltchmitt e Hartmann (2001), Hassler e Nussbaumer

(1999) e Jenbacher (1998) recomendam os seguintes teores: particulados menores que 50 mg/Nm^3 , alcatrões menores que 100 mg/Nm^3 , NH_3 menor que 55 mg/Nm^3 , H_2S menor que 1150 mg/Nm^3 ; as dimensões das partículas devem estar na faixa de 3 a $10 \mu\text{m}$. Kaltchmitt e Hartmann (2001) apresentam uma composição volumétrica do gás pobre ou gás síntese obtido em diferentes tipos de gaseificadores e diferentes agentes de gaseificação, Tab. 3.4.

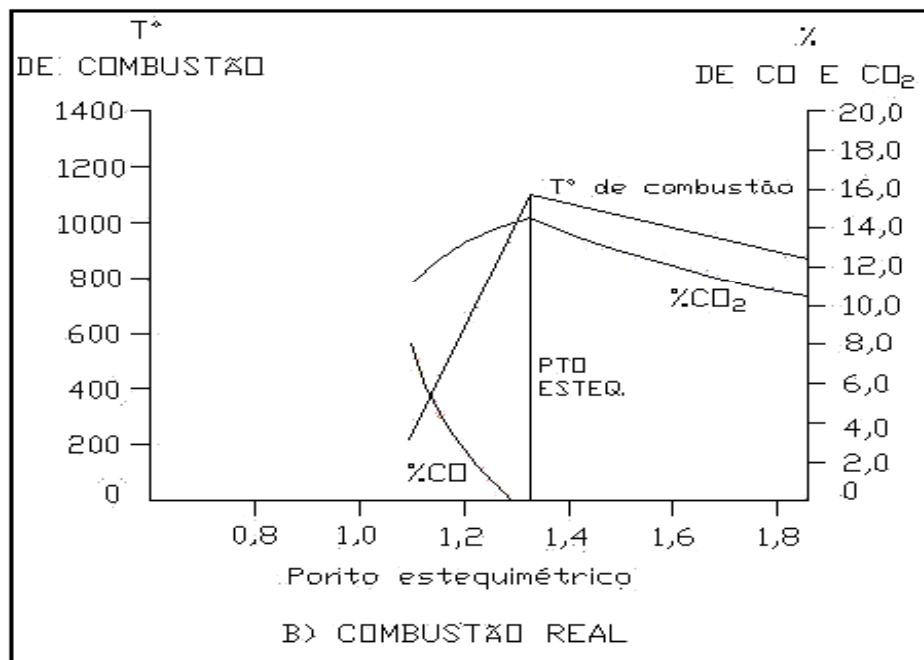


Figura 3.2b. Variação da temperatura de combustão e das concentrações de CO e CO_2 com o coeficiente de excesso de ar, numa combustão teórica

[Harel e Baquant., 1992].

3.5. APLICAÇÕES DO GÁS PRODUTO DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO

A combustão do gás produto da gaseificação pode ter diversas aplicações. As mais importantes são:

- Calefação: Produção de calor para usos industriais, calefação municipal, em hotéis, etc.

Tabela 3.4. Composição volumétrica típica do gás de diferentes tipos de gaseificadores [Kaltschmitt e Hartman, 2001]

Componente	Gaseificador Atmosférico		Gaseificador pressurizado com ar (5 – 20 bar) (%)
	Ar (%)	Vapor (%)	
H₂	12,5	38,1	4,0 – 15,0
CO	16,3	28,1	10,0 – 19,0
CO₂	13,5	21,2	14,0 – 19,0
CH₄	4,4	8,6	5,0 – 9,0
HC	1,2	3,0	-
N₂	52,0	0	45,0 – 60,0

- Eletricidade: Geração e/ou cogeração (MCI, motores stirling, motores de vapor, turbinas de vapor (de pequena escala), GICC, célula a combustível (hidrogênio)).
- Produtos químicos: Amoníaco, gás de síntese, etileno.
- Transporte: H₂, metanol, gasolina, diesel.

Os gases obtidos na gaseificação de biomassa com o ar podem conter alcatrão e partículas sólidas. A quantidade permitida destes poluentes no gás depende do uso final do mesmo e do equipamento utilizado na sua obtenção. Assim, se o gás do processo vai ser utilizado numa turbina, num MCI ou como gás de síntese, o gás tem que passar por uma etapa previa de limpeza. Na verdade o alcatrão pode ser consumido em qualquer equipamento, além de incrementar o poder calorífico do gás.

No entanto se não estiver nos limites estabelecidos, pode causar problemas significativos devido a sua condensação e deposição, provocando estragos nas tubulações e mau funcionamento nos aparelhos de aproveitamento do gás. Além disso, a sua combustão pode produzir problemas de corrosão devido à alta porcentagem de compostos oxigenados.

O alcatrão pode-se apresentar no gás na forma de gotas líquidas, como no caso dos gaseificadores de leito fixo a contracorrente, onde a temperatura de saída do gás é baixa, ou na fase de vapor, como no caso dos gaseificadores de leito fluidizado ou de leito fixo concorrente (*downdraft*), onde a temperatura de saída do gás é elevada. A quantidade presente destes poluentes no gás combustível pode ser muito variada.

Num MCI, o gás tem que ingressar com baixa temperatura relativa podendo gerar condensados que levam ao bloqueio do motor. No caso dos ciclos de gaseificação integrada com um ciclo combinado GICC, o gás produto deve ser tratado amplamente para eliminar as partículas e alcatrão antes do seu ingresso na turbina a gás, necessitando desenvolver sistemas de limpeza a baixa e alta temperatura como são os filtros cerâmicos, reatores catalíticos e os lavadores úmidos (*wet scrubbers*) [Becerra., 1999].

Quando o gás produzido aplica-se à produção de calor ou eletricidade, o processo de gaseificação tem que competir com o processo de combustão direta, mas mesmo assim, a gaseificação com respeito à combustão direta apresenta uma série de vantagens, como é o caso da geração de eletricidade de pequeno porte com a combustão direta do gás em MCI.

3.6. A EVOLUÇÃO DA GASEIFICAÇÃO

Desde 1990, tem-se tido grande interesse pela demonstração de ciclos avançados de geração de energia baseados em tecnologias de gaseificação de biomassa. Precisamente um conceito inovador foi a gaseificação integrada num ciclo combinado tanto para a biomassa, BIGCC, como para o carvão, GICC, onde as turbinas a gás transformam o combustível gasoso em eletricidade com elevada eficiência na conversão total, principalmente nos ciclos GICC e nos ciclos de turbina com ar quente (HATC). Este interesse tem sido ainda refletido em projetos de demonstração que se está executando no Brasil, Estados Unidos e a União Européia. Estes avançados sistemas têm eficiências entre 35 e 40%, e com custos mais baixos de produção de eletricidade que os sistemas convencionais de combustão direta [Becerra, 1999].

3.6.1. O CASO DO CARVÃO

Por muitos anos, o governo e a indústria têm trabalhado para desenvolver o conceito da gaseificação do carvão de uma maneira limpa que possa integrar a gaseificação e um ciclo combinado alcançando grandes eficiências; isto se torna viável por intermédio de um ciclo GICC.

No começo do século XIX a gaseificação de carvão já era usada para a produção de gás, empregado para aquecimento e iluminação das cidades. Posteriormente, a gaseificação foi amplamente utilizada para a síntese de produtos químicos como amônia, uréia, metanol e gasolina. Recentemente, tem alcançado grandes atrativos para a aplicação da gaseificação do carvão na geração de eletricidade em ciclos combinados, devido ao fato desta tecnologia tornar possível o uso do carvão como combustível nas modernas centrais de ciclo combinado, de forma limpa e eficiente.

Dados de 2003 indicavam a existência de mais de 130 usinas de gaseificação com uma capacidade de gaseificação superior aos 400 milhões de Nm³ de gás de síntese ao dia, equivalentes a mais de 43000 MW. A maioria destas instalações está situada na Europa ocidental, no litoral do pacífico, África, e América do Norte [Treviño, 2003].

Dados indicam que até o ano 2008, 33 usinas adicionais com 48 gaseificadores sejam construídas agregando outros 18.000 MW de capacidade. Fig 3.3. A maioria deste crescimento ocorrerá nos países em desenvolvimento no litoral do pacífico, como necessidade de eletrificação adicional destas economias. Espera-se que a segunda área maior de crescimento esteja na Europa ocidental, onde as refinarias necessitarão utilizar completamente a matéria básica disponível, enquanto reduzem-se as produções do petróleo. O crescimento na América do Norte será a metade da Europa e será concentrado na indústria da refinação. Muito pouco ou nada de crescimento se antecipa para ocorrer nas outras regiões do mundo.

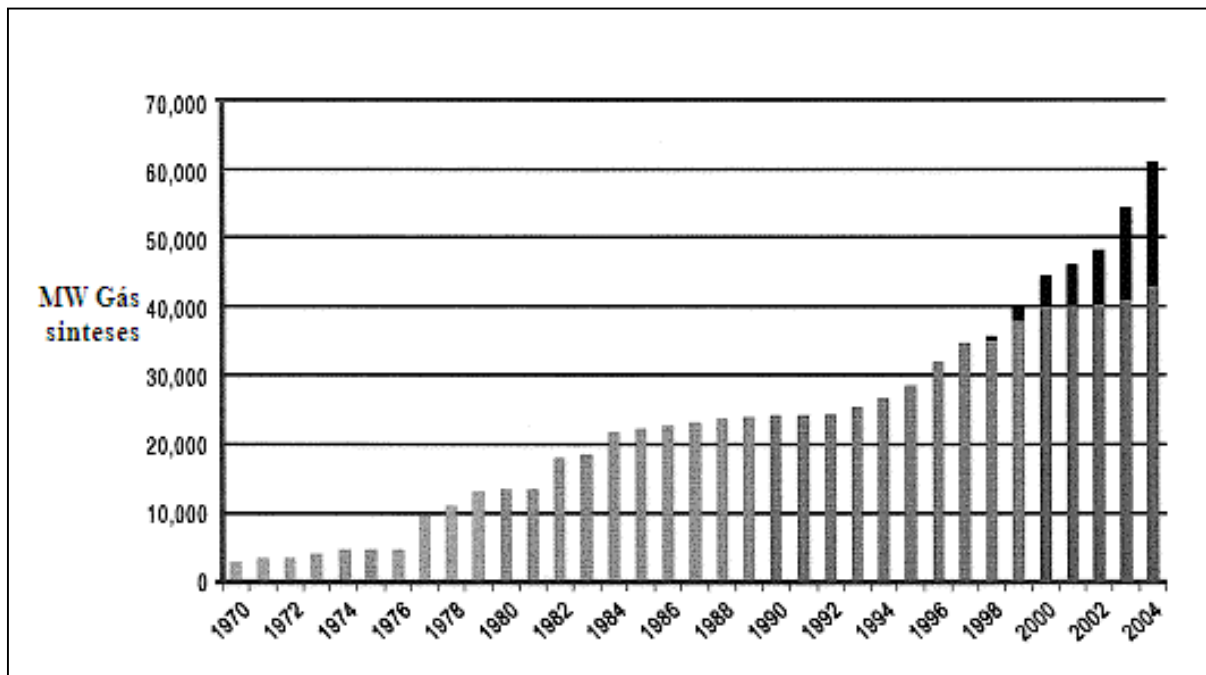


Figura 3.3. Produção de gás sínteses nas ultimas 3 décadas [Stiegel, 2001], [Treviño, 2003]

3.6.2. O CASO DA BIOMASSA

Enquanto a gaseificação de carvão se justifica para potências acima de 300 MW, a gaseificação de biomassa usando especificamente a madeira e/ou resíduos florestais lignocelulósicos, se justifica para potências entre 30 a 50 MW; especialistas no tema afirmam que usinas com potências abaixo de 20 MW, não são economicamente viáveis [Henk De Lange, 2001]. A maioria das usinas com este tipo de tecnologia se encontram em etapas demonstrativas como veremos mais adiante, sendo que na maioria delas os resultados tem sido satisfatórios.

A gaseificação integrada com centrais de ciclo combinado (BIGCC) oferece eficiências elevadas e convenientes para o desenvolvimento da geração descentralizada de eletricidade (geração distribuída). Existem atrativos particulares devido à distribuição natural de plantações da biomassa e os custos relativamente altos de transporte para estas instalações descentralizadas. Em longo prazo é possível que a tecnologia BIGCC conduza à gaseificação para o uso em células a combustível, principalmente para aquelas que operam em elevadas temperaturas. A tecnologia

BIGCC, está atualmente na etapa pre-comercial de demonstração. A seguir apresenta-se um descritivo de algumas espalhadas pelo mundo.

Suécia: Central de cogeração de Varnamo, que utiliza um gaseificador Alhstrom de leito fluidizado circulante pressurizado operando com temperatura de 1000 °C e pressão de 22 atm, usando resíduos de madeira; com turbina a gás tipo EGT/Typhoon, a planta produz 6 MW de potência elétrica e 9 MW de potência térmica com uma eficiência elétrica de 32 % e uma eficiência global de 83%, considerando o aquecimento distrital da cidade; esta central foi construída pela companhia Bioflow junto com a empresa Sueca SydKraft S.A e a provedora de tecnologia de gaseificação Foster Wheeler S.A; o programa de demonstração foi satisfatória e atualmente esta em fase de otimização [Ståhl *et. al.*, 1998].

Reino Unido: Central Elétrica de Yorkshire, localizado em Eggborough próximo da cidade de York, desenvolvido por First Renewables Ltd (UK) e TPS – Termiska Processer AB da Suécia; utiliza um gaseificador atmosférico circulante, com tecnologia TPS a base de madeira e neste caso também o gás alimenta um ciclo combinado. Esta usina requer aproximadamente 43000 t de madeira seca por ano e uma área de 1500 a 2000 hectares para o cultivo da metade da madeira que precisa.

Nesta usina, a HRSG utiliza um queimador suplementar a base de lenha. A usina foi comissionada no ano 2001 e a integração total realizou-se em 2006. Este projeto é conhecido pelo nome de ARBRE – **A**rable **B**iomass **R**enewable **E**nergy com uma potência elétrica de 10 MW; o sistema trabalha com uma turbina a gás tipo EGT/Typhoon, a uma temperatura do leito de 900 °C e pressão de 1,5 atm. Planeja-se a construção na Grã-Bretanha de uma série de centrais, com potências de 35 MW e eficiências cerca de 50% para o ano 2010 [Henk De Lange., 2001] [Beenackers e Maniatis., 1996] e [Pitcher., 2001].

USA: (Burlington, Vermont). Planta Termelétrica com Gaseificador atmosférico desenvolvido pelo Laboratório Battelle Columbus (BCL) e comercializado por FERCO S.A. Apresenta como vantagem a obtenção de um gás com maior poder calorífico, como agente gaseificante, utiliza-se vapor, o que evita o efeito de diluição

do nitrogênio no ar, permitindo uma turbina a gás convencional de potência elétrica de 15 MW, sem muitas modificações [Beenackers e Maniatis, 1996].

Outro projeto nos Estados Unidos situa-se nas Ilhas Hawai; consiste de um gaseificador pressurizado em leito borbulhante cujo provedor é IGT – RENUGAS; utiliza bagaço de cana como combustível; potencia elétrica de 5 MW e com uma eficiência de 30 – 35 % na turbina a gás [Beenackers e Maniatis., 1996].

Itália: (Pisa). O projeto denominado Energy Farm localizado na cidade de Di Cascina utiliza um gaseificador leito fluidizado circulante com ar atmosférico da firma LURGI (1,4 atm). Utiliza como combustível a madeira e opera a 800 °C; utiliza uma turbina a gás tipo EGT/Typhoon com uma potencia elétrica de 11,9 MWe e uma eficiência de 33 % [www.nf-2000.org].

Dinamarca: Projeto Biocycle TBD com companhia provedora ENVIRO-POWER; utiliza um gaseificador de Leito Fluidizado Circulante pressurizado (950 °C a 22 atm) o qual utiliza como combustível madeira. Utiliza uma turbina a gás EGT/Typhoon; potencia elétrica de 7,2 MW e eficiência de 40 %.

Brasil: O Projeto Demonstrativo "Brazilian Wood BIG-GT" (Biomass Integrated Gasificator – Gás Turbine) para a geração de eletricidade o qual tem por objetivo demonstrar a viabilidade comercial assim como a geração de eletricidade a partir da madeira (plantações de eucalipto), mediante o emprego de uma turbina a gás integrada à tecnologia de gaseificação, operando em ciclo combinado. Utiliza um gaseificador atmosférico com uma potencia na turbina de 30 MW, prevista a ser implantada no estado da Bahia. Como aspecto novo deste sistema, tem-se o reator de craqueamento do alcatrão presente nos gases utilizando a dolomita (tipo de catalisador). A companhia Lurgi tem desenvolvido um sistema semelhante. Os detalhes do projeto podem ser encontrados em, Waldheim *et al.*, (2001).

Bélgica: Projeto BINAGAS cujo provedor é a DINAMEC; utiliza um gaseificador de leito fluidizado atmosférico; a central tem uma potencia de 0,7 MW na turbina a gás; o tipo de biomassa utilizada são resíduos florestais [Cervelló, 2002].

Áustria: Projeto TINA cujo provedor é a VOLUND; utiliza um gaseificador de leito Fixo de corrente ascendente (*Updraft*); a central tem uma potencia de 2 MW; o tipo de biomassa utilizada são resíduos florestais [Cervelló, 2002].

Para ter uma idéia do custo de energia destas tecnologias [Bauen *et.al*, 2001], a usina Sueca produz energia a um custo de aproximadamente 7 cents US\$/kWh e a usina Britânica (que produz somente eletricidade) aproximadamente 11,5 cents US\$/kWh. Os custos capitais deverão ser reduzidos à metade, uma vez que as tecnologias BIGCC serão introduzidas em operações comerciais; isto reduziria os custos energéticos entre 2,3 a 4,5 e 5,2 a 9 centavos US\$/kWh para as usinas Suecas e Britânicas, respectivamente (US\$ com referência ao ano 2002).

Segundo Gross *et al.*, (2003), a chave para geração de eletricidade a partir da biomassa são plantas geradoras altamente eficientes e sobretudo comerciais, assegurando o fornecimento sustentável de combustível a um custo relativamente baixo. A tabela 3.5 apresenta um resumo dos principais projetos apresentados e suas características; localização, financiamento, estado atual, tipo de reator, combustível utilizado, potência, etc.

Tabela 3.5. Projetos de demonstração da tecnologia de gaseificação aplicado à biomassa vegetal como combustível

[<http://www.bioenergy.org.nz>, <http://www.biomass.org>, <http://www.agores.org>, consultado em Junho 2005)

Nome do Projeto	BIG - GT	TINA	BGF	BIOFLOW	ARBRE	VERMONT	BINAGAS	BIOCYCLE	ENERGY FARM
Localização	Brasil – Bahia	Graz – Austria	Hawai – USA	Varnamo – Suecia	Valle Aire – UK	Burlington – USA	Bruselas – Bélgica	Dinamarca	Di Cascina Italia
Financiamento	Banco Mundial	DGXII – CE	DOE /St. Haw/pr	Privada	DGXVII – CE	DOE – USA /Privado	FGXVII – CE	DGXVII – CE	DGXVII – CE
Estado	Fase V – Operação Comercial	Construção	Operação	Operação	Desenho	Posta em Marcha	Construção	Desenho	Desenho
Tipo de Gaseificador	LFC atm	Updraft atm	LF a P	LFC a P	LFC atm	Calor Indireto atm	LFB atm	LFC a P	LFC a P
Processo de Gasificação	GICC	Ciclo Indireto Ar	GICC/Metanol	GICC	GICC	Gaseificador/TG	Ciclo Indireto Ar	GICC	GICC
Tecnologia de gaseificação	TPS	VOLUNT	RENUGAS	AHLSTROM, Fi	TPS	Batelle Columbus	DINAMEC	Enviropower	LURGI

<i>Continuação da Tabela 3.5</i>									
Condições Oper. (°C/bar)	850 – 900 / 1,5	825/1,0	ND	950-1000/22	850 – 900/1,5		650 – 750 /1,04	850 – 950 /22	800 / 1,4
Combustível	Madeira /Eucalipto	Resíduos Madeira/ Florestais	Bagaço	Resíduos Madeira	Esp. Arbórea de Curta Rotação	Biomassa lenhosa	Resíduos Madeira	Esp. Arbórea de Curta Rotação	Esp. Arbórea de Curta Rotação
Vazão combustível (t/h)	16,1	1,8	4,2	4,1	5,75	8,3	0,4	3,5	6,18
Limpeza Alcatrões	Dolomita	Combustão direta	Reator Catalítico	Craque a alta temp (lecho)	Reator Catalítico com Dolomita		Combustão Direta	Craque de Temp. (leito)	Scrubber água
Limpeza do gás	Filtro Mangas / Scrubber	Ciclone + Filtro de alta temp	Filtro Cerâmico	Filtro cerâmico	Filtro Mangas / Scrubber		Ciclone	Filtro cerâmico	Filtro de mangas
MWe/MWt	30 /238 GWh/a	2,0 / 4,7	5,0/N.D	6,0 / 9,0	10,0/0	15 / N.D	0,8 / 1,5	7,2 / 6,8	11,9/0

ND: Não Disponível

3.7. CENÁRIO FUTURO DA GASEIFICAÇÃO

A disputa entre as tecnologias existentes e futuras que satisfaçam as normas ambientais, e mais ainda, aquelas cujo combustível provenha de energias renováveis, poderão ser as tecnologias que no futuro dominem a geração de energia.

Segundo Stiegel *et al.*, (2001), para que a tecnologia de gaseificação seja a escolha correta num cenário futuro, ela deve ter: uma eficiência térmica elevada (60% para ciclo combinado), ter custos capitais menores que US\$ 1000/kWe, muito pouco ou quase nada de emissões de enxofres e óxidos de nitrogênio, que possa utilizar todas as matérias primas a base de biomassa ou carvão que se encontrem disponíveis. De todas as tecnologias atuais em desenvolvimento, as baseadas na gaseificação são as únicas que têm o potencial para alcançar os objetivos descritos. Estas tecnologias podem estar configuradas de distintas maneiras para alcançar os custos e parâmetros citados acima.

Observa-se na figura 3.4 uma ilustração do avanço da gaseificação nas últimas duas décadas, se refere à integração da gaseificação a um ciclo combinado para produzir eletricidade, completando a idéia do parágrafo anterior, para que esta tecnologia seja uma opção para futuro; a nova configuração terá que incluir: produção (em termos ambientais) de combustíveis para o transporte, produtos químicos, hidrogênio para aplicações em refinarias e uso em células a combustível com altas eficiências.

Com o desenvolvimento de tecnologias de remoção de CO₂, as grandes reservas de carvão e matérias primas a base de carvão, a tecnologia da gaseificação se tornam uma grande opção num cenário futuro, durante a transição de uma possível economia baseada no hidrogênio para o século 21.

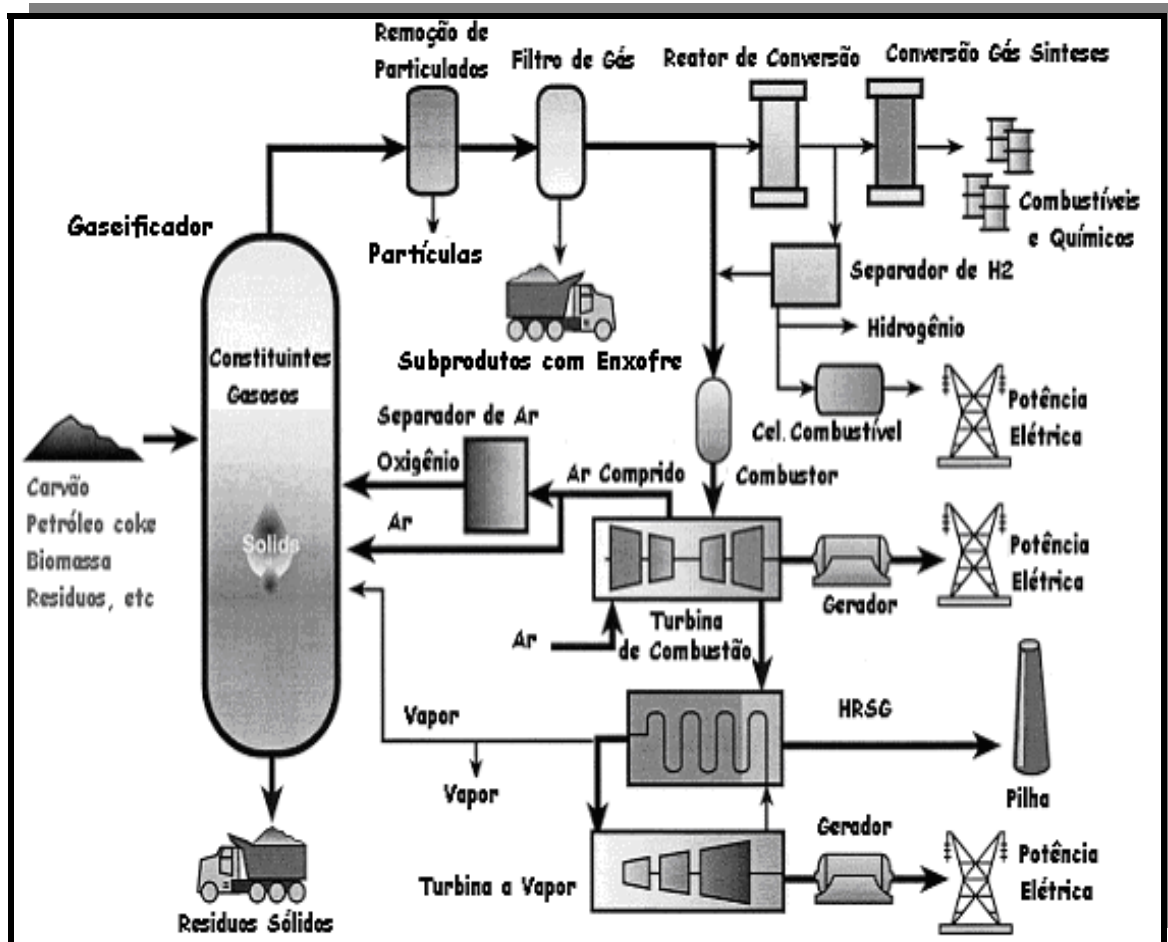


Figura 3.4. Opções tecnológicas da gaseificação [Stiegel *et al*, 2001].

3.8. GASEIFICAÇÃO DE PEQUENO PORTE

Entende-se por gaseificação de pequeno porte aqueles processos que alcançam potências inferiores a 5 MW. Para estas potências é comum trabalhar com gaseificadores de leito fixo; potências maiores a 5 MW, já predominam os gaseificadores de leito fluidizado [Revista Infopower <http://www.infopower.es>, consultado em Julho 2005]. Como apresentado na tabela 3.6.

Uma característica do sistema energético dos países em desenvolvimento, particularmente, nas zonas rurais, é que os motores de combustão interna são muito empregados em instalações fixas, para produção de energia elétrica, aquecimento, funcionamento de bombas hidráulicas, etc. Tecnologias de

gaseificação que permitem a utilização de biomassa nestas instalações, são portanto de muita importância no cenário da geração descentralizada ou distribuída, permitindo qualidade de vida para populações rurais isoladas de redes elétricas.

Tabela 3.6. Gaseificadores de leito fixo em operações [Revista Infopower <http://www.infopower.es>. consultado em Julho 2005]

Localização	Tipo de Planta	Capacidade Instalada	Estado
Hogild, Dinamarca	Gaseificador Martezo com motores de gás “Mercedes”	0,5 MWe	220 h. de operação em 2000, 7000 horas desde 1994
Harboare, Dinamarca	Gaseificador de corrente de ar ascendente com instalação de 2 motores de gás	1,5 MWe	Operação desde 1993 em produção de calor, 900 h de produção de eletricidade
Espenhaim, Alemanha	Gaseificador Jush, com sistemas de limpeza dos gases	1 MWe	Em operação
Londonderry, Irlanda	Gaseificador de corrente de ar descendente. Combustível: Cultivos energéticos	0,1 MWe	Em operação
Áustria	Gaseificadores de madeira Gruebl	0,05 MW	Em operação, grande quantidade de sítios
Suíça	Gaseificador Pyroforce de alta temperatura	0,2 MW	Início dos testes em 2000

Segundo Ghosh. *et al.*, 2004, a título de explicação, uma comunidade na Índia de 10000 habitantes utiliza um gaseificador tipo Donwdraft e um motor de 165 HP de potência para geração de eletricidade usando madeira; nesta comunidade a porcentagem de crescimento anual de estabelecimentos comerciais incrementou-se de 1,8% em 1996, para 7,2 % em 1999.

Para países em desenvolvimento, segundo o estudo realizado pela ONU [Forest Industries Division, 1993] o futuro da gaseificação de pequeno porte, utilizando resíduos lignocelulósicos para alimentar motores de combustão interna para a geração de eletricidade em instalações estacionárias, depende sobre tudo de que existam iniciativas dos governos para promover esta tecnologia, com a finalidade de substituir com biomassa os combustíveis derivados do petróleo. No caso dos países industrializados, não parece ter um futuro imediato para a gaseificação de pequeno porte, visto que estes sistemas somente podem ser econômicos em circunstâncias especiais, como nas indústrias com excesso de biomassa.

Em 1983 o Banco Mundial iniciou o “Programa de monitoramento de gaseificadores de pequena escala para biomassa”. Numas das conclusões do referido programa, afirmava-se que os gaseificadores de biomassa não eram uma opção economicamente atrativa para geração de potencia [Stassen, 1995], mas isto era considerando o preço do barril de petróleo que oscilava nessa época entre 15 a 20 US\$ por barril.

Considerando que o preço do barril de petróleo está hoje em US\$ 66,10 [http://www.opec.org/home, consultada em Maio 2007] e conforme este valor se incrementa, a atratividade para esta tecnologia de pequeno porte seguirá aumentando; mesmo assim autores do programa consideram uma eficiência média do sistema de gaseificador – MCI, inferior a 13 %, mas nos últimos anos tem-se conhecido sistemas que atingem valores superiores a 20% [Ghosh *et al.*, 2004] e [Rabou e Jansen, 2001]. Por último, a substituição do Diesel pelo gás em sistemas de cogeração atinge atualmente valores de eficiência global entre 50 e 70% [Ghosh *et al.*, 2004] e [Raja *et al.*, 1997].

CAPITULO 4

TIPOS DE GASEIFICADORES

Os gaseificadores para biomassa são atualmente equipamentos com uma grande diversidade tecnológica e podem ser classificados de distintas maneiras, embora a classificação tradicional envolva só dois tipos de gaseificadores, os de leito fixo e os de leito fluidizado [Nogueira e Lora, 2003]; além desta classificação tradicional podemos classificá-los também de acordo com os seguintes parâmetros:

Segundo o poder calorífico do gás produzido:

- Gás de baixo poder calorífico: até 5 MJ/Nm^3 .
- Gás de médio poder calorífico: de $5 - 10 \text{ MJ/Nm}^3$
- Gás de alto poder calorífico: de $10 \text{ a } 40 \text{ MJ/Nm}^3$

Segundo o tipo de agente gaseificante:

- Ar
- Vapor de água
- Oxigênio

Segundo a pressão de trabalho:

- Baixa pressão (atmosférica)
- Pressurizados (até 3 MPa).

Segundo a direção do movimento relativo da biomassa:

- De corrente ascendente, tiro direto, *Updraft* (contracorrente)
- De corrente descendente, tiro invertido, *Downdraft* (concorrente)
- De tiro transversal (fluxo cruzado)
- Leito fluidizado. (Borbulhante ou Circulante)

4.1. GASIFICADORES DE LEITO FIXO

4.1.1. GASEIFICADORES DE CORRENTE ASCENDENTE, TIRO DIRETO OU CONTRACORRENTE (*UPDRAFT GASIFIER*)

O gaseificador mais antigo e mais usado é o chamado de Tiro Direto ou Gaseificador Ascendente, apresentado na figura 4.1. Neste caso, o ar ingressa pelo fundo e os gases produzidos são coletados próximos ao topo do gaseificador; no fundo após a região de ingresso do ar, tem-se lugar as reações de combustão. Mais acima ocorrem as reações de redução.

Na figura 4.1 podemos observar claramente as temperaturas de cada etapa da gaseificação. No topo do gaseificador tem lugar o aquecimento e a pirólise da carga (biomassa), como resultado da transferência de calor por convecção forçada e radiação das regiões inferiores.

O alcatrão e produtos voláteis produzidos no processo são levados pela corrente de gás. A temperatura na zona da gaseificação é controlada agregando vapor de água ao ar, ou humidificando o ar. Devido à baixa temperatura do gás que sai do gaseificador, o rendimento energético total do processo é alto, mas o conteúdo de alcatrão no gás também; para este tipo de gaseificador o teor de alcatrão varia entre 10.000 e 100.000 mg/Nm³. Quanto às partículas, (material particulado) estas variam entre 100 e 1000 mg/Nm³ [Guigon e Large, 1990]. O efeito de filtragem da alimentação ajuda a produzir um gás com baixo teor de partículas.

As principais vantagens deste tipo de gaseificador são a simplicidade, alta porcentagem de carbono vegetal queimado, troca de calor interno que faz com que a temperatura do gás seja menor, alta eficiência térmica do sistema, assim como a facilidade de trabalhar com qualquer tipo de carga. (cascas de cereais, serragem, etc)

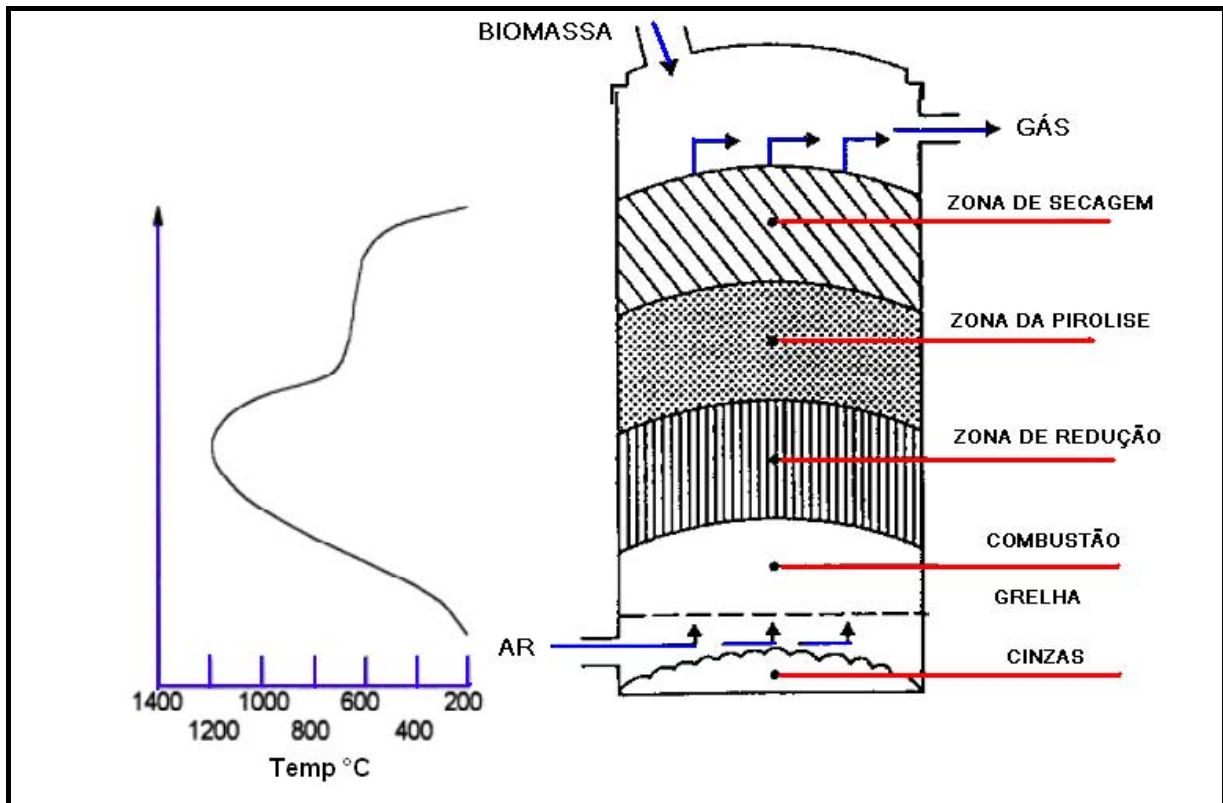


Figura 4.1. Gaseificador de corrente ascendente ou de tiro direto [Forest Industries Division, 1993] [McKendry (Part III), 2002].

A principal desvantagem é a necessidade de se instalar grelhas de movimento automático. Existem ainda problemas relacionados com a eliminação dos líquidos condensados que contém alcatrão, que é produto das operações de depuração do gás, esta eliminação torna-se necessária para sua utilização em motores de combustão interna.

4.1.2. GASIFICADORES DE CORRENTE DESCENDENTE, TIRO INVERTIDO OU CONCORRENTE (*DOWNDRAFT GASIFIER*)

Como resposta ao problema do arraste de alcatrão com a corrente do gás, projetaram-se os Gaseificadores de Corrente Descendente ou de Tiro Invertido, nos quais o ar da primeira gaseificação ingressa na região de oxidação do

gaseificador ou por acima desta. O gás sai pelo fundo do equipamento, como apresentado na figura 4.2.

Estes gaseificadores conhecidos também como “*Downdraft*” apresentam um fluxo da biomassa e do gás no mesmo sentido. O material a gaseificar forma um leito de partículas que descem lentamente conforme estas vão sendo consumidas pelo processo, e a correspondente operação de retirada de cinzas. O espaço livre entre as partículas é ocupado pelo gás gerado no processo e o agente gaseificante, os quais circulam no sentido descendente até a saída dos gases que se encontra na parte inferior do equipamento.

Basicamente apresentam-se duas configurações, os “*Open – Core*”, e aqueles que têm uma espécie de garganta “*Throat*”. Esta última categoria é a mais difundida.

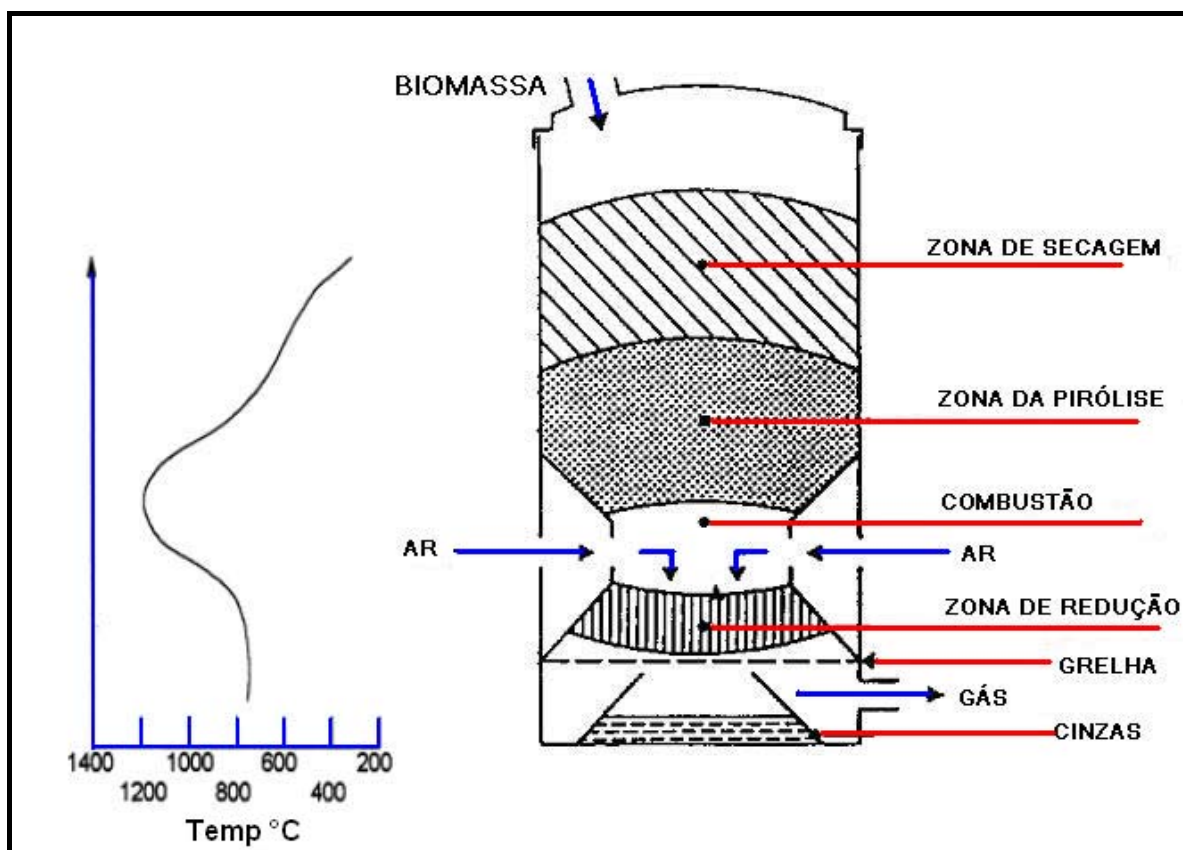


Figura 4.2. Gaseificador de Corrente Descendente ou de Tiro Invertido (Tipo Garganta), [Forest Industries Division, 1993 e McKendry (Part III), 2002].

No tipo “*Open – Core*”, tanto a biomassa como os agentes gaseificantes entram pela parte superior do gaseificador sem apresentar variações significativas de diâmetro ao longo do seu corpo. É complexo delimitar suas regiões podendo-se considerar que se encontra dividido em duas partes. Uma região na parte superior de pirólise / combustão, e outra de gaseificação do resíduo carbonoso na parte inferior. Por outro lado, nos gaseificadores *downdraft* tipo garganta podem-se distinguir 4 regiões, conforme a biomassa desce: a região de secagem, a região de pirólise, a região de oxidação e a região de redução (gaseificação).

Quando a biomassa entra no gaseificador pela parte superior, a mesma ao descer sofre os seguintes processos: Aquece-se até 200 °C produzindo a secagem completa desta, conforme continua descendo, a partir dos 250 °C inicia-se o processo de pirólise gerando gás, alcatrão e um resíduo carbonoso (*char*). Dado que a pirólise ocorre lentamente a temperaturas baixas, a fração de biomassa convertida em alcatrão é muito alta. A seguir aparece a região de oxidação, onde se produz a injeção do agente gaseificante (ar ou oxigênio). Este reage rapidamente com os gases combustíveis procedentes da pirólise, elevando a temperatura nessa região em níveis de 1000 a 1200 °C; estas elevadas temperaturas favorecem o fracionamento (*cracking*) dos alcatrões presentes. Finalmente se atinge a região de “redução”, onde se produz a gaseificação do “*char*” por parte do CO₂ e o vapor de água presentes no gás produto, o qual retifica a sua composição conforme ocorre o equilíbrio gasoso do conjunto de reações que têm lugar a temperaturas ao redor de 700 ° C. Desta região sai uma corrente final do gás, uma corrente de cinzas e restos de “*char*” sem gaseificar.

a. SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO

Dado que a alimentação destes gaseificadores realiza-se pela parte superior, é preciso um sistema de elevação da biomassa até o ponto de alimentação. Este sistema permite o fluxo do material com uma ampla granulométrica. Para se conseguir uma alimentação relativamente contínua e garantir o fechamento

hermético necessário para evitar a saída dos gases, faz-se a utilização de uma câmara intermediária cilíndrica delimitada por válvulas.

b. CORPO DO GASEIFICADOR

Em geral o corpo do gaseificador é de forma cilíndrica e apresenta as seguintes características: resistência térmica para elevadas temperaturas, resistência estrutural, resistência à fricção e isolamento térmico do interior.

Como não é fácil conseguir com um só material todas estas características, os gaseificadores são construídos com diferentes materiais. Uma camada de aço que lhe dá a resistência estrutural, uma capa de isolante térmico e uma capa de cimento refratário que o isola termicamente e oferece uma resistência mecânica interna requerida. Um bom controle do processo de gaseificação é realizado mantendo um adequado perfil de temperatura ao longo do gaseificador.

Dado que a região da garganta é crucial para se conseguir um gás livre de alcatrão, deve-se ter cuidado ao se projetar um gaseificador deste tipo, por exemplo, uma inclinação adequada em torno a 45 °C, facilita o deslizamento da biomassa e permite delimitar as regiões de pirólise, oxidação e redução. Por outro lado a área de entrada da garganta determina entre outros fatores a capacidade de processamento da biomassa. Nos gaseificadores tipo “*downdraft*” o parâmetro utilizado para o desenho da garganta é a sua “capacidade específica” que varia entre 0,1 e 0,7 kg/h.m² [Arauzo, 1999].

A distribuição uniforme do agente gaseificante (ar) ao longo da superfície da garganta, representa outro ponto chave no projeto do corpo do gaseificador. Deve-se dispor de um número suficiente de entradas de ar que garantam a boa introdução do fluxo. Neste aspecto tem grande importância a granulométrica da biomassa já que partículas muito pequenas dificultam a entrada do ar.

Outro elemento é a grelha onde se encontra sustentada toda a biomassa submetida ao processo de gaseificação. A grelha permite uma correta evacuação das cinzas e restos de “*char*” sem gaseificar. A velocidade com que os sólidos

(cinzas) são retirados permite calcular o tempo de residência dos mesmos dentro do gaseificador. Tem-se então um compromisso entre o aproveitamento térmico do resíduo carbonoso e a retirada de cinzas do gaseificador em função da capacidade de processamento. Finalmente o gaseificador deve ter um sistema de retirada de cinzas que evite a sua acumulação na parte inferior.

Do exposto, pode-se dizer que os gaseificadores tipo “*downdraft*” são adequados em cenários onde se deseja uma geração de energia descentralizada para pequenos núcleos de população ou pequenas indústrias que atingem potências até 0,5 MW e com a possibilidade de utilizar o gás simultaneamente para fins térmicos ou de geração de eletricidade, permitindo uma relativa flexibilidade na biomassa utilizada assim como um fácil manejo.

4.1.3. GASEIFICADORES DE TIRO TRANSVERSAL

Este tipo de gaseificador é uma adaptação para o uso de carvão vegetal como combustível. A gaseificação do carvão vegetal ocorre em altas temperaturas (maiores que 1500 °C) na região de oxidação; isto pode acarretar problemas estruturais. Nos gaseificadores de Tiro Transversal, o próprio combustível (carvão vegetal) é o isolamento térmico, Fig. 4.3.

A alimentação é realizada pela parte superior do equipamento com direção descendente; o ar é introduzido de um lado e os gases são retirados do lado oposto e no mesmo nível. A região da fornalha fica perto da entrada do ar; as regiões de pirólise e secagem se encontram localizados um pouco mais na parte superior. As cinzas são removidas pela parte inferior e a temperatura que atingem os gases de saída se situam entre 800 a 900 °C, o que resulta num baixo rendimento energético total para o processo, e num gás com alto conteúdo de alcatrão, necessitando de se empregar um carvão vegetal de alta qualidade (baixo conteúdo de produtos voláteis).

As vantagens do sistema é poder trabalhar em pequena escala, o que pode tornar viáveis instalações inferiores a 10 kW (potência de eixo); isto por que a

instalação de depuração do gás é muito simples (só precisa de um ciclone e um filtro quente). No caso do alcatrão e material particulado este tipo de gaseificador apresenta um teor parecido ao do tipo concorrente (Downdraft)..

4.1.4. OPERAÇÃO E PERFORMANCE DOS GASEIFICADORES DE LEITO FIXO

Como já mencionado, em geral estes gaseificadores tem a vantagem de uma construção simples, mas a desvantagem é a produção de um gás com baixo poder calorífico e alto conteúdo de alcatrão. A composição típica do gás neste tipo de gaseificadores é a seguinte: 40 a 50% de N_2 , 15 a 20% de H_2 , 10 a 15% de CO_2 , 3 a 5% de CH_4 , com um poder calorífico em geral de 4 a 6 MJ/Nm³ [McKendry., 2002].

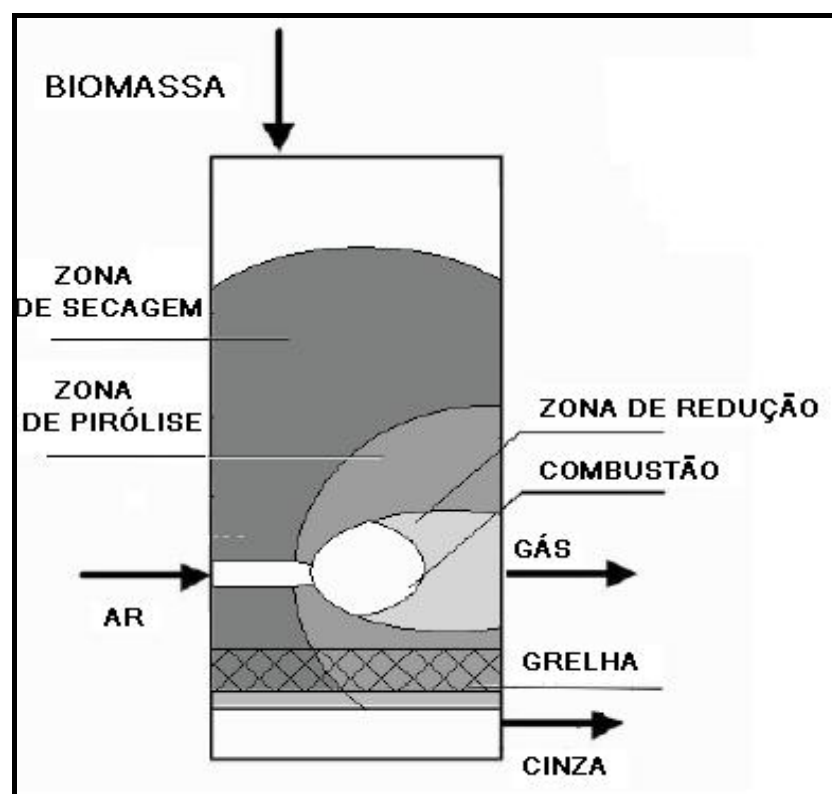


Figura 4.3. - Gaseificador de tiro transversal [Zanzi, 1996].

É importante ressaltar que num leito fixo, a pirólise tem lugar numa região de relativamente baixa temperatura (300 a 400 °C) formando-se muitos produtos líquidos, principalmente alcatrão. No caso de ser operado com um fluxo a contracorrente, estes líquidos serão arrastados pelo gás até regiões de menor temperatura e fora do gaseificador. Em consequência, o gás obtido teria muito alcatrão e poeira; por isso neste caso seria necessária a sua purificação antes de ser usado como combustível em MCI. Não entanto este gás pode ter aplicações diretas na secagem de materiais e na geração de vapor em caldeiras.

Com o fluxo de correntes paralelas apresenta-se uma quarta região no reator “região de redução” que permite obter maiores quantidades de CO e CH₄ no gás produto, aumentando o conteúdo energético deste. Este gás pode ser também usado diretamente (devido à elevada temperatura na sua saída) em queimadores de caldeiras e turbinas a gás, ou se resfriado previamente utilizado em MCI.

4.2. GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO

A tecnologia de leito fluidizado se pôs em marcha na escala comercial na década de 80. Ahlstrom Corporation, da Finlândia desenvolveu e colocou em operação 4 gaseificadores chamados “*Pyroflow*” onde se utilizou como combustíveis resíduos lenhosos submetidos a uma etapa de pré-secagem para obter um combustível com umidade abaixo de 15%. Os 4 gaseificadores foram aplicados em fornos rotativos de pedra calcária com potências que vão desde 15 até 35 MW [Becerra, 1999].

O funcionamento dos gaseificadores de tiro direto e de tiro invertido (*Updraft* e *Downdraft* respectivamente) é afetado pelas propriedades morfológicas, físicas e químicas dos combustíveis. Os problemas mais frequentes são a formação de escória e a excessiva queda de pressão no gaseificador. Um sistema que permite eliminar estes problemas é o gaseificador de leito fluido, que é ilustrado na figura 4.4; este tipo de gaseificador tem sido usado extensamente para a gaseificação de carvão há vários anos e suas vantagens sobre os

gaseificadores de leito fixo têm a ver com a temperatura uniforme que se atinge na região de gaseificação.

Explicando mais detalhadamente, neste tipo de sistema o ar ingressa através de um leito de partículas sólidas com velocidade suficiente para mantê-las em suspensão. O leito é aquecido e quando alcança uma temperatura elevada, as partículas do combustível são introduzidas e rapidamente alcançam a temperatura do leito. Como resultado deste processo, o combustível é pirolisado rapidamente, resultando um produto com uma quantidade elevada de materiais gasosos. Na fase de gás, ocorre uma nova gaseificação e reações de transformação do alcatrão. Muitos destes equipamentos têm um ciclone interno, com a finalidade de reduzir ao mínimo o escape de alcatrão. Partículas de cinza são transportadas também para a parte superior, na saída do gás, o que normalmente exige um equipamento de filtragem [F.I.D, 1993] [Circe, 2005].

Os gaseificadores de leito fluidizado têm capacidades mais altas, eficiências mais elevadas e maior flexibilidade de uso de matéria base (biomassa) do que aqueles gaseificadores de leito fixo [Williams *et al.*, 1993]. Precisamente esta habilidade de manejar uma ampla variedade de combustíveis de biomassa com um mínimo de modificação no processo, tem feito ultimamente desta tecnologia a mais utilizada para muitas aplicações. As vantagens de alta pressão são evidentes para instalações de maior potência na faixa de 50 – 80 MW [Blackadder *et al.*, 1993].

O controle da qualidade do gás é sempre mais problemático nestes gaseificadores de leito fluidizado por duas razões: Primeiro, devido às altas temperaturas existentes no gaseificador (800 a 900 °C), alguns alcalinos se apresentaram na fase de vapor; neste caso é muito provável que se requeira um resfriador de gás para condensar tais alcalinos. Isto conseqüentemente aumentará o custo total do equipamento. Segundo, há muitas mais sobras de partículas (desperdício) com este tipo de gaseificador, cujo controle com ciclones pode não ser adequado; por isso, filtros cerâmicos são provavelmente necessários. [Kurkela *et al.*, 1991] e [Pitrolo *et al.*, 1990]. Outros inconvenientes dos

gaseificadores de leito fluidizado são o conteúdo de alcatrão do gás produzido (entre 1300 e 10000 mg/Nm³), material particulado (entre 1.700 a 100.000 mg/Nm³), a combustão incompleta do carbono e a resposta muito lenta frente às mudanças de carga. Por precisarem de equipamentos de controle, destinam-se estes sistemas para aplicações acima de 500 kW [Guigon e Large, 1990].

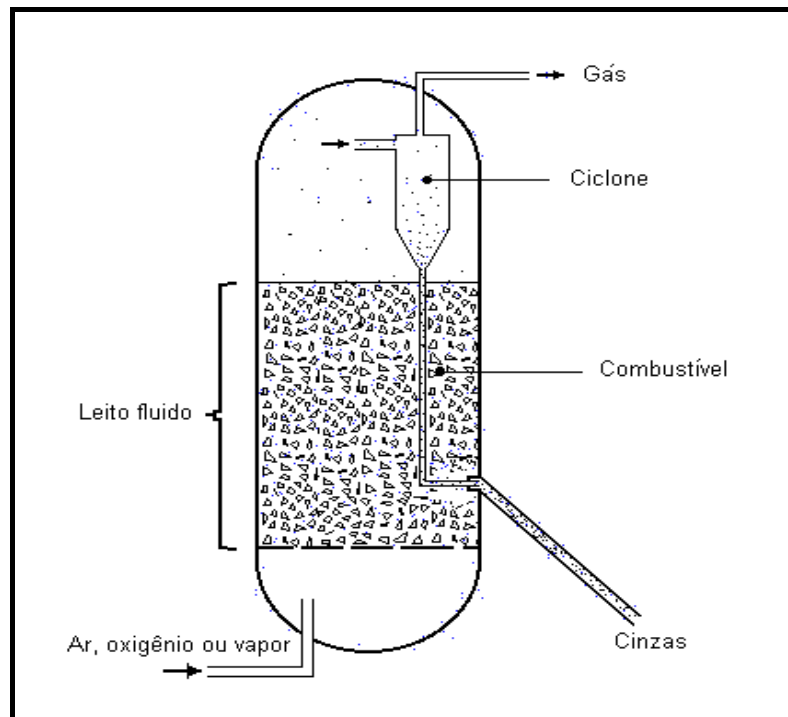


Figura 4.4.- Gaseificador de Leito Fluidizado [Williams *et al.*, 1989].

Os gaseificadores de leito fluidizado podem-se classificar atendendo à variável de operação “Velocidade de fluidificação”; por exemplo, no leito fluidizado borbulhante esta velocidade varia entre 1 a 2 m/s e no leito circulante a velocidade normalmente é maior de 5 m/s [Becerra., 1999].

4.2.1. LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

Atualmente são poucos utilizados e consistem num recipiente com uma grelha no fundo através do qual se introduz ar (Fig 4.5). Sobre a grelha está o

leito fixo de material de grão fino, na qual se introduz a alimentação preparada de biomassa. A regulação da temperatura do leito é por controle da relação entre o ar e a biomassa. Esta é pirolisada no leito para formar um carvão com componentes gasosos. O alto peso molecular dos componentes são craqueados pelo contato com o material do leito, produzindo um gás final com baixo conteúdo de alcatrão, tipicamente com 1 a 3 g/Nm³ [McKendry (Part III), 2002].

4.2.2 LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE (CFBs)

Estes gaseificadores (Fig 4.6) podem fazer frente aos processos de alta capacidade; utilizam-se por exemplo na indústria de papel para a gaseificação dos resíduos das árvores e de outros resíduos da silvicultura. O material do leito circula entre a área de reação e um separador tipo ciclone onde a cinza é removida e o material do leito e o carvão residual retornam ao gaseificador. Estes gaseificadores podem funcionar a elevadas pressões; a vantagem é que este gás pode ser usado direto em turbinas a gás por exemplo [McKendry (Part III), 2002].

As empresas como Lurgi (Alemanha), Ahlstrom (Finlandia) e Studsvik (Suécia) têm experiência neste tipo de gaseificador. Não há muita experiência de CFBs (Circulating Fluidized Beds) pressurizados operando com matéria incluindo carvão. A Ahlstrom esteve desenvolvendo um CFBs pressurizado para aplicações de biomassa, considerando para iso equipamentos de resfriamento e filtragem do gás [Williams *et al.*, 1989].

4.3. COMPARAÇÕES ENTRE OS GASEIFICADORES

Os gaseificadores *Updraft* e *Downdraft* também chamados de gaseificadores de primeira geração são mais simples e baratos de construir que os de leito fluidizado.

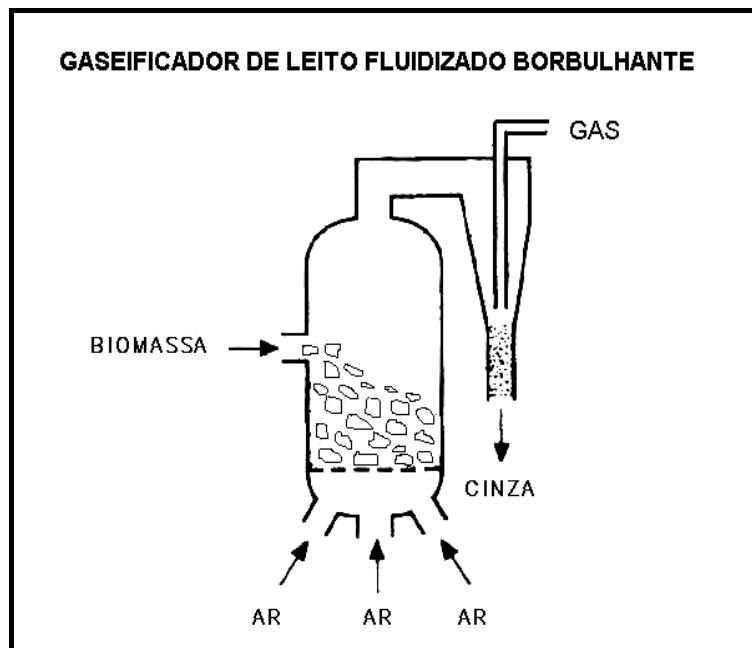


Figura 4.5. Leito fluidizado borbulhante [Williams *et al.*, 1989].

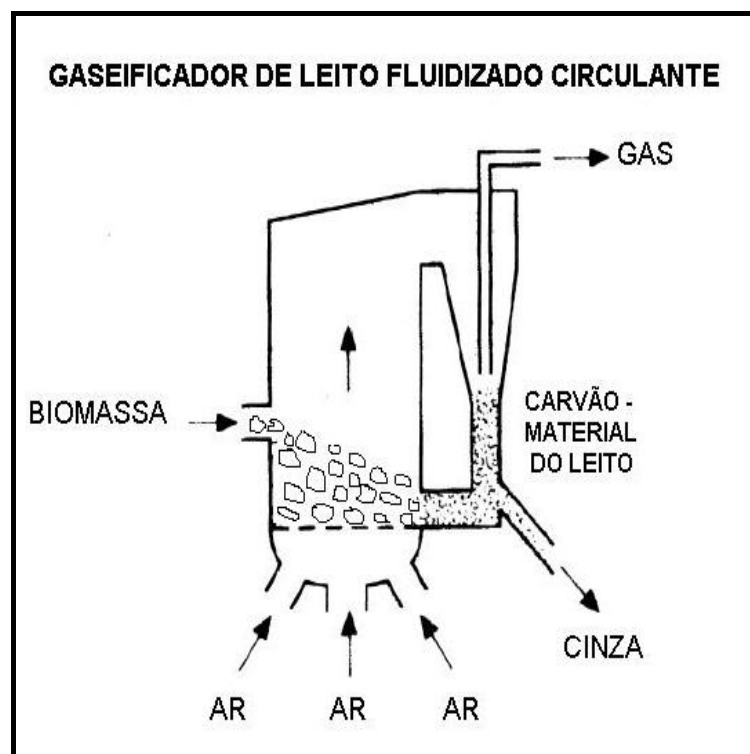


Figura 4.6. Leito fluidizado circulante CFBs [Williams *et a.*, 1989].

Por outro lado nos gaseificadores tipo concorrente (Downdraft), o conteúdo de alcatrão é baixo, devido ao craqueamento deste na região de oxidação, os de contracorrente apresentam alta eficiência térmica e conteúdo relativamente alto de alcatrão, sobretudo quando a biomassa gaseificada é úmida. Por isso os gaseificadores de leito concorrente são os mais utilizados para o acionamento de motores de combustão interna.

No caso de gaseificador de contracorrente, apesar de produzir gás sujo, são de dimensionamento melhor, por não possuírem restrições em relação ao diâmetro da garganta; por esta razão estes tipos de gaseificadores têm sido aplicados no fornecimento de energia térmica doméstica ou industrial [Beenackers e Maniatis, 1996].

Os gaseificadores de leito fluidizado são mais convenientes para aplicações de alta capacidade, como em sistemas BIG/GT, por causa de sua alta flexibilidade em relação ao combustível (permite usar combustíveis de baixa densidade e granulometria fina, como é o caso da maioria dos resíduos agroindustriais), assim como pela facilidade no dimensionamento. [Blackadder *et al.*, 1993]. A tabela 4.1 apresenta as vantagens e desvantagens tanto dos gaseificadores de tipo leito fixo e leito fluidizado.

4.4. OUTROS TIPOS DE GASEIFICADORES

Na atualidade estão se desenvolvendo novos tipos de gaseificadores, tendo sempre como base os tradicionais, em especial dando importância ao aproveitamento energético dos gases de exaustão, para reduzir o conteúdo de umidade na biomassa de alimentação.

A tabela 4.2 apresenta as principais características quanto a material particulado, conteúdo de alcatrão e potência elétrica que se conseguiriam com os diferentes tipos de gaseificadores.

Tabela 4.1. Vantagens e desvantagens dos diferentes tipos de gaseificadores
Adaptado de [Arauzo, 1999]

DOWNDRAFT	UPDRAFT
Construção relativamente simples	Construção simples e robusta
Requer-se baixa umidade nos combustíveis	Alta eficiência térmica
Produz-se um gás relativamente limpo	Gás com alto conteúdo de alcatrão
Alta temperatura do gás na saída	Baixa temperatura do gás na saída
Possível fusão de cinzas e formação de escórias na grelha	O gás produzido é apto para a combustão direta
Baixa capacidade específica	Facilidade de operação com baixa escala
Elevado tempo de residência (permanência) dos sólidos	Elevado tempo de residência (permanência) dos sólidos
Elevada conversão da biomassa	Elevada conversão da biomassa
Potencial de dimensionamento muito limitado	É necessário um bom sistema de limpeza dos gases para sua utilização em motores
Fácil dimensionamento	Fácil dimensionamento
LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE	LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE
Permite-se variações na qualidade dos combustíveis	Grande dificuldade de operação em relação ao leito fixo
Bom controle da temperatura e alta velocidade de reação do sólido	Bom controle da temperatura e alta velocidade de reação do sólido
Bom contato da mistura de gás - sólido	Bom contato da mistura de gás - sólido
Moderado nível de alcatrão no gás produzido	Gás na saída com nível moderado de alcatrão
Possível processo catalítico no leito	Elevada conversão
Grande quantidade de partículas no gás na saída, que num leito fixo	Limitações ao operar a baixa temperatura
Fácil arranque e parada	Alta capacidade específica
Limitações ao operar a baixas cargas	Facilidade para seu dimensionamento
Elevada conversão da biomassa	
Fácil dimensionamento	

Tabela 4.2. Principais características de operação dos diferentes tipos de gaseificadores [Arauzo, 1999]

REATOR	TEMP. ° C	ALCATRÃO	MATERIAL PARTICULADO	MWe *
	Reação - Saída			Min Max
Downdraft	1000 - 800	Muito baixo	Moderado	0,1 1
Updraft	1000 - 250	Muito alto	Moderado	1 10
Borbulhante	850 - 850	Medio	Alto	1 50
Circulante	1000 - 850	Baixo	Muito alto	5 100

* Aplicado para geração de energia elétrica.

Os últimos projetos de gaseificação de pequeno porte levam por nome “gaseificação em duas fases” e caracteriza-se por ter a pirólise e a gaseificação em reatores separados com uma temperatura alta ou intermediária na região de craqueamento do alcatrão, permitindo um fino controle da temperatura do processo, resultando em concentrações muito baixas de alcatrão na produção do gás, ainda sem ser este um gás limpo (25 mg/Nm^3).

O gaseificador de duas fases conhecido pelo nome de “*Viking*” foi comissionado pela DTU (Universidade Técnica da Dinamarca). Durante os meses de fevereiro e março do ano 2003 um ciclone foi agregado para remover partículas das correntes dos gases quentes.

A Fig 4.7 apresenta um esquema deste tipo de sistema desenvolvido pela Universidade Técnica de Dinamarca (DTU) [Jens *et. al.*, 2000].

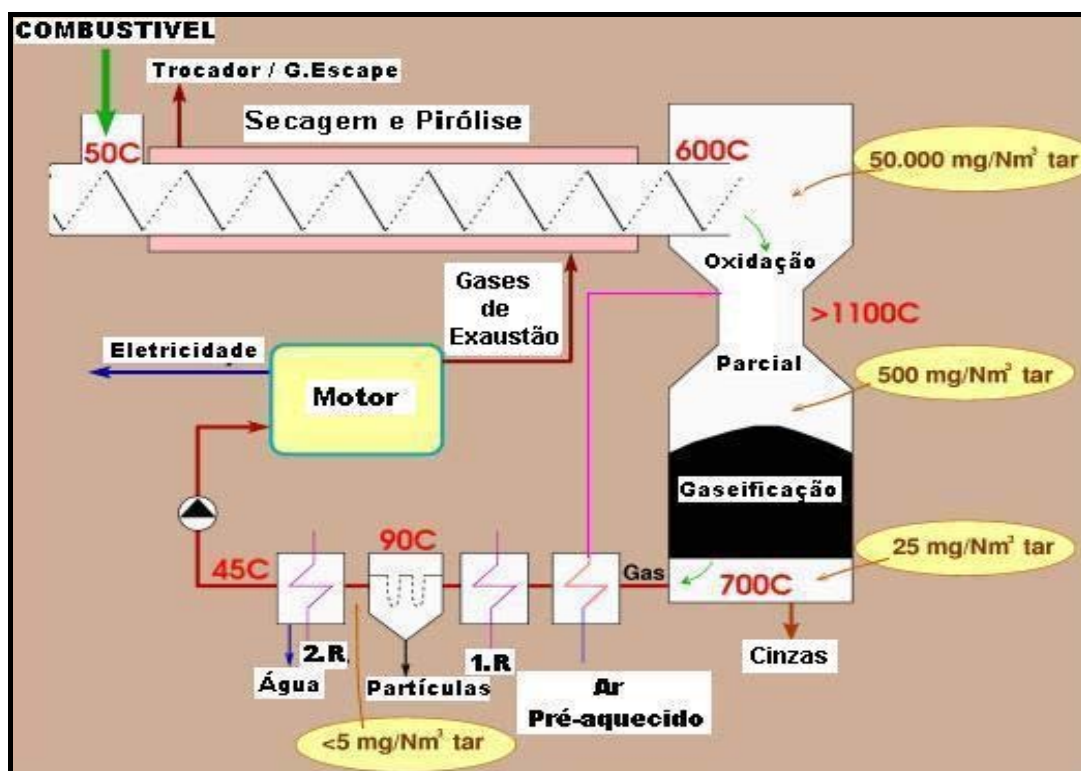


Figura 4.7. Gaseificador de duas fases, adaptado de [Jens *et al.*, 2000].



Figura 4.8. Gaseificadores tipo Downdraft (Esq) e de Leito Fluidizado (Der) ambos de pequeno porte [http://www.biomass.org, consultado em Maio 2007].

CAPITULO 5

LIMPEZA E ACONDICIONAMENTO DO GÁS DE BIOMASSA - ESTADO DA ARTE

5.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Nos MCI e nas turbinas a gás, a limpeza extensiva do gás deve ser obrigatória e rigorosa para garantir a qualidade de funcionamento do sistema. As conseqüências de uma limpeza inadequada do gás de gaseificação de biomassa têm sido amplamente demonstradas.

Desde meados da década de 80, se obtiveram significantes avanços com a finalidade de melhorar a limpeza do gás, sobretudo para instalações de gaseificadores de biomassa de grande porte acoplados com grandes turbinas geradoras de potência. Em meados da década de 90, distintos projetos de gaseificação de grande porte com turbinas foram propostos e alguns deles continuam em construção e outros em fases de operação. Em 2000, foi expresso o interesse adicional no uso da gaseificação de biomassa como método para a produção de gás sínteses e hidrogênio. Os gases sínteses seriam usados para produzir combustíveis para o transporte ou na produção de produtos químicos; o interesse no hidrogênio derivado da biomassa é especificamente com a finalidade de produzir um combustível limpo para a operação em células de combustível.

5.2. PRINCIPAIS POLUENTES NO GÁS DE BIOMASSA

Os principais componentes a eliminar no gás são:

- Material particulado
- Componentes Alcalinos
- Alcatrão
- Componentes que contenham nitrogênio

- Enxofre

De todos eles, os mais importantes em quantidade e quanto ao nível de eficiência que representaria o gaseificador são o conteúdo de partículas e o conteúdo de alcatrão presentes nos gases. A tabela 5.1 mostra os conteúdos limites típicos destes componentes no gás combustível para uso em MCI e turbinas a gás.

5.2.1. MATERIAL PARTÍCULADO

São definidos como materiais em fase sólida arrastados pelo gás produzido no reator. As partículas tipicamente incluem material inorgânico (cinza) que é derivado do material mineral da biomassa de alimentação, biomassa não transformada na forma de “*char*” (resíduo sólido produto da pirólise da biomassa) e material do leito. A maioria dos gaseificadores de grande porte utiliza configuração fluidizada borbulhante e/ou circulante para assegurar as condições uniformes do leito durante a gaseificação. As condições turbulentas nestes equipamentos produzem uma alta carga de material particulado no gás. Como resultado, a limpeza dos mesmos é muito necessária para estes sistemas.

5.2.2. COMPONENTES ALCALINOS

A composição química das cinzas determina as propriedades físicas do material tais como ponto de fusão e ponto de vaporização. A composição química de cinzas procedentes da biomassa é apresentada na tabela 5.2. Como pode ser visto, a biomassa deve conter uma quantidade significativa de sais alcalinos, particularmente potássio. Este último é um elemento requerido para o crescimento do vegetal; concentrações altas deste elemento são evidenciadas sobretudo nos cultivos energéticos. Na tabela 5.3 apresentam-se as concentrações de alcalinos presentes no gás de biomassa.

Tabela 5.1. Qualidade do gás para geração de potência [H.E.M. Stassen, 1993; Milne T.A *et al.*, 1998]

	MCI	Turbina
Partículas (mg/Nm³)	< 50	< 30
Tamanho da partícula (µm)	< 10	< 5
Alcatrão (mg/Nm³)	< 100	-
Metais alcalinos (mg/Nm³)	-	0,24

Tabela 5.2. Composição da cinza a partir da biomassa selecionada [Klass,1998]

Composição da cinza por constituinte, % base seca								
	CaO	K ₂ O	P ₂ O ₅	MgO	Na ₂ O	SiO ₂	SO ₃	Outros
Álamo	47,2	20,0	5,0	4,4	0,2	2,6	2,7	17,9
Pinus	49,2	2,6	0,3	0,4	0,4	32,5	2,5	12,1
Gramma	4,8	15,0	2,6	2,6	0,1	69,9	1,9	3,1

A importância da remoção de material alcalino no fluxo de gás de biomassa dependerá do uso final do mesmo. O problema da formação de vapores alcalinos e a sua deposição são particularmente críticos em sistemas onde os produtos quentes do gaseificador são usados sem um significativo resfriamento. Um moderado resfriamento do gás seguido pela remoção de grandes quantidades de partículas é possível com adequada limpeza do mesmo em evaporadores que podem tolerar alguma deposição de cinzas. Outras aplicações como as turbinas requerem uma significativa limpeza destes componentes. Ainda em sistemas onde a condensação de vapores alcalinos não é um problema, a presença de sais alcalinos pode criar outros problemas, entre os quais corrosão de superfícies metálicas, entre outros.

Tabela 5.3. Concentrações de alcalinos no combustível [Miles *et al.*, 1996]

Biomassa	Óxidos Alcalinos (kg/GJ)	Probabilidade de conversão em escória
Resíduos de jardim	0,50	Muito alta
Madeira – Casca de amêndoa	0,40	Muito alta
Resíduos florestais	0,22	Media
Álamo híbrido	0,17	Alguma
Carvalho vermelho	0,09	Baixa

5.2.3. ALCATRÃO PRESENTE NA GASEIFICAÇÃO

Alcatrão é um termo genérico que descreve um complexo grupo de constituintes orgânicos que são produzidos pela reação parcial da biomassa. Tais materiais residem na corrente do gás quente como fluxo vaporizado ou como uma nevoa, e que tipicamente condensam a temperaturas mais baixas. Este alcatrão inclui uma variedade de aromáticos oxigenados formados no processo de pirólise. O termo alcatrão tem sido ativamente discutido faz poucos anos sem nenhuma conclusão resolutive. Pode se definir o alcatrão como sendo moléculas orgânicas com pesos maiores que o benzeno 78. Esta definição tem sido usada em algumas referências de sistemas de gaseificação de biomassa [Neef *et al.*, 1999].

O alcatrão pode ser tolerado em sistemas onde o gás deve ser utilizado diretamente em queimadores, por exemplo, já que o conteúdo de alcatrão eleva o poder calorífico do gás combustível. No entanto, quando utilizado para outros fins, o alcatrão representa problema de limpeza e deve ser classificado como perigoso. A presença de alcatrão não é desejada na produção de gás síntese ou em aplicações de hidrogênio. A presença de alcatrão representa uma redução na eficiência do gaseificador, tendo em vista que menos biomassa é convertida em

combustível ou gás síntese. Na tabela 5.4 apresentam-se as quantidades de alcatrão para diversos tipos de gaseificadores.

5.2.4. POLUENTES DE CONTEUDOS NITROGENADOS

O poluente primário do conteúdo nitrogenado no gás de saída é a amônia (NH_3). Os níveis aceitáveis de amônia na corrente do gás são tipicamente ditados por regulamentações locais. Os sistemas de gaseificação devem ser projetados necessariamente conhecendo-se estas regulamentações. As concentrações de amônia são relativamente baixas na maioria dos gaseificadores, mas na corrente do gás é indesejável, principalmente porque propicia a formação de NO_x quando os produtos de gás são queimados.

A limpeza de NH_3 é requerida para sistemas em localizações com regulamentações estritas de emissões NO_x . Eles são produzidos por reações do nitrogênio ou moléculas que contem nitrogênio com oxigênio a elevadas temperaturas representativas em sistemas de combustão.

5.2.5. ENXOFRE

Os enxofres na biomassa podem converter-se em sulfito de hidrogênio ou óxidos de enxofre durante a gaseificação. Na maioria de aplicações onde os produtos da biomassa são usados como gases combustíveis, não são necessárias as tecnologias para remover enxofre. Alguns catalisadores de craque do alcatrão são também sensíveis ao enxofre.

Em resumo, pode-se dizer que os principais problemas para melhorar a qualidade do gás combustível são a quantidade de material particulado e o conteúdo de alcatrão. A seguir se enumera as tecnologias apropriadas para a remoção destas substâncias.

Tabela 5.4. Comparação do conteúdo de alcatrão e material particulado assim como qualidade do gás obtido em distintos tipos de gaseificadores [Graham e Bain, 1993; Neef *et al.*, 1999; Hasler e Nussbaumer, 1999]

	Downdraft	Updraft	CFB
Umidade (%)	6 - 25		13 - 20
Partículas (mg/Nm³)	100 - 8000	100 - 3000	8000 - 100000
Mínimo	10	100	8000
Maximo	10000	3000	100000
Valor representativo (níveis aceitáveis)	100 - 200	100 - 1000	10000 - 35000
Alcatrão			
Mínimo	0,4	1	< 1
Maximo	6,0	150	30
Valor representativo (níveis aceitáveis)	0,1 - 1,2	20 - 100	1 - 15
PCI (MJ/Nm³)	4,0 - 5,6	3,7 - 5,1	3,6 - 5,9
H₂	15 - 21	10 - 14	15 - 22
CO	10 - 22	15 - 20	13 - 15
CO₂	11 - 13	8 - 10	13 - 15
CH₄	1 - 5	2 - 3	2 - 4
C_nH_m	0,5 - 2	nd	0,1 - 1,2
N₂	Resto	Resto	Resto

nd: Não disponível

5.3. TECNOLOGIAS PARA A REMOÇÃO DE MATERIAL PARTICULADO

Os níveis de partículas devem estar abaixo de 50 mg/Nm^3 para motores a gás [Abatzoglou *et al.*, 2000], e abaixo de 15 mg/Nm^3 ($> 5 \text{ }\mu\text{m}$) para turbinas a gás é abaixo de $0,02 \text{ mg/Nm}^3$ para sistemas de gás de síntese [Graham e Bain, 1993]. Os métodos para remoção de partículas incluem os seguintes equipamentos:

- Ciclones
- Filtros de mangas
- Purificadores eletrostáticos
- Depuradores úmidos (*wet scrubbers*)

A seguir se descreve cada um desses equipamentos:

5.3.1. CICLONES

São usados como primeiro passo para a limpeza do gás na maioria de sistemas de gaseificação, já que são eficientes e relativamente de menor custo de construção e operação. Em gaseificadores de leito circulante, o ciclone já faz parte do gaseificador. Os ciclones, Fig 5.1, são utilizados para remover partículas grandes e podem operar numa ampla gama de temperaturas, limitadas pelo material de sua construção. Estes equipamentos podem remover mais de 90% de partículas acima de $5 \text{ }\mu\text{m}$ de diâmetro com mínima perda de carga ($0,01 \text{ atm}$). A remoção parcial de material entre 1 a $5 \text{ }\mu\text{m}$ é também possível, mas neste caso o sistema é ineficaz. Os ciclones também ajudam na remoção do alcatrão condensado e materiais alcalinos da corrente do gás [Stevens, 2001].



Figura 5.1. Ciclone [<http://www.bioenergyinternational.com>, consultado em Agosto 2005].

5.3.2. FILTRO DE MANGAS

Os filtros incluem uma gama de materiais porosos que permitem o fluxo dos gases, mas impedem a passagem de partículas. Estes filtros removem pequenas quantidades de partículas entre 0,5 e 100 μm de diâmetro. Conforme o diâmetro do poro seja menor, a perda de carga no mesmo é incrementada. Por isso, existe uma série de condições técnicas e econômicas que limitam a remoção de partículas. Deve-se ter muito cuidado sobretudo nos gaseificadores onde se manejam maiores volumes de gases.

Estes filtros devem ser limpos periodicamente com fluxos de ar a alta pressão na direção contrária ao fluxo de gases, diminuindo a carga de particulados. Normalmente ficam instalados depois dos ciclones. Os filtros são apropriados para remover partículas secas, mas são menos apropriados para remover poluentes úmidos e pegajosos como é o caso do alcatrão. Os filtros de manga dividem-se tipicamente em: filtros rígidos e os filtros de bolsa (*bag or fabric filters*).

a. FILTROS RÍGIDOS

Quanto aos filtros rígidos (vide Fig 5.2), os mais típicos são os filtros metálicos e os filtros cerâmicos. Os primeiros requerem um esfriamento prévio do gás para evitar a sinterização do metal e a corrosão do mesmo; por outro lado os cerâmicos são especiais para trabalhar a elevadas temperaturas, mas são muito frágeis chegando inclusive a se fraturar por choques térmicos [Sydkraft, 1998].

b. FILTROS DE BOLSA

Este filtro de gases é o mais comum; consta de um grande depósito cilíndrico ou em forma de paralelepípedo dividido longitudinalmente em duas partes. O gás carregado de sólidos penetra pela parte inferior dele e passa através das mangas onde se filtra e sai pela parte superior, arrastado por um aspirador. Em intervalos regulares e num grupo atrás do outro, as mangas de filtragem são limpas mediante as válvulas solenóides e bocais que injetam ar. O processo de limpeza consta de rápidos pulsos de grande vazão de ar a pressão em contracorrente, de aproximadamente 0,2 segundos de duração cada um. Com cada um destes sopros, as mangas inflam-se abruptamente provocando o desprendimento de partículas que estavam fixadas em sua parte externa. Fig 5.3.

Estes requerem que o gás seja resfriado primeiramente a temperaturas abaixo de 300 °C. Deve-se ter muito cuidado para prevenir a condensação do alcatrão, o que poderia criar sérios problemas de perda de carga e obstrução, devido às características pegajosas do alcatrão [Stevens, 2001]. Existem outros tipos de filtros que utilizam leito como material de filtragem; o leito pode ser de areia, serragem, esferas cerâmicas, etc.

Para gaseificadores com capacidade nominal de 270 kW de potência térmica, a quantidade total de areia usada deve ser de aproximadamente 1100 kg; o gás limpo sai do filtro de areia a temperaturas entre 5 a 25 °C. Na prática o

procedimento de limpeza dos filtros de areia apresenta desvantagens em comparação com outras tecnologias [Hasler and Nussbaumer, 1999].

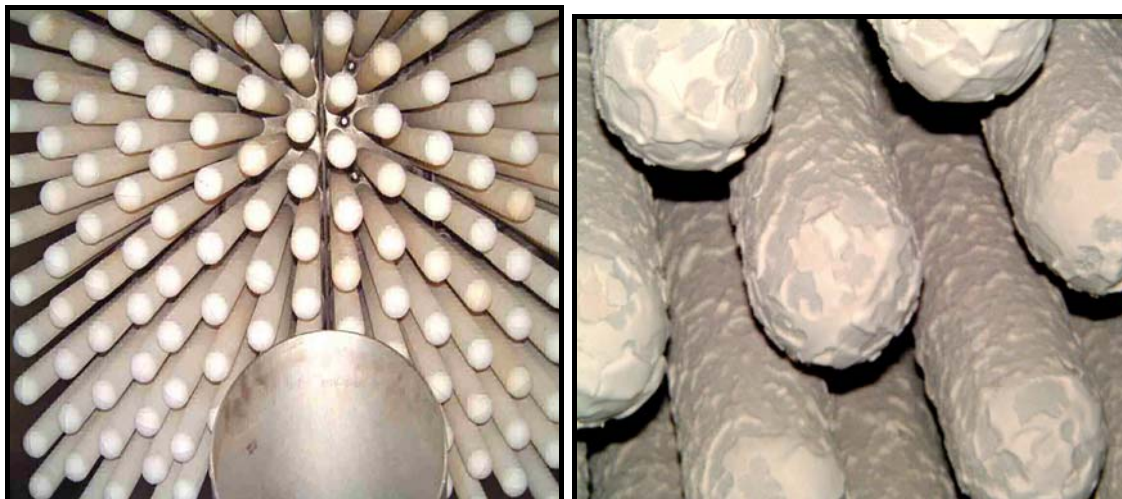


Figura 5.2. Filtros cerâmicos [<http://www.bioenergyinternational.com>, consultado em Agosto 2005].

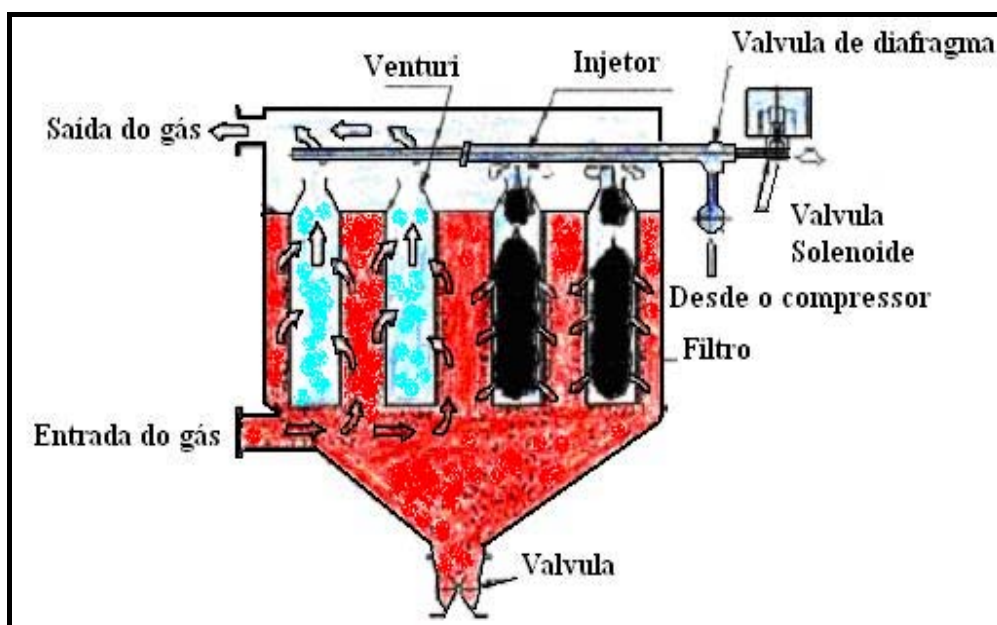


Figura 5.3. Filtros de bolsa [<http://www.prillwitz.com.ar>, consultado em Agosto 2005].

5.3.3. PURIFICADORES (PRECIPITADORES) ELETROSTÁTICOS

Mediante estes filtros, cria-se um campo eletrostático que captura as partículas pela contínua ionização das mesmas. Estes filtros especiais podem ser construídos utilizando-se pratos coletores de polaridades opostas em cuja superfície acumulam-se partículas carregadas eletricamente. Fig 5.4.

Vantagens Diretas do uso de purificadores eletrostáticos:

- Melhor nível de retenção. Alta eficácia, consegue-se rendimento comparável e na maioria dos casos superiores aos filtros tradicionais.
- Podem trabalhar a elevadas temperaturas. Os precipitadores eletrostáticos permitem filtrar a corrente sem que seja necessário reduzir a temperatura dos gases. Têm sido projetados para trabalhar até 500 °C.
- Menor perda de carga. Pelas características de projeto e princípios de funcionamento a perda de carga é muito baixa. Por esse motivo a potência necessária no ventilador reduz-se notavelmente, e portanto o custo e consumo de eletricidade também.
- Pouca manutenção: Os filtros eletrostáticos não têm muitos componentes de troca periódica, e sua manutenção reduz-se a uma simples revisão anual.

Estes filtros são apropriados para a gaseificação de médio e grande porte devido ao tamanho físico e os elevados custos de investimento. Em geral, o uso destes filtros em sistemas de gaseificação de pequeno porte e em alguns de médio porte, apresenta uma desvantagem sobre o ponto de vista econômico.

5.3.4. DEPURADORES ÚMIDOS (WET SCRUBBERS)

A depuração úmida é um processo útil para tratar fluxos de gases ácidos, amoníaco ou fluxos com partículas sólidas.

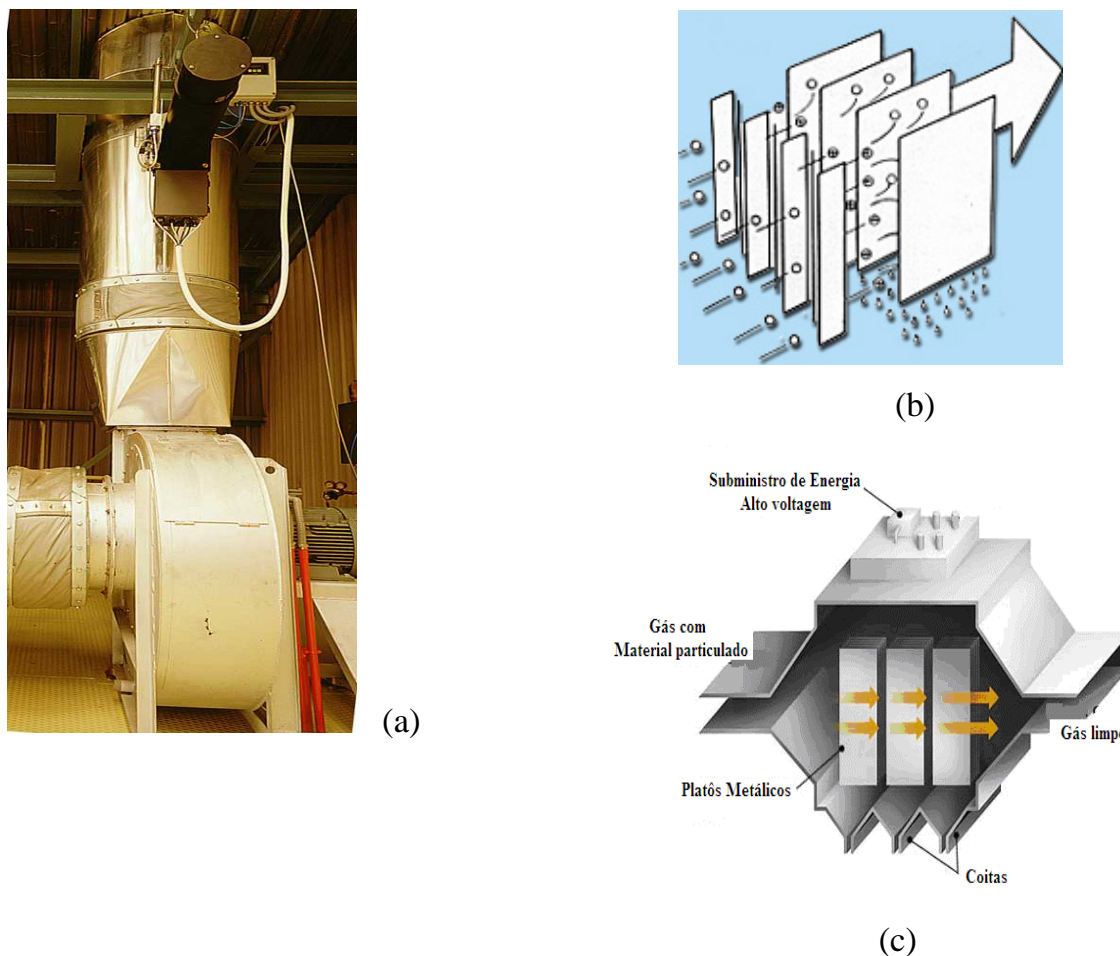


Figura 5.4. Purificadores (precipitadores) Eletrostáticos
 [http://www.bioenergyinternational.com. consultado em Agosto 2005].

O mais comum é do tipo Venturi, que são depuradores nos quais se acelera o fluxo de gás contra uma pulverização aquosa de alta densidade. As gotas aquosas impactam a uma grande velocidade relativa com os sólidos do fluxo de gás. As velocidades do gás são tipicamente entre 60 a 125 m/s na região de estreitamento, a eficiência na remoção de partículas é proporcional à queda de pressão no Venturi; por exemplo, com uma caída da pressão de 2,5 a 25 kPa, estes depuradores podem remover 99% de partículas acima de 2 μm e 95 a 99% destes acima de 1 μm [Baker *et al.*, 1986].

O conglomerado de partículas resultante se separa do fluxo de gás numa torre de separação em virtude da força de inércia. A pulverização de alta densidade também possibilita uma transferência de massa para a adsorção de poluentes gasosos.

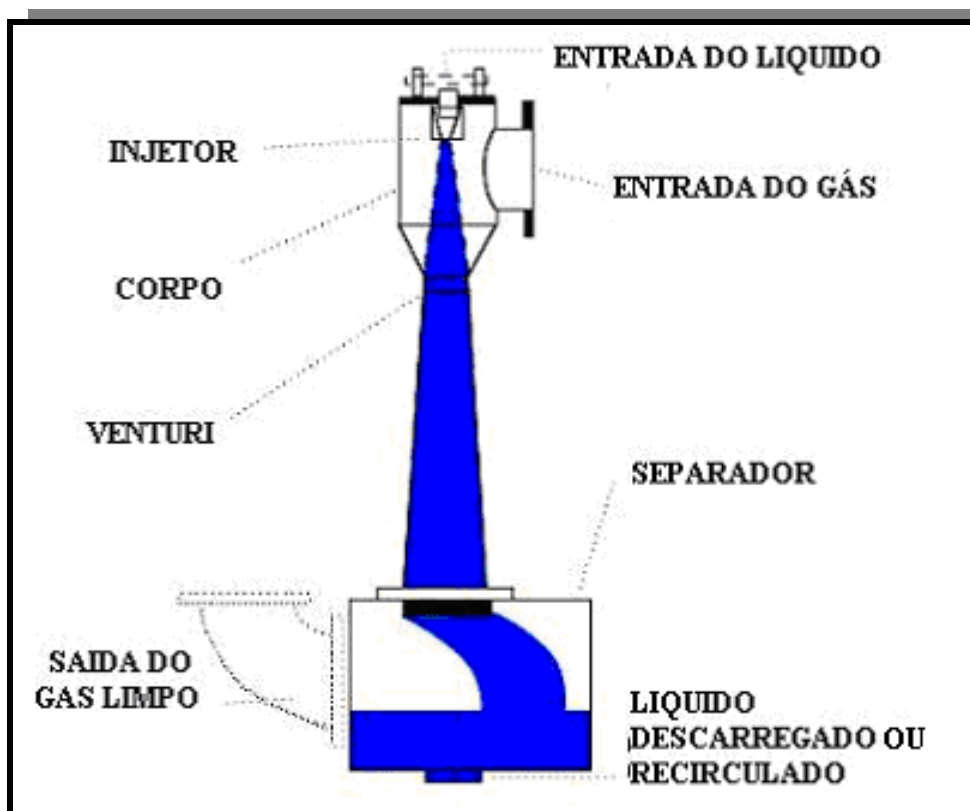


Figura 5.5. Depurador úmido do Tipo Venturi

[<http://www.bioenergyinternational.com>. consultado em Agosto 2005].

Os sistemas de gaseificação de biomassa que atualmente usam depuradores úmidos, os utilizam sobretudo para eliminar mais alcatrão do que partículas sólidas. [Stevens., 2001]. De o gráfico a seguir, observa-se a eficiência de separação de acordo com o tamanho da partícula. Fig 5.6.

5.4. TECNOLOGIAS PARA A REMOÇÃO DE ALCATRÃO

A remoção de alcatrão é particularmente necessária em sistemas onde o gás é resfriado por trocadores de calor devido à condensação dos vapores destas substâncias, já que provocariam grandes problemas operacionais na instalação e diminuição da eficiência total do gaseificador.

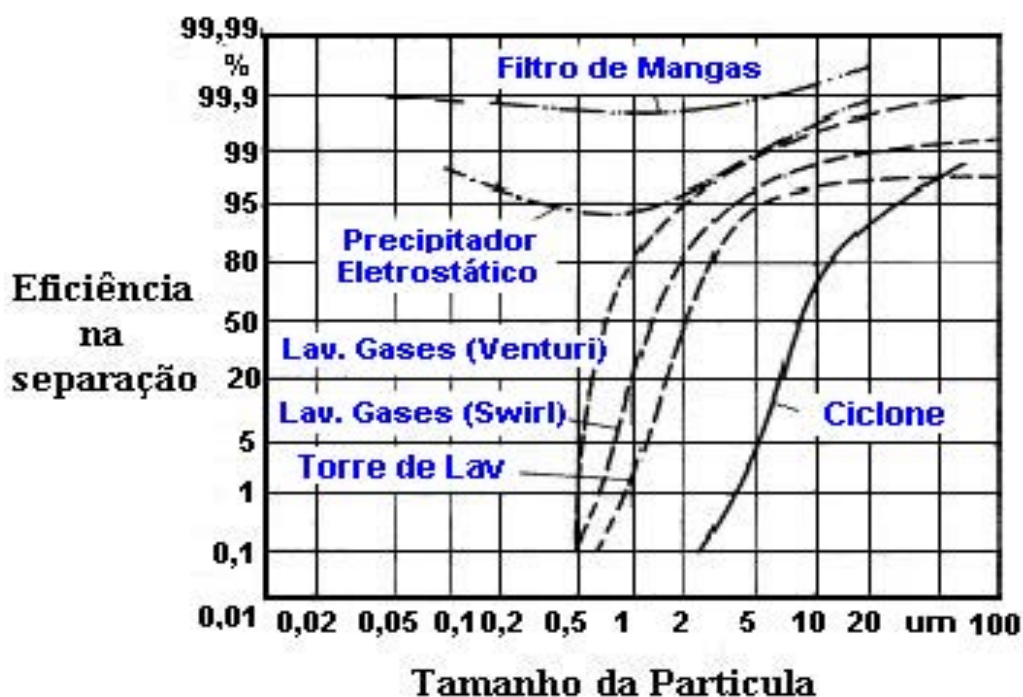


Figura 5.6. Eficiências na separação de partículas em sistemas convencionais de limpeza do gás de saída [Hasler e Nussbaumer, 1999].

É inevitável a formação de alcatrão, ocorre em todo tipo de gaseificador, em alguns com maior concentração que em outros. O alcatrão é considerado perigoso e até cancerígeno em especial se são formados a elevadas temperaturas, portanto requer um maior nível de segurança quanto a sua manipulação e disposição [Neef *et al.*, 1999]; [Elliot, 1985].

5.4.1. DEPURADORES ÚMIDOS (WET SCRUBBER)

Tal como foi mencionado, os depuradores úmidos (*wet scrubbers*) são, utilizados principalmente para a remoção de alcatrão. Umhas amplas variedades de equipamentos estão disponíveis, como por exemplo, as torres de spray (*spray towers*), sistemas que usam líquidos depuradores (*impingement scrubber*), depuradores com defletores e os conhecidos depuradores Venturi. Os detalhes deste e outros tipos de depuradores apresentam-se na tabela 5.5 e 5.6 e na figura 5.7.

Tabela 5.5. Quedas de pressão e tamanhos de material particulado recolhido em depuradores úmidos [Baker *et al.*, 1986]

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

Para sistemas de gaseificação de grande escala, tem-se demonstrado a elevada efetividade dos depuradores úmidos para a remoção de alcatrão, como por exemplo, aqueles usados no projeto ARBRE, como sempre, o gás é resfriado antes da sua entrada nos depuradores.

Por outro lado, o uso destes depuradores, em sistemas de gaseificação de pequeno porte, provou ser um método menos confiável para a remoção. A produção de alcatrão neste sistema é susceptível a mudança no conteúdo de umidade da biomassa. O elevado conteúdo de umidade reduz a temperatura interna do gaseificador promove a formação de mais alcatrão. Alguns autores consideram que a utilização de depuradores úmidos para a gaseificação de pequeno porte não é prática, já que aumentam os custos operacionais [Stevens, 2001].

5.4.2. FILTRO DE MANGAS

O alcatrão é capturado pela impregnação do mesmo em estado líquido na superfície do filtro. Devido ao fato de que o alcatrão apresenta-se na forma líquida, este é mais fácil de remover. O problema da remoção é quando este se apresenta junto com material particulado. Esta combinação não beneficiaria a rápida limpeza do material na filtragem. Estas diferenças fazem com que os filtros de mangas sejam menos apropriados para remover alcatrão que para remover o material particulado. Como já se sabe, além dos tradicionais filtros de mangas, existem os filtros rígidos (cerâmicos e metálicos); estes últimos são geralmente inapropriados para remover

alcatrão em sistemas de gaseificação. A acumulação de alcatrão nestes filtros leva a obstrução do mesmo.

Tabela 5.6. Eficiências na remoção do alcatrão reportados de depuradores úmidos em sistemas de gaseificação de biomassa [Neeft *et al.*, 1999]

Tecnologia	Eficiência na remoção do alcatrão
Torres de spray	11 – 25% de alcatrão pesados 40 – 60% Hidrocarbonatos Poliaromáticos 0 – 60 % Compostos fenolitos
Venturis e depuradores de spray	83 – 99% Material condensável
Venturi mais decantador ciclónico	93 – 99% Orgânicos condensáveis
Depurador Vortex	66 – 78% Evaporação de resíduos

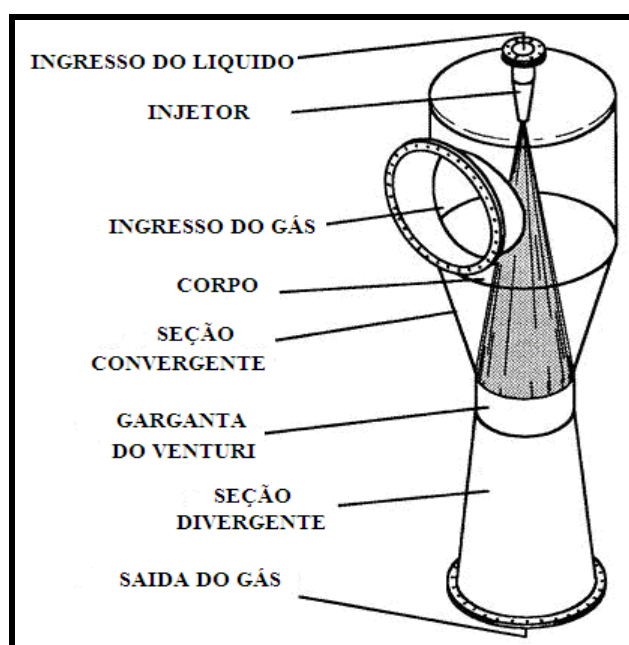


Figura 5.7. Depurador úmido- Wet Scrubber [<http://www.unizar.es>, consultado Setembro 2005].

5.5. CATÁLISE E DESTRUIÇÃO TÉRMICA DO ALCATRÃO

Neste processo, o resultado da decomposição térmica do alcatrão é um produto do gás chamado “*char*”; a decomposição do alcatrão pode ocorrer a uma temperatura por acima de 1200 °C ou com catalisadores a temperaturas moderadas de 750 a 900 °C. Estes métodos são interessantes porque incrementam a eficiências na conversão e simultaneamente eliminam o alcatrão. Por isso, estes processos são apropriados para gaseificadores de grande porte sobretudo nos de leito fluidizado onde a temperatura de saída dos gases esta por acima de 800°C.

A destruição do alcatrão por catalisadores em sistemas de gaseificação de biomassa foi usada há 20 anos [Bridgwater, 1994; Beenakers, 1994; Aznar *et al.*, 1997; Caballero *et al.*, 1999]. Catalisadores metálicos e não metálicos foram utilizados para o craqueamento e destruição do alcatrão no próprio reator [Baker *et al.*, 1986] ou em recipientes separados na saída do gaseificador.

Em gaseificadores de leito fixo, o contato entre o catalisador e o alcatrão é algumas vezes insuficiente, resultando numa destruição incompleta do alcatrão. As pesquisas sugerem que o uso de catalisadores para a destruição do alcatrão *in situ* pode reduzir o nível, mas indicam que não parece ser este um efetivo método em instalações de grande porte. Grande parte das pesquisas tem sido desenvolvida utilizando recipientes com catalisadores localizados fora do gaseificador. Esta reação separada propicia um melhor controle na temperatura e redução da turbulência no leito, contribuindo desta forma, a incrementar a vida útil do catalisador. As dolomitas e materiais similares (catalisadores não metálicos) têm elevado potencial de craqueamento do alcatrão em sistemas de gaseificação de biomassa, em condições de laboratório reduzem entre 95 a 99% do alcatrão no fluxo de gás a temperaturas de 750 a 900°C [Alden *et al.*, 1997].

Alguns pesquisadores têm usado catalisadores não metálicos seguidos de depuradores úmidos para a eliminação quase completa do alcatrão. Em temperaturas de operação de aproximadamente 800 °C, a concentração de alcatrão utilizando reatores de leito fluidizado com um catalisador não metálico como craqueador foi reduzido de 23 g/m³ a 1,4 g/m³ posteriormente, este gás foram levados a depuradores

úmidos; esta combinação resultou numa produção quase nula de alcatrão [Paisley, 1997]. Este craqueador foi testado em Battelle Columbus, Estados Unidos.

Os catalisadores metálicos para o craqueamento de alcatrão, incluem aqueles baseados em Ni, Ni/Mo, Ni/Co/Mo, NiO, Pt, Ru em suportes tais como sílica alumina, zeolitas e outros [Aznar *et al.*, 1997] e [Alden *et al.*, 1997]. A vantagem do uso destes catalisadores é a destruição também da amônia presente no gás.

Com a finalidade de uniformizar os métodos para a redução do alcatrão, e desta forma comparar os resultados obtidos em laboratórios e centros de pesquisa de diferentes lugares, tem-se estabelecidos certos protocolos para uniformizar os métodos [Maniatis e Beenakers, 2000].

CAPÍTULO 6

DIMENSIONAMENTO E FUNCIONAMENTO DO GASEIFICADOR E DO SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO

No presente capítulo detalha-se o dimensionamento e o funcionamento do gaseificador para uma capacidade de processamento de 100 kg/h de biomassa lignocelulósica, assim como o seu correspondente sistema de alimentação.

Como já mencionado, a escolha do tipo de gaseificador depende do tipo de material a ser gaseificado e do uso final do gás produzido. Como o sistema de gaseificação deverá alimentar com gás de biomassa um MCI, um gaseificador de leito fixo tipo “*downdraft*” deve ser utilizado, devido a sua capacidade de produzir menos alcatrão no gás combustível [Mendis *et al.*, 1989], além do fato de apresentar distintas vantagens que serão apresentadas ao longo deste capítulo. Destes modelos tipo *downdraft*, se elege sobretudo aqueles de tipo “garganta”. [Bilbao e Fernández, 1988], [Arauzo, 1999]. Como a biomassa depende do fluxo de ar introduzido e do sistema de remoção de resíduos, as influências de ambas variáveis serão consideradas para o estudo do sistema [Jenkins e Goss, 1980].

6.1. FLUXOS PRODUZIDOS EM GASEIFICADORES DOWNDRAFT

De acordo a dados reais obtidos de gaseificadores de pequeno porte construídos pelo Grupo de Processos Termoquímicos da Universidade de Zaragoza – Espanha, quanto a condições de operação, fluxo de ar de entrada e fluxo de gás produzido em relação à biomassa processada (entre 25 e 620 kg/h), tem-se o gráfico apresentado na figura 6.1.

Da figura 6.1 pode-se estimar que o fluxo de ar necessário para os 100 kg/h de alimentação é de 120 Nm³/h e o gás gerado nestas condições é de 200 Nm³/h. A tabela 6.1 mostra dados obtidos de gaseificadores tipo *downdraft* construídos nos últimos anos com o mesmo projeto da grelha e mesmo sistema de remoção de partículas.

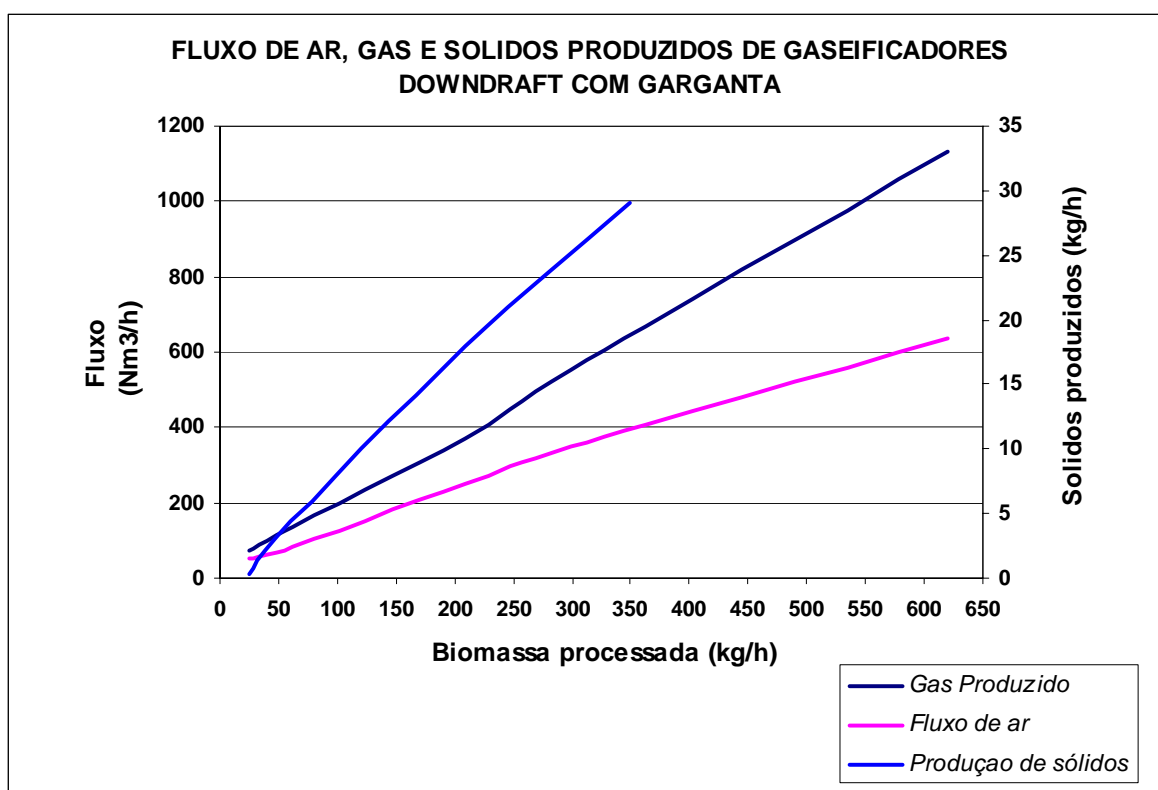


Figura 6.1. Fluxo de ar necessário e gás produzido em função da biomassa processada em um gaseificador tipo *Downdraft* com garganta [Grupo de Procesos Termoquímicos, 2005].

6.2. SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE BIOMASSA

O sistema de alimentação é composto de uma coifa principal de armazenamento de biomassa com capacidade para várias horas de operação, a fim de garantir a alimentação desta ao gaseificador em função do consumo. Desta coifa, a biomassa é descarregada sobre um pequeno cilindro (C_1) que conecta à parte inferior da coifa com a tampa superior do gaseificador. Para mais detalhes da coifa e do cilindro de alimentação, apresentam-se as figuras 6.2 e 6.3 respectivamente, por outro lado os planos dos desenhos tanto da coifa como do cilindro são apresentados nos anexos planos N° 9 e 10 respectivamente.

Tabela 6.1: Dados técnicos de gaseificadores Downdraft tipo garganta, adaptados de [Arauzo, 1999], [Redd e Dass, 1989], [Beenackers e Bridgwater, 1989], [Garcia *et al.*, 1994]

GERAL		
Capacidade de processamento		10 - 750 kg/h
Energia do gás de saída	<i>Quente (600 a 700 °C)</i>	0,11 - 12 GJ/h
	<i>Frio(40 a 70°C)</i>	0,10 - 10 GJ/h
	<i>Pot. Elétrica do motor</i>	10 - 750 kW
Capacidade específica na garganta	180 - 3600 kg/m ² h	
SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DA BIOMASSA		
Dimensões	20 - 80 mm	
Umidade	0 - 30 %	
Cinzas	0 - 15 %	
Relação ar / biomassa (l.c.u)	1,25 – 2,00	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO		
Pressão	1 - 10 bar	
Temperatura (máxima)	1000 - 1200 °C	
GAS DE SAÍDA		
Temperatura	500 – 800 °C	
Composição média (base seca)	H ₂ (16%), CO (20%), CO ₂ (12%), CH ₄ (2%), C ₂ (<1%), N ₂ (50%)	
PCI	4,5 - 6 MJ/m ³	
Quantidade de partículas	Baixa	
Alcatrão gerado	0 - 300 mg alcatrão/Nm ³ gás	
Gás gerado	2 - 2,5 Nm ³ de gás/kg de biomassa l.c.u.	
Balço de Energia	<i>Efic. Gás Frio</i>	75 - 89%
	<i>Teor de alcatrão</i>	1 %
	<i>Perdas</i>	2 - 7%

l.c.u : livre de cinzas e umidade

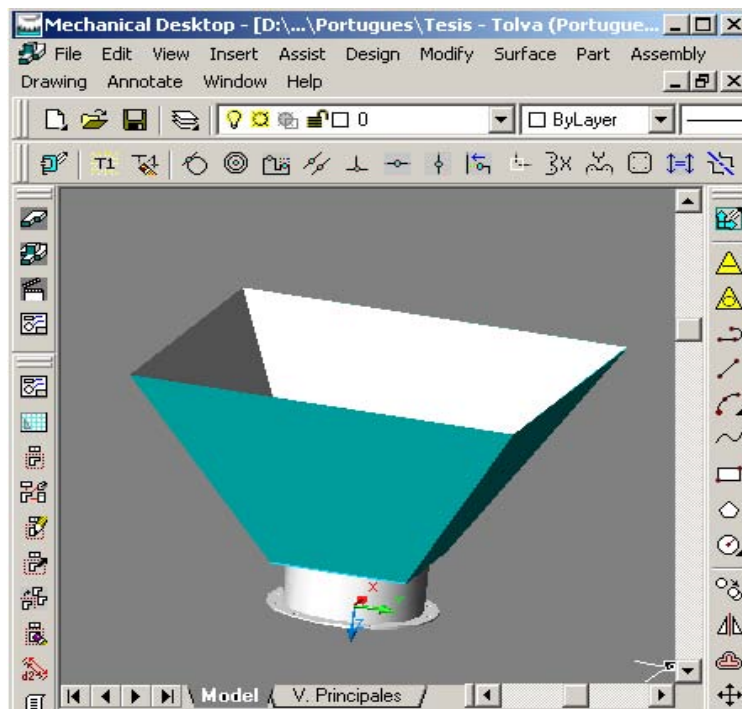


Figura 6.2. Coifa de alimentação (planos mostrados nos anexos).

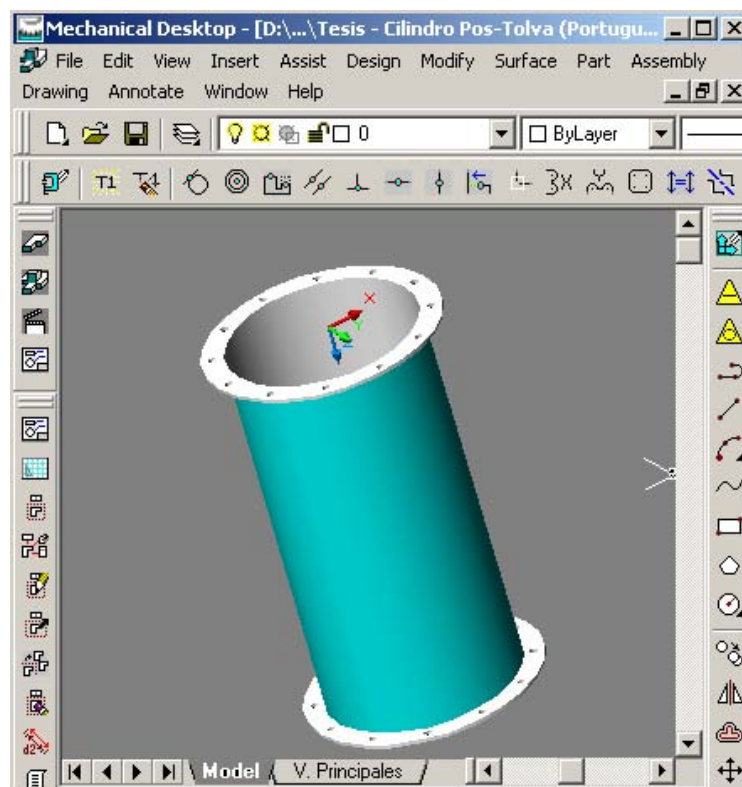


Figura 6.3. Cilindro de alimentação (planos mostrados nos anexos).

Este sistema é regulado pelo nível de sólidos no interior do gaseificador; quando um detector de nível dá um sinal que a biomassa dentro do gaseificador já desceu por debaixo de um nível assinalado, inicia-se a seqüência de carga abrindo uma válvula (V_1), localizada na parte superior do cilindro (C_1). Depois de um tempo pré-fixado (suficiente para encher o cilindro (C_1)) se procede a abertura de outra válvula (V_2) localizada na parte inferior do cilindro (C_1); logo, por ação da gravidade, a biomassa cai dentro do gaseificador e finalmente se fecha novamente a válvula (V_2). É importante ressaltar que durante a abertura da válvula V_2 , a válvula V_1 permanece fechada com a finalidade de evitar as fugas no interior do gaseificador. A seqüência das operações das válvulas se repete até que o nível de biomassa no interior do gaseificador situe-se no nível do controlador instalado.

As válvulas V_1 e V_2 , como já mencionado, são válvulas acionadas pneumaticamente cujo projeto permitirá que ao se encontrar em posição aberta, estas deixem livre todo o diâmetro do cilindro C_1 , evitando obstáculos ao fluxo de biomassa e possíveis congestionamentos. A seção livre de passo das válvulas é de 20 cm. A coifa é projetada de forma cônica com a finalidade de aumentar o volume de armazenamento da biomassa.

Dentro do gaseificador e distribuídos ao longo deste, deverão ser instalados 4 termopares com o objetivo de manter um registro contínuo da temperatura no interior do gaseificador. Para a monitoração da perda de carga no leito, deverão ser instalados medidores de pressão na entrada de ar de gaseificação e na saída do gás produzido. Na coifa estão instalados alarmes de nível, que enviam sinais acústicos ou luminosos que avisam ao trabalhador encarregado que é necessário repor biomassa no sistema de alimentação, para dar continuidade a operação normal.

6.3. PROJETO DO GASEIFICADOR DOWNDRAFT

O gaseificador constará dos seguintes componentes:

- Corpo do gaseificador
- Grelha que sustenta o leito de biomassa e regula a eliminação das cinzas.

- Uma tampa superior onde se instala o sistema de válvulas para o ingresso da biomassa.
- Um agitador que evita a formação de ar no leito de biomassa.
- Uma região inferior de recolhimento de resíduos sólidos.
- Um parafuso sem fim para a retirada dos resíduos.
- Um tubo de ar ao redor da região da garganta para a injeção do mesmo.

Tabela. 6.2. Características das válvulas do sistema de alimentação

Acionamento	Pneumático 7 Bar
Material	Aço Inox
Diâmetro de passo	250 mm
Guarnições	Borracha

O corpo do gaseificador será composto de três diferentes camadas de materiais; a primeira camada exterior será de aço carbono de 5 mm de espessura que é a estrutura do gaseificador, seguida de uma camada de material isolante de 20 mm de espessura que pode ser lã (isolante mineral) e cuja temperatura máxima de operação é de 1200 °C; esta camada tem a função de absorver possíveis dilatações térmicas; finalmente encontra-se no interior uma camada de cimento refratário de 110 mm de espessura que realizará o isolamento térmico; esta camada será utilizada para a construção do interior do corpo para a região oxidação conhecida como “garganta”, para o material cerâmico recomenda uma densidade de 350 kg/m³. Para mais detalhes, apresentam-se as figuras 6.4 e 6.5, por outro lado os planos dos desenhos do gaseificador são apresentados nos Anexos, Planos N° 1,2 e 3.

A grelha é construída por três discos de aço refratário com diâmetros decrescentes “*Closed – Grate Design*” [Garcia *et al.*,1994]. Os diferentes discos (8 mm de espessura) são colocados excentricamente em relação ao eixo do mesmo; as paredes laterais da grelha são de aço refratário de 5 mm de espessura e com buracos de aproximadamente 9 mm de diâmetro.

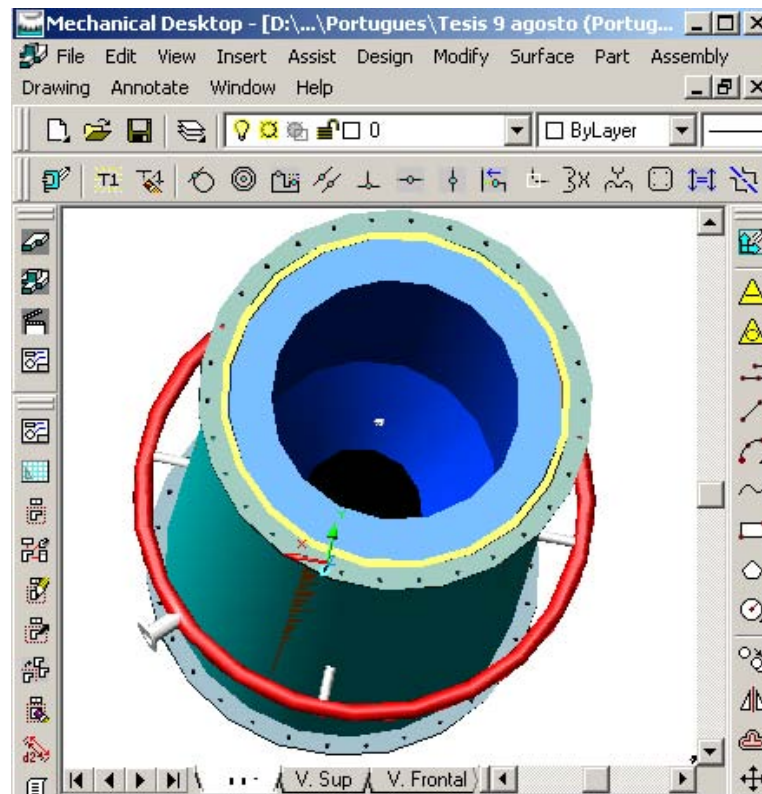


Figura 6.4. Gaseificador, vista frontal (planos mostrados nos anexos).

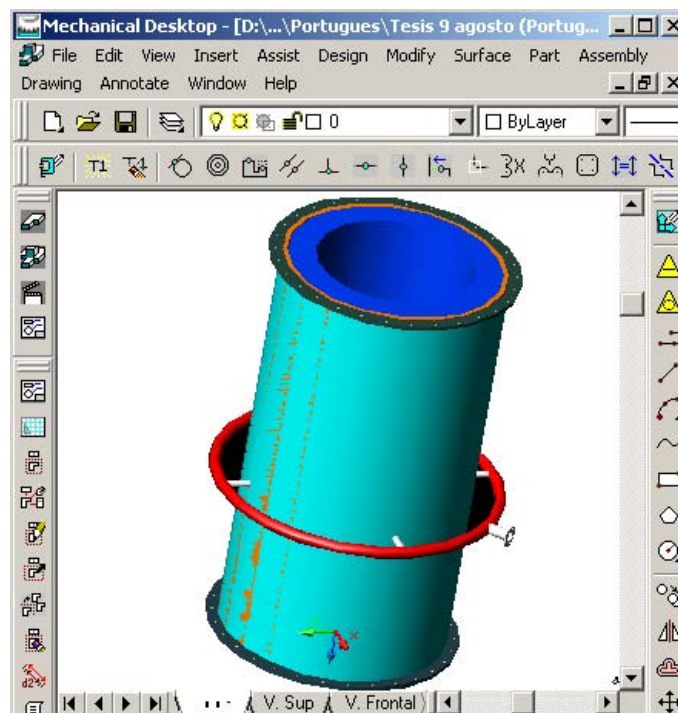


Figura 6.5. Gaseificador, vista de perfil (planos mostrados nos anexos).

A grelha será acionada por um motor elétrico de 1 CV de potencia acoplado ao correspondente redutor terminando num conjunto de engrenagem que se conecta ao eixo da grelha. Os detalhes apresentam-se nos Anexos, Planos N° 7 e 8 e figura 6.6.

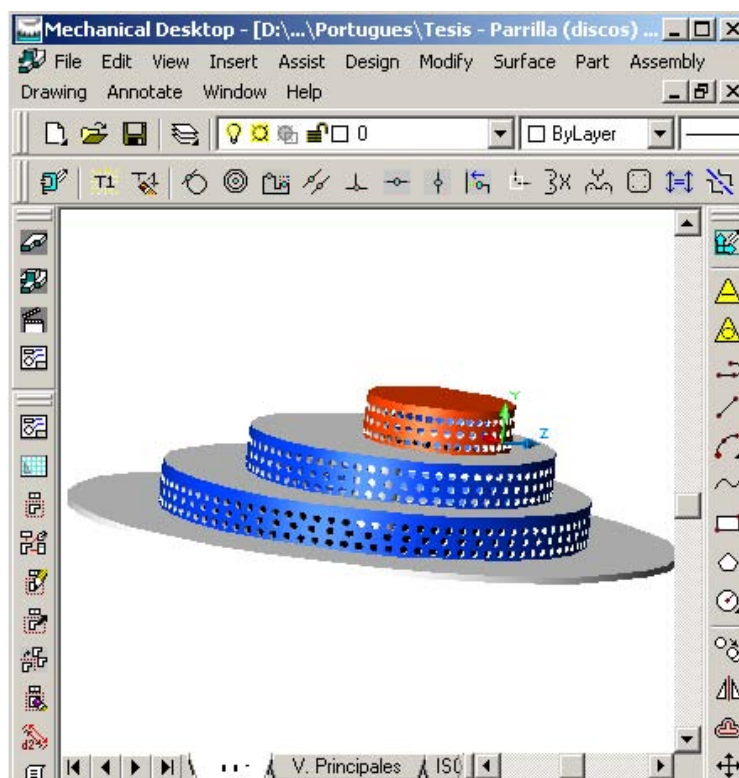


Figura 6.6. Grelha, vista de perfil (planos mostrados nos anexos).

A injeção de ar realiza-se através de uma serie de tubos que penetram o gaseificador de forma radial numa altura de 90 mm acima do ponto mais estreito da garganta, sem sobressair muito da camada de cimento refratário. O número de tubos na garganta está relacionado com o conteúdo de alcatrão no gás de saída; se dispõe de 4 tubos nesta zona com um diâmetro de $\frac{1}{4}$ " (pol) cada um (ver Anexos, Planos N° 1 e 3).

Os resíduos, cinzas (*ash*), provenientes da grelha, são recolhidos por um parafuso sem fim que as transporta até um depósito de descargas. O parafuso é acionado por um motor elétrico de menos de 1 CV. O agitador interior do gaseificador (ver Anexos, Plano N° 12), cujo eixo finaliza na parte exterior num pinhão, é acionado através de um motor elétrico também de 1 CV acoplado ao redutor. Estes motores não se

encontram em permanente funcionamento; prevê-se que estes funcionem menos do 10% do tempo de operação da instalação. A operação da grelha, que sustenta o leito e retira as cinzas, é ativada em intervalos regulares de tempo previamente determinado. Desta forma, regula-se o consumo de biomassa, já que uma maior atividade da grelha faz que o tempo de retenção dos sólidos seja menor, não se completando a gaseificação do “char” formado na pirólise. Para mais detalhe da parte inferior do gaseificador, se recomenda ver os Anexos, nos Planos N° 4, 5 e 6 e a figura 6.7.

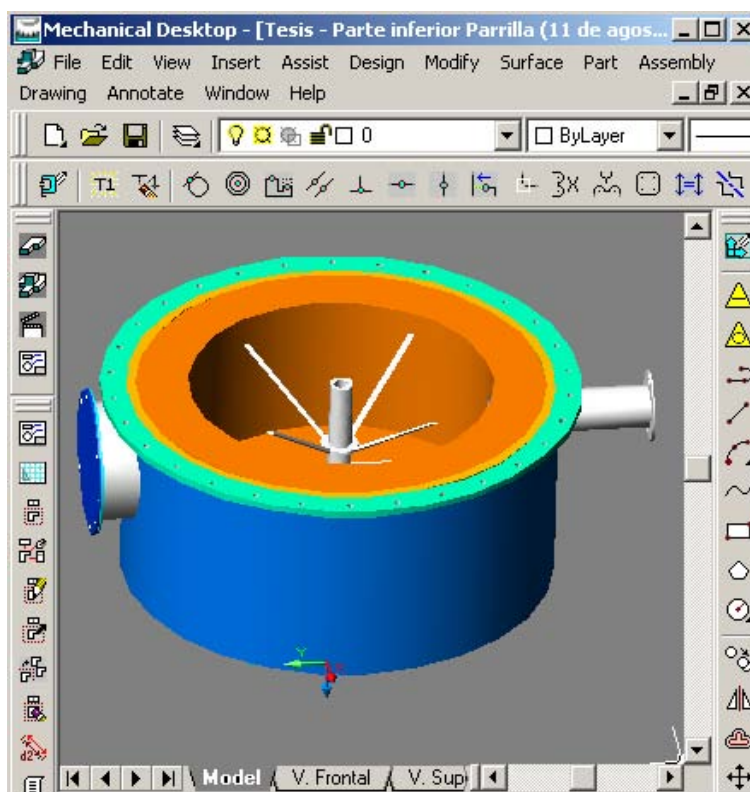


Figura 6.7. Parte inferior do gaseificador (planos mostrados nos anexos).

6.3.1. PARÂMETROS ESPECÍFICOS DO PROJETO

Um importante aspecto neste tipo de gaseificador, é o projeto da região de oxidação (zona da garganta) que influencia no craqueamento do alcatrão e na formação de óleo na região da pirólise.

O tamanho desta região depende da quantidade no consumo de biomassa. A capacidade específica do sistema varia entre 180 a 3600 kg/h.m² [Groenvelt e Van Swaaij, 1980]; [Kaupp e Goss, 1981]; [Van Swaaij, 1981]; por outro lado, levando em conta a experiência na construção de gaseificadores de leito fixo “*Downdraft*” tipo garganta por parte do Grupo de Processos Termoquímicos [G.P.T, 2005] da Universidade de Zaragoza em Espanha, que recomenda capacidades específicas de processamento entre 1200 a 1300 kg/h.m² e cujos valores lhes deram bons resultados.

Para o presente projeto se tomará um valor de 1250 kg/h.m² como capacidade específica de consumo; com este valor é possível determinar a área da região de oxidação (região de combustão ou chamada também região da garganta). (ver Anexos, Plano N° 2)

Como o projeto da região da garganta é crucial para a redução do alcatrão, se deve ter cuidado em seu dimensionamento; a maioria dos autores considera uma inclinação em relação a vertical de 45° para esta região, o que permite delimitar a região de pirólise, a região de oxidação e a região de redução (gaseificação); no entanto é recomendado um valor de 33° em relação à vertical para o projeto da garganta [G.P.T, 2005] e desta forma melhorar o fluxo de biomassa e se evitar a possível formação de ar no leito. Para o presente projeto se tomará um ângulo de 30° em relação a vertical. Por outro lado, no caso da altura do gaseificador, são recomendados um valor de 2,5 vezes o diâmetro da região de pirólise e tempo de residência da biomassa de 3,5 horas, baseando-se em tempos de residência de projetos anteriores do mencionado grupo espanhol. O volume da região de redução é recomendado que seja aproximadamente 30% do volume total. [G.P.T, 2005]. (ver Anexos, Plano N° 1). Outro parâmetro a se levar em conta é o volume desta região de redução (região de gaseificação). Este deverá ter aproximadamente 0,5 m³ por cada m² da região de oxidação (área da garganta) [Twenty University, 1981].

Os cálculos para as dimensões do gaseificador são apresentados no capítulo 7 e os planos do projeto baseados nos cálculos anteriores são apresentados nos Anexos (Planos N°. 1 até o 14). A seguir, apresenta-se a figura 6.8 para uma visão geral da instalação e montagem do gaseificador.

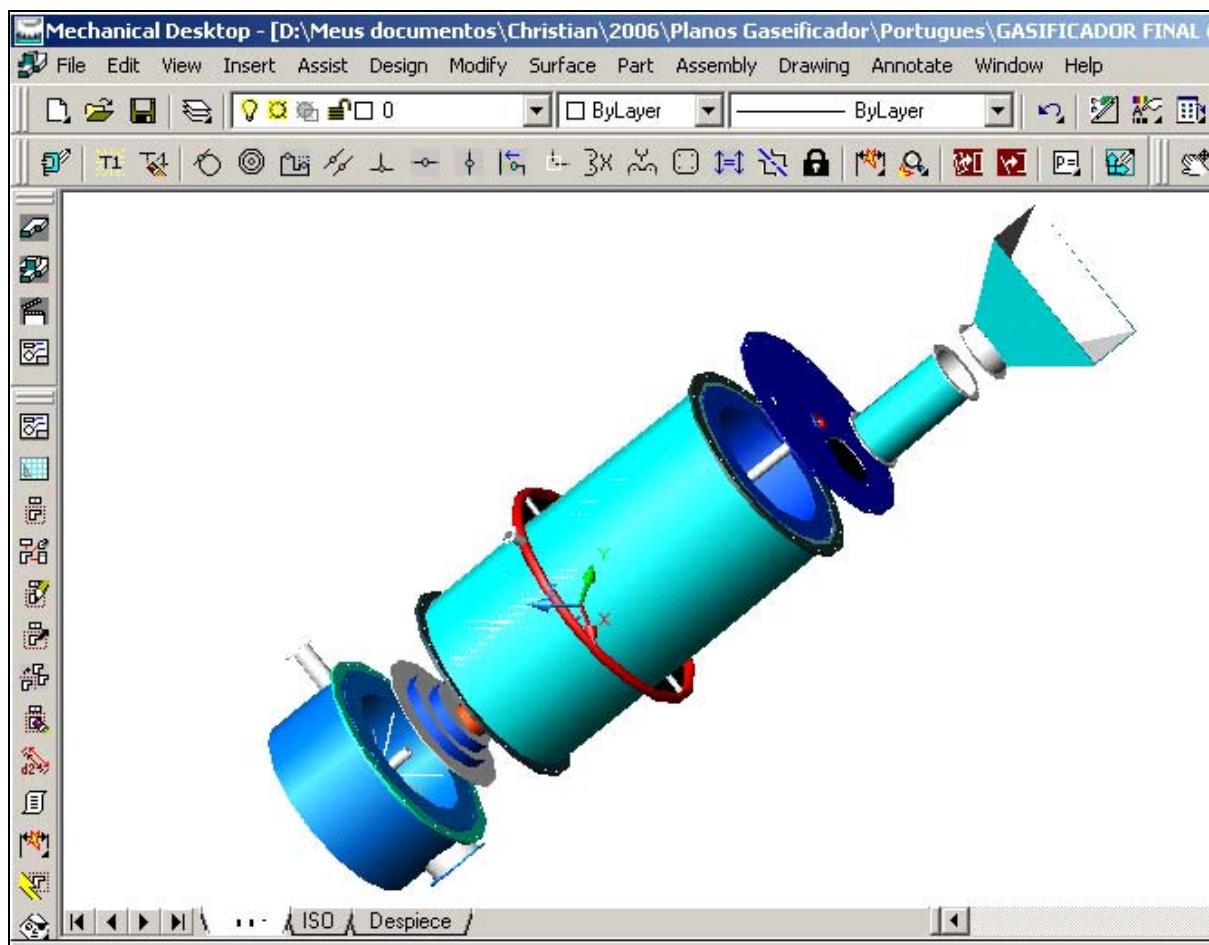


Figura 6.8. Montagem do Gaseificador (planos mostrados nos anexos).

6.3.2. BALANÇO DE MASSA NO GASEIFICADOR

O gaseificador “*Downdraft*” recebe duas correntes na entrada: alimentação de biomassa e de ar pré-aquecido. Como correntes de saída apresentam o gás gerado no processo de gaseificação e as cinzas acompanhadas do “*char*” residual que deverão ser retiradas pelo sistema de eliminação de resíduos.

A figura 6.9 apresenta o balanço de matéria do gaseificador. Como é de conhecimento, a alimentação é de 100 kg/h de biomassa e o ar para a gaseificação é de 120 Nm³/h (155,19 kg/h). Um valor recomendável na relação ar/biomassa para a região de gaseificação está entre 0,25 a 0,4, sendo este último valor o limite máximo recomendável para a operação do equipamento. Ou seja, para estes valores, o gás de

biomassa teria um maior poder calorífico. Esta explicação pode-se observar com detalhe na figura 6.10 [Reed e Dass, 1989].

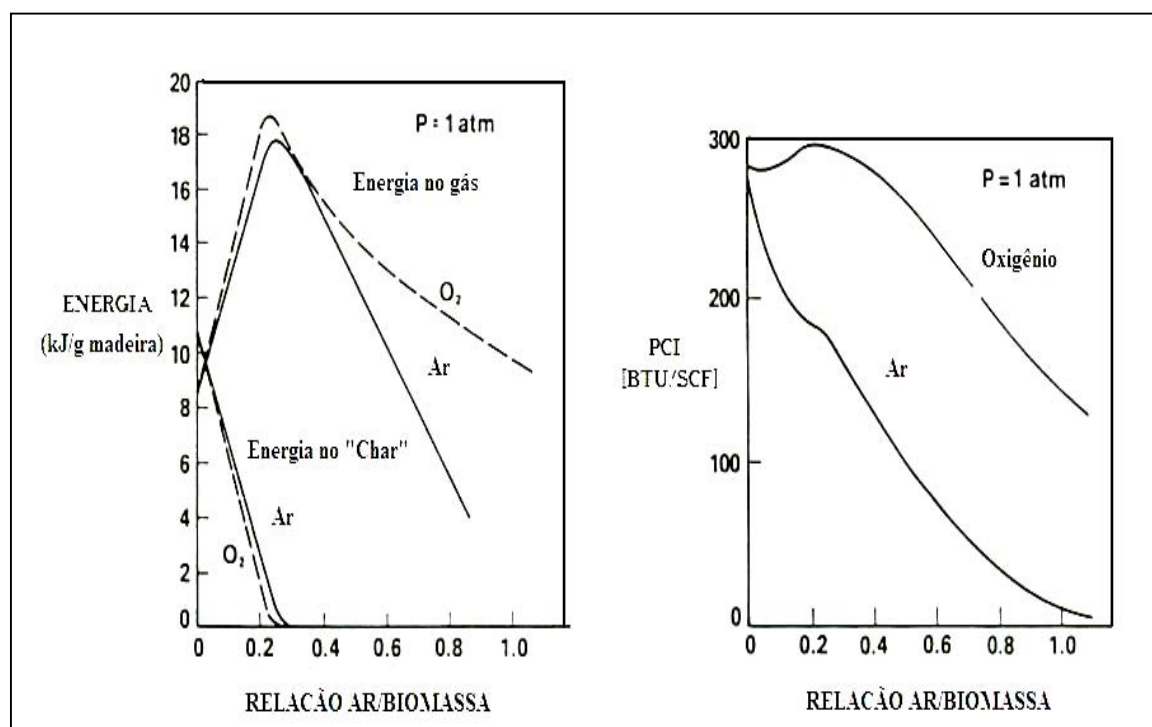


Figura 6.9. Relação ar/biomassa para a zona de gaseificação [Reed e Dass, 1989].

Nestas condições se obterão aproximadamente $200 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de gás combustível, o qual em base úmida apresentará aproximadamente a seguinte composição: 17,90% de H_2 , 13,40% de CO , 13,40% de CO_2 , 3,60% de CH_4 , 0,90% de O_2 , 40,20% de N_2 e 10,60% de H_2O . Com estes valores a massa molecular do gás de saída é de 24,034 g/gmol e desta forma se poderá expressar a produção do gás em kg/h obtendo um valor de 214,55 kg/h. A corrente de saída dos gases terá uma composição bastante estável.

Quanto à biomassa de alimentação, estima-se um poder calorífico de 16500kJ/kg. Para maiores detalhes deste valor, podem ser consultadas nas tabelas 6.3 e 6.4, onde são apresentadas as características técnicas dos diferentes tipos de biomassa lignocelulósica em base seca e variando as percentagens de umidade. Esta biomassa apresenta as seguintes características:

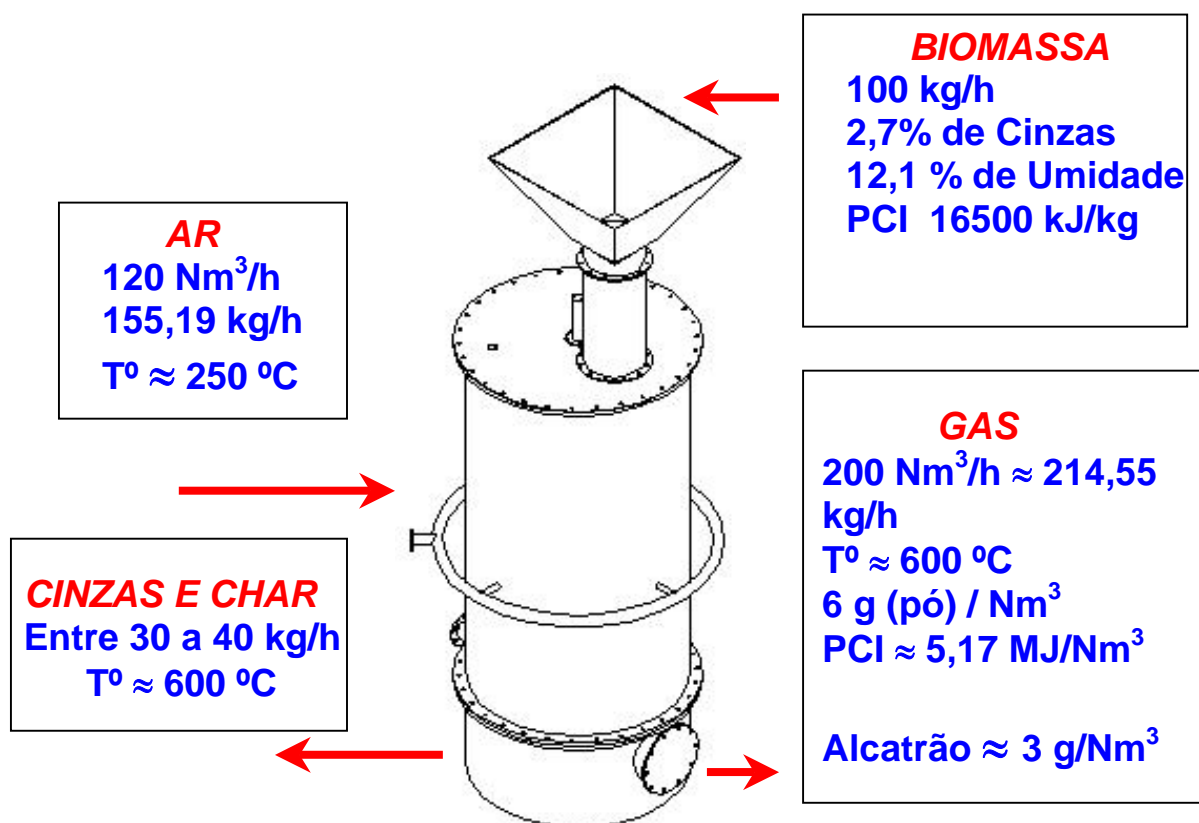


Figura 6.10. Balanço de massa do gaseificador.

- É composta em sua maior parte de carbono e hidrogênio, variando muito pouco de um tipo de lenha a outro.
- A maioria dos tipos de biomassa tem um conteúdo de cinzas baixo, com exceção da casca de arroz e o bagaço.
- O conteúdo de carbono da biomassa é menor que o do carvão mineral ou dos combustíveis derivados do petróleo.

A corrente do gás arrastará parte das cinzas e o carbono residual que ficou na grelha do gaseificador numa quantidade aproximada de 6 g de pó/Nm³ de gás. Esta concentração de material sólido variará segundo os ciclos de funcionamento da grelha. A quantidade de alcatrão que se poderá obter no pior dos casos oscilará entre 1 a 3 g/Nm³ do gás de saída. No caso da produção de sólidos, se espera produzir entre 30 e 40 kg/h entre cinzas e *char* residual. Os restos de matéria são os condensados de alcatrão e possíveis perdas por fugas no reator [G.P.T, 2005].

Tabela 6.3. Características técnicas de diferentes tipos de biomassa em base seca [Jenkins, 1990]

Tipo de biomassa	Composição elementar (%)						PCI MJ/kg
	C	H	O	N	S	A	
Pinho	49,29	5,99	44,36	0,06	0,03	0,30	20,0
Eucalipto	49,00	5,87	43,97	0,30	0,01	0,72	19,04
Casca de arroz	40,96	4,30	35,86	0,40	0,02	18,34	16,1
Bagaço de cana	44,80	5,35	39,55	0,38	0,01	9,79	17,3
Casca de coco	48,23	5,23	33,19	2,98	0,12	10,25	19,0
Sabugos de milho	46,58	5,87	45,46	0,47	0,01	1,40	18,8
Ramas de algodão	47,05	5,35	40,97	0,65	0,21	5,89	18,3

Tabela 6.4. Conteúdo energético de algumas biomassas com distintas porcentagens de umidade [Nogués e Royo, 2002]

PRODUTO	P.C.I (kJ/kg) com X (% de umidade)					
	X	P.C.I	X	P.C.I	X	P.C.I
Lenha	0	19.353	20	15.006	40	10.659
Serragens	0	19.069	15	15.842	35	11.537
Caroço de Oliva	0	18.839	15	15.800	35	11.746
Casca de amêndoa	0	18.559	10	16.469	15	15.424
Cortiça das árvores						
Tipo Coníferas	0	19.437	20	15.257	40	11.077
Tipo Frondoso	0	18.225	20	14.087	40	9.948
Poda de frutíferos	0	17.890	20	13.836	40	9.781
Palha de cereais	0	17.138	10	15.173	20	13.209
	30	11.286	-	-	-	
Caroço de uva	0	18.894	25	13.543	50	8.193

CAPÍTULO 7

EQUAÇÕES UTILIZADAS NO DIMENSIONAMENTO E DETERMINAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO GASEIFICADOR DE BIOMASSA

Neste capítulo, apresentam-se todos os cálculos e equações utilizadas para o dimensionamento do gaseificador e balanço de energia, de modo a determinar a eficiência do gaseificador.

7.1 DIMENSIONAMENTO DO GASEIFICADOR

Para conhecer a área da garganta (região de oxidação), conhecendo o fluxo de biomassa e a capacidade específica de processamento estabelecido no capítulo anterior, pode-se escrever a seguinte equação:

$$\frac{\text{Alimentação da biomassa (kg/h)}}{\text{Capacidade específica de processamento (kg/h.m}^2\text{)}} = \text{Area da garganta (m}^2\text{)} \quad (1)$$

$$\frac{100 \text{ (kg/h)}}{1250 \text{ (kg/h.m}^2\text{)}} = 0,08 \text{ m}^2$$

A área da garganta é de 0,08 m². Portanto, o diâmetro desta região será de 0,32 m, e de acordo com Reed e Dass, 1989, o diâmetro na região de pirólise será o dobro da região da garganta, ou seja será 0,64 m.

Como mencionado no capítulo anterior, o volume da região de redução deverá ser maior de 0,5 m³ por cada m² da zona da garganta. Como a área da região da garganta é 0,08 m², o volume da região de redução deverá ser de 0,04 m³. Com estes parâmetros pode-se dimensionar do corpo do gaseificador. As características de construção são mostradas na tabela 7.1. O gaseificador e suas respectivas dimensões e principais partes são apresentadas nos Anexos (Plano N° 14) e o gaseificador já acoplado é apresentado nos Anexos (plano N° 13).

Tabela 7.1: Principais características da construção do gaseificador

CONCEITO	CARACTERÍSTICAS
Material exterior	Chapa de aço ao carbono, espessura 5 mm
Diâmetro exterior	912 mm
Juntas de união entre o corpo principal e a parte inferior do gaseificador	Aço carbono de 1,5 cm de espessura com 50 buracos de 13 mm de diâmetro com parafusos de 12 mm para a união entre os corpos.
Material da grelha	Aço refratário AISI 310
Material interior	Cimento refratário
Diâmetro interior	0,64 m
Diâmetro da garganta	0,32 m
Material do sistema de injeção de ar	Aço Inox AISI 310
Entrada de biomassa	0,25 m de diâmetro
Saída de gases	AISI 304 de 0,046 m de diâmetro
Motor acionamento da grelha	1 CV
Motor acionamento parafuso sem fim, retirada das cinzas	1 CV
Motor agitador interior	1 CV
Todas as soldas se realizarão mediante uso de fio com material compatível. Será feita a solda com corrente contínua, com uso de eletrodo básico nos pontos que possam ser considerados mais críticos.	

7.2 BALANÇO DE ENERGIA

O balanço de energia contabiliza a energia total que entra no gaseificador como sendo igual a que sai. Neste caso, se utilizará a entalpia para medir a energia

térmica por unidade de massa de ar, gás e cinzas. Portanto, um balanço energético do gaseificador pode ser apresentado da seguinte forma:

$$m_b \cdot h_b + m_a \cdot h_a = m_g \cdot h_g + m_{cin} \cdot h_{cin} + Q_{ma} \quad (2)$$

Sendo:

m_b : Fluxo de biomassa que entra no gaseificador, kg/s

m_g : Fluxo de gás produzido na gaseificação, kg/s

m_a : Fluxo de ar introduzido no gaseificador, kg/s

m_{cin} : Fluxo de cinzas, kg/s

Q_{ma} : Calor perdido para o meio ambiente, kW.

h_b : Entalpia da Biomassa (kJ/kg)

h_g, h_a : Entalpia do gás e do ar (kJ/kg)

h_{cin} : Entalpia das cinzas, (kJ/kg)

7.2.1. CALCULO DO GÁS DE BIOMASSA (PCI_g)

Como é de conhecimento, em base seca o gás de biomassa tem geralmente uma composição de: CO_2 13%, C_2H_4 0,19%, C_2H_6 0,15%, C_2H_2 0,01%, H_2 16%, O_2 0,60%, N_2 48%, CH_4 2%, CO 20% [G.P.T 2005] e para calcular o P.C.I pode-se utilizar a seguinte equação apresentada, conforme Nogueira e Lora, (2003).

$$PCI_g = 0,126 C_{CO} + 0,358 C_{CH_4} + 0,108 C_{H_2} + 0,59 C_{C_2H_4} + 0,637 C_{C_2H_6}, (MJ/Nm^3) \quad (3)$$

Onde, C_{CO_2} , C_{CH_4} , C_{H_2} , $C_{C_2H_4}$, $C_{C_2H_6}$, são as concentrações volumétricas do gás produzido em “porcentagens”. Portanto resolvendo a Eq (3):

$$PCI_g = 0,126(20) + 0,358(2) + 0,108(16) + 0,59(0,19) + 0,637(0,15)$$

$PCI_g = 5,1716 MJ/Nm^3$

Este valor é bem próximo dos encontrados na literatura a respeito do PCI de gás de biomassa.

7.2.2. CÁLCULO DA ENTALPIA DO GÁS DE BIOMASSA

Para o gás de biomassa produzido, a entalpia (h_g) resulta do efeito dos vários gases que o compõem (composição do gás em base úmida) e portanto:

$$h_g = C_{CO_2} \cdot h_{CO_2} + C_{CH_4} \cdot h_{CH_4} + C_{H_2} \cdot h_{H_2} + C_{N_2} \cdot h_{N_2} + C_{O_2} \cdot h_{O_2} + C_{CO} \cdot h_{CO} + C_{H_2O} \cdot h_{H_2O} \quad (4)$$

Onde:

C_{elem} : Concentrações volumétricas do gás produzido em “porcentagens” (base úmida):

CO₂ 13,40%, H₂ 17,90%, O₂ 0,90%, N₂ 40,20%, CH₄ 3,60%, CO 13,40%, H₂O 10,60%.

h_{elem} : Entalpia dos elementos que compõem o gás.

A entalpia de cada um dos elementos que compõem o gás de saída pode ser determinada utilizando os calores específicos a pressão constante (C_p) dos gases apresentados [Perry, 1984], cujos valores estão expressos em função da temperatura em cal/mol.°K, estes são:

$$C_p \text{ CO} = 6,6 + 0,0012T \quad (5)$$

$$C_p \text{ CO}_2 = 10,34 + 0,00274T - 195500 / T^2 \quad (6)$$

$$C_p \text{ H}_2 = 6,62 + 0,00081T \quad (7)$$

$$C_p \text{ N}_2 = 6,50 + 0,00100T \quad (8)$$

$$C_p \text{ O}_2 = 8,27 + 0,000258T - 187700/T^2 \quad (9)$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2 \quad (10)$$

$$C_p \text{ CH}_4 = 5,34 + 0,0115T \quad (11)$$

A entalpia de cada elemento do gás é dada pela seguinte expressão:

$$h = h_f + \int_{298}^{T_f} C_p \cdot dT \quad (12)$$

Sendo:

h_f : Entalpia de formação (kJ/kmol)

T: K

C_p : kJ/kmol.K

Substituindo os calores específicos a uma temperatura de 600°C na equação (12) (temperatura aproximada com a que o sai o gás de biomassa) e as respectivas entalpias de formação dos elementos que compõem o gás, obtém-se a entalpia de cada um [Perry. R, 1984].

$$h_{N_2} = 17,38 \text{ kJ/mol}$$

$$h_{O_2} = 18,326 \text{ kJ/mol}$$

$$h_{H_2} = 16,714 \text{ kJ/mol}$$

$$h_{CH_4} = -45,33 \text{ kJ/mol}$$

$$h_{CO} = -92,93 \text{ kJ/mol}$$

$$h_{CO_2} = -366,87 \text{ kJ/mol}$$

$$h_{H_2O} = -220,752 \text{ kJ/mol}$$

Substituindo estes valores na Eq (4), tem-se:

$$h_g = 0,1340 \cdot (-366,87) + 0,0360 \cdot (-45,33) + 0,1790 \cdot (16,714) + 0,402 \cdot (17,38) + 0,09 \cdot (18,326) + 0,134 \cdot (-92,93) + 0,106 \cdot (-220,752)$$

$$h_g = -76,5012 \text{ kJ/mol}$$

Dividendo este valor pela massa molecular do gás (24,034 g .mol⁻¹) tem-se:

$$h_g = \frac{-76,5012 \frac{kJ}{mol}}{24,034 \frac{g}{mol}} \times 1000$$

$$h_g = -3183,04 \text{ kJ/kg}$$

(O valor negativo deve-se a entalpia de formação de certos elementos da composição do gás).

7.2.3. CÁLCULO DA ENTALPIA DA BIOMASSA E DO AR

Considerando uma temperatura ambiente de 25°C, mediante a Eq (12) obtém-se a entalpia da biomassa é a entalpia de formação da biomassa mesma. Portanto, partindo das reações de oxidação completa da biomassa, tem-se a seguinte expressão.



Onde, os produtos da reação são CO_2 , H_2O , SO_2 (quase desprezível) e N_2 ; os reagentes são a *biomassa* e o *ar*. Sabe-se que o salto entálpico (Δh) é o poder calorífico; o PCI para a biomassa lignocelulosica foi considerado como 16500 kJ/kg, [Nogueira e Lora, 2003] então pode escrever a seguinte expressão:

$$\Delta h = -PCI = \sum_{PRODUTOS} hf - \sum_{REAGENTES} hf \quad (13)$$

Sendo:

Δh : Salto entálpico

hf : Entalpia de formação

Por outro lado, a análise elementar da biomassa em base seca é de: 45,8% de C, 5,90% de H, 0,09% de S, 0,30% de N e 47,90 % de O; considera-se nos cálculos um

conteúdo de umidade na biomassa de 12,10% [Arauzo, 1999]. Assim, calcula-se que de 1 kg de biomassa obtém-se 1,67 kg de CO₂, 0,531 kg de H₂O e 0,0018 kg de SO₂. Portanto, resolvendo a Eq (13).

$$\begin{aligned} -PCI_{BIOMASSA} &= (hf_{CO_2} + hf_{H_2O} + hf_{SO_2} + hf_{N_2}) - hf_{BIOMASSA} - (hf_{N_2} + hf_{O_2}) \\ -16500 &= ((1,6793 * -8946,6) - (0,531 * 15879,4) - (0,0018 * 4638) + 0) - \\ &\quad hf_{BIOMASSA} - 0 \end{aligned}$$

$$hf_{BIOMASSA} = -6959,59 \text{ kJ/kg}$$

Levando em conta uma umidade de 12,10 %, tem-se que a entalpia da biomassa será:

$$h_{BIOMASSA} = (0,879 * (-6959,59)) + (0,121 * (-15879,4))$$

$$h_{BIOMASSA} = -8038,89 \text{ kJ/kg}$$

Por último, a entalpia do ar à temperatura de entrada do gaseificador (250 ° C), é de 225,7 kJ/kg.

7.2.4. PERDA DE CALOR

Substituindo todos estes resultados na equação do balanço de energia, Eq (2), obtém-se que o calor perdido ao meio ambiente é de 32,6 kW, o sinal negativo indica que o calor foi transferido do sistema.

$$100 \frac{kg}{h} \times -8038,89 \frac{kJ}{kg} + 155,19 \frac{kg}{h} \times 225,7 \frac{kJ}{kg} = 214,59 \frac{kg}{h} \times -3183,04 \frac{kJ}{kg} + 40 \frac{kg}{h} \times 788,83 \frac{kJ}{kg} + Q_{ma}$$

$$Q_{ma} = -32,6 \text{ kW}$$

7.2.5. EFICIÊNCIA DO GASEIFICADOR

Em aplicações térmicas de gaseificação, quando o gás é queimado diretamente num forno, é mais conveniente referir-se a eficiência a quente, pois se aproveita a energia térmica dos gases. Em aplicações de potência, como é o caso dos motores de combustão interna e turbinas a gás, quando o gás é resfriado durante seu acondicionamento (remoção de partículas e alcatrão), é válido referir-se a eficiência a frio [Nogueira e Lora, 2003]. Para mais detalhes desta diferença vide a Fig. 7.1 e 7.2

$$Eficiência (Frio) = \frac{Y \times PCI_g}{PCI_{bio}} \quad (14)$$

Onde:

Y: Nm³ do gás por kg de biomassa, 200 Nm³/h (vide Fig 6.1)

PCI_g: Poder calorífico do gás de saída (kJ/Nm³), 5,1716 MJ/Nm³

PCI_{bio}: Poder calorífico da biomassa (kJ/kg), 16500 kJ/kg

Por tanto, temos:

$$Y = \frac{200 \text{ Nm}^3 / \text{h}}{100 \text{ kg} / \text{h}} = 2 \frac{\text{Nm}^3_{gas}}{\text{kg}_{bio}}$$

$$Eficiência (Frio) = \frac{2 \times 5,1716}{16500} \times 1000 = 0,6268$$

Eficiência (Frio) = 62,68 % [Silveira *et al.*, 2005] [Coronado *et al.*, 2006]

$$Eficiência (Quente) = \frac{Y \times h_g}{h_{bio}} \quad (15)$$

Y: Kg de gás por kg de biomassa.

h_g : Entalpia do gás de saída (kJ/kg), -3183,04452 kJ/kg

h_{bio} : Entalpia da biomassa (kJ/kg), -8038,89176 kJ/kg

Resolvendo Y:

$$Y = \frac{214,55 \text{ kg} / h}{100 \text{ kg} / h} = 2,14$$

(vide Fig 6.3 para verificação do valor 214,55 kg/h)

$$\text{Eficiência (Quente)} = \frac{2,14 \times -3183,0445}{-8038,891} = 0,8473$$

Eficiência (Quente) = 84,73 % [Silveira *et al.*, 2005] [Coronado *et al.*, 2006]

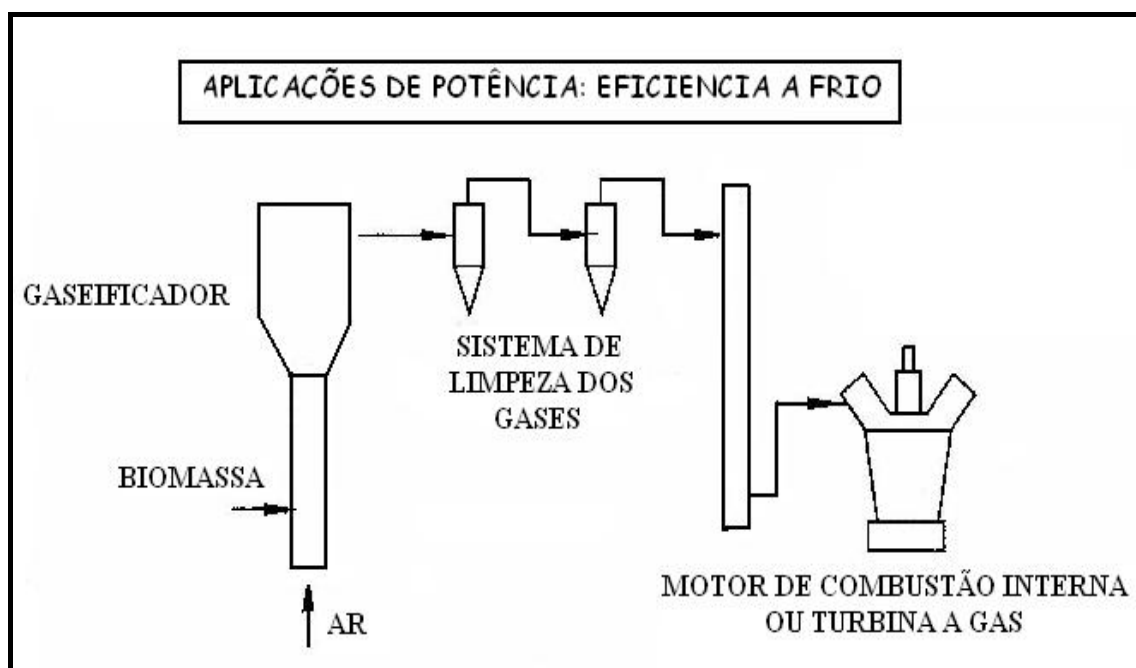


Figura 7.1. Eficiência a frio em gaseificadores [Nogueira e Lora, 2003].

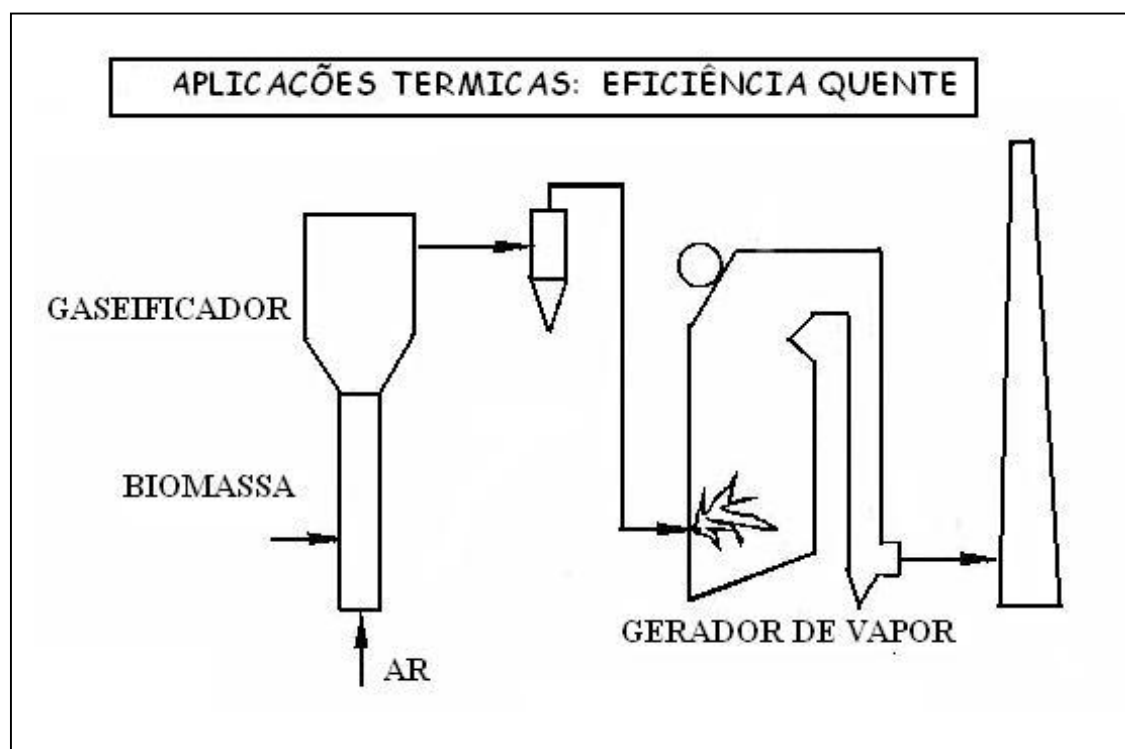


Figura 7.1. Eficiências a quente em gaseificadores [Nogueira e Lora, 2003].

CAPITULO 8

SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS PARA O CONDICIONAMENTO E LIMPEZA DO GÁS DE BIOMASSA

Para uma fácil e rápida compreensão dos equipamentos para a limpeza e condicionamento do gás de biomassa utilizados na instalação de gaseificação; se apresentará um diagrama de fluxo na figura 8.1.

8.1. DIAGRAMA DE FLUXO DA INSTALAÇÃO

A biomassa será alimentada no gaseificador por meio da coifa (T1) em intervalos de tempo marcados pelo medidor de nível do material. Da coifa, a biomassa passa a um cilindro de alimentação (C1) delimitado por duas válvulas, as quais evitam a saída dos gases e asseguram a estanqueidade nesta região.

Uma vez no interior do gaseificador, o primeiro processo que sofre a biomassa é a secagem, logo continua o processo da pirólise. Na região da garganta (região de oxidação) se produz a injeção de ar previamente pré-aquecido oxidando os gases de pirólise e gerando o calor necessário para a gaseificação do *char*.

As correntes de saída do gaseificador são duas: a) o gás gerado e b) as cinzas junto com o *char* residual, cuja corrente é retirada por meio de um parafuso sem fim. O gás gerado passa por uma primeira etapa de limpeza num ciclone (CY₁) para eliminação da maior quantidade possível de partículas sólidas que são retiradas pela parte inferior.

O gás, uma vez limpo no ciclone, tem duas possibilidades: A primeira consiste em introduzir este gás num sistema de leito catalítico (CT₁) com a finalidade de craquear o alcatrão arrastado em forma de vapor onde as temperaturas variam entre 500 e 600°C; com posteriores resfriamentos este vapor se condensa. Por outro lado, a decisão final da utilização de leitos catalíticos dependerá do conteúdo de alcatrão que se deseja obter no gás final e dos resultados finais dos testes que forem realizados. A

segunda possibilidade consiste em eliminar o alcatrão em futuras etapas, especificamente nos lavadores de gás (*wet scrubber*).

Sem o leito catalítico, os gases depois do ciclone passam por um trocador de calor (ar de gaseificação) (IC₁); desta forma se pré-aquece aproveitando calor do gás de saída. Este trocador dispõe de uma saída de líquidos para a eliminação de possíveis condensados.

Numa segunda etapa, se utiliza um segundo trocador de calor (IC₂) para continuar o resfriamento do gás até uma temperatura na faixa de 100 a 125 °C, mediante uso de água da rede, condensando nesta etapa parte do alcatrão. Finalmente, o gás entra num sistema de lavagem de gases, onde através de um lavador de gás tipo venturi (SC₁) se retém o alcatrão (no caso de não usar um leito catalítico).

Normalmente, no sistema de lavagem, os gases saem saturados, e para evitar que um resfriamento posterior possa condensar os líquidos ainda remanescentes no gás antes de sua entrada ao MCI, se resfria o gás até temperaturas o suficientemente baixas para condensar grande parte do líquido que foi arrastado (IC₃/ IC₄). Desta maneira se obterá um gás não saturado, se evitando os problemas de possíveis condensações posteriores dentro do MCI.

Depois destes processos, o gás se encontrará disponível para a sua utilização no motor de combustão interna ou para o armazenamento do mesmo.

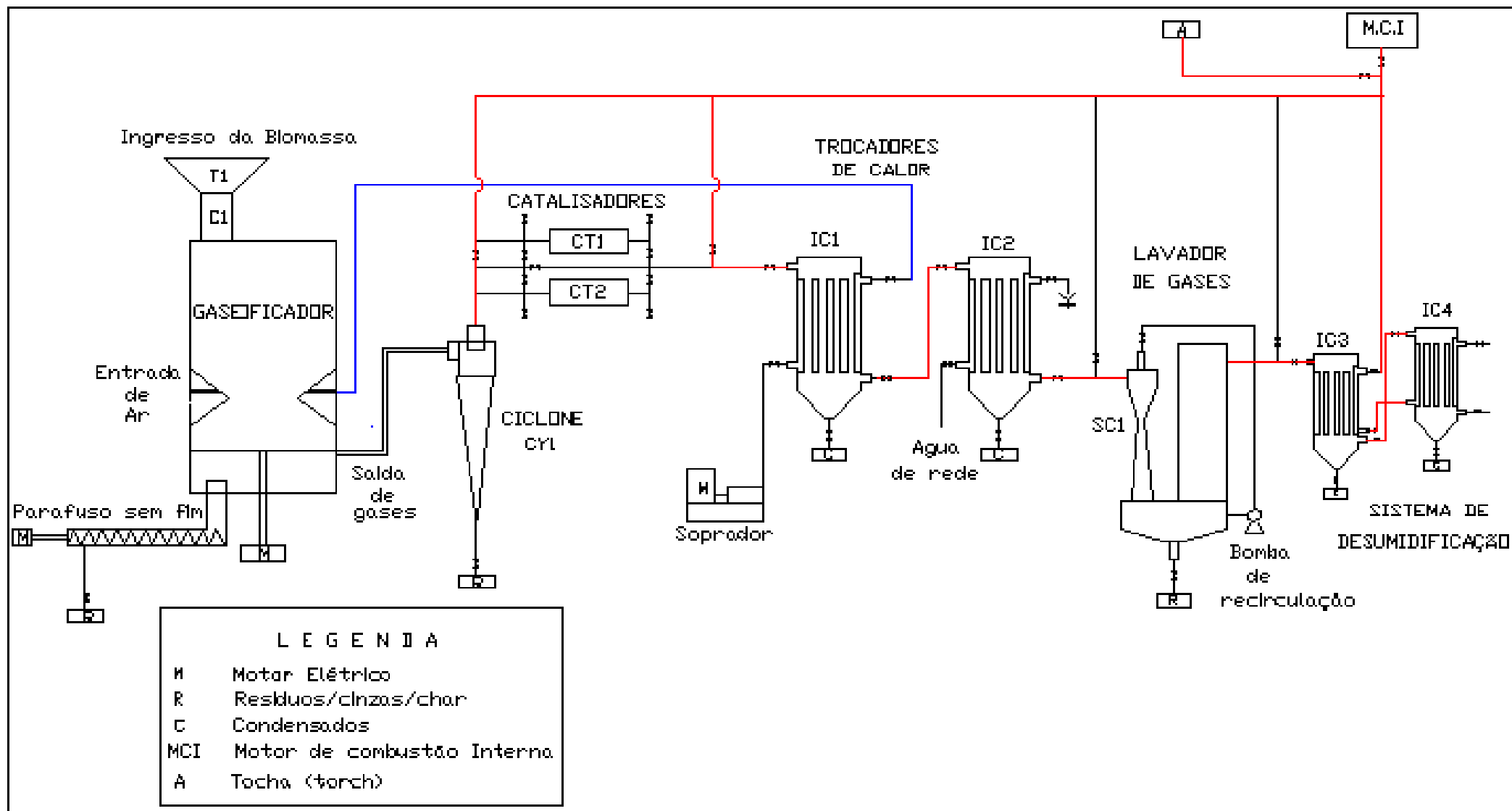


Figura 8.1. Fluxograma proposto para a instalação de gaseificação 100 kg/h.

8.2. EQUIPAMENTOS FUNDAMENTAIS

8.2.1. CICLONE

O ciclone se localiza na saída dos gases de exaustão do gaseificador, tal como se mostra no digrama de fluxo (vide Fig 8.1), retirando os resíduos sólidos que possam ser arrastados pelo gás. Estas partículas sólidas compõem-se principalmente de cinzas e algumas partículas de *char*.

Este é um equipamento primário para remover as partículas da corrente de gás; o seu funcionamento baseia-se no uso da força centrífuga para separar os sólidos. Uma das principais dificuldades consiste em separar as partículas de *char*, que apresentam uma típica densidade de 200 kg/m³; as cinzas apresentam uma densidade entre 600 a 1000 kg/m³; recomenda-se uma velocidade de saída dos gases de aproximadamente 15m/s [E.P.A, 1998], temperatura do gás de saída em torno de 600°C e vazão de 200 Nm³/h [vide Fig 6.1].

O desempenho do ciclone está relacionado com o tamanho da partícula (a nomenclatura dp_{50} significa o diâmetro de partícula capturado com 50% de eficiência). Por outro lado, a relação entre as eficiências na captura das partículas do material é dada pela seguinte expressão [Reed e Dass, 1989].

$$dp_{50} = 1/2 dp_{80} = 1/3 dp_{90} = 1/4 dp_{95} \quad (16)$$

MÉTODO DE DIMENSIONAMENTO DO CICLONE

Utiliza-se normalmente um método de iteração para calcular as principais dimensões. Assume-se um diâmetro da tubulação de saída do gás de 0,075 m e com este valor a velocidade do gás será calculada:

$$V = \frac{4Q}{\pi D^2} \quad (17)$$

Onde:

Q = Vazão do gás produzido 200 Nm³/h a 600 °C (639,3 m³/h)

$$200 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} * \frac{873,15 \text{ K}}{273,15 \text{ K}} = 639,3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

D = Diâmetro assumido (0,075m)

Substituindo os valores na equação (17), a velocidade do gás é de 40,21 m/s, cujo valor é ainda acima do mínimo (15 m/s) [E.P.A., 1998]; portanto se seleciona um tamanho de entrada do ciclone igual ao diâmetro da tubagem. Fazendo um calculo iterativo para uma seção quadrada de 0,075 m de largura e uma altura de 0,15 m utilizando-se a equação (17) tem-se uma velocidade do gás de entrada do ciclone de 15,78 m/s, valor ainda acima do mínimo. Com estes valores se dimensiona o ciclone levando em conta as referências que se mostram na figura 8.2, obtém-se um diâmetro do ciclone de **0,375m**. Por outro lado calcula-se mediante a equação (18) o diâmetro de uma partícula de “char” assumindo uma densidade típica de 200 kg/m³ e uma densidade de 1000 kg/m³ para as cinzas [Reed e Dass, 1989].

$$dpc = \sqrt{\frac{9\mu_b}{2NeVi(Pp - Pg)\pi}} \quad (18)$$

Onde

dpc = Diâmetro de partícula, μm

μ_b = Viscosidade típica do gás produzido, kg/m-s [Reed e Dass, 1989]

Ne = Altura da entrada do gás, (0,15m)

Vi = Velocidade de entrada do ciclone (15,78 m/s)

Pp = Densidade de partícula (kg/m³)

Pg = Densidade do gás produzido entre 0,5 - 0,4 kg/m³ [Reed e Dass, 1989]

Substituindo os dados na equação (20), obtém-se um diâmetro dpc₅₀ (50% de eficiência na remoção) para as partículas de “char” de 8,81 μm e um dpc_{90%} de 26 μm; um dpc₅₀ para as partículas de cinzas de 3,92 μm e um dp₉₀ de 12 μm.

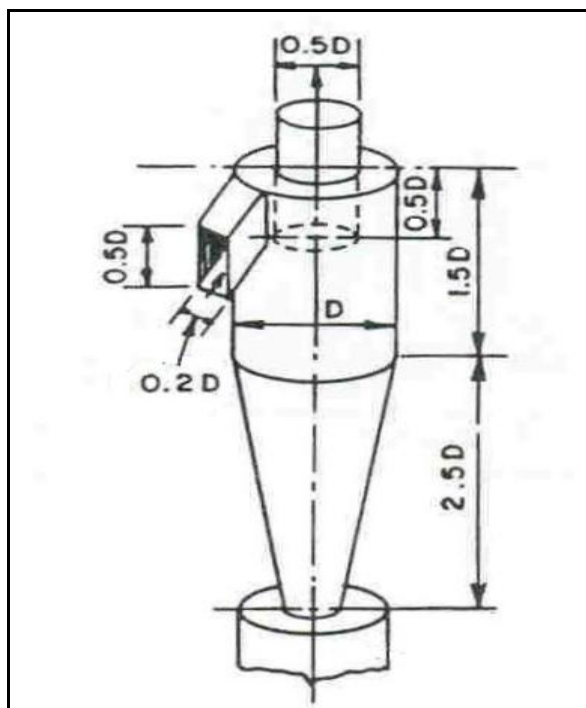


Figura 8.2. Dimensões para um ciclone de alta eficiência [Perry, 1984] [Redd e Dass., 1989] [Kaupp., 1984].

8.2.2. CATALISADOR (Sistema de craqueamento do alcatrão)

Depois da primeira limpeza das partículas do gás e encontrando-se este ainda aquecido, é possível submetê-lo a um processo catalítico com a finalidade de eliminar o alcatrão; as possíveis reações neste caso são mostradas na tabela 8.1.

Como a temperatura de saída dos gases é em média de 600 °C descartam-se processos utilizando catalisadores como “dolomitas” e “calcitas”, que trabalham em altas temperaturas. Pode-se usar um tipo de catalisador baseado em Níquel sobre um suporte de alumina ou silício. Como o catalisador precisa de um processo de regeneração, é necessário dispor de um sistema de leitos em paralelo, de modo que quando um deles se encontra em processo de regeneração, depois da redução de sua atividade catalítica, o gás fluirá pelo outro leito catalítico. Para determinar a quantidade mínima de catalisador em cada um dos leitos, deve-se conhecer a relação

entre a vazão de gases e o volume de catalisador para um determinado conteúdo de alcatrão na corrente gasosa.

Tabela 8.1 Tipos de reações na fase gasosa. [G.P.T., 2005]

DENOMINAÇÃO	REAÇÃO	T (° C)	CATALISADOR
Shift	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{H}_2 + \text{CO}_2$	315 – 485	Óxidos de Metais
Metanação	$\text{CO} + 3 \text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	250 – 450	Ni sobre Sílice – Alumina
Reformado com Vapor	$\text{Alcat} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + \text{H}_2$	550 – 1000	Níquel sobre Alumina
Craque	$\text{Alcat} \Rightarrow \text{Gases}$	800 – 900	Dolomitas, Calcitas e Magnesitas
Craque	$\text{Alcat} \Rightarrow \text{Gases}$	250 – 500	Sílice – Alumina Ni/W sobre sílice-alumina
Hidrocraque	$\text{Alcat} + \text{H}_2 \Rightarrow \text{Gases}$	250 - 500	Ni/W sobre sílice-alumina

Alcat = Alcatrão

Por exemplo, catalisador de Ni-Mo sobre um suporte de Alumina requer 1 m³ de catalisador por cada 1000 Nm³/h da corrente gasosa para concentração de alcatrão de até de 10000 mg/m³. [G.P.T., 2005]. Assumindo que a saída do alcatrão prevista do gaseificador é da ordem de 300 mg/m³ do gás, implica que para um fluxo de gás de 200 Nm³/h a 600 °C será necessário aproximadamente 0,2 m³ de catalisador em cada leito, sendo o tempo de contato do leito de 1,12 seg. Este volume representará leitos cilíndricos de 50 cm de diâmetro e 1 m de comprimento ou 35 cm de diâmetro com um comprimento de 2 m [G.P.T., 2005].

Para a operação utilizando catalisadores, se disporá de válvulas de fluxo para direcionar os gases para um e outro catalisador, assim como linhas “bypass” para estes sistemas. Também se disporá de medidores de temperatura e pressão em cada leito para monitorar tanto a sua operação como o processo de regeneração. No caso de

detectar algum aumento drástico da pressão diferencial ou uma elevação da temperatura que possa chegar a estragar o catalisador, o fluxo se comunicará com o outro leito catalítico; caso contrário se desviará o fluxo do gás para a tocha.

8.2.3. TROCADORES DE CALOR (sistema de resfriamento do gás e pré-aquecimento do ar)

A finalidade deste equipamento é o aproveitamento energético do gás de saída para o aquecimento do ar de gaseificação, assim como o resfriamento do gás combustível na saída do gaseificador antes de sua entrada num sistema de lavagem de gases. Para este caso serão utilizados 2 trocadores de tipo tubo e carcaça. No primeiro trocador será utilizado o ar como fluido de resfriamento, e o segundo será utilizado a água como fluido de resfriamento.

No caso do primeiro trocador, o gás chegará com uma temperatura aproximadamente de 500°C. Realiza-se uma troca de calor com o ar proveniente do soprador (*blower*) para aquecê-lo antes de sua injeção no gaseificador a uma temperatura ao redor de 250°C, diminuindo a temperatura do gás de biomassa. Nesta primeira etapa, não se espera que se produza a condensação do alcatrão, mas se instalará uma purga de líquidos (para os condensados) durante a fase de partida. No segundo trocador, se resfriará o gás desde 400 °C (temperatura na saída do primeiro trocador) até temperaturas entre 100 a 150 °C, com uso de água da rede.

Com a finalidade de facilitar a limpeza do primeiro trocador, o gás circulará pelo interior dos tubos e estes serão de diâmetro suficientemente grande para tornar possível a sua limpeza e manutenção, se utilizará neste caso tubos de aço inox de 1” pol (25,4 mm) de diâmetro exterior e 0,67” polegadas (17,02 mm) de diâmetro interior. A disposição do trocador será vertical com a entrada do gás pela parte superior descendo pelos dutos, facilitando a eliminação por gravidade dos condensados (alcatrão) caso existam nesta fase.

A velocidade recomendada do fluxo de gás, para conseguir uma troca de calor ótima, é 25 m/s [G.P.T, 2005]. O ar ao aquecer circulará a contracorrente com o gás de

biomassa que vai ser resfriado. O coeficiente de troca de calor nestas condições é de $15,7 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$. Para o segundo trocador o gás também fluirá pelo interior dos tubos, neste caso o coeficiente de transferência de calor será de $40 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$. O gás se resfriará de 400 a $150 \text{ }^\circ\text{C}$ e a temperatura da água da rede será e aproximadamente $20 \text{ }^\circ\text{C}$, a temperatura de saída da água será de 200°C . Utilizaram-se tubos de $25,4 \text{ mm}$ (diâmetro exterior) * $17,02 \text{ mm}$ (diâmetro interior). Com estes dados podemos dimensionar estes trocadores valendo-se das fórmulas de transferência de calor. [G.P.T, 2005].

$$Q_{gas} = \frac{m_g \times C_{p_{gas}} \times \rho_{gas} \times (T_{g.e} - T_{g.s})}{3600} \quad (19)$$

$$DTML = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{Ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (20)$$

$$A = \frac{Q_{gas}}{U \times TML} \quad (21)$$

Onde os dados para o primeiro trocador são:

Q_{gas} : Calor Transferido, kW

m_g : Fluxo do gás produzido a $500 \text{ }^\circ\text{C}$ ($200 \text{ Nm}^3/\text{h} = 566,08 \text{ m}^3/\text{h}$)

$C_{p_{gas}}$: Calor Especifico a pressão constante do gás;
 $1,5076 \text{ kJ/Nm}^3 \cdot \text{K}$ ($1,32 \text{ kJ/kg }^\circ\text{K}$) (vide Fig. 8.3)

$\rho_{gás}$: Densidade do gás; $0,41 \text{ kg/m}^3$

$T_{g.e}$: Temp. do gás de entrada, 500°C

$T_{a.e}$: Temp. do ar de entrada, 30°C

$T_{g.s}$: Temp. do gás de saída, 400°C

$T_{a.s}$: Temp. do ar de saída, 300°C

DTML: Temperatura média logarítmica $^\circ\text{C}$

ΔT_2 : $T_{g.e} - T_{a.s} = (500 - 300)$

$$\Delta T_1 : T_{g,s} - T_{a,e} = (400 - 30)$$

A : Superfície total de troca de calor, m².

Os dados para o segundo trocador são:

m_g : Fluxo do gás produzido a 400 °C (200 Nm³/h = 492,87 m³/h)

$C_{p_{gas}}$: Calor Específico do gás; 1,478 kJ/Nm³.K (1, 28 kJ/kg .K) (ver Fig. 8.3)

ρ_{gas} : Densidade do gás; 0,47 kg/m³

$T_{g,e}$: Temp. do gás de entrada, 400°C

$T_{a,e}$: Temp. da água de entrada, 20°C

$T_{g,s}$: Temp. do gás de saída, 150°C

$T_{a,s}$: Temp. da água de saída, 200°C

$$\Delta T_2 : T_{g,e} - T_{a,s} = (400 - 200)$$

$$\Delta T_1 : T_{g,s} - T_{a,e} = (150 - 20)$$

Substituindo estes valores nas fórmulas, obtêm-se os seguintes valores apresentados na tabela 8.2.

Os coeficientes de transferência de calor foram obtidos de relatórios internos do Grupo de Processos Termoquímicos da Universidade de Zaragoza, Espanha [G.P.T, 2005]. Já o calor específico e a densidade do gás de biomassa foram calculados a partir dos valores específicos de cada um dos gases que compõem o gás de biomassa, em função da pressão e da temperatura; utilizou-se a composição do gás em base seca como sendo: 16% de H₂, 20% de CO, 13% de CO₂, 2% de CH₄, 0,6% de O₂, 48% de N₂, 0,19% de C₂H₄, 0,15% de C₂H₆ y 0,01 de C₂H₂. A figura 8.3 mostra as variações do calor específico a pressão constante do gás de biomassa.

Tabela 8.2. Principais características dos trocadores de calor IC₁, IC₂

Características	Ar - Gás	Água - Gás
Material dos Dutos	Aço Inox AISI 304	Aço Inox AISI 304
Troca de calor (kW)	8,381	20,591
DTML (°K)	516,53	283,18
Área total de troca de calor (m ²)	1,033	1,82
Comprimento total dos dutos (m)	12,94	22,80
Comprimento de cada duto (m)	0,5	0,95
Número de dutos	28	24
Distância entre cada duto (m).	31,75 x 10 ⁻³	39,68 x 10 ⁻³
Diâmetro de carcaça (m)	0,254	0,305

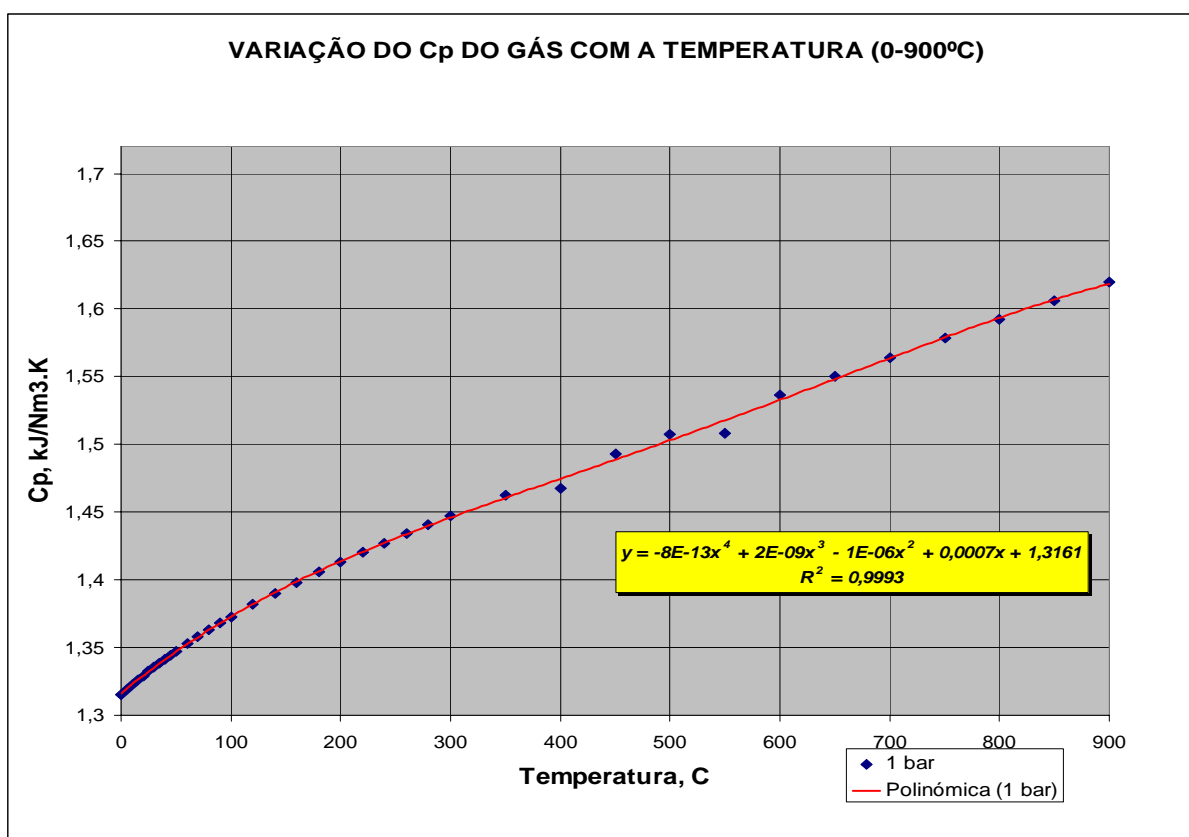


Figura 8.3. Variação do Cp a pressão constante do gás de biomassa para distintas temperaturas.

Ambos trocadores terão um sensor de nível que acionará uma válvula de descarga inferior para a eliminação de possíveis condensados que possam inundar os equipamentos ou ser arrastados pela corrente gasosa.

8.2.4. LAVADOR DE GASES

Como explicado no capítulo 5, existem vantagens e desvantagens de realizar a limpeza dos gases a base seca ou úmida. Quanto aos lavadores a base úmida, não há geração de água residual e no caso dos lavadores em base seca existe a necessidade de manutenção e troca de alguns filtros depois de algumas horas de operação. Por outro lado o uso de filtros cerâmicos e metálicos não é muito conhecido devido que a maioria deles estão em fase experimental e com elevados custos.

a. LAVADORES DE GÁS A BASE SECA

a.1. FILTROS DE MANGAS (Bag Filters)

Segundo o catalogo de filtros de uma empresa conhecida no mercado (filtros de mangas) [Prillwitz S.A <http://www.prillwitz.com.ar>], para a escolha do modelo, deve-se calcular a superfície de filtração necessária. A seguinte equação pode ser usada:

$$S_f = Q_g / i \quad (22)$$

Sendo:

S_f = Superfície de filtração (m^2)

Q_g = Vazão do gás (m^3/min)

i = 0 a 2,5 para produtos finos, pegajosos, de alta concentração.

i = 2,5 a 4,0 para produtos intermediários.

i = 4,0 a 7,0 para produtos grossos, secos e com baixa concentração.

Como o fluxo dos gases é de 200 Nm³/h (7,77 m³/min) e considerando uma quantidade intermediária dos produtos do gás, será usado, $i = 4$ m/min; esse valor é muito próximo às velocidades recomendadas para filtros de manga 0,005 a 0,05 m/s [Perry, 1986]. Substituindo estes valores na Eq (22), a superfície de filtração necessária de 1,44 m². Segundo o catálogo da empresa, o modelo HDFT 4/1200 é o recomendado. O filtro consta de 4 mangas com uma altura de 1,2 m. O diâmetro das mangas será de 120 mm de poliéster montadas dentro de um cesto galvanizado. Para a limpeza destes filtros utilizam-se jatos de ar em fluxo reverso (jatos pulsantes de ar), ou seja, a limpeza realiza-se por meio de um pulso de ar a alta pressão que expande fortemente a manga.

Perda de carga no filtro

A perda de carga pode ser expressa mediante a equação de Laplace, que apresenta uma alternativa da equação de Billings e Wilder para a perda de carga em filtros de mangas [Perry, 1984], assim:

$$\Delta P_i = K_d \times \mu \times C_d \times V^2 \times t_m \quad (23)$$

Sendo:

ΔP_i = Perda de carga (polegada de H₂O)

K_d = Coeficiente de resistência da camada de pó (in H₂O/(cp*ft/min*g/ft²))

μ = Viscosidade (cp)

C_d = Concentração de pó no gás (g/ft³)

V = Velocidade do gás (ft/min)

t_m = Tempo de filtração (min)

A viscosidade do gás de saída é de 0,0336 cp (valor calculado, segundo a composição do gás de saída) [Perry, 1984], a velocidade do gás no interior da manga é de 0,05 m/s (velocidade recomendada); para a concentração de pó no gás foram

consideradas quantidades elevadas de material particulado e alcatrão presentes no gás para o gaseificador downdraft [Graham e Bain, 1993], [Neef *et al.*, 1999], [Hasler e Nussbaumer, 1999], com relação ao coeficiente de resistência para a camada de pó, foi tomado um valor máximo de 1 [Perry, 1984] e por último, considerando se um tempo de operação para estes filtros de 10 horas. Substituindo estes dados na Eq. (23), obtém-se uma queda de pressão para estes filtros de 63,85 polegadas H₂O (0,15 bar).

b. LAVADORES DE GÁS EM BASE ÚMIDA (*wet scrubber*)

Para a presente instalação foi escolhido o lavador venturi tipo “**Reither**”. As características destes modelos são: o venturi perfeitamente acoplado transversalmente e o líquido de lavagem que se pulveriza por injeção axial ou transversal à baixa pressão. Devido ao grande efeito cortante da corrente do gás, as partículas do líquido se convertem em partículas muito finas. A elevada aceleração do gás na entrada do equipamento e a elevada velocidade relativa provocada entre as partículas e as gotículas é a razão da boa capacidade de separação deste tipo de lavador. O lavador venturi influencia muito na perda de carga. Soluciona-se este problema modificando a seção transversal da entrada ou aspirando o ar de recirculação.

O sistema “Reither”

É um lavador tipo venturi com um pistão. O princípio do funcionamento aparece representado nas figuras 8.4, 8.5 e 8.6. O gás circula pelo interior do equipamento antes de encontrar um estrangulamento transversal formado por dois cilindros menores colocados horizontalmente.

O líquido de lavagem é pulverizado axialmente por bocais. É possível a construção em aço ou aço nobre do corpo principal do equipamento. Os dados obtidos para este sistema são do fabricante Plastoquímica S.A, situada em Zaragoza (Espanha).

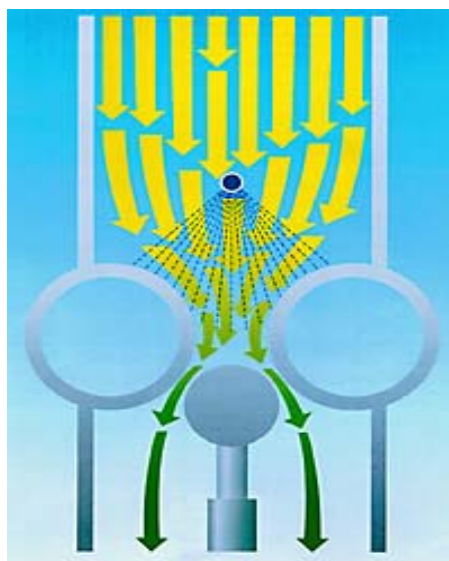


Figura 8.4. Princípio do Lavador de gases, Venturi – Reither [Plastoquímica S.A].

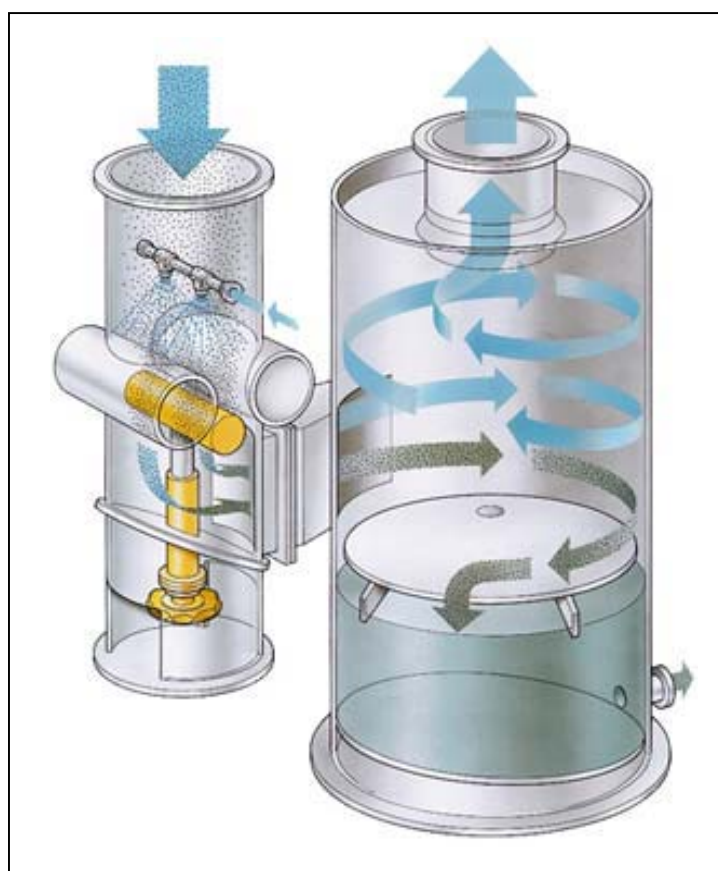


Figura 8.5. Sistema Venturi– Reither e separador centrífugo [Plastoquímica S.A].

Cálculo da perda de carga e dimensionado do Venturi.

A perda de carga é calculada pela equação dada pelo fabricante de acordo com os parâmetros fixos da instalação.

$$\Delta P_v = \left[0,130 + \left(1 - \frac{2 \times S}{d_2} \right)^2 + 0,036 \times L \right] \times \frac{\rho_G}{2} \times V_G^2 \quad (24)$$

Sendo:

α : Ângulo da fenda.

ρ_G : Densidade do gás (kg/m^3)

ΔP_v : Perda de carga (Pa)

D : Diâmetro do tubo principal (mm). (vide Fig 8.6)

d_1 : $0,5 \times D$

d_1 : Diâmetro dos tubos transversais (mm); Fig. 8.6

d_2 : $0,25 \times D$

d_2 : Diâmetro de tubo transversal (pistão) (mm); Fig. 8.6

H_{\min} : Avanço do pistão; Fig. 8.6.

L : Fluxo do líquido de limpeza (l/m^3 do gás)

S : Fenda (garganta) (mm); Fig. 8.6

V_a : Vazão dos gases à entrada do venturi (m^3/h)

V_d : Velocidade do gás na entrada do venturi (m/s)

V_G : Velocidade do gás na garganta (m/s)

Sabendo-se que o fluxo dos gases de saída é de $200 \text{ Nm}^3/\text{h}$ a uma temperatura de $150 \text{ }^\circ\text{C}$ (na saída do segundo trocador de calor), com uma sobre-pressão de $0,6 \text{ atm}$ e que a velocidade do gás no duto principal pode ser estimada em 10 m/s . Portanto, da equação de vazão, o diâmetro do duto principal do venturi (D) será de $82,76 \text{ mm}$. Do catálogo do fabricante será escolhido um valor comercial para o duto principal de 100 mm (Tab 8.3) indicando o modelo VR-100 em chapa de aço inox.

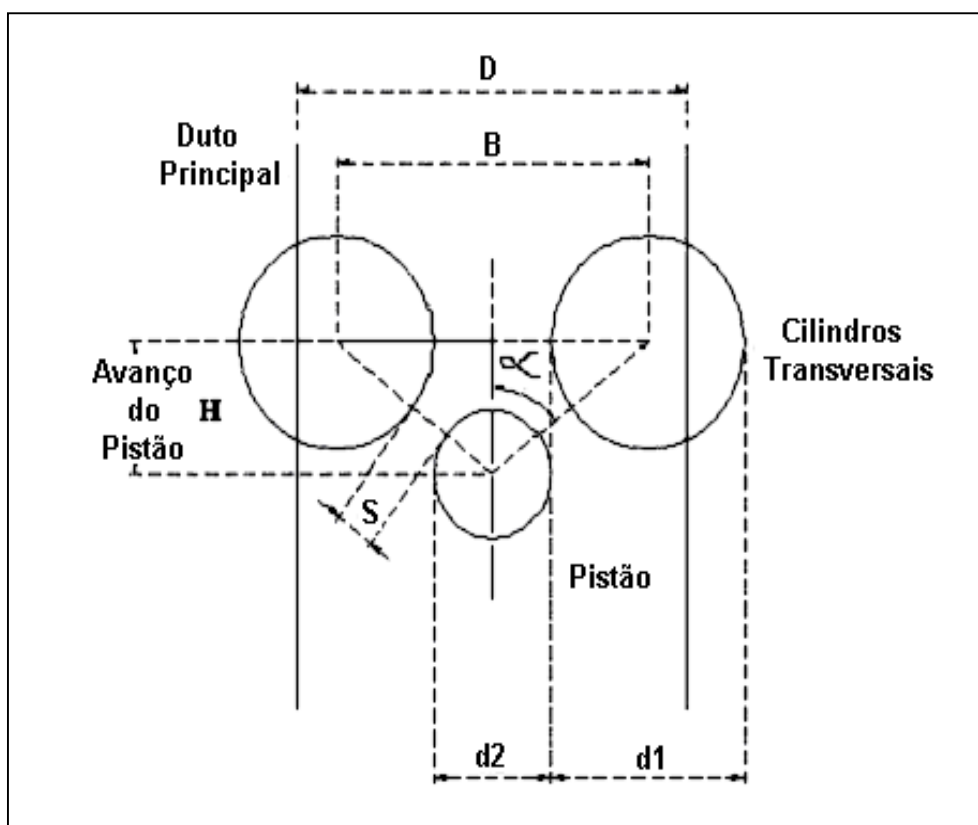


Figura 8.6. Principais dimensões do Venturi – Reither. [Plastoquímica S.A].

Segundo Schiffner e Hesketh (1996), a velocidade dos gases na região da garganta pode variar entre 27 e 121 m/s, por outro lado em lavadores venturi é recomendado que a perda de carga não supere os 200 mbar e que o consumo de água deve estar entre 5 a 20 l/m³ de gás de biomassa [G.P.T., 2005]. Com estes dados, a perda de carga em função do avanço do pistão é determinada de acordo com a Eq. (24) (Vide tabela 8.4 e Fig. 8.7).

Tabela 8.3. Principais dimensões e parâmetros do lavador Venturi VR-100

D (mm)	d₁ (mm)	d₂ (mm)	B (mm)	V_D (m/s)	L (l/m ³)	V_a T = 150 ° C P = 1, 6 bar.	ρ_G (kg/m ³)	H_{min} (mm)
100	50	30	80	10	15	194 m ³ /h	1,2	15

Tabela 8.4. Variação da perda de carga em função da dimensão da fenda (S) e a velocidade na garganta

V_G (m/s)	ΔP_v (Pa)	$\cos \alpha$	α	H (mm)	H real	S (Fenda) (mm)	ΔP_v (mbar)
119,56	11234,87	0,95	17,56	35,61	20,61	3,0	112,35
102,48	7925,14	0,95	18,31	37,23	22,23	3,5	79,25
89,67	5826,48	0,95	19,02	38,79	23,79	4,0	58,26
79,70	4421,53	0,94	19,71	40,30	25,30	4,5	44,22
71,73	3440,79	0,94	20,36	41,76	26,76	5,0	34,41
65,21	2733,05	0,93	21,00	43,17	28,17	5,5	27,33
59,78	2208,38	0,93	21,60	44,55	29,55	6,0	22,08
55,18	1810,65	0,93	22,19	45,89	30,89	6,5	18,11
51,24	1503,47	0,92	22,76	47,20	32,20	7,0	15,03
47,82	1262,42	0,92	23,31	48,48	33,48	7,5	12,62
44,83	1070,69	0,91	23,85	49,73	34,73	8,0	10,71
42,20	916,38	0,91	24,37	50,95	35,95	8,5	9,16
39,85	790,92	0,91	24,87	52,15	37,15	9,0	7,91
37,75	688,00	0,90	25,36	53,33	38,33	9,5	6,88
35,87	602,91	0,90	25,84	54,49	39,49	10,0	6,03
34,16	532,08	0,90	26,31	55,62	40,62	10,5	5,32
32,61	472,76	0,89	26,77	56,74	41,74	11,0	4,73
31,19	422,81	0,89	27,21	57,84	42,84	11,5	4,23
29,89	380,57	0,89	27,65	58,93	43,93	12,0	3,81
28,69	344,70	0,88	28,07	60,00	45,00	12,5	3,45
27,59	314,12	0,88	28,49	61,06	46,06	13,0	3,14

Para poder controlar o funcionamento do venturi, deve ser colocado no mesmo um medidor de pressão diferencial, que permitirá ajustar a posição da garganta regulável do venturi e conseguir a separação das partículas.

8.2.5. EQUIPAMENTO ELIMINADOR DE UMIDADE.

O objetivo deste sistema é eliminar a maior fração possível de água contida no gás na saída do sistema de lavagem de gases (venturi - separador). Portanto, este gás será resfriado mediante uma unidade frigorífica condensando boa parte da água contida no mesmo.

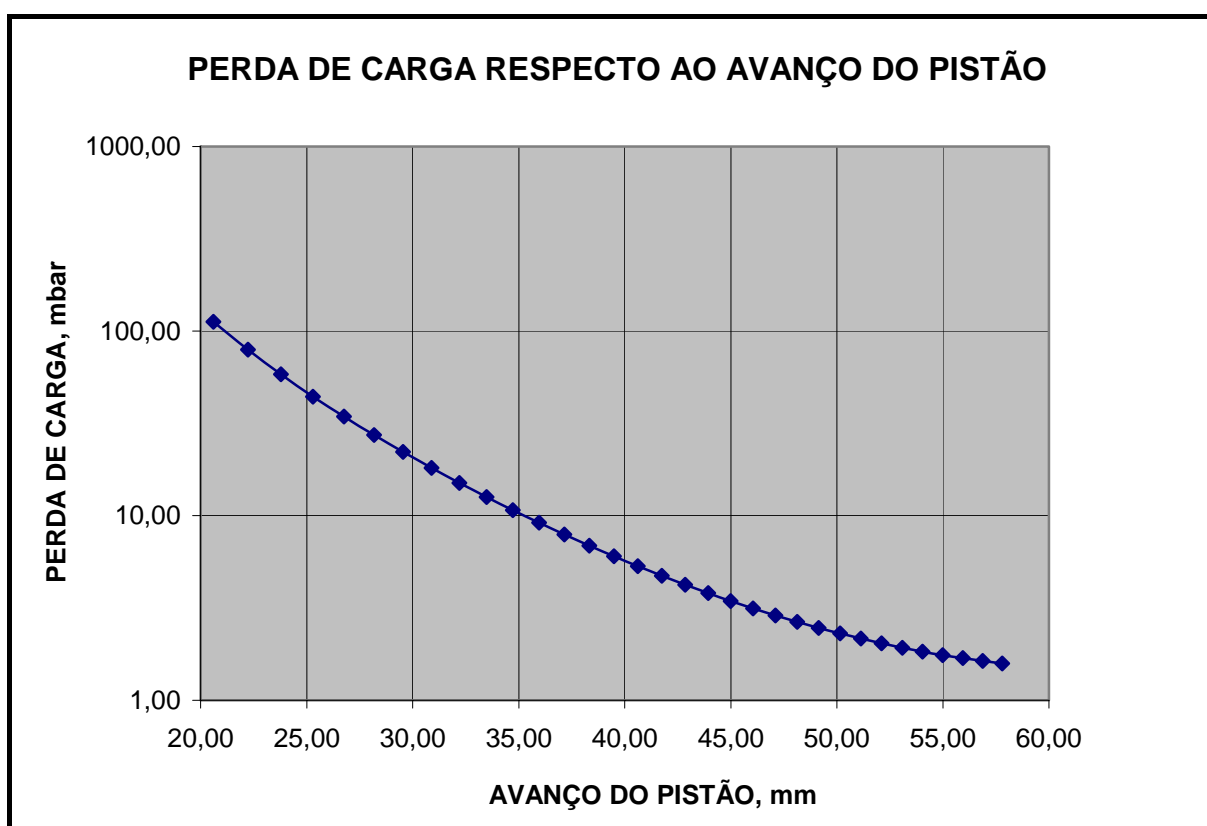


Figura 8.7. Perda de carga respeito ao avanço do pistão.

A Fig 8.8 mostra a quantidade de água contida no gás de biomassa. [G.P.T., 2005]. Como o gás de combustível (gás de biomassa) não precisa que seja de baixas temperaturas, o sistema contará com dois trocadores – condensadores (vide Fig. 8.9). O primeiro é um trocador a contracorrente entre o gás proveniente do venturi - separador e o gás de saída de menor temperatura proveniente do segundo trocador que faz parte do eliminador de umidade. No segundo trocador se utilizará um fluido

refrigerante proveniente de uma unidade frigorífica para resfriar o gás a temperaturas perto de 10°C, se condensando boa parte da água ainda presente neste gás. Este mesmo gás será recirculado no trocador de calor 1 e aquecido até 18 °C para a alimentação do M.C.I. Antes da entrada ao motor, se deverá instalar um medidor de vazão, um medidor de temperatura e um de pressão. Também se deverá instalar um aceso à linha do gás a fim de recolher algumas mostras para conhecer a composição e o conteúdo de alcatrão do gás de biomassa.

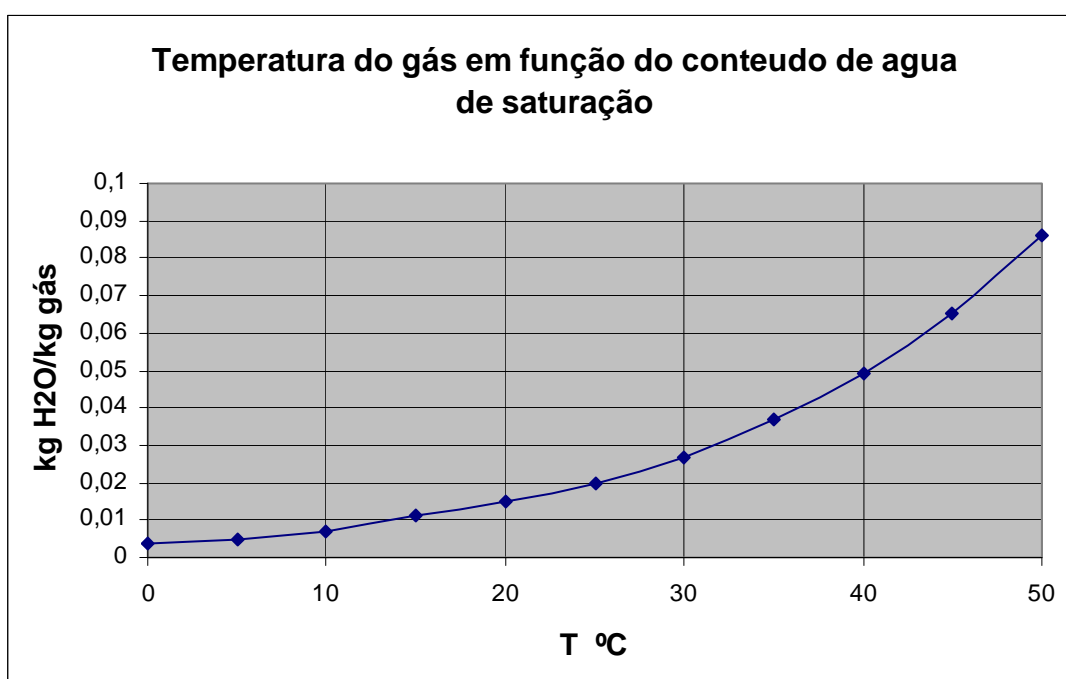


Figura 8.8. Teor da água no gás de biomassa em função da temperatura [G.P.T. 2005].

8.3. EQUIPAMENTOS ADICIONAIS

8.3.1. SOPRADOR (*Blower*)

É preciso dispor de um soprador capaz de fornecer a quantidade de ar consumida pelo gaseificador. A pressão de fornecimento necessária não é elevada já que o sistema opera a pressão atmosférica, por isso um soprador que forneça ar a 0,7 bar será suficiente.

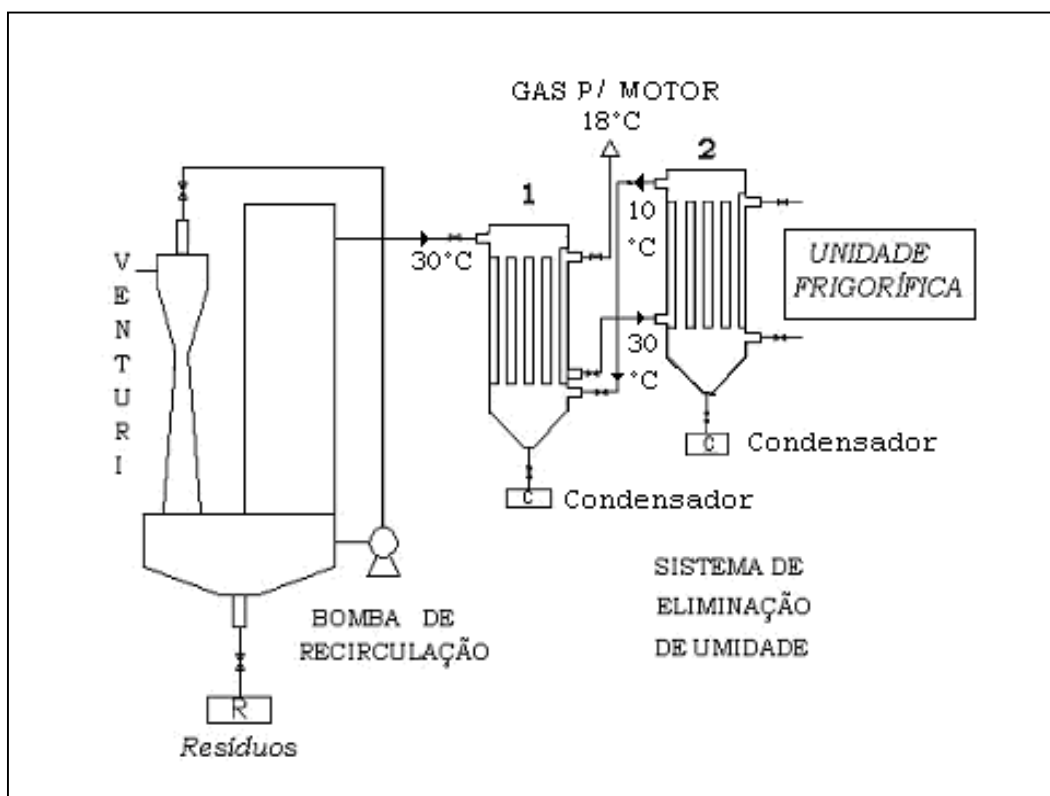


Figura 8.9. Sistema eliminador de umidade [G.P.T, 2005].

A vazão de ar, considerando a alimentação de biomassa no gaseificador, é de 120 Nm³/h de ar, aplicando um fator de segurança de 20%, a escolha do soprador deverá ter uma capacidade de 145 Nm³/h (vide Tab 8.5).

Tabela 8.5. Características principais do soprador (*blower*) [G.P.T, 2005].

Vazão máxima	145 Nm ³ /h
Pressão de descarga	0,5 bar
Potência estimada	5 kW
Tipo recomendado	Lóbulos, lubrificada por óleo.

8.3.2 COMPRESSOR

Será preciso dispor de um compressor que proporcione a vazão de ar necessário para a manobra das válvulas pneumáticas do sistema de alimentação de biomassa

assim como as demais válvulas ou dispositivos pneumáticos que forem necessários na instalação. O compressor deverá operar a 10 bar de pressão aproximadamente.

CAPÍTULO 9

ESTUDO ECONÔMICO E FINANCEIRO DA INSTALAÇÃO

Neste capítulo realiza-se um estudo prévio dos investimentos e dos custos associados à instalação de sistemas com uso de gaseificadores de biomassa para acionamento de conjunto Motor de Combustão Interna / Gerador Elétrico. São considerados os custos operacionais tanto do gaseificador como dos equipamentos para o acondicionamento e limpeza do gás de biomassa. O estudo financeiro permite determinar a Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Valor Presente Líquido (VPL) (vide Anexos). Considera-se uma vida útil de 15 anos para os cálculos da receita anual esperada com base na economia pela redução do consumo de energia via rede elétrica.

9.1 BENEFÍCIOS DO USO DE GÁS DE MADEIRA

No aspecto econômico alguns fatos devem ser abordados:

- A possibilidade do não uso de combustíveis fósseis para a produção de eletricidade;
- A utilização de resíduos florestais inapropriados para a elaboração industrial;
- Os recursos como a lenha, poderiam cobrir as necessidades de interconexão a rede elétrica durante muito tempo, reduzindo o custo marginal de expansão da rede.
- A possibilidade de criação de novos postos de trabalho na colheita, transporte e preparação da lenha.
- Evita-se o transporte de óleo diesel (entre outros combustíveis) de longas distâncias, cujos custos crescem continuamente.
- Custos consideravelmente menores, por kWh de eletricidade produzido, com gás de madeira com relação, por exemplo, ao óleo diesel.
- Possibilidade de promover uma auto-suficiência regional, sem depender do clima e do óleo diesel.

9.2. ESTUDO ECONÔMICO

9.2.1. CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS E OBRA CIVIL

Para o caso do conjunto motor/gerador adaptado para queima de gás de biomassa, tem-se para um motor/gerador de 50 kW um valor estimado em 48800 € (Euros), para um motor/gerador de 600 kW é estimado um custo de 270.000 € e para um motor/gerador de 1,9 MW um custo de 602.410 € (Dados reais de fabricantes).

No caso da estimativa de custos, optou-se pela técnica de Boehm (1987) e adaptada por Silveira (1990) para obter os custos de equipamentos, a técnica se baseia na seguinte equação, a figura 9.1 ilustra esta técnica:

$$C = Cr \cdot \left(\frac{S}{Sr} \right)^m \quad (25)$$

Onde:

- C : Custo de equipamento para uma grandeza de interesse S;
- m : Fator de incidência que indica a escala de economia (0,5 – 1). Tab (9.1)
- Cr : Custo de equipamento para uma grandeza de referência Sr.

Para aplicar tal técnica são requeridas as seguintes etapas:

- Caracterização do equipamento
- Identificação de Cr, Sr e m
- Incidência da grandeza de interesse sobre S_{\min} e S_{\max}
- Correção do fator “m” por opções típicas de equipamentos [Vian, 1991]

Desta maneira, com o conhecimento do investimento “Cr” para uma planta de capacidade “Sr”, calcula-se facilmente o investimento “C” necessário para outra planta semelhante, mas de capacidade distinta “S”, desde que se tenha o valor do fator de incidência “m”. Esta regra é válida também para equipamentos e máquinas em

particular, mas neste caso é preciso conhecer o preço do outro equipamento ou máquina semelhante. A necessária semelhança implica identidade na forma e no material de construção.

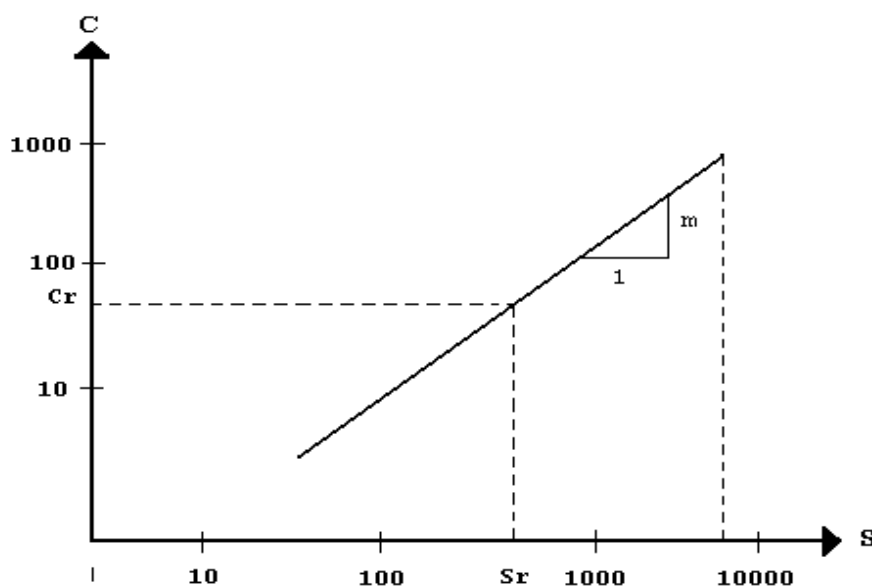


Fig. 9.1. Metodologia para a determinação de custo de equipamento [Boehm,1987].

a. Estimativa de custo do Motor/Gerador

A partir da técnica descrita anteriormente, pode-se determinar o custo do motor/gerador usando a seguinte equação:

$$\frac{C_2}{C_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m \quad (26)$$

Onde:

C: Custo do motor, €(Euros)

P: Potência do motor, MW

m: Fator de incidência 0,7 [G.P.T, 2005].

Tabela 9.1. Valores do “m” para equipamentos de química industrial [Vian, 1991]

Tipo de Equipamento (e parâmetro funcional)	Tipo	“m”
Aspiradores de gás (Vazão)	- Centrífugo	0,87
	- De hélice	0,87
Bombas (vazão)	- De vácuo	0,41
	- De embolo	0,60
	- Centrífugas	0,52 – 0,76
	- Rotatórias	0,60 – 0,70
	- De diafragma	0,50 – 0,65
Trocadores de calor (superfície de troca de calor)	- De duplo tubo	0,56
	- De tubos e carcaça (extremo flutuante)	0,60
Coletores de pó (vazão)	- Ciclones simples e múltiplos	0,84
	- Eletrostáticos	0,77 – 0,98
Compressores (vazão)	- de um ou mais efeitos	0,73
Catalisadores (volume)	- Descontínuos e a vácuo	0,40 – 0,45
Equipamentos de armazenamento (volume)	- Cilindros pequenos (3 a 10 at)	0,40
	- Esféricos (3 – 12 at)	0,65
	- Gasômetros	0,60
	- Cilindros, grande porte	0,66
Desintegradores mecânicos (potência e capacidade de produção)	- Trituradores	0,57 – 0,78
	- Moinhos de bolas e tubulares	0,60 – 0,72
	- Pulverizadores	0,70 – 0,80
Filtros (superfície de filtração)	- Qualquer tipo	0,58 – 0,66
Sopradores (vazão)	- Centrífugos	0,60

Utilizando, como já foi dito anteriormente, os custos reais para motor/gerador de 50 kW estimado em 48800 €(Euros), para um motor/gerador de 600 kW é estimado um custo de 270.000 €(Euros), e para um motor/gerador de 1,9 MW este é estimado em 602.410 € mencionados anteriormente na Eq (26), pode-se escrever a seguinte equação:

$$\text{Custo do motor / gerador} = 602410 \times \left(\frac{P}{1,9} \right)^{0,7} \quad (27)$$

Neste caso, pode-se determinar o custo do motor/gerador de 100 kW necessário para a instalação em estudo, que será de 76700 €. Para o caso dos motores/geradores com reatores *downdraft*, o custo associado ao sistema de gaseificação inclui: Área de alimentação, gaseificador, equipamentos de limpeza e equipamentos para o condicionamento dos gases, tem-se os seguintes valores: Para um reator de 50 kg/h de alimentação de biomassa, o custo estimado é 53.800 €, já para um reator de 250 kg/h de alimentação de biomassa, o custo estimado é 180.700 €, para um reator de 500 kg/h o custo estimado é 283.100 € e para um reator de 600 kg/h, o custo estimado é 374.000 €. Os preços foram obtidos de dados reais do G.P.T. Os equipamentos de limpeza e condicionamento do gás incluem ciclones, lavadores de gás tipo venturi, torres de absorção, trocadores de calor e secadores de gás. Não incluem nenhuma classe de filtros.

Seguindo esta técnica para a estimativa de custos, pode-se ter com relação à área de gaseificação, a seguinte equação:

$$\text{Custo do Sistema de Gaseificação} = 374000 \times \left(\frac{P}{600} \right)^{0,78} \quad (28)$$

Portanto, o custo do sistema de gaseificação para 100 kg/h de alimentação de biomassa será de 92.450 €(EUROS).

Para o custo da instrumentação e controles eletro-mecânicos, considera-se como 10% do custo total da instalação, para os custos de obra civil 14% do custo total da mesma e para o custo da engenharia de projeto considera-se como 35% do custo total [G.P.T, 2005]. Os resultados dos custos obtidos para o sistema gaseificador de 100 kg/h de alimentação são apresentados na tabela 9.2.

9.2.2. CUSTO DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO

Nesta seção estima-se o custo de operação e manutenção da instalação, que incluem, o custo da biomassa, os gastos com pessoal que trabalha na instalação, os gastos de manutenção, entre outros. Com estes valores pode-se avaliar o resultado econômico da instalação em função da tarifa praticada para compra de eletricidade (quando da conexão em rede elétrica), ou do custo marginal de expansão do setor elétrico (quando do caso de região desprovida de eletrificação).

Tabela 9.2. Custos de equipamentos do sistema de gaseificação para uma alimentação de 100 kg/h de biomassa lignocelulósica. 1,33 US\$ = 1 € (Taxa de cambio Março 2007) [G.P.T, 2005]

CONCEITO	€
Motor / Gerador	76.700
Sistema de alimentação + Gaseificador + Sistema de limpeza de gases	92.450
Bombeio	7.000
Tubagens	15.000
<i>Flare</i>	3.000
Retirada de cinzas	6.000
Subtotal	200.150
Instrumentação (10 %)	48.817
Obra civil (14 %)	68.344
Engenharia do projeto (35 %)	170.860
TOTAL (€)	488.171
TOTAL (US\$)	649.267

a. Custo da Biomassa.

No caso dos resíduos de madeira e lenha pode-se adotar um custo inferior e até mesmo nulo (caso de resíduos). Para prover de dados reais ao análises financeiro a seguir, considera-se para a biomassa um custo de US\$ 5000 por ano.

b. Custo de manutenção

O custo de manutenção anual será de 3% do custo total do investimento necessário para a instalação [G.P.T, 2005].

C. Custo de mão de obra.

O custo de pessoal de operação para estas instalações é bastante reduzido, isto se deve a introdução de sistemas automáticos de monitoramento e controle das instalações, que pode ser operada por 1 homem, assim sendo, não se considera o preço da mesma nos cálculos financeiros.

D. Custos de amortização (depreciação)

Considera-se um tempo de amortização do investimento de 15 anos, com pagamentos sendo efetuados num valor fixo e constante ao ano.

9.3. ESTUDO FINANCEIRO

Não há duvida de que os gaseificadores de madeira desempenharam um papel importante no passado, principalmente na crise de petróleo. Hoje, com o elevado custo dos derivados de petróleo e devido as questões ambientais, tem havido um interesse crescente de uso desta tecnologia, por parte dos pesquisadores, organismos internacionais e membros governamentais de vários países, de modo a reduzir a

importação dos combustíveis derivados de petróleo, sobretudo nos países que dispõem de grandes recursos de biomassa, como é o caso do Brasil.

O impacto da gaseificação de biomassa sobre os sistemas de oferta de energia nos países em desenvolvimento depende de vários fatores entre os quais, modernização de tecnologia, desenvolvimento dos gaseificadores, e de ajuda econômica por parte dos governos dos países envolvidos para o investimento de novas tecnologias limpas, e de grande interesse nas regiões limitadas ao acesso a rede elétrica.

Para o presente estudo financeiro, considera-se que a instalação estará localizada em regiões onde o acesso à rede elétrica é quase impossível, e que as necessidades energéticas (para uma comunidade isolada de pessoas) incluem necessidades básicas diárias e as necessidades de iluminação nas noites. Por outro lado, a disponibilidade dos recursos renováveis, como é o caso da biomassa lignocelulósica próprias destas regiões, representa um custo bem reduzido.

Considerando um subsídio governamental, de entidade privada ou de entidades internacionais interessadas neste tipo de sistemas, ao redor 30 % do custo total do investimento, a receita é baseada na economia anual esperada no caso do consumo da energia elétrica (tanto do ponto de vista de proximidade de rede, pela tarifa de eletricidade, como do ponto de vista de comunidade isolada, neste caso baseando-se no custo marginal de expansão do setor elétrico). Para o cálculo, considera-se um custo da eletricidade de 0,281 R\$/kWh – 0,138 US\$/kWh [Aneel, 2007]. Considerando-se que a potência instalada para a comunidade seja de 90 kW, e que o conjunto gaseificador e motor/gerador para 100 kg de biomassa (pode gerar até 100 kW), trabalhará em carga parcial para toda a geração da potência necessária, com uma operação de 15 horas ao dia, totalizando 492.750 kWh/ano. Portanto, as poupanças anuais que se conseguiriam, atingiriam US\$ 68.042,98 ao ano.

Por outro lado, dos 70% restante do custo total do investimento (US\$ 454.487, (30 % de subsídio governamental)), considera-se que 10 % será financiado de fundos próprios da comunidade de proprietários (US\$ 45.448,7) e que os 90 % restante será coberto por uma entidade financeira (US\$ 409.038,3), com taxa anual de juros de 5 %

(tempo de financiamento de 15 anos). Adota-se também um valor de 30% em impostos (sobre o valor total do investimento), com uma inflação anual de 3,5%.

Assim, tem-se um Valor Presente Líquido (VPL) de US\$ 113.242,5 e uma Taxa Interna de Retorno (TIR) de 19% para uma taxa de desconto considerada igual a taxa anual de juros. (vide figuras 9.2, 9.3 e 9.4).

9.3.1. FLUXO DE CAIXA, TAXA INTERNO DE RETORNO (TIR) E VALOR PRESENTE LIQUIDO (VPL)

A seguir apresentam-se os cálculos para a construção do fluxo de caixa, (Tab 9.3). A teoria para o cálculo da Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Valor Presente Líquido (VPL) são apresentados nos Anexos; na tabela 9.3, apresentam-se também os resultados para estes parâmetros.

$$A_I = 68.042,98 \quad (29)$$

$$A_w = 68.042,98 \times \left(1 + \left(\frac{x}{100}\right)\right) \quad (30)$$

$$Y = 649.267 \quad (31)$$

$$B = 0,03 \times Y \quad (32)$$

$$C = 5000 \quad (33)$$

$$D = A - B - C \quad (34)$$

$$E = \frac{(0,7 \times Y)}{W} \quad (35)$$

$$F = D - E \quad (36)$$

$$G = \left(\frac{U}{100}\right) \times EM \quad (37)$$

$$H = F - G \quad (38)$$

$$I = \left(\frac{V}{100}\right) \times H \quad \text{Somente se } H > 0 \quad (39)$$

$$J = H - I \quad (40)$$

$$K_0 = 45.448,7 \quad (41)$$

$$K_1 = \frac{409038,3}{W} \quad (42)$$

$$CF = J + E - K \quad (43)$$

$$EM_0 = 409.038,3 \quad (44)$$

$$EM_W = EM_0 - K_1 \quad (45)$$

Onde:

A_1 : Receita para o primeiro ano da instalação (US\$)

A_W : Receita para o segundo e consecutivos anos da instalação (US\$)

B : Custo de manutenção (US\$)

C : Custo da biomassa (US\$)

D : Benefício bruto (US\$)

E : Custo de amortização (US\$)

F : Benefício antes dos juros (US\$)

G : Custo de Juros (US\$)

H : Benefício antes dos impostos (US\$)

I : Custo de Impostos (US\$)

J : Benefício Total (US\$)

K_0 : Desembolso, para o ano 0 da instalação (US\$)

K_W : Desembolso, para o primeiro e consecutivos anos da instalação (US\$)

CF : Fluxo de caixa (Cash Flow) (US\$)

EM_0 : Empréstimo para o ano 0 da instalação (US\$)

EM_W : Empréstimo para o primeiro e consecutivos anos da instalação (US\$)

X : Inflação (%)

Y : Custo de investimento (US\$)

U : Juros (%)

V : Impostos (%)

W : Tempo de amortização e financiamento (15 anos)

Tabela 9.3. Fluxo de caixa, TIR e VPL (US\$)

ANOS	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
RECEITAS (A)		68042,98	70424,48	72889,34	75440,47	78080,88	80813,71	83642,19	86569,67	89599,61
CUSTOS										
Manutenção (B)		19478,01	19478,01	19478,01	19478,01	19478,01	19478,01	19478,01	19478,01	19478,01
Custo de biomassa (C)		5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00
BENEFICIO BRUTO (D)		43564,97	45946,47	48411,33	50962,45	53602,87	56335,70	59164,18	62091,66	65121,60
Amortizações (E)		30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13
BAJ (F)		13265,84	15647,34	18112,20	20663,32	23303,74	26036,57	28865,05	31792,53	34822,47
Juros (G)		20451,91	19088,45	17724,99	16361,53	14998,07	13634,61	12271,15	10907,69	9544,23
BAI (H)		-7186,08	-3441,11	387,21	4301,79	8305,67	12401,96	16593,90	20884,84	25278,24
Impostos (I)		0,00	0,00	116,16	1290,54	2491,70	3720,59	4978,17	6265,45	7583,47
BENEF. TOTAL (J)		-7186,08	-3441,11	271,04	3011,26	5813,97	8681,37	11615,73	14619,39	17694,77
Amortizações (E)		30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13
DESEMBOLSO (K)	-45448,70	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22
Fluxo de caixa (Cash Flow)	-45448,70	-4156,16	-411,20	3300,96	6041,17	8843,88	11711,29	14645,65	17649,30	20724,68

BAJ: Benefício antes dos juros

BAI: Benefício antes dos impostos.

Anos	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Empréstimo (EM)	409038,3	381769,04	354499,82	327230,60	299961,39	272692,17	245422,95	218153,74	190884,52	163615,30

Fluxo de caixa (US\$) (continuação)

10	11	12	13	14	15
92735,59	95981,34	99340,69	102817,61	106416,23	110140,80
19478,01	19478,01	19478,01	19478,01	19478,01	19478,01
5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00
68257,58	71503,33	74862,68	78339,60	81938,22	85662,78
30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13
37958,45	41204,20	44563,54	48040,47	51639,09	55363,65
8180,77	6817,30	5453,84	4090,38	2726,92	1363,46
29777,69	34386,89	39109,70	43950,09	48912,16	54000,19
8933,31	10316,07	11732,91	13185,03	14673,65	16200,06
20844,38	24070,83	27376,79	30765,06	34238,51	37800,13
30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13	30299,13
27269,22	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22	27269,22
23874,29	27100,74	30406,70	33794,97	37268,43	40830,05

10	11	12	13	14	15
136346,09	109076,87	81807,65	54538,43	27269,22	0,00

TIR	19%
VPL	113.242,5

Impostos (V)	30%
Juros (U)	5,0%
Amortização (W)	15 anos
Tempo de financia. (W)	15 anos

9.3.2. Análise de sensibilidade

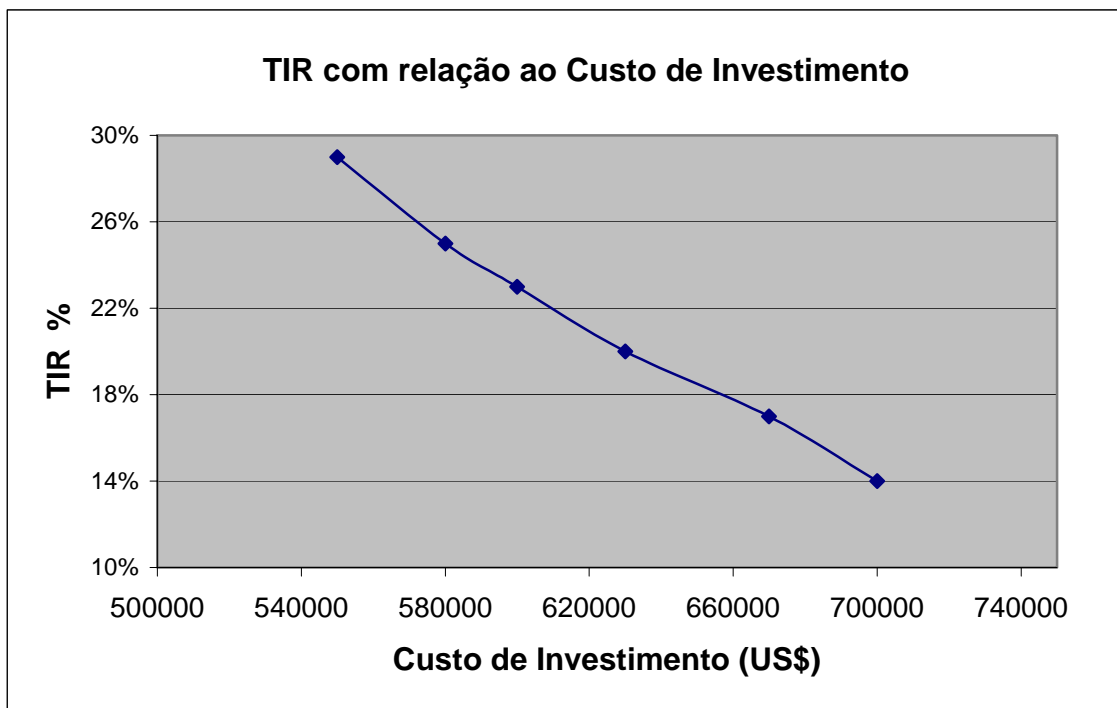


Figura. 9.2. Variação da TIR considerando diminuição do custo de investimento.

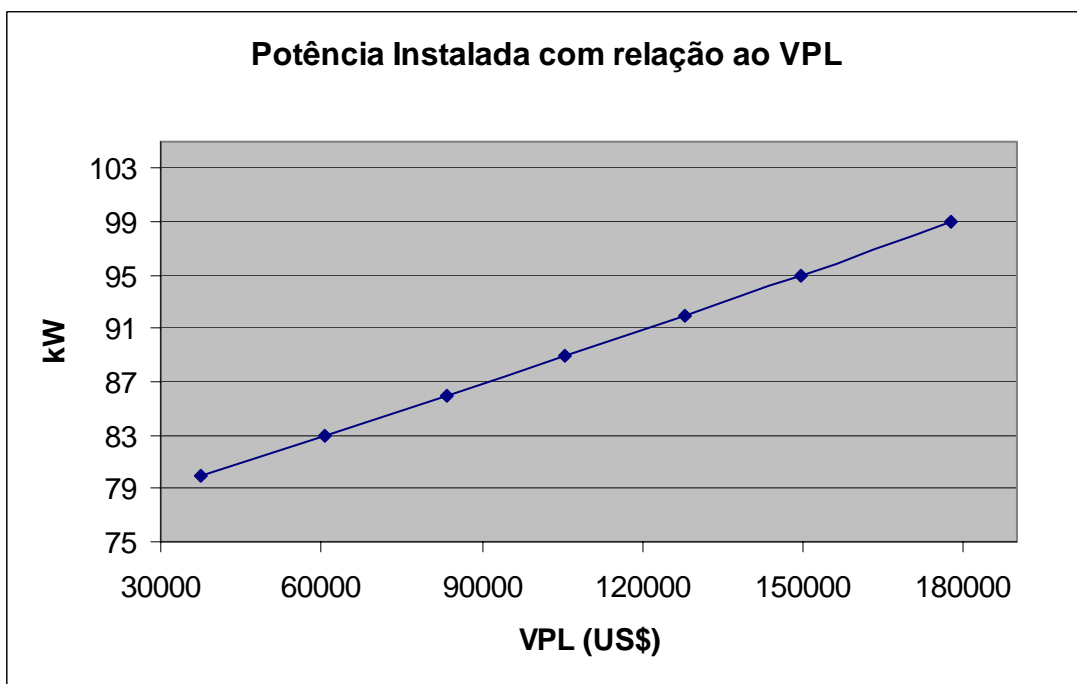


Figura. 9.3. Variação do VPL considerando aumento da potência instalada.

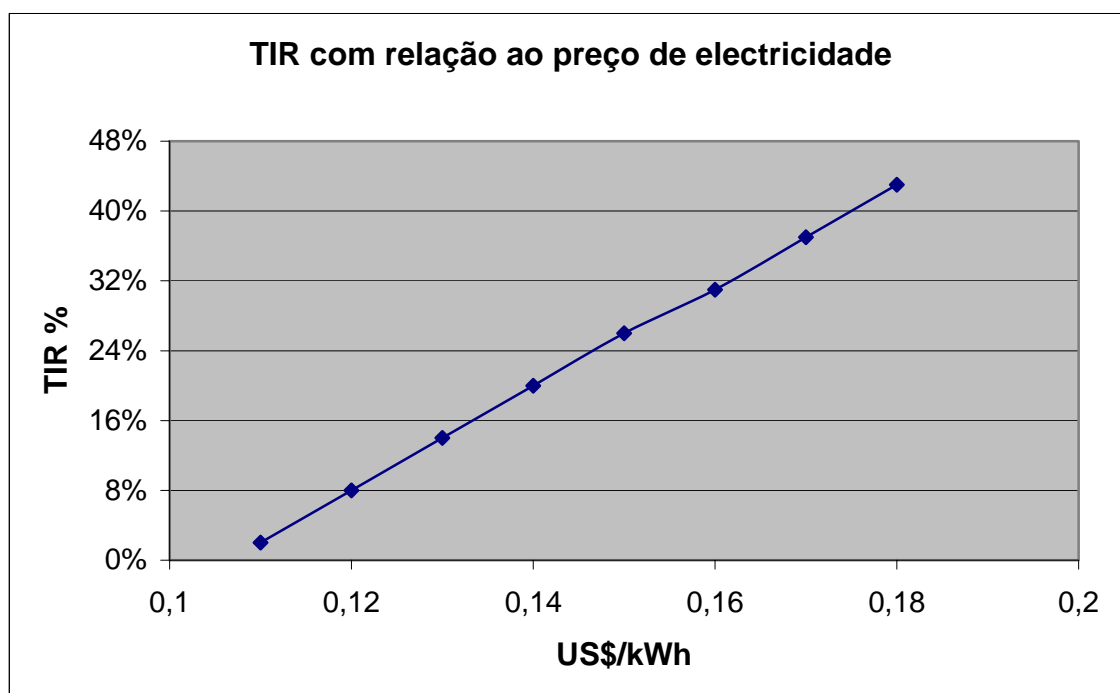


Figura 9.4. Variação do TIR considerando um aumento do preço da energia elétrica.

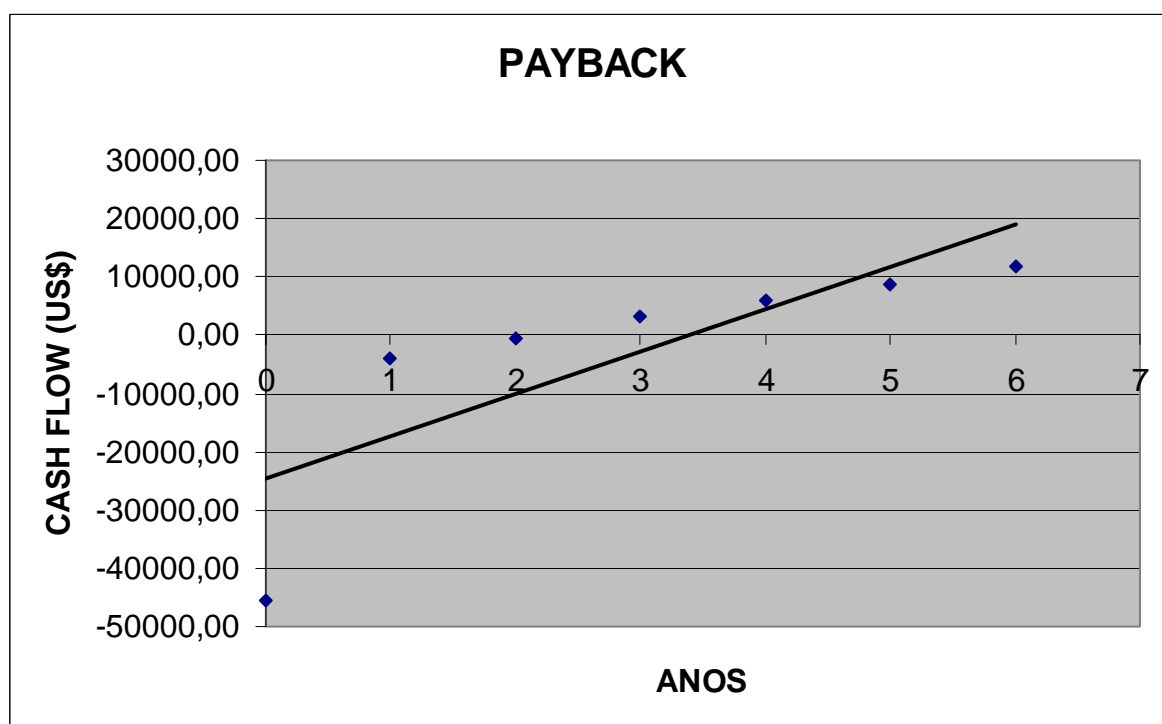


Figura 9.5. Retorno do Custo do Investimento (*Payback*).

CAPITULO 10

CONCLUSÕES

Os resultados e valores encontrados neste trabalho são fortemente dependentes do conteúdo de umidade na biomassa processada e do tempo de residência da biomassa no interior do gaseificador, sendo que este último parâmetro, influência no projeto do sistema de remoção de resíduos, e portanto, no dimensionamento da garganta. Deverá se assegurar da hermeticidade do gaseificador e o correto sistema de alimentação de biomassa com a finalidade de alcançar um bom funcionamento da planta. Dois equipamentos primordiais, quanto ao condicionamento do gás de biomassa, são os trocadores de calor e os lavadores úmidos de gás (*wet scrubber*).

No caso do uso de catalisadores para a eliminação do alcatrão, é recomendado que para trabalharem em elevadas temperaturas, a eliminação seria mais eficiente se o gás opera acima de 600 °C. Se a preferência não for para trabalhar com catalisadores, a melhor opção é o uso de lavador úmido de gás (*wet scrubbers*), seguidos de torres de absorção, ambos comercialmente disponíveis no mercado. O uso de precipitador eletrostático pode se tornar inviável economicamente, tendo em vista o seu elevado custo. Por outro lado, a eleição de filtros cerâmicos está condicionada a sua manutenção e contínuos problemas de obstrução e limpeza periódica do mesmo. Espera-se um maior desenvolvimento destes sistemas no futuro, no entanto, o seu uso esta sendo orientado para instalações de gaseificação de grande porte.

Comparando os custos de pequenos gaseificadores *downdraft* com pequenos gaseificadores de leito fluidizado, estes últimos são indicados quando se querem produzir potências acima de 1 MW. Para o uso de gás de biomassa por gaseificação em MCI, para o uso de gaseificadores *downdraft*, recomenda-se um limite máximo de 1000 kg/h de biomassa de alimentação. Acima deste valor, a escolha apropriada seria gaseificador de leito fluidizado com turbina a gás de baixa potência e adaptada para a queima deste gás.

A metodologia de dimensionamento é baseada principalmente na experiência do Grupo de Processos Termoquímicos - GPT da Universidade de Zaragoza – UNIZAR (Espanha), especificamente na construção de gaseificadores *downdraft* de grande e pequeno porte. Seguiram-se também as recomendações encontradas na bibliografia disponível com algumas modificações propostas no presente projeto. Recomenda-se que esta metodologia utilizada neste trabalho seja adaptada para outras situações incorporando-se as distintas condições de operação. Pode-se considerar que a metodologia desenvolvida neste trabalho seja um ponto de partida para análise de outros casos.

Do balanço energético desenvolvido para o gaseificador de biomassa, obteve-se uma eficiência a frio de 62,68% e uma eficiência a quente de 84,73%. Ambos os resultados estão de acordo aos dados encontrados na literatura e em protótipos desenvolvidos por outros pesquisadores.

De acordo com o estudo econômico e financeiro realizado para o gasificador de 100 kg/h de alimentação de biomassa lignocelulósica, tem-se um Valor Presente Líquido (VPL) de US\$ 113.242 e uma Taxa Interna de Retorno (TIR) de 19% considerando uma taxa de desconto igual a taxa anual de juros. Na seção 9.3.1 apresentou-se o fluxo de caixa do presente estudo. Como se pode observar nesta tabela, o valor do investimento, levando-se em conta todas as considerações mencionadas, é recuperado a partir do quarto ano.

Recomendam-se como sugestões de trabalho futuros:

- Análise Exergética do sistema proposto.
- Análise Termoeconômica do Sistema Proposto;
- Estudo de Sistemas de Gaseificação de portes menores do que 100 kW para o fortalecimento da geração distribuída nos países em desenvolvimento.
- Uso de outras metodologias de análise econômica.

REFERÊNCIAS:

- ABATZOGLOU, N., N. BARKER, P. HASLER, AND H. KNOEF, 2000. The Development of A Draft Protocol for the Sampling and Analysis of Particulate and Organic Contaminants in the Gas from Small Scale Gasifiers. Version 1998. Biomass and Bioenergy, Vol. 18, pp. 5-17.
- ALDEN, H., P. HAGSTROM, A. HALLGREN, AND L. WALDHEIM, 1997. Investigations in High Temperature Catalytic Gas Cleaning for Pressurized Gasification Processes. Developments in Thermochemical Biomass Conversion, A.V. Bridgwater and D.G.B. Boocock, eds. Blackie Academic and Professional, London. Pp. 1131-1143.
- ANEEL, Agencia Nacional de Energia Eletrica 2005, www.aneel.gov.br
- VIAN O. A.. “El pronostico Económico en Química Industrial” Ediciones de la Universidad Complutense S.A. Madrid – España, 1991.
- ARAUZO, J, 1999, “Reactores de Lecho Movil Downdraft”, Encuentro sobre gasificación de biomasa, Madrid – España.
- AZNAR, M.P., J. CORELLA, J. GIL, A. MARTIN, M.A., CABALLERO, A OLIVARES, AND P. PERÉZ, 1997. Biomass Gasification with Steam and Oxygen Mixtures at Pilot Plant Scale and Catalytic Gas Upgrading, Part I. Developments in thermochemical Biomass Conversion, A.V. Bridgwater and D.G.B. Boocock, eds. Blackie Academic and Professional, London. Pp.1194-1208.
- BAKER, E.G., M.D. BROWN, R.H. MOORE, L.K. MUDGE, AND D.C. ELLIOTT, 1986. Engineering Analysis of Biomass Gasifier Product Gas Cleaning Technology. PNL-5534, Pacific Northwest National Laboratory, Richland, Washington. 86 pp.
- BAUEN AND KALTSCHMITT M., *Current use and potential of solid biomass in developing countries and their implications for CO2 emissions*. Proceedings of I World Biomass Conference, James & James, London (2001).

- BECERRA, J.O., “Descripción de las tecnologías”, Encuentro sobre gasificación de Biomasa, Madrid – España., 1999.
- BEENACKERS, A.A.C.M & BRIDGWATER, A.V. 1989, “Gasification and Pyrolysis of biomass in Europe”, In Pyrolysis and Gasification, ed, G, L, Ferrero, K, Maniatis, A. G. Buekens & A. V. Bridgwater, Elsevier Appl, Science, London, UK, pp, 129-57.
- BEENACKERS, A.A.C.M., AND K. MANIATIS, 1994. Gas Cleaning in Electricity Production via Gasification of Biomass. Conclusions of the Workshop. Advances in Thermochemical Biomass Conversion, A.V. Bridgwater, ed. Blackie Academic Press, London. Pp. 540-544.
- BEENACKERS, A.A.C.M., MANIATIS, K., “ Gasification Technologies for Laurie Burnham, 1160 p. ill, Washington, D.C. Island Press c1993.
- BEENACKERS, A.A.C.M., MANIATIS, K., “ Gasification Technologies for heat and power from biomass”, Biomass for Energy and the Environment – Proceeding of the 9th European Bioenergy Conference, Vol, 1, Pergamon Press, pp. 228-259, 1996.
- BHAT, S. AND AGARWAL, P.K., "The effect of moisture condensation on the spontaneous combustibility of coal", Fuel, vol. 75, No 13, p. 1523, 1996.
- BILBAO, R & FERNANDEZ, F, (1998) “Gasificación de Biomásas en un lecho móvil de corrientes paralelas”. Ingeniería Química, 20 (226) 199-203.
- BioMatNet – Disseminating Result of non – food RTD Projects Funded by The European Union, www.nf-2000.org.
- BLACKADDER W.H., RENSFELT. E., WALDHEIM, L., “ Heat and Power Production in the range 5-50 MW”, In: Advances In Thermochemical biomass Conversion, 1992, Interlaken, Suíça. v. 2, pp.449 – 474, 1993.
- BOEHM, R.F. “Design Analysis of Thermal System”. John Wiley, New York, 1987.
- BRIDGWATER, A.V., 1994. Catalysis in Thermal Biomass Conversion. Applied Catalysis 116. Pp 5-47.

- BRIDGWATER, A.V., *Advances in Thermochemical Biomass Conversion*, International Conference on Advances in Thermochemical Biomass Conversion, 11-15 May 1992, Interlaken, Switzerland.
- CABALLERO, M.A., M.P. AZNAR, J. CORELLA, J. GIL, AND J.A. MARTIN, 1999. Proceedings of the Fourth Biomass Conference of the Americas, R.P. Overend and E. Chornet, eds. Pergamon, Oxford. Pp. 979-984.
- CARRASCO, 2003. Curso: Situación actual y futura de la biomasa. Instituto de estudios de energía. CIEMAT – Madrid – España. Del 6 al 8 de Octubre.
- CARVALHO, J.A, MARDSON, Q.M, “Princípios de Combustão Aplicada” Editora UFSC, Florianópolis, 2007.
- CERVELLÓ, J.J.M., “*Contribució a l'estudi de la cinètica de la piròlisi primària de materials lignocel·lulòsics per a diferents règims d'escalfament*” Tesi Doctoral, Universitat Politècnica de Catalunya, Barcelona 2002.
- CIRCE. Curso “Técnico en Sistemas de Energías Renovables” Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos CIRCE. Centro Politécnico Superior. Universidad de Zaragoza – España . Abril – Agosto 2005.
- CORONADO, C.J.R., SILVEIRA, J.L y ARAUZO, J.P., 2006, “Metodologia de Dimensionamento, Análise Energética e Seleção de Equipamentos de um gaseificador de Biomassa para o Acionamento de um Motor de Combustão Interna”, VI AGRENER - Biocombustíveis, Universidade de Campinas, UNICAMP. v. 1.
- ELLIOTT, D. C., 1985. Analysis and Comparison of Biomass Pyrolysis/Gasification Condensates. PNL-5555, Pacific Northwest National Laboratory, Richland, WA, USA. 56 pp.
- EPA, 1998. USA. Environmental Protection Agency. www.epa.gov
- FONT, R., MARCILLA, A., DEVESA, J. AND VERDÚ, E., "Kinetics study of the flash pyrolysis of almonds shells in a fluidized bed reactor at high temperatures", Journal of Analytical and applied pyrolysis, p. 245-246, 1993.
- FOREST INDUSTRIES DIVISION, FAO Forestry Department – ONU, “Wood Gas as Engine Fuel”, Paper 72, ISBN 92-5-302436-4., 1993

- G.P.T - UNIZAR – Grupo de Procesos Termoquímicos, Facultad de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente, Universidad de Zaragoza, España Abril,2005.
- GARCIA P.B, BILBAO, R., ARAUZO, J., SALVADOR, M., 1994, “Scale-up of downdraft moving bed gasifiers 825 – 300 kg/h) – Design, experimental aspects and results”. *Bioresource Technology*, vol 48, p 229-235.
- GHETTI, P., RICCA, L. AND ANGELINI, L., "Thermal analysis of biomass and corresponding pyrolysis products", *Fuel*, vol.75, No.5, p.565-573, 1996
- GHOSH, S., DAS TUHIN K AND JASH, T., “*Sustainability of decentralized woodfuel-based power plant: an experience in India*”, *Energy*, Vol 29, Issue 1 , January 2004, Pages 155-166.
- GRAHAM, R.G., AND R. BAIN, 1993. *Biomass Gasification: Hot Gas Clean-up*. Report Submitted to IEA Biomass Gasification Working Group, Ensyn Technologies/NREL, 44 pp.
- GROENVELT, M.J. & VAN SWAAIJ, W.P.M, 1980. “The design of current moving bed gasifiers fuelled by biomass”, In *Thermal Conversion of Solid Wastes and Biomass*, ed, J. L. Jones & S. B, Radding. American Chemical Society, Washington, DC, USA.
- GROSS, R., LEACH, M., AND BAUEN, A.,. *Progress in Renewable Energy*, *Environment International*, Vol 29, Issue 1 , April 2003, Pages 105-122.
- GUIGON, P., LARGE, J.F., “ Environmental Aspect of Gasification”, report for the Commission of European Communities. EUR 12736, pp. 115-131, 1990.
- H.E.M. STASSEN AND H.A.M. Knoef. "UNDP/World Bank Small-Scale Gasifier Monitoring Programme – Final Findings:' *Energy for Sustainable Development*, II(I), May 1995, pp. 41-48.
- H.E.M. STASSEN, Strategies for upgrading producer gas from fixed bed gasifier systems to internal combustion engine quality. In: R.G. Graham and R. Bain Editors, *Biomass gasification: hot-gas clean-up* , IEA Biomass Gasification Working Group (1993), pp. 33–44.

- HAREL, P., BAQUANT, J., “ Bagasse Combustion”, International Sugar Journal. Vol, 94, N° 1117, pp. 11-18, 1992.
- HASLER, P., 1998. Producer Gas Quality from Fixed-Bed Gasifiers Before and After Gas Cleaning. IEA Thermal Gasification Seminar on IC Engines for LCV Gas From Biomass Gasifiers, R Bühler, ed. Umwelt + Energie, Maschwanden, Switzerland. Pp. 13-29.
- HASLER, P., NUSSBAUMER, T., 1999, “Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification”. Biomass and Bioenergy, vol 16, p 385 – 395.
- HELLWIG. M. “Basic of the combustion of wood and straw”, Energy from Biomass Conference, EEC/Elsevier, pp. 793 – 798, 1982.
- HENK DE LANGE., Member of The Renewable Energy Policy Project – Discussion Groups (REPP)., Center for Renewable Energy and Sustainable Technology (<http://www.crest.org>).
- JENKINS, B.M., “Fuel properties for Biomass Materials”. International Symposium on Application and Management of Energy in Agriculture: The role of biomass Fuels, New Delhi, 1990).
- JENKINS, B.M., GOSS, J.R, 1980, “Effect of air blast rate on fixed bed gasifier. Paper no. PR 80-028 present at ASAE Pacific Regional Annual Meeting.
- JENS, D.B., ULRIK, H., CLAUS, H., PEDER, B., Optimized Two Stage Gasifier. Proceeding of 1st World Conference on Biomass for Energy and Industry, Sevilla, Spain, June 5-9-2000, London, James & James (Science Publishers) Ltd.
- KALTCHMITT, M., HARTMAN. Energie aus biomass: Grundlagen, Techniken und Verfahren, Springer Verlag, 2001.
- KAUPP, A., GOSS, J.R. 1981. state of Art for small Scale (to 50 kW) Gas Producer – Engine Systems (Final reports), Department of Agriculture Engineering, University of California, Davis, CA, USA.

- KLASS, D.L. Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals, Academic Press, San Diego, California. 651 pp. 1998.
- KURKELA, E., STAHLBERG, P., LAARIKAINEN, J AND NIEMINEN, M., Renoval of particulates and alkali metals from pressurized fluid-bed gasification of peat and biomass – gas clean up for gas turbine applications, in D.L. Klass, ed., *Energy from biomass and wastes XV*, Institute of Gas Technology, Chicago. 1991.
- MANIATIS, K., AND A.A.C.M. BEENACKERS, 2000. Tar Protocols. The IEA Bioenergy Gasification Task. Biomass and Bioenergy 18. pp. 1-4.
- McKENDRY PETER, *Energy Production from Biomass (Part I): Overview of Biomass*, Bioresource Technology, Vol 83, Issue 1, May 2002, Pages 37-46.
- McKENDRY PETER, *Energy Production from Biomass (Part II): Conversion Technologies*, Bioresource Technology, Vol 83, Issue 1, May 2002, Pag. 47-54.
- McKENDRY PETER, *Energy Production from Biomass (Part III): Gasification Technologies*, Bioresource Technology, Vol 83, Issue 1, May 2002, Pag. 55-63.
- MENDIS, M.S, 1989, “Biomass gasification: Past Experiences and future prospects in developing countries”. In Pyrolysis and Gasification, ed, G. L. Ferrero, K, Maniatis, A. Buekens & A.V. Bridgwater. Elsevier Appl. Sciencie, London, UK, pp, 11-28.
- MILES, T. R., T.R. MILES JR., L.L. BAXTER, R.W. BRYERS, B.M. JENKENS, AND L.L. ODEN, 1996. Alkali Deposits found in Biomass Power Plants. Vol. I. NREL/TP-433-8142. National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado.
- MILNE TA, ABATZOGLOU N, EVANS RJ. Biomass gasifier "Tars": their nature, formation and conversion. National Renewable Energy Laboratory (NREL), report NREL/TP-570-25357, Colorado, 1998.
- MUÑOZ. M, MORENO., F, MOREA-ROY., J, RUIZ, ARAUZO, J. “Low heating value gas on spark ignition engines”, Biomass anf Bioenergy 18 (2000) 431 – 439.

- NEEFT, J.P.A., KNOEF, H.A.M., AND OMAJI, P., 1999. Behavior of Tars in Biomass Gasification Systems. NOVEM EWAB Program Report 9919. Available from MHP Management Services, P:O. box 127,3950 AC Maarn, Netherlands. 75 pp.
- NOGUEIRA, L.A.H., LORA, E.E.S., “*DENDROENERGIA: Fundamentos e aplicações*”. 2.ed. - Rio de Janeiro: Interciência, 2003.
- NOGUEIRA, L.A.H., MOREIRA, J.R., Brazilian Bioenergy Market Primer, Repor for Winrock International, 1997.
- NOGUES,. F.S., Y ROYO,. J.H. “ Ciclo de energias renovables - Jornadas de Biomasa 2002”. Centro de Investigacion de Recursos y Consumos Energéticos. CIRCE. Zaragoza – España.
- PERRY, “Chemical Engineer Handbook”, 6ta ed. McGraw-Hill, New York, 1984
- PERRY, Chemical Engineer’ Handbook, 3ed., McGraw-Hill, New York, 1950.
- PITCHER, K., “The ARBRE project – Factor affecting siting of end use” DEFRA – National Energy Crops Conference, Set 2001.
- PITROLO, A.A., AND GRAHAM, L.E., “DOE activities supporting the IGCC technologies, chapter 1a”, *Proceedings of the Conference on Integrated Gasifications Combined Cycle Plants for Utility Applications*, Canadian Electrical Assciation, Montreal. 1990.
- PLASTOQUIMICA S.A (www.plastoquimica.com)
- PRILLWITZ S.A. (www.prillwitz.com.ar)
- RABOU, L.P.L.M., JANSEN, D., “De-centralized power production using low-calorific value gas from renewable energy resources in gas turbines”. Report to Novem by ECN-C-01-056 and OPRA, June, 2001.
- RAJA B, NARASIMHAN V, MURUGAN M, THIRUMURUGAN G, HARIDASAN TM. Performance study of jetropha oil in the place of diesel in biomass gasifier. In: Maheshwari RC, Chaturvedi P, editors. Bio-energy for rural energy. New Delhi: Concept Publishing Company; 1997. p. 109–114

- REED, T. “ Biomass Gasification” Energy Technology Review: n° 67. Park Ridge, New Jersey, USA. 1981.
- REED, T., DASS, A., 1989., Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems, Solar Energy Research Institute (SERI), U.S. Department of Energy Solar Technical Information Program. Third Printing. pp 140.
- Revista INFOPOWER N° Nov – Dic 2001. T&F InformaNews Iberia, S.A. Numancia, 2 - 28039 MADRID. ISSN 1138-5073.
- SCHIFFTNER E HESKETH, 1996. “Wet Scrubbers”, Second edition, Technomic Publishing Company, Inc. pp 206., Pennsylvania USA . 1996.
- SILVEIRA, J.L., CORONADO, C.J.R and ARAUZO, J., 2005, “Scale up Methodology and Technical Analysis of a Biomass Gasifier for the run of a Cogeneration Compact System. In: VI CLAGTEE. Congreso Latinoamericano de Generación y Transmisión de Energia Eléctrica,, Mar del Plata - Argentina. v. 1.
- SILVEIRA, J.L. ‘*Estudo de sistema de cogeração aplicado a fabricação de papel e celulose*’. Itajubá, 1990. 141p. Dissertação de Mestrado. Escola Federal de Engenharia de Itajubá – EFEI.
- SOLTES, E.J. Y ELDER, T.J., "Pyrólisis in Organic Chemicals from Biomass", Goldstein, I.S. (Eds), Cap. 5, CRC Press, Boca Raton. Fla, 1981.
- STÅHL K., AND NEERGAARD M., “*IGCC Power Plant for Biomass utilisation, Värnamo, Sweden*”, Biomass and Bioenergy, Vol 15, N°3 1998, Pages 205–211.
- STASSEN, H. “*Small-Scale Biomass Gasifiers for Heat and Power, A Global Review*”, World Bank, Technical Paper Number 296, Energy Series. 1995
- STEVENS, D.J., 2001. *Hot Gas Conditioning – Recent progress with larger – scale biomass gasification system*. Pacific Northwest National Laboratory. Richland, Washington. pp 88.
- STIEGEL G.J. AND MAXWELL R.C., *Gasification Technologies: The Path to Clean, Affordable Energy in the 21st Century*, Fuel Processing Technology Vol 71, Issues 1-3 , June 2001, Pages 79-97.

- SYDKRAFT, 1998. Värnamo Demonstration Plant. Construction and Commissioning 1991- 1996. Sydkraft Corporate Research and Development, Malmö, Sweden.
- TREVIÑO C.M., Concejero Delegado de ELCOGAS S.A., “*Tecnologia de la Gasificacion Integrada en Ciclo Combinado:GICC. Aplicacion real en España – ELCOGAS. Puertollano. – 2003*”.
- TWENTE UNIVERSITY OF TECHNOLOGY. Laboratory of Chemical Reaction Engineering, “Energy Recovery by Gasification of Agricultural and Forestry Wastes in a Concurrent Moving Bed Reactor”, Commission of the European Communities Luxembourg, Final Report, Contract 662-72-IESN, (1981).
- VAN BELLE, J.F Y SCHENKEL, Y., "Energy from residues in the forest industry", Welt Forum Wald. Schneverdingen, Germany, p. 3, 1998.
- VAN SWAAIJ, W.P.M, 1981. Gasification, the process and the Technology (Report). Commission of the European Communities, Luxembourg.
- WALDHEIM, L., CARPENTIERI, E., *Update on the progress of the Brazilian wood BIG-GT demonstration project*, Journal of Engineering for Gas Turbines and Power-Transactions of The Asme 123 (3): Pages 525-536 July 2001.
- WILLIAMS, R.H., LARSON, E.D., “*Renewable Energy - Sources for Fuels and Electricity*”, edited by Thomas B. Johansson, executive editor, Laurie Burnham, 1160 p. ill, Washington, D.C. Island Press c1993.
- ZANZI, R., SJOSTROM, K. AND BJÖRNBOM, E., "Rapid high temperature pyrolysis of biomass in a free-fall reactor", Fuel, vol. 75, No 5, p. 547, 1996.
- <http://www.bioenergy.org.nz> (consultado em Junho 2005)
- <http://www.biomass.org> (consultado em Junho 2005)
- <http://www.agores.org> (consultado em Março 2006)
- <http://www.bioenergyinternational.com> (consultado em Março 2006)
- <http://www.infopower.es> (consultado en Julho 2005)
- <http://www.unizar.es>. (consultado en Abril 2005)
- <http://pt.wikipedia.org> (Consultado em Novembro 2006)

ANEXOS

1. VPL (Valor Presente Líquido)

O valor presente líquido (VPL) é o valor presente de pagamentos futuros descontados a uma taxa de juros apropriada, menos o custo do investimento inicial. Basicamente, é o cálculo de quanto os futuros pagamentos somados a um custo inicial estaria valendo atualmente. Temos que considerar o conceito de valor do dinheiro no tempo, pois, exemplificando, R\$ 1 milhão hoje, não valeria R\$ 1 milhão daqui a um ano, devido ao custo de oportunidade de se colocar, por exemplo, tal montante de dinheiro na poupança para render juros. É um método padrão nas finanças para a análise do orçamento de capitais - planejamento de investimentos em longo prazo. Usando o método VPL um projeto de investimento potencial deve ser empreendido se o valor presente de todas as entradas de caixa menos o valor presente de todas as saídas de caixa (que iguala o valor presente líquido) for maior que zero. Se o VPL for igual a zero, o investimento é indiferente, pois o valor presente das entradas é igual ao valor presente das saídas de caixa; se o VPL for menor do que zero, significa que o investimento não é economicamente atrativo, já que o valor presente das entradas de caixa é menor do que o valor presente das saídas de caixa. Para cálculo do valor presente das entradas e saídas de caixa é utilizada a TMA (Taxa Mínima de Atratividade) como taxa de desconto. Se a TMA for igual à taxa de retorno esperada pelo acionista, e o $VPL > 0$, significa que a sua expectativa de retorno foi superada e que os acionistas estarão esperando um lucro adicional a qualquer investimento que tenha valor presente igual ao VPL. Desta maneira, o objetivo da corporação é maximizar a riqueza dos acionistas, os gerentes devem empreender todos os projetos que tenham um $VPL > 0$, ou no caso se dois projetos forem mutuamente exclusivos, deve escolher-se o com o VPL positivo mais elevado.

FORMULA

O valor presente líquido para fluxos de caixa uniformes, pode ser calculado através da seguinte fórmula, onde t é a quantidade de tempo (geralmente em anos) que

o dinheiro foi investido no projeto, n a duração total do projeto (no caso acima 6 anos), i o custo do capital e FC o fluxo de caixa naquele período.

$$VPL = \sum_{t=0}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t}$$

Se a saída do caixa é apenas o investimento inicial, a fórmula pode ser escrita desta maneira: Em que FC_j representa os valores dos fluxos de caixa de ordem "j", sendo $j = 1, 2, 3, \dots, n$; FC_0 representa o fluxo de caixa inicial e "i" a taxa de juro da operação financeira ou a taxa interna de retorno do projeto de investimentos.

$$VPL = \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t} - \text{Investimento Inicial}$$

Para fluxos de caixa uniformes ou não, podemos utilizar a fórmula abaixo:

$$VPL = FC_0 + \frac{FC_1}{(1+i)^1} + \frac{FC_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FC_n}{(1+i)^n}$$

2. TIR (TAXA INTERNA DE RETORNO)

A **Taxa Interna de Retorno (TIR)**, em inglês IRR (*Internal Rate of Return*), é a taxa que iguala o valor de um investimento (valor presente) com os seus respectivos retornos futuros ou saldos de caixa. Sendo usada em análise de investimentos e significa a taxa de retorno de um projeto.

A taxa interna de rentabilidade (TIR) representa de rentabilidade gerada pelo investimento, ou seja, representa uma taxa de juro tal, que se o capital investido tivesse sido colocada a essa taxa, obteríamos exatamente a mesma taxa de rentabilidade final. Por outras palavras, representa uma taxa que se utilizada como taxa de desconto, torna o VAL igual a zero. A partir do momento em que a

rentabilidade dos projetos de investimento seja conhecida, o critério de decisão sobre o investimento consiste simplesmente em aceitar os que apresentam uma TIR superior ao custo de financiamento.

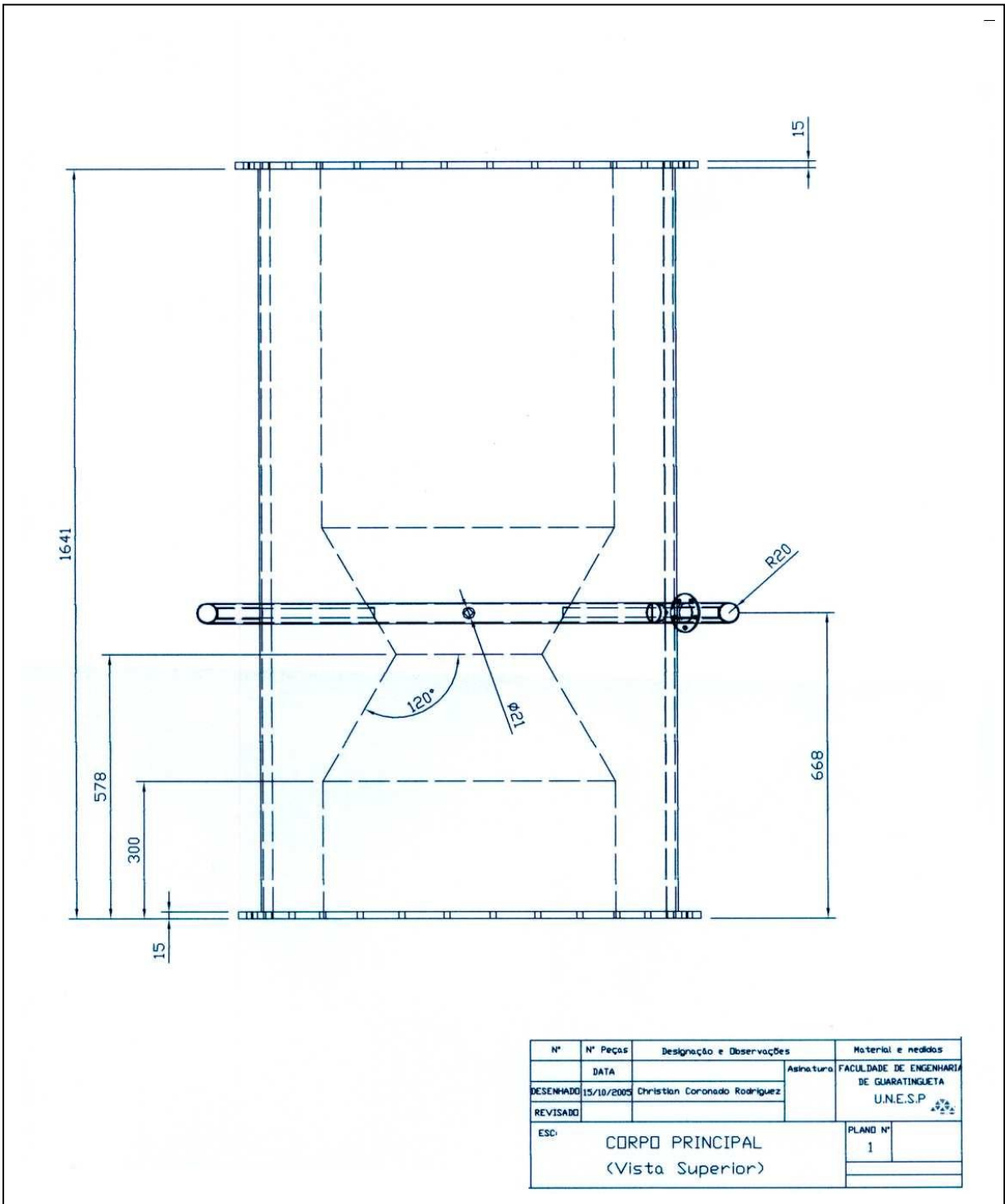
FÓRMULA


$$\sum_0^n \frac{CF_i}{(1+t)^i} = 0$$

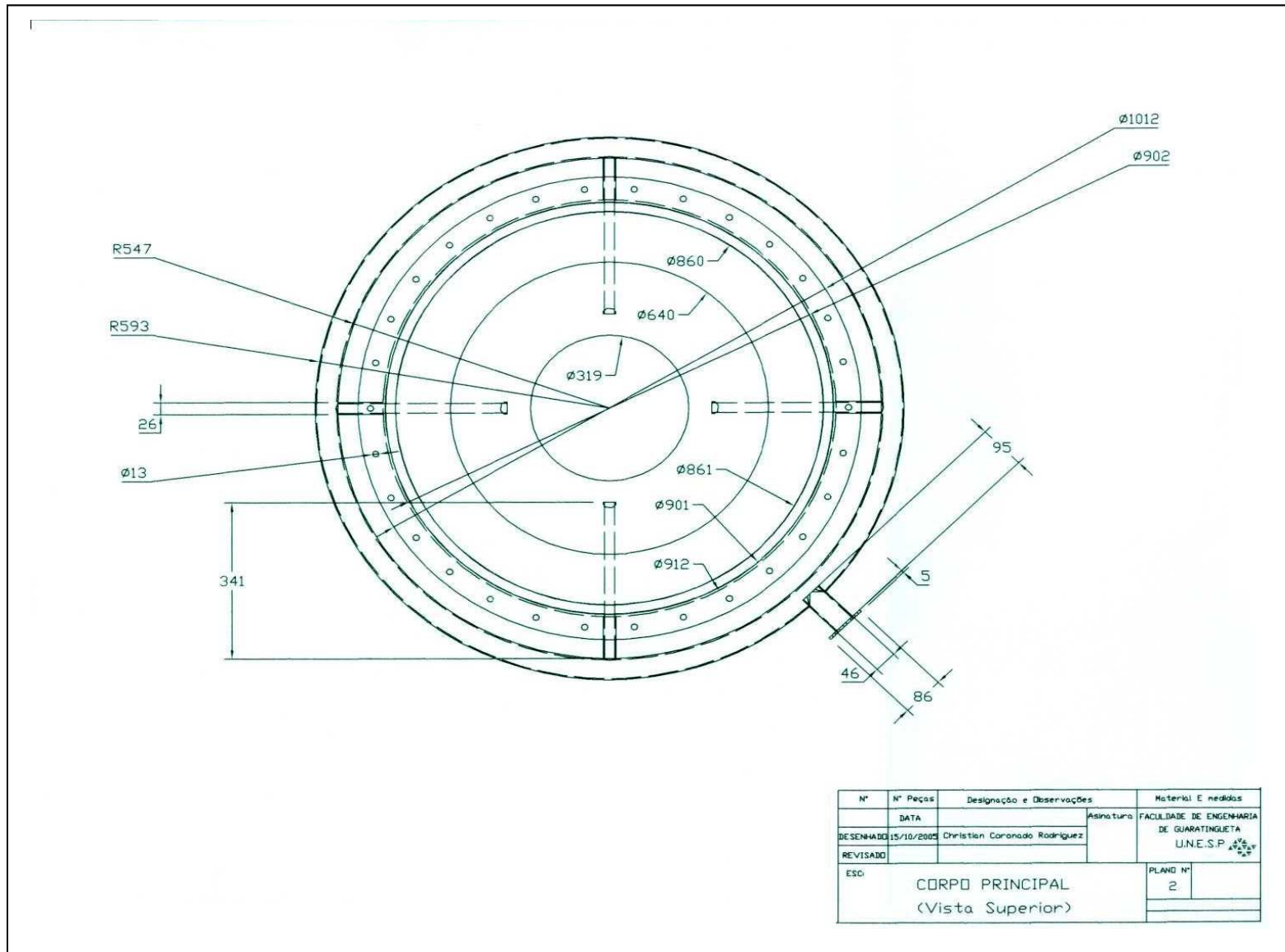
CF_i = *Cash-flow no ano i*

t = *Taxa Interna de Rentabilidade*

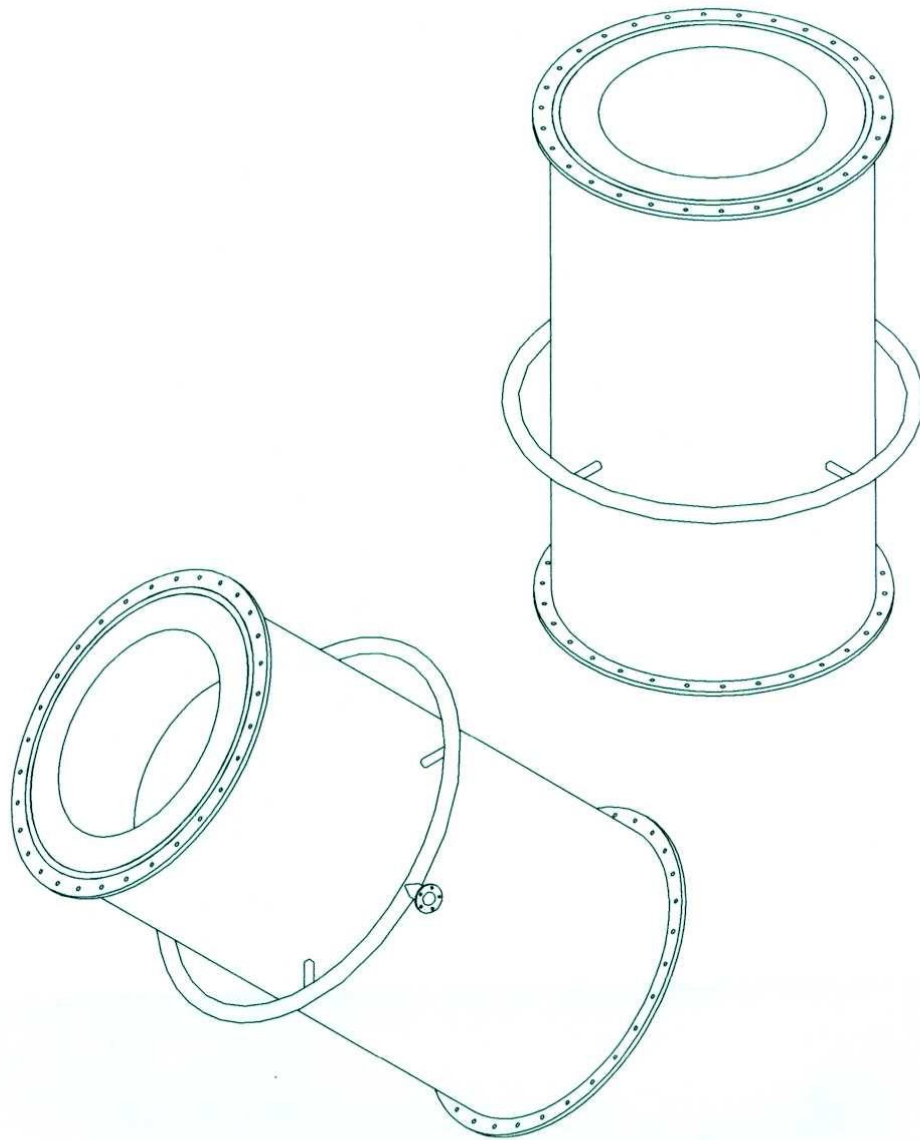
[<http://pt.wikipedia.org>]



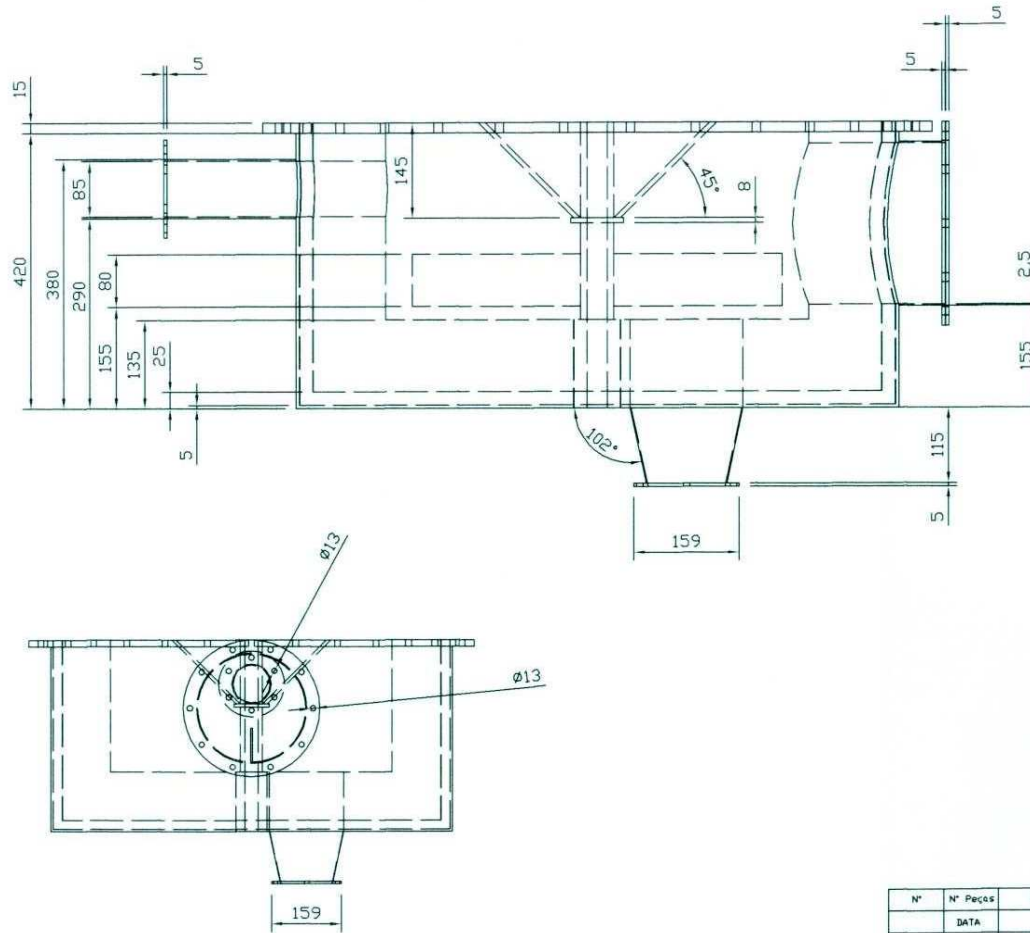
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	U.N.E.S.P. 
REVISADO			
ESC:	CORPO PRINCIPAL (Vista Superior)		PLANO N° 1



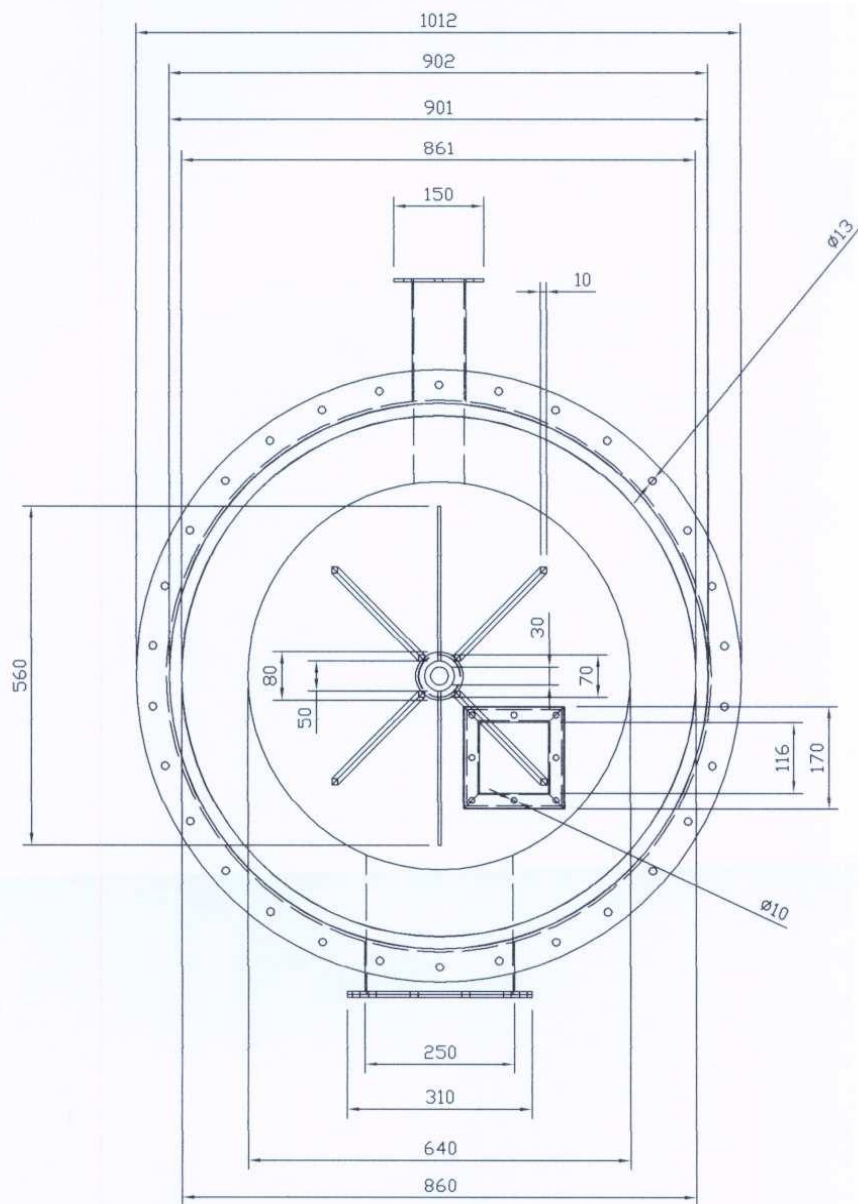
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material E medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA U.N.E.S.P.
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	
REVISADO			
ESC.	CORPO PRINCIPAL (Vista Superior)		PLANO N° 2



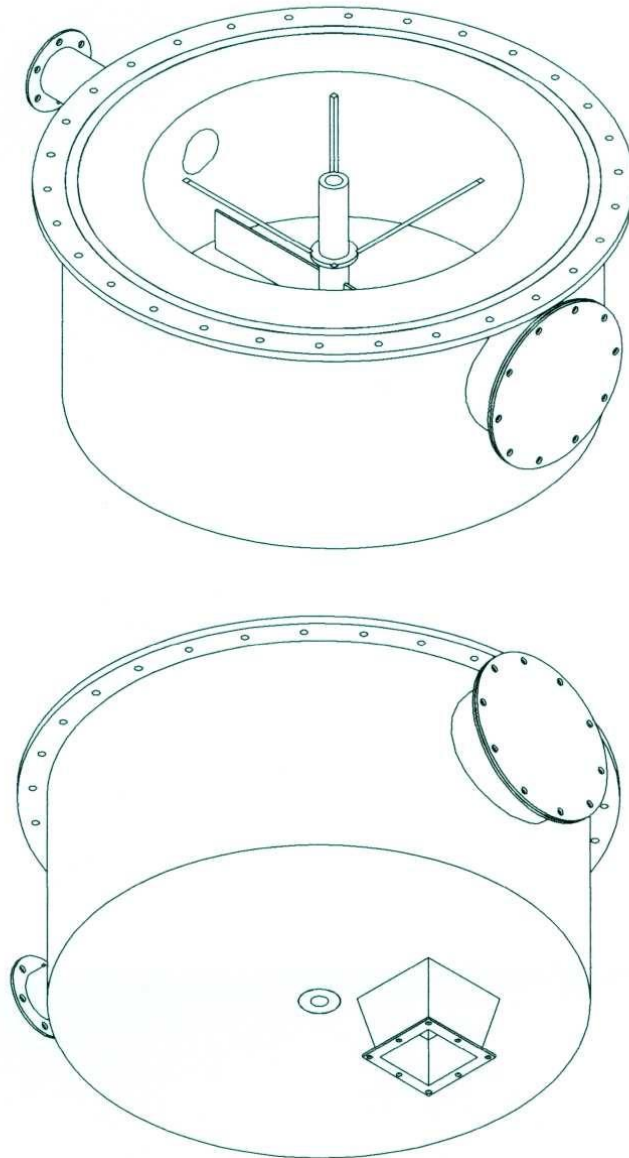
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	FECHA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	U.N.E.S.P.
REVISADO			
ESC:	CORPO PRINCIPAL (Isométrico)		PLANO N° 3



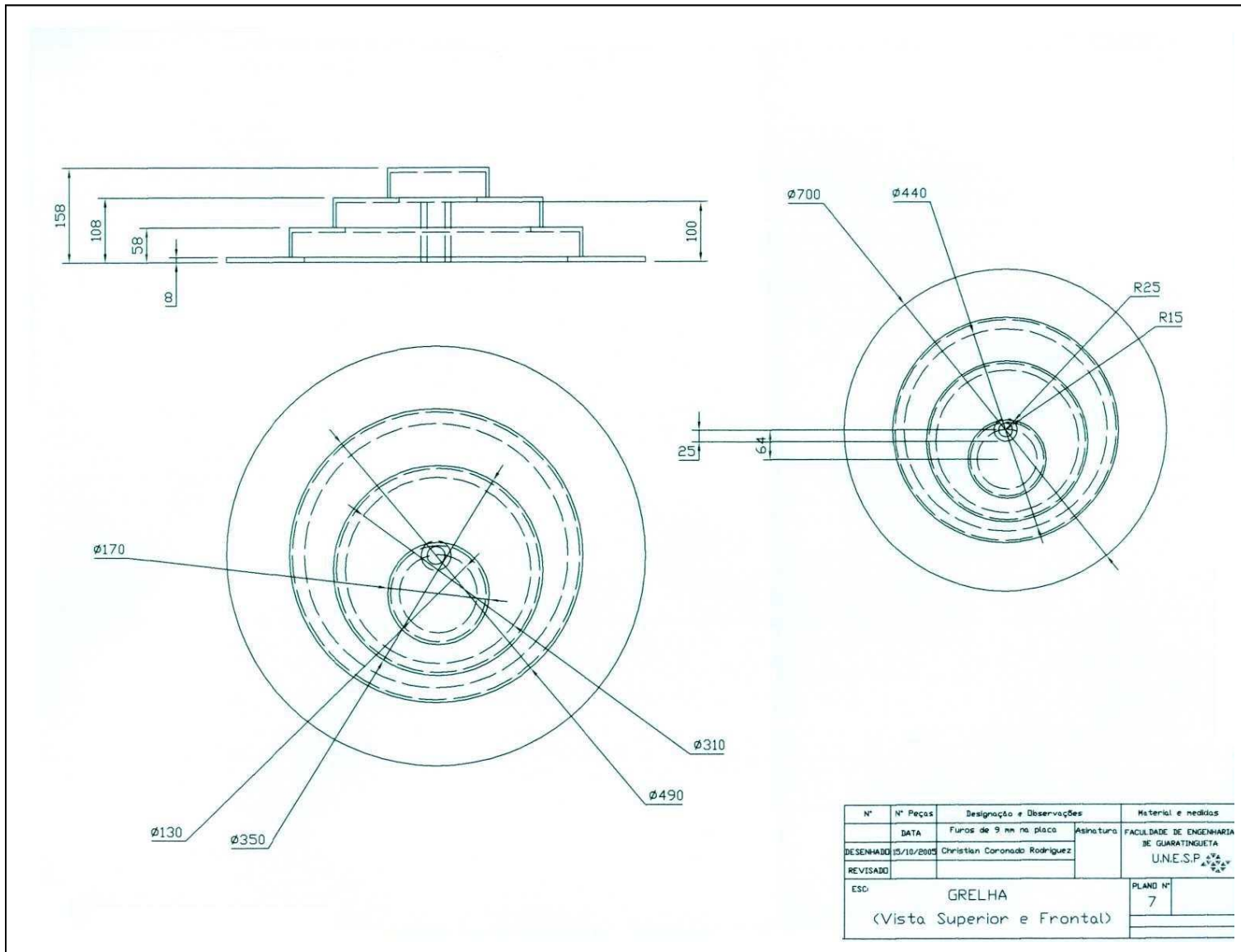
Nº	Nº Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	DE GUARATINGUETA
REVISADO			U.N.E.S.P.
ESC:	PARTE INFERIOR DO GASEFICADOR (Vista Frontal)		PLANO Nº 4



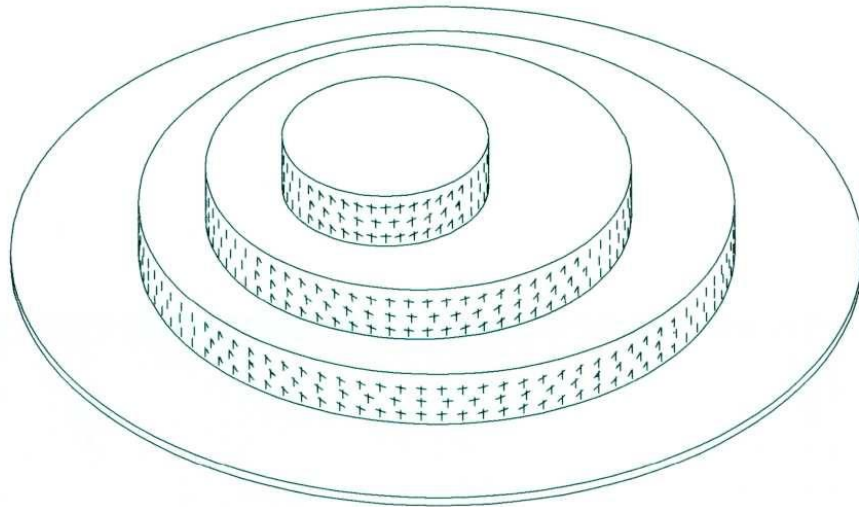
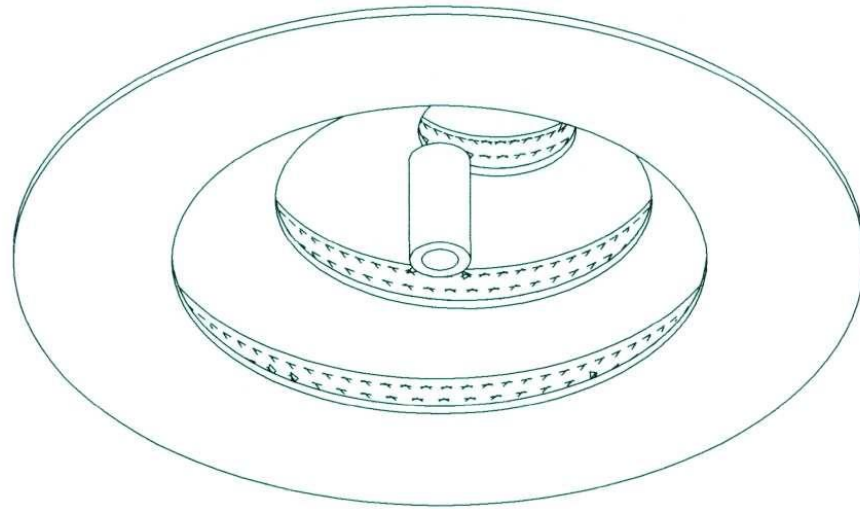
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	U.N.E.S.P. Δ_{20}°
REVISADO			
ESC: PARTE INFERIOR DO GASEIFICADOR (Vista Superior)			PLANO N° 5



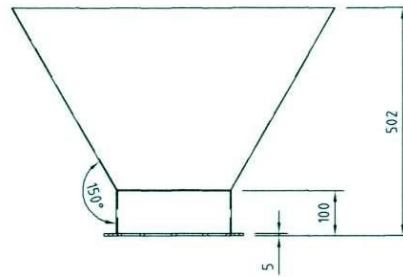
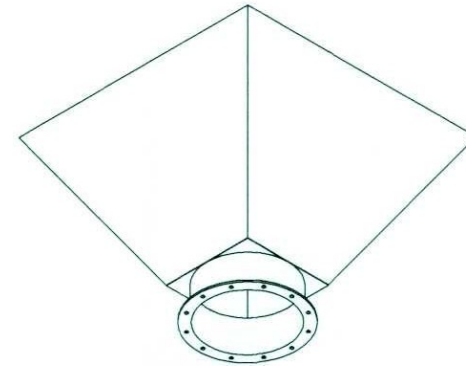
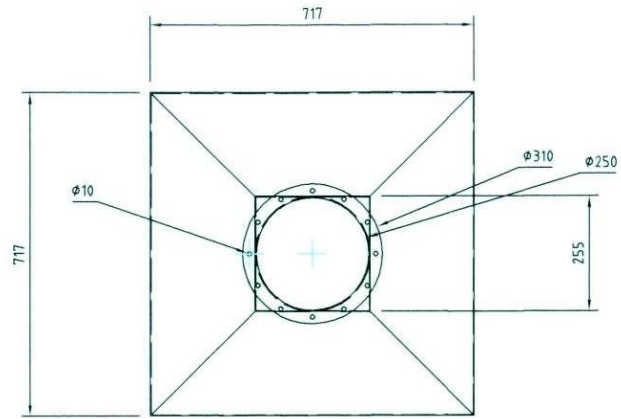
Nº	Nº Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	U.N.E.S.P. UNESP
REVISADO			
ESC:	PARTE INFERIOR DO GASEIFICADOR (Isometrico)		PLANO Nº 6



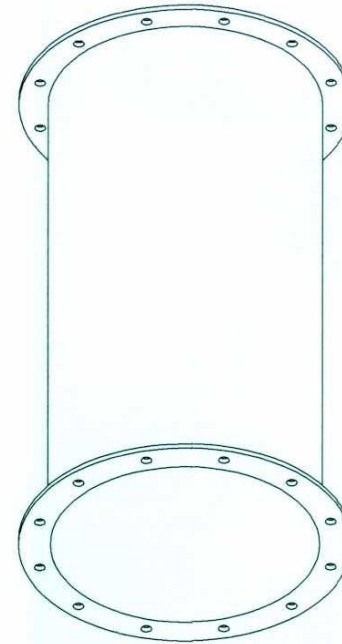
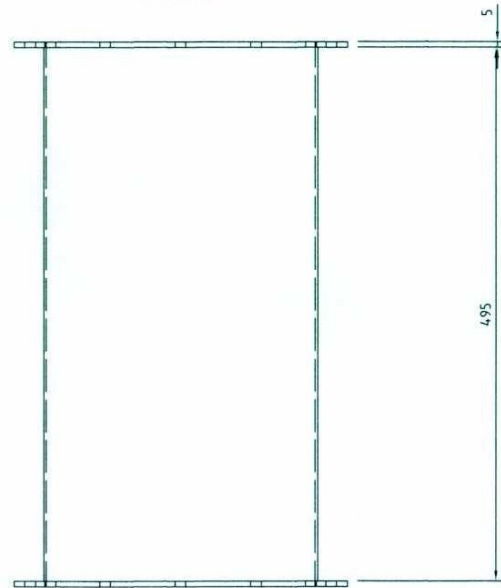
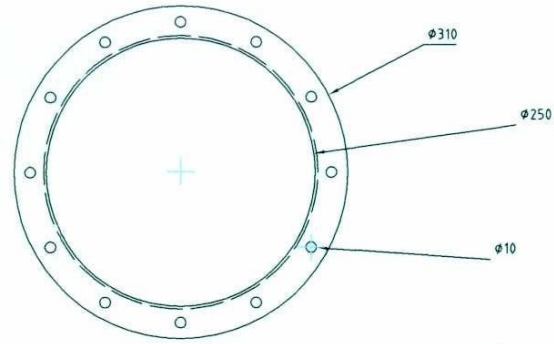
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Furos de 9 mm na placa	Assinatura
DESENHADO	05/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA U.N.E.S.P.
REVISADO			
ESC	GRELHA (Vista Superior e Frontal)		PLANO N° 7




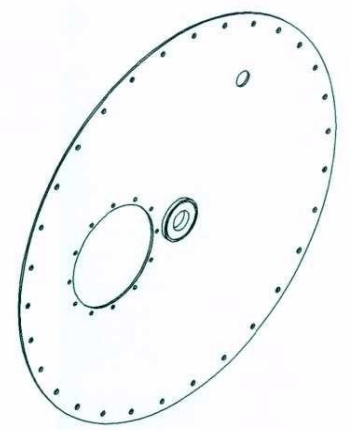
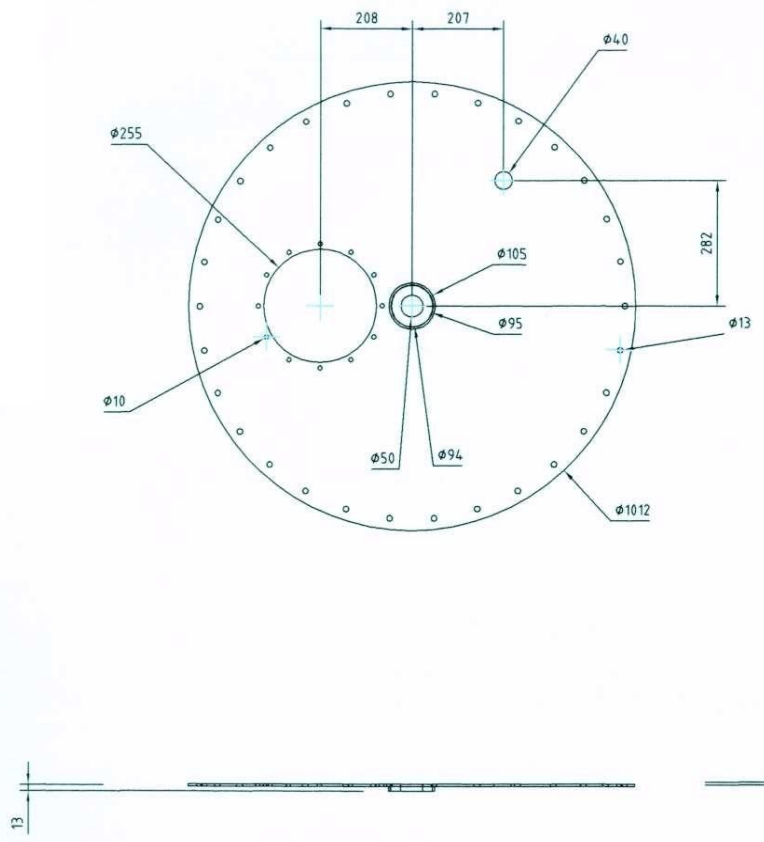
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Furos de 9 mm na placa	Assinatura
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA U.N.E.S.P.
REVISADO			
ESD	GRELHA (Isométrico)		PLANO N° 8



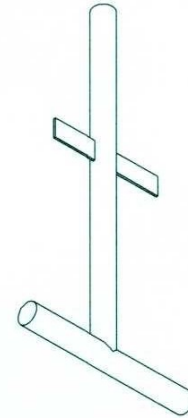
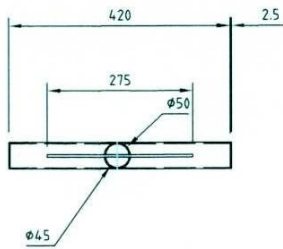
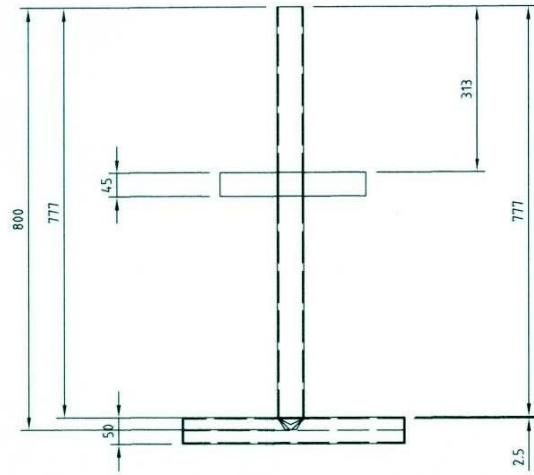
N°	N° Peças	Designação e Observações		Material e medidas
	DATA		Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA U.N.E.S.P. - ^{UNESP} _{UNESP}
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez		
REVISADO				
ESC: TOLVA DE ALIMENTAÇÃO (Vistas principais)				PLANO N° 9




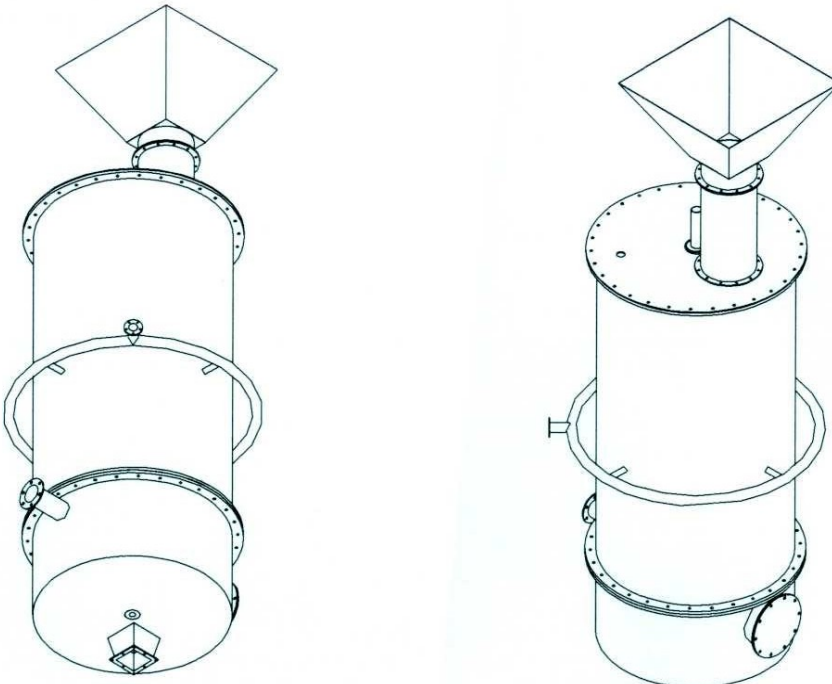
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	UNESP 
REVISADO			
ESC:	CILINDRO ALIMENTADOR (Principais Vistas)		PLANO N° 10



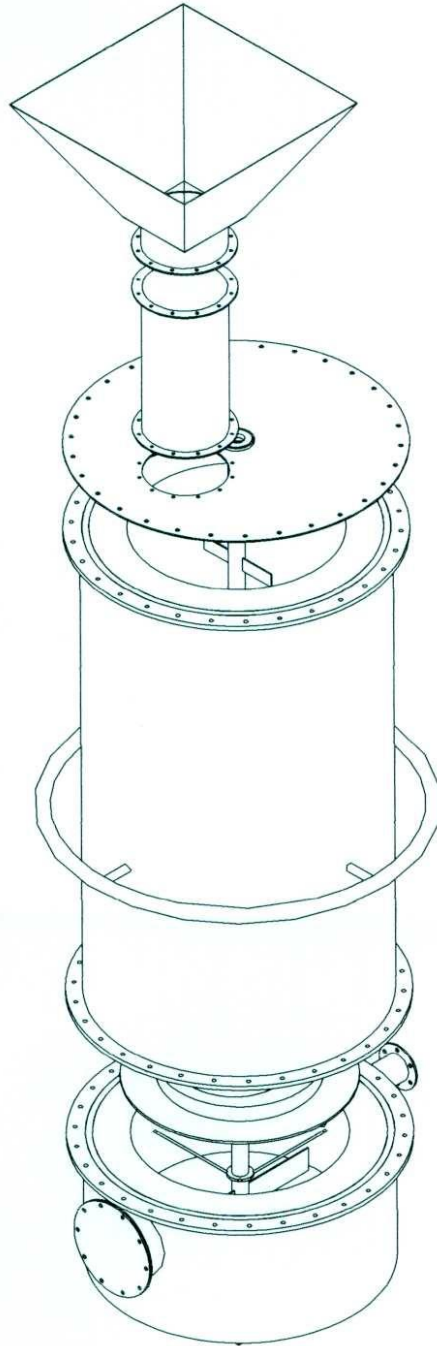
N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA U.N.E.S.P.
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	
REVISADO			
ESC:	TAPA SUP. DO GASEIFICADOR (Vistas Principais)		PLANO N° 11




N°	N° Peças	Designação e Observações		Material e medidas
	DATA	Assinatura		FACULDADE DE ENGENHARIA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez		DE GUARATINGUETA
REVISADO				UNESP 
ESC:				PLANO N°
AGITADOR (Principais Vistas)				12



Nº	Nº Peças	Designação e Observações	Materiais e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	DE GUARATINGUETA
REVISADO			U.N.E.S.P.
ESC:	GASEIFICADOR (Isometrico)		PLANO Nº 13



N°	N° Peças	Designação e Observações	Material e medidas
	DATA	Assinatura	FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETA U.N.E.S.P. 
DESENHADO	15/10/2005	Christian Coronado Rodriguez	
REVISADO			
ESC:	GASEIFICADOR (Peças principais)		PLANO N° 14