

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POR Felix E. Fonseca
Felfli E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 26/10/99
Carlos Alberto Luengo
ORIENTADOR

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**

Melhoramento das Características Energéticas de Resíduos de Biomassa Através da Torrefação

Autor : **Felix Fonseca Felfli**
Orientador: **Carlos Alberto Luengo**

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA
ÁREA INTERDISCIPLINAR DE PLANEJAMENTO DE
SISTEMAS ENERGÉTICOS**

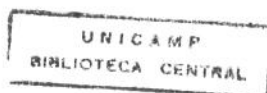
Melhoramento das Características Energéticas de Resíduos de Biomassa Através da Torrefação

**Autor : Felix Fonseca Felfli
Orientador: Carlos Alberto Luengo**

**Curso : Engenharia Mecânica
Área de concentração : Planejamento de Sistemas Energéticos**

Dissertação de mestrado apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção de título de Mestre em Planejamento de Sistemas Energéticos.

Campinas, 1999
S.P. - Brasil



9910436

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	
UNICAMP	
F334m	
V.	Ex.
TOMBO BC/	37684
PROC	229199
C	☐
D	☒
PREÇO R\$	11,00
DATA	07/05/99
N.º CPD	

CM-00123025-3

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

F334m Felfli, Felix Fonseca
Melhoramento das características energéticas de
resíduos de biomassa através da torrefação. / Felix
Fonseca Felfli.--Campinas, SP: [s.n.], 1999.

Orientador: Carlos Alberto Luengo
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Biomassa. 2. Pirólise. 3. Resíduos como
combustível. 4. Briquetes. I. Luengo, Carlos Alberto.
II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Mecânica. III. Título.

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA
ÁREA INTERDISCIPLINAR DE PLANEJAMENTO DE SISTEMAS
ENERGÉTICOS**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

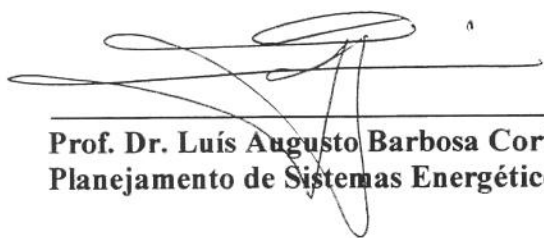
**Melhoramento das Características Energéticas de Resíduos de
Biomassa Através da Torrefação**

Autor : Felix Fonseca Felfli

Orientador: Carlos Alberto Luengo



**Prof. Dr Carlos A. Luengo, Presidente
Planejamento de Sistemas Energéticos - FEM/UNICAMP**



**Prof. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez
Planejamento de Sistemas Energéticos - FEM/UNICAMP**



**Prof. Dra. Maria Emilia Antunes Rezende
BIOCARBO Indústria e Comercio LTDA**

Dedicatória:

A mi madre, por su valentía, amor, dedicación y ejemplo ante la vida

A la memoria de mi padre

A mis abuelas y demás familiares por su apoyo

A Graziela Bardelli por su amor y amistad

Agradecimentos:

Agradeço ao Professor Dr. Carlos A. Luengo pela valiosa orientação e pelas oportunidades concedidas durante esta pesquisa.

Ao Professor Dr. Pedro Beaton por sua valiosa e oportuna colaboração em esta pesquisa, assim como pelo incentivo.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo - FAPESP, pela concessão da bolsa de Mestrado e pelo apoio financeiro a esta pesquisa.

Aos colegas do Grupo Combustíveis Alternativos, pelo apoio e carinho oferecidos durante estes anos.

Expresso minha gratidão a todos meus colegas e amigos que direta ou indiretamente participaram na conclusão deste trabalho.

Resumo

FONSECA FELFLI, Felix Eliecer, *Melhoramento das Características Energéticas de Resíduos de Biomassa Através da Torrefação*,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 110p. Dissertação (Mestrado)

No Brasil, a exploração das florestas para fins energéticos, geralmente, é praticada de forma ineficiente e devastadora, causando sérios danos ambientais e altos custos durante o transporte, manuseio e armazenagem. Neste contexto, o principal objetivo desta pesquisa foi o estudo da torrefação como tratamento alternativo para o aproveitamento eficiente da lenha e dos resíduos de biomassa, contribuindo-se desta forma à diminuição da exploração das florestas nativas, assim como à competitividade da biomassa como energético. Para tanto, desenvolveu-se uma unidade de torrefação em nível de bancada, onde foram realizados testes de torrefação com briquetes de resíduos de cedrinho. A eficiência energética da instalação comportou-se em torno de 80 %, com rendimentos de conversão na faixa de 40 a 94 % em função dos parâmetros de operação. Os briquetes apresentaram características favoráveis para aplicações energéticas, destacando-se os altos rendimentos energéticos (de 50 a 96 %), a baixa umidade de equilíbrio, o caráter hidrófobo, assim com reportou-se um incremento do poder calorífico cerca de 15 %. Estas características junto ao alto grau de padronização tornam a torrefação um tratamento eficiente para o aproveitamento energético da biomassa. Foi realizado um estudo onde foram identificados os principais mercados para a biomassa torrada, assim como as potencialidades e viabilidade econômica do processo. Também, como contribuição teórica, foi proposto um modelo matemático que contribuiu à compreensão do fenômeno de torrefação da biomassa, permitindo ter critérios para o projeto e diagnóstico dos parâmetros de torrefação

Palavras Chave:

- Biomassa, Torrefação, Pirólise, Energia

Abstract

FONSECA FELFLI, Felix Eliecer, *Melhoramento das Caraterísticas Energéticas de Resíduos de Biomassa Através da Torrefação*,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 110p. Dissertação (Mestrado)

The forest exploitation for energy purposes in Brazil, is frequently practiced in an inefficient and predatory way, causing serious environmental damages and high costs during transportation, handling and storage. In this context, the main objective of this research was to investigate the torrefaction process as an alternative and efficient treatment to biomass residues and firewood, contributing to reduce the native forest exploitation, as well as to advance the competitiveness of biomass as an energy resource. To this end, a bench unit for biomass torrefaction was developed. The unit was evaluated using wooden briquettes as raw material, reporting energy efficiency around 80 % and weight yields between 40 and 94 % depending on operation parameters. The briquettes showed good characteristics for energy applications, distinguishing themselves for high energy yields (of 50 to 96 %), low moisture contents, hydrophobic character, and also, increasing of around 15 % in high heating value. These characteristics together with high degree of standardization, make torrefaction an efficient treatment of biomass for energy purposes. A study was made in order to identify the main markets for torrefied biomass, and the economic viability of torrefaction was also studied. As a theoretical contribution, a mathematical model was developed, which contributes to the knowledge of the biomass torrefaction phenomenon, and introduces some design and diagnosis criteria.

Key words

Biomass, Torrefaction, Pyrolysis, Energy

Índice

1. Introdução	1
1.1 Objetivos do trabalho	4
2. Aproveitamento energético de florestas e resíduos de biomassa	5
2.1 A biomassa na matriz energética brasileira	5
2.1.1 Mercados e participação na matriz energética da lenha e do carvão vegetal	7
2.1.2 Recursos e reservas energéticas das florestas e dos resíduos da biomassa	14
2.2 Tratamentos térmicos da biomassa	21
2.2.1 Pirólise	21
2.2.2 Torrefação	27
3. Fundamentos teóricos da torrefação da biomassa	35
3.1 Modelagem matemática da torrefação	36
3.1.1 Fenômenos físicos e químicos durante a torrefação	36
3.1.2 Modelo matemático	39
3.1.3 Avaliação experimental do modelo	42
3.2 Aplicação do modelo matemático a projetos de sistemas de torrefação	46

4. Desenvolvimento de uma unidade de torrefação em nível de bancada-----	50
4.1 Projeto da unidade-----	50
4.1.1 Projeto da câmara de torrefação-----	52
4.1.2 Projeto do forno-----	60
4.1.3 Cálculo do sistema de exaustão-----	62
4.2 Avaliação do sistema de torrefação-----	67
4.2.1 Balanço térmico do sistema-----	67
4.2.2 Balanço de massa-----	80
4.3 Análise e avaliação dos produtos da torrefação-----	84
4.3.1 Análise imediata e poder calorífico-----	84
4.3.2 Umidade e caráter hidrófobo-----	87
4.3.3 Rendimento energético na conversão-----	88
4.3.4 Análise elementar dos briquetes torrados-----	91
4.4 Análise exergética do sistema de torrefação-----	92
4.4.1 Balanço exergético-----	93
4.4.2 Resultados da análise exergética-----	97
5. Análise técnico-econômica do processo de torrefação-----	101
6. Conclusões-----	106
Referências Bibliográficas-----	110
Anexos	
Anexo I	I
Anexo II	II
Anexo III	III

Lista de figuras

2.1 Variação dos preços médios da lenha nativa e reflorestada -----	9
2.2 Forno "Rabo quente"-----	26
2.3 Forno de Superfície -----	26
2.4 Teor de carbono fixo da palha de cana a diferentes parâmetros de torrefação-----	31
2.5 Poder calorífico da palha de cana a diferentes parâmetros de torrefação -----	31
2.6 Influência da taxa de aquecimento na torrefação do endocarpo de café -----	32
2.7 Planta de torrefação de madeira "LAVAL DE CERE"-França	33
3.1 Esquema cinético -----	38
3.2 Instalação experimental para a avaliação do modelo -----	42
3.3 Comparação dos perfis de temperatura experimentais e teóricos , no centro da amostra, a diferentes temperaturas do forno -----	44
3.4 Rendimento da conversão. Comparação entre os valores medidos e simulados -----	45
3.5 Influência do coeficiente de transferência de calor, no perfil de temperatura no centro de um briquete de 40 mm de comprimento -----	47
3.6 Influência do coeficiente de transferência de calor nas taxas de aquecimento -----	48
3.7 Influência do coeficiente de transferência de calor no fluxo de voláteis -----	48
4.1 Esboço da instalação de torrefação -----	51

4.2 Esboço da câmara de torrefação -----	53
4.3 Variação do calor específico da umidade em função da temperatura -----	55
4.4 Variação do calor específico da fase sólida em função da temperatura -----	55
4.5 Etapas de combustão -----	60
4.6 Esboço da câmara de combustão -----	64
4.7 Ejetor para o gás da torrefação -----	65
4.8 Eficiência da combustão em função do excesso de ar -----	76
4.9 Comportamento do rendimento de conversão em função da temperatura e do tempo--- -----	81
4.10 Índice de consumo de combustível em função do tempo do processo-----	83
4.11 Influência da temperatura e do tempo no poder calorífico durante a torrefação -----	85
4.12 Efeito da temperatura e do tempo de residência no teor de carbono fixo durante a torrefação -----	86
4.13 Efeito da temperatura e do tempo de residência no teor de voláteis durante a torrefação -----	86
4.14 Umidade após a torrefação dos briquetes, efeito da temperatura e do tempo -----	87
4.15. Caráter hidrófobo de briquetes torrados a 1 hora de residência	88
4.16. Influência do tempo e da temperatura no rendimento energético -----	89

Lista de tabelas

2.1 Participação da lenha em setores da economia nacional -----	8
2.2 Participação da lenha no setor industrial -----	9
2.3 Aporte energético do carvão vegetal em setores da economia -----	11
2.4 Preços médios praticados na compra de carvão vegetal proveniente da mata nativa	12
2.5 Áreas de desmatamento e de reflorestamento das principais regiões do país -----	15
2.6 Cobertura florestal do Estado de São Paulo -----	15
2.7 Estimativa do potencial energético dos resíduos agroindustriais -----	16
2.8 Características de alguns resíduos de biomassa -----	19
2.9 Fluxo de energia durante a pirólise da madeira a 0,1 MPa -----	22
2.10 Tipos de pirólise -----	23
2.11 Características dos fornos de alvenaria -----	24
2.12 Influência da temperatura do processo na composição da madeira de pino torrada	28
2.13 Rendimento em massa e energético durante a torrefação -----	29
2.14 Principais efluentes da torrefação da madeira torrada a 280 ⁰ C -----	30
3.1 Data dos parâmetros cinéticos e físicos utilizados na simulação -----	43
3.2 Análise estatística entre valores experimentais e teóricos dos perfis de temperatura-----	45
4.1 Comprimentos equivalentes nos ramos do sistema -----	64
4.2 Características dos briquetes de resíduos -----	67

4.3 Composição média dos gases de escape e teor de carbono fixo nos resíduos	
debaixo da grelha -----	74
4.4 Resultado da avaliação do forno -----	75
4.5 Parâmetros médios determinados durante os balanços -----	78
4.6 Temperaturas e áreas das paredes do forno e da câmara de torrefação -----	78
4.7 Resultados da avaliação térmica da instalação -----	78
4.8 Análise imediata e poder calorífico superior dos briquetes torrados a taxas de	
4°C/min -----	84
4.9 Análise elementar dos briquetes torrados a diferentes condições-----	91
4.10. Composição do gás da combustão-----	98
4.11 . Composição dos voláteis da torrefação-----	98
4.12 . Resultados da avaliação exergética-----	99
5.1. Investimento total para uma instalação de torrefação-----	103
5.2. Custos operacionais de uma instalação de torrefação-----	104
5.3. Fluxo de caixa -----	105

Nomenclatura

Letras latinas

A_i - Fator pre-exponencial	$[s^{-1}]$
A - Área de transferência de calor	$[m^2]$
A_b - Área do bocal do Venturi	$[m^2]$
A' - Porcentagem de cinzas no combustível	$[\%]$
B_c - Consumo de Combustível	$[kg/s]$
B_r - Produção de madeira torrada	$[kg/s]$
C^c - Porcentagem de carbono no combustível	$[\%]$
CO - Concentração volumétrica de monóxido de carbono nos gases de escape	$[\%]$
CO_2 - Concentração volumétrica de dióxido de carbono nos gases de escape	$[\%]$
C_e - Capacidade calorífica equivalente	$[kJ/K]$
C_i^e - Capacidade exergética física do componente gasoso i	$[kJ/kmol]$
C_{vi}^e - Capacidade exergética física do componente volátil i	$[kJ/kmol]$
c_u - Calor específico da umidade	$[kJ/kg K]$
c_s - Calor específico do sólido	$[kJ/kg K]$
c_w - Calor específico da biomassa	$[kJ/kgK]$
c_c - Calor específico do carvão	$[kJ/kgK]$
c_g - Calor específico dos voláteis	$[kJ/kgK]$

c_{af} - Calor específico do ar	[kJ/kg K]
cr - Teor de carbono fixo nos resíduos debaixo a grelha	[%]
D_h - Diâmetro hidráulico equivalente	[m]
D_b - Diâmetro do vocal do Venturi	[m]
D_v – Diâmetro da garganta do Venturi	[m]
D_i - Diâmetro da tubulação reta i	[m]
E_i - Energia de ativação	[kJ/mol]
E_T - Energia de torrefação	[kJ]
E_e -Fluxos de exergia que entram no volume de controle	[kJ]
E_s - Fluxos de exergia que saem do volume de controle	[kJ]
E_d - Energia de dessorção da umidade	[kJ/kg]
E_y - Rendimento energético	[%]
e_c^0 - Exergia química do combustível	[kJ/kg]
e_g^0 - Exergia química dos gases da combustão	[kJ/kmol]
e_i^0 - Exergia química do componente gasoso i	[kJ/kmol]
e_b^0 - Exergia química da biomassa alimentada	[kJ/kg]
e_{bt}^0 - Exergia química da biomassa torrada	[kJ/kg]
F_i - Área da parede i	[m ²]
f_i - Coeficiente de atrito	
g - Aceleração da gravidade	[m/s ²]
H - Altura teórica da chaminé	[m]
H^f - Porcentagem de hidrogênio no combustível	[%]

h_{ge} - Entalpia dos gases de escape	[kJ/m ³]
h_{af} - Entalpia do ar	[kJ/m ³]
h - Coeficiente de transferência de calor	[kW/m ² K]
h_1 - Coeficiente de transferência de calor por dentro do feixe	[kW/m ² K]
h_2 - Coeficiente de transferência de calor por fora do feixe	[kW/m ² K]
I - Irreversibilidades dos processos	[kJ]
I_T - Energia específica de torrefação	[kJ/kg]
I_c - Índice de consumo	[kg/kg]
K_i - Taxa de reação	[s ⁻¹]
k_c - Condutividade térmica do carvão	[kW/mK]
k_e - Condutividade térmica efetiva	[kW/mK]
k_w - Condutividade térmica da biomassa	[kW/mK]
k - Condutividade térmica dos gases da combustão	[W/m K]
L_i - Comprimento do trecho reto da tubulação i	[m]
m_b - Massa de biomassa	[kg]
m_c - Massa de combustível	[kg]
m_{ci} - Massa equivalente de combustível não queimado	[kg]
m_i - Massa inicial	[kg]
m_f Massa final	[kg]
N_i - Número de moles do gás i nos gases da combustão	[kmol/kg]
N_g - Número total de moles no gás da combustão	[kmol/kg]
N_v - Número de moles dos voláteis da torrefação	[kmol/kg]
N_2 - Concentração volumétrica de nitrogênio de carbono nos gases de escape [%]	

O_2 - Concentração volumétrica de oxigênio de carbono nos gases de escape	[%]
O' - Porcentagem de oxigênio no combustível	[%]
PCS - Poder calorífico superior	[kJ/kg]
PCI - Poder calorífico inferior	[kJ/kg]
Q_d' - Energia fornecida ao sistema	[kJ]
Q_u - Energia transferida à substância de trabalho	[kJ]
q_i - Perdas i de energia no sistema	[%]
q_R - Tensão térmica superficial	[kW/m ²]
q_v - Tensão térmica volumétrica	[kW/m ³]
R - Constante universal dos gases	[kJ/mol K]
r - Dimensão lineal do briquete	[m]
h_v - Calor de vaporização da umidade	[kJ/kg]
r_i Taxa de conversão do sólido	[kg/ m ³ s]
$\Re$ - Área da grelha	[m ²]
S' - Porcentagem de enxofre no combustível	[%]
T_f - Temperatura do fluido	[K]
T_a - Temperatura adiabática da combustão	[K]
T - Temperatura	[K]
T_0 - Temperatura ambiente ou de referência	[K]
T_m - Temperatura média da câmara de torrefação	[K]
T_{pi} - temperatura da parede i	[K]
t - Tempo	[s]

U - Coeficiente global de transferência de calor	[kW/m ² K]
u - Velocidade dos voláteis	[m/s]
V_c - Volume do forno	[m ³]
V_i - Velocidade do gás no duto i	[m/s]
V_{gs} - Volume de gases secos da combustão	[m ³ /kg]
W - Umidade	[%]
w_y - Rendimento de conversão	[%]
x_i - Fração molar do componente gasoso i	[%]

Letras Gregas

χ_v - matérias voláteis	[%]
χ^c - Carbono fixo	[%]
χ_{v_o} - Matérias voláteis iniciais	[%]
χ^c_o - Carbono fixo inicial	[%]
Δh_i - Calor de reação	[kJ/kg]
ΔP_i - Perda de carga no trecho	[Pa]
ΔP_{ch} - Perdas de carga na chaminé	[Pa]
ΔP_T - Queda de pressão total no sistema	[Pa]
Δt_a - Tempo de aquecimento	[s]

Δt_r - Tempo de residência	[s]
Δe_g - Destruição da exergia nos gases da combustão	[kJ]
Δe_b - Destruição exergética na biomassa durante a torrefação	[kJ]
δ_i - Perdas relativas de exergia no sistema	[%]
ε - Coeficiente de resistência por incrustação	[m ² K/W]
γ - densidade relativa do gás em relação ao ar	
η_s - Eficiência do sistema	[%]
η_f - Eficiência da combustão	[%]
η_c - Eficiência térmica da câmara de torrefação	[%]
λ - Excesso de ar	
Γ - relação ar/gás	
ρ_c - Densidade do carvão	[kg/m ³]
ρ_g - Densidade dos gases	[kg /m ³]
ρ_w - Densidade da biomassa	[kg /m ³]
ρ_o - Densidade inicial do sólido	[kg /m ³]
ρ_s - Densidade de sólido	[kg /m ³]
ρ_{gc} - Densidade dos gases da combustão	[kg/m ³]
ρ_a - densidade do ar à temperatura ambiente	[kg/m ³]
ρ_{wo} - Densidade inicial da biomassa	[kg/m ³]
ϖ - coeficiente de vazão	
ψ - Eficiência exergética do sistema	[%]

Superescritos

0 - Estado padrão ou valor teórico

t - Base de trabalho

s - Base seca

e - Exergia física

Subscritos

0 - Estado inicial ou de referência

w - Biomassa

c - Carvão

g - Estado gasoso

s - Sólido

e - Valor equivalente

Abreviações

BEP- Barril equivalente de petróleo

tEP- Tonelada equivalente de petróleo

b.s – Base seca

Capítulo 1

Introdução

A utilização intensiva dos recursos energéticos fósseis forma parte integral do atual modelo de desenvolvimento mundial. Esta política "energética dura", é praticada principalmente pelos países desenvolvidos, os quais consomem em torno de 70 % da produção mundial de petróleo. Projeta-se, ainda, que a demanda mundial de energia aumente entre 34 e 46 % para o ano 2010, sendo o petróleo a principal recurso energético. No futuro, este modelo energético se tornará insustentável, tanto pelo evidente esgotamento das reservas mundiais de petróleo, como pelos grandes danos ecológicos, decorrentes de sua utilização. Recentes pesquisas demonstraram que, durante as últimas três décadas, o número de catástrofes naturais incrementou-se em um fator de 4,4, devido as grandes alterações climáticas que são provocadas, entre outras razões, pela intensa emissão de gases poluentes na atmosfera, entre eles os compostos de carbono e enxofre provenientes da queima dos combustíveis fósseis. Face a este cenário, torna-se necessário redirecionar as políticas energéticas a seguir para o próximo milênio [GERHAL A., 1998].

Nos últimos anos, a biomassa tem sido reconhecida como recurso energético alternativo aos combustíveis fósseis, devido a seu caráter renovável e por apresentar um ciclo de CO₂ neutro. Embora a biomassa tenha uma pobre participação na matriz energética dos países desenvolvidos, existem programas encaminhados a incrementar sua participação, como por exemplo na Alemanha, que investiu cerca de US \$ 69 milhões entre 1995 e 1997. Por outro lado, a biomassa representa o principal recurso energético em vários países pobres, sendo utilizada de forma tradicional e ineficiente, provocando danos nas florestas nativas.

É necessário esclarecer que o "caráter renovável" da biomassa é um conceito relativo, pois se a exploração das florestas nativas é realizado de forma irracional e devastadora, os resultados desta prática podem ser catastróficos, provocando danos irreversíveis ao meio ambiente. É por isso que a utilização da biomassa, como recurso energético, deve ser praticada de forma racional, procurando-se conservar o equilíbrio natural.

Para conseguir uma maior participação da biomassa nos mercados energéticos, é necessário enfrentar, em primeiro lugar, os baixos preços dos combustíveis fósseis no mercado internacional; para tanto, devem desenvolver-se métodos de planejamento e tecnologias que permitam realizar um uso racional e eficiente destes recursos renováveis, com objetivo de diminuir custos e aumentar a qualidade destes energéticos.

O Brasil é um país que apresenta condições, climáticas e geográficas, favoráveis para a utilização da biomassa; de fato, a biomassa representa em torno de 22 % da matriz energética [BRASIL, 1998 a]. Neste sentido, pode destacar-se que o Brasil é o maior produtor de carvão vegetal, responsável por aproximadamente 40 % da produção mundial. A maior parte deste carvão vegetal é utilizado como termo-redutor nas siderurgias e como energético nos setores residencial e comercial. Apesar da longa existência desta indústria, o carvão vegetal ainda é produzido de forma primitiva e ineficiente, provocando danos na cobertura florestal, já que praticamente mais de 30 % do carvão produzido provém das florestas nativas [ABRACAVE, 1997]; associados a esta atividade predatória, inevitavelmente existem grandes problemas sociais. É necessário ressaltar que o setor siderúrgico não é o único responsável pelo desmatamento, existem outras atividades que contribuem com este fato, como por exemplo, a expansão das fronteiras pecuárias. A lenha, além de ser extraída para a produção de carvão vegetal, também é utilizada diretamente como energético em segmentos industriais, comerciais e residenciais; em muitos casos, esta lenha provém das matas nativas.

Neste contexto, faz-se necessária a introdução de alternativas direcionadas a diminuir ou substituir a exploração das florestas nativas; de fato, já existem alternativas sendo aplicadas, como por exemplo, o reflorestamento, porém ainda insuficiente para restabelecer o equilíbrio. Outra alternativa é desenvolver tecnologias mais eficientes para a produção de

carvão; neste sentido, ressalta-se que as tecnologias tradicionais possuem um rendimento de conversão muito baixo, em torno de 25-30 %, e perde-se em torno de 60% da energia inicial, contida na madeira. Entretanto, no Brasil, a cada ano são processadas milhões de toneladas de madeira e de produtos agrícolas, sendo geradas grandes quantidades de resíduos, que potencialmente poderiam utilizar-se como energéticos em lugar da lenha nativa. Em alguns casos, esses resíduos são utilizados como combustíveis no próprio processo em que são gerados. Porém, quando se projeta usá-los em locais distantes de onde são gerados, torna-se necessário realizar tratamentos prévios, devido a sua baixa densidade, alta umidade e baixo poder calorífico, fatores que encarecem o transporte. Outro fator negativo dos resíduos da biomassa é o alto índice de perdas na armazenagem, porque, quando são estocados por longos períodos, ocorrem processos de fermentação e decomposição, inutilizando-os como combustível.

Por outro lado, quando a lenha é utilizada diretamente como energético, os custos de transporte tornam-se elevados, devido a seu alto teor de umidade, e às longas distâncias, como no caso das olarias, pizzarias, churrascarias e outros estabelecimentos comerciais afastados das florestas.

Geralmente, para superar as dificuldades acima mencionadas sobre a madeira e os resíduos da biomassa, costumam-se realizar tratamentos térmicos, sendo o mais comum a carbonização. Como foi mencionado, durante os processos de carbonização tradicional, perde-se 60 % da energia inicial nos voláteis, além de que o carvão, por possuir alta porosidade, apresenta capacidade de absorção de umidade, o que encarece o transporte e armazenagem. Neste contexto, torna-se interessante a torrefação como processo alternativo, no qual a biomassa é tratada a temperaturas entre 200 e 300 °C, eliminando-se apenas a umidade e algumas frações de voláteis, e assim conservando-se entre 75 e 85 % da energia inicial contida na biomassa. Logo após torrada, esta apresenta caráter hidrófobo e não fermentável, possuindo baixa umidade com um poder calorífico intermediário entre a biomassa inicial e o carvão vegetal. Estas características tornam a biomassa torrada um excelente material para aplicações energéticas [DOAT, J., 1998].

Devido às características que a torrefação confere à biomassa, esse processo apresenta-se como um tratamento para melhorar as características dos resíduos da biomassa

e que, associado à compactação, facilita o transporte e armazenagem, visando à aplicação destes resíduos como fonte energética viável. Também no caso da madeira torrada, esta é mais competitiva que a lenha, por possuir um maior poder calorífico e menos água agregada durante o transporte.

1.1 Objetivos do trabalho

Nesta pesquisa, analisa-se a viabilidade da substituição do carvão e da lenha, provenientes das florestas nativas, por combustíveis derivados da torrefação da biomassa, objetivando assim, reduzir a exploração das matas nativas e seus conseqüentes efeitos negativos no meio ambiente. Para tanto, propõe-se o desenvolvimento de uma tecnologia de torrefação para biomassa.

Os objetivos principais desta pesquisa são numerados a seguir:

1. Análise da viabilidade de substituição da lenha e o carvão vegetal por combustíveis sólidos derivados da torrefação de alguns tipos de biomassas.
2. Projeto, construção, operação e avaliação de um sistema de torrefação em nível de bancada
3. Análise dos mercados potenciais para a absorção desses novos combustíveis e estimativas da viabilidade técnico-econômica do processo.
4. Criar as bases para a futura aplicação em nível industrial destes sistemas.

Capítulo 2

Aproveitamento energético de florestas e resíduos de biomassa

2.1 A biomassa na matriz energética Brasileira

A biomassa representa 15 % do consumo mundial de energia; nos países em desenvolvimento corresponde a 40 % da energia total consumida, podendo chegar até 90 % nos países mais pobres. Já nos países desenvolvidos a biomassa tem uma participação mais modesta, como por exemplo: EUA (4%), Finlândia (18%) e Suécia (16%); porém, esses países planejam uma ampliação da participação da biomassa em suas matrizes energéticas [HALL, D.O., 1998; BEZZON, G., 1998].

No Brasil, a tendência atual é a redução da participação da biomassa no cenário energético, mas a biomassa ainda representa cerca de 22 % da energia total consumida, representando aproximadamente 1 bilhão de BEP por dia [BRASIL, 1998 (a)].

A biomassa tem uma ampla participação nos setores da economia brasileira, destacando-se principalmente o álcool no setor de transporte (14 % do setor) e a lenha e o carvão vegetal nos setores residencial (18,7 %) e industrial (10,8 %). Em nível mundial, o programa de utilização da biomassa de maior sucesso tem sido o Programa Nacional do Alcool (Proálcool). O programa nasceu em 1975 como solução original brasileira para enfrentar o primeiro choque do petróleo. As consequências haviam sido especialmente graves para o país, pois naquela época se importava praticamente 80% do petróleo. No período de 73 a 74, as despesas com importações de combustíveis saltaram de US\$ 600 milhões para mais de US\$ 2 bilhões. Este desnível na balança de pagamentos evidenciou a vulnerabilidade estratégica do Brasil, em relação ao petróleo importado

da região do Médio Oriente. Nessas condições, o álcool de cana-de-áçúcar surgiu como alternativa à gasolina. Para viabilizar o uso do álcool, o governo empreendeu uma grande operação de financiamento com participação do Banco Mundial, o que possibilitou o aumento da área plantada de cana, a construção de novas usinas e o desenvolvimento de indústrias de caldeiraria, assim como a ampliação das já existentes.

O álcool foi aproveitado de duas formas; ao início, misturou-se à gasolina em forma de álcool anidro. A cidade de São Paulo liderou esse processo de mistura, passando de 20 % em 1977 para 22 % em 1980. Logo, essa porcentagem foi adotada em todo o país. No início dos anos 80, surgiram os motores que dispensavam totalmente a gasolina, utilizando unicamente álcool hidratado. Nos primeiros anos, eram simples adaptações cujo desempenho não era bom. Em 1979, com o segundo choque de petróleo, as montadoras colocaram no mercado os modelos especialmente fabricados para funcionar com álcool. Em 1984, os carros a álcool constituíam 94% da produção das montadoras. Havia uma política bem definida que remunerava adequadamente o produtor de álcool e mantinha uma relação diferenciada entre os preços do álcool e da gasolina [AIAA,1997].

O ano 1985 marcou o fim dessa etapa. Depois disso, a participação dos carros a álcool na produção anual despencou : 88% em 1988, 61% em 1989, 19% em 1990 e apenas 0,3% em 1996. Em contrapartida, existe uma lei federal que obriga a adição de 25% de álcool anidro à gasolina.

Vários fatores contribuíram negativamente para o programa, como por exemplo a queda dos preços internacionais do petróleo. Outro fator negativo surgiu em julho de 1990, quando o governo resolveu diminuir os impostos dos carros populares, sendo esta uma maneira de estimular a produção da indústria automobilística. Mas por razões técnicas só foram produzidos carros movidos a gasolina; como exigência básica para entrar na categoria de carro popular, a compressão dos motores deveria ser reduzida para o limite de um litro. Essa redução, que já não é simples nos motores a gasolina, seria ainda muito mais difícil numa eventual versão a álcool. Assim, a partir de 1994, a frota nacional passou a ter uma quantidade maior de veículos movidos a gasolina.

É preciso lembrar que a partir de 1986, por meio de políticas voltadas para o controle da inflação, os preços das tarifas públicas, sempre congelados, e os juros elevados influíram negativamente na capacidade de oferta de álcool pelo produtor, uma vez que os preços são administrados pelo governo. Como todos esses fatores negativos são conjunturais, nada impede que o programa do álcool se revitalize e que a produção de carros movidos a álcool volte a crescer [AIAA, 1997].

Outra fonte de biomassa com destaque no cenário energético brasileiro é o bagaço de cana, aportando em 1997 cerca de 48,9 % no setor energético o que equivale a 8,4 milhões de tEP, e 5,9 % no setor industrial (7,9 milhões de tEP) [BRASIL, 1998 (a)]. O bagaço de cana é principalmente utilizado na própria usina de açúcar e álcool para a geração de energia elétrica e térmica. Devido aos grandes excedentes de bagaço, este representa um potencial energético considerável que pode utilizar-se na geração de energia elétrica para fornecer à rede, mas até agora as políticas tarifárias não tem incentivado a produção de eletricidade a partir do bagaço de cana.

Outra iniciativa brasileira de referência mundial é a utilização do carvão vegetal para a fabricação de ferro-gusa e aços especiais. O carvão vegetal e a lenha são energéticos que precisam de uma análise mais aprimorada devido a suas características particulares de produção e utilização e também porque é objetivo deste trabalho visar a utilização de outros tipos de biomassa, em lugar da lenha de origem nativa e do carvão produzido por meios tradicionais. A seguir, é feito um estudo dos mercados e da participação da lenha e o carvão vegetal na matriz energética.

2.1.1 Mercados e participação na matriz energética da lenha e do carvão vegetal

O sucesso da utilização da biomassa como fonte de energia depende principalmente de três fatores, os quais são:

1. Existência de um potencial de biomassa economicamente viável;
2. Desenvolvimento de tecnologias eficientes de conversão;
3. Existência de um mercado estável para os produtos ou energia da biomassa.

O estudo dos mercados da biomassa é um passo necessário para o futuro desenvolvimento dos projetos que envolvem a utilização da biomassa. É por isso que conhecer o estado atual do mercado da lenha e do carvão vegetal possibilitará no futuro a introdução neste mercado de outros tipos de biomassa, como por exemplo, resíduos de madeira ou agroindustriais em forma de briquetes e em alguns casos, a substituição do carvão vegetal e da madeira por madeira torrada.

Em nível nacional a lenha ocupa um lugar destacado na produção de energia; em 1997, a lenha contribuiu com cerca de 9,6 % (22 milhões de tEP) do total da energia consumida, tendo ampla participação em diversos setores da economia brasileira.

Tabela 2.1. Participação da lenha em setores da economia nacional

Setor	Participação no setor (10 ³ tEP)	
	Brasil	São Paulo
Comercial	93 (0,9 %)	14 (1,1 %)
Residencial	5912 (18,2 %)	319 (9,2 %)
Agropecuário	1846 (20,2 %)	7 (0,7 %)
Industrial	4883 (6,2 %)	559 (3,9 %)

Fonte : Brasil, 1998 (a)

Como pode ser observado na tabela 2.1, a lenha tem ampla participação nos setores residencial, agropecuário e industrial. No setor residencial, a lenha é apenas usada para a cocção de alimentos e este mercado é relativamente pouco organizado. Já no setor industrial, o mercado é mais estável. Em alguns casos, como por exemplo na indústria cerâmica, a lenha chega a contribuir com cerca de 50 % da energia consumida (ver tabela 2.2). Por outro lado, no Estado de São Paulo a lenha contribui com 3,9 % da energia no setor industrial e 9,2 % no setor residencial (tabela 2.1), sendo esses os setores em que a lenha tem maior mercado. É necessário acrescentar que a biomassa ocupa um papel de extrema importância no Estado de São Paulo, participando ativamente na matriz energética. No setor industrial a biomassa foi o principal energético consumido em 1996 (33%), destacando-se principalmente o consumo de bagaço no setor sucro-alcooleiro, e em menor medida, a lenha na indústria de papel e celulose.

Tabela 2.2 Participação da lenha no setor industrial

Setor industrial	Participação no setor (10^3 tEP)	
	Brasil	São Paulo
Cerâmica	1387 (49 %)	98 (19,5 %)
Alimentos e bebidas	1777 (12,4 %)	121 (2,5 %)
Papel e celulose	743 (10,5 %)	272 (17,3 %)
Outras indústrias	976	68

Fonte : Brasil, 1998 (a)

Os preços da lenha no mercado variam segundo sua origem, como pode ser observado na figura 2.2. Note-se que os preços da lenha de origem nativa não tem sido estáveis, tendo altas e baixas. Nos anos de 1993 a 1996 existiu uma tendência a incrementar-se, isto se deveu principalmente à escassez de florestas nas regiões de exploração, provocando aumentos nos custos de transporte. Por outro lado, observa-se que os preços da lenha de origem reflorestada apresentam uma diminuição gradual ao longo dos anos, aproximando-se cada vez mais dos preços da lenha nativa, o que indica uma queda nos custos de reflorestamento, assim como uma maior eficiência no cultivo e exploração das florestas planejadas.

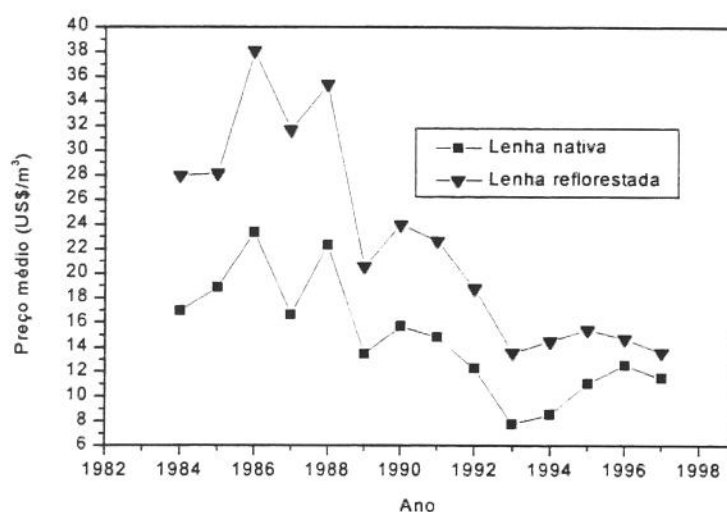


Figura 2.1. Variação dos preços médios da lenha nativa e reflorestada [BRASIL, 1998 (a)]

São Paulo é o Estado de maior crescimento no setor comercial e industrial do país, e evidentemente isto é refletido no grande consumo dos insumos energéticos, entre os quais está a lenha. Em 1996, do total de lenha consumida no setor comercial, 15 % correspondeu ao Estado de São Paulo; comportamento similar ocorreu no setor industrial, onde 11,4 % da lenha foi consumida no Estado.

Da análise anterior pode-se concluir que a lenha, em nível nacional, tem um mercado significativo nos setores residencial e industrial. O Estado de São Paulo é um grande consumidor de lenha. Destacando-se a indústria de papel e a indústria de alimentos como as maiores consumidoras no setor industrial, seguidas da indústria cerâmica que é um importante mercado de lenha, principalmente na região de Campinas, Piracicaba e Sorocaba. Por exemplo, em Itu, cidade da região de Sorocaba, existem concentradas cerca de 47 indústrias de cerâmicas (olarias) que consomem basicamente lenha como combustível.

Outro mercado de relativa importância, no Estado de São Paulo, é o comércio onde a lenha em 1996 contribuiu com cerca de 14000 tEP, sendo os maiores consumidores as pizzarias e churrascarias. Este mercado encontra-se sumamente concentrado nos centros urbanos do Estado. Por exemplo, estima-se que na cidade de Campinas existem por volta de 300 estabelecimentos, entre pizzarias e churrascarias, e restaurantes com forno a lenha. É importante ressaltar que o setor do comércio não é o maior mercado para a lenha, mas por suas características representa um mercado de grande importância para a biomassa torrada, já que apresenta grande facilidade de penetração com novos combustíveis sólidos provenientes da biomassa.

Em 1997 foram produzidas 72 milhões de toneladas de lenha, das quais cerca de 42 % foram consumidas na produção de carvão vegetal. No Brasil, o carvão tem uma importante participação nos diversos setores da economia brasileira. Durante o ano 1997 foram produzidas 7,4 milhões de toneladas de carvão vegetal, representando $4,6 \times 10^6$ tEP; desta produção, aproximadamente 90 % foi consumido no setor industrial, o resto foi praticamente consumido no setor residencial (8,5 %) e no setor comercial (1,3 %) [BRASIL, 1998 (a)]. Na tabela 2.3 pode-se observar o aporte energético do carvão vegetal nos setores acima mencionados.

Tabela 2.3. Participação energética do carvão vegetal em setores de economia nacional em 1997

Setor	Aporte energético (10 ³ tEP)
Industrial	4072 (5,1 %)
Residencial	386 (1,1 %)
Comercial	60

Fonte : Brasil, 1998 (a)

No setor industrial, os principais consumidores de carvão vegetal são as indústrias de ferro gusa e aço, responsáveis pelo consumo de 5 milhões de toneladas em 1997, o que representa cerca de 77 % do carvão consumido neste setor. O resto do consumo é distribuído entre as indústrias de ferro ligas, cimento e metais primários [BRASIL, 1998 (a)].

A grande disponibilidade de minério, aliada à alta densidade de florestas nativas, que se localizavam no interior do Estado de Minas Gerais, foram as causas fundamentais para que hoje, este Estado seja o maior polo siderúrgico a carvão vegetal do país, responsável pelo consumo de 75 % do carvão vegetal colocado no mercado [ABRACAVE, 1997].

O setor siderúrgico no Brasil está formado por um total de 110 empresas, das quais 82 correspondem aos produtores independentes de ferro gusa, que estão concentrados principalmente no interior de Minas Gerais. Os produtores independentes são os maiores consumidores de carvão vegetal, e na maioria dos casos utilizam o carvão proveniente da mata nativa. Por outro lado, encontram-se 9 grandes usinas integradas ao carvão vegetal, as quais tem seguido, nos últimos anos, uma política conseqüente de utilização de lenha reflorestada para a produção de carvão.

Na siderurgia, o mercado de carvão vegetal tem uma estrutura organizada com demanda estável e alta, em comparação com outros segmentos industriais. Neste mercado, os preços estão tabelados e definidos, podendo variar em função da região e da origem do carvão (madeira nativa ou reflorestada). Também os custos de transporte influenciam nos

preços finais, podendo variar em função da distância entre o centro produtor e o consumidor. Estima-se que o preço do carvão se incrementa em média de US \$ 3/t a cada 100 quilômetros percorridos. Os preços também podem variar em função das condições específicas dos mercados de cada região (ver tabela 2.4); por exemplo, estima-se que o custo médio de produção de carvão em regiões de boa topografia está na faixa de US\$ 19/ m³. Em terrenos com topografia desfavorável, o custo pode chegar até US\$ 23/ m³ [ROSILLO-CALLE, 1996]. Outro fator que influi nos preços do carvão é a produtividade da área explorada, estima-se que para áreas de baixa produtividade (menos a 4,5 t/ ha ano) e distâncias superiores a 300 km o preço do carvão pode chegar até US\$ 30/ m³. Na tabela 2.4 observam-se os preços médios do carvão proveniente de floresta nativas nas diferentes regiões do país.

Tabela 2.4. Preços médios praticados na compra de carvão vegetal proveniente de mata nativa (ano 1995)

Região	Média anual (US\$ / m ³)	Média nos anos 1985 à 1995 (US\$ / m ³)
Minas Gerais	20,15	17,90
São Paulo	18,63	17,77
Rio de Janeiro	28,21	21,30
Bahia	21,16	17,98
Espírito Santo	21,27	17,03

Fonte: ABRACAVE, 1997

Na tabela 2.4, pode-se observar que além da variação de preços do carvão por região, os preços médio de 1985 até 1995 são inferiores aos preços praticados no ano 1995. Isto indica que os preços do carvão proveniente de mata nativa tem aumentado nos últimos anos, devido a escassez de florestas nativas nas regiões de exploração. Por outro lado os preços do carvão de lenha reflorestada são maiores que o de mata nativa, mas nos últimos anos existe uma tendência a diminuir devido ao incremento da eficiência no cultivo e exploração das floresta plantadas. Estudos prévios reportam que os preços do carvão de floresta plantada estão na faixa de 27 a 31 US \$/m³, podendo ser maiores em áreas onde a produtividade das florestas é baixa [ROSILLO-CALLE, 1996].

Diferentemente do setor siderúrgico, no setor comercial e residencial o carvão vegetal é usado apenas para a cocção de alimentos. Nestes setores o mercado é instável, sendo a demanda flutuante em função dos consumidores. Os preços podem ser até 10 vezes maiores que o do carvão comercializado no setor industrial; por exemplo, o carvão utilizado para churrasco chega até valores de US\$ 1/kg [BEZZON, G., 1998].

O carvão vegetal em 1997 contribuiu em nível nacional com 1,1 % da energia consumida no setor residencial. Já no setor comercial, teve uma participação mais modesta com apenas 60×10^3 tEP. No Estado de São Paulo, o carvão vegetal teve um comportamento oposto, contribuindo com 0,9 % da energia no setor comercial estadual, o que representa cerca de 11×10^3 tEP, sendo este valor por volta de 18 % do consumo no setor comercial nacional. Isto é devido, como foi mencionado no caso da lenha, à grande concentração de estabelecimentos comerciais que consomem carvão, como por exemplo as pizzarias e churrascarias. Já no setor residencial, o carvão representou apenas $1,4 \times 10^3$ tEP; esta pobre participação se deve principalmente à expansão de GLP no setor.

Conclui-se, através das análises anteriores, que a lenha e o carvão vegetal tem uma importante participação na matriz energética nacional, realizando significativos contribuições energéticas em diversos setores da economia e a sociedade. Tanto para a lenha como para o carvão vegetal, existem três mercados principais, localizados nos setores residencial, comercial e industrial. Para ambos os insumos o maior mercado está no setor industrial. No caso da lenha, destaca-se a indústria de cerâmica e a indústria de alimentos e bebidas. Já no caso do carvão os maiores consumidores estão localizados nas siderurgias. É necessário ressaltar, que o mercado no setor industrial está bem definido e em muitos casos os consumidores de lenha e carvão vegetal são os próprios produtores, como no caso da ACESITA e a Belgo-Mineira localizadas no Estado de Minas Gerais. Por outro lado, as grandes empresas do setor industrial, pelo fato de ter um mercado já estabelecido e tradicional, são mercados de difícil penetração por outros insumos energéticos provenientes da biomassa. No caso de resíduos de biomassa torrados e de madeira torrada é descartado o mercado das siderurgias, porque estes combustíveis não tem as características necessárias para satisfazer os requerimentos da produção nestas indústrias. Já na indústria cerâmica, a madeira torrada tem um mercado potencial, pois nestas indústrias a lenha é

usada em grande escala para o processamento térmico das cerâmicas, podendo a madeira torrada, competir e substituir a lenha. Ressalta-se que o Estado de São Paulo é um dos maiores centros de produção de cerâmica no país, representando um mercado potencialmente importante para os combustíveis provenientes da torrefação da biomassa.

Embora os setores residencial e comercial apresentem demanda relativamente inferior ao setor industrial, são mercados muito promissores para a biomassa torrada. Principalmente, pela facilidade que tem estes setores de adaptar seus fornos e processos a novos combustíveis provenientes da biomassa. Outra razão é de ordem econômica, pois no caso do setor comercial o consumidor está a grandes distâncias de onde é produzido o carvão ou a lenha, implicando isto grandes custos no transporte e portanto elevados preços no mercado. A biomassa torrada é uma opção para diminuir estes custos, pois é um combustível que apresenta teores muito menores de umidade que a lenha e o carvão e portanto transporta-se um combustível com menor água agregada. Em relação à lenha, madeira torrada tem uma maior eficiência na combustão. É necessário ressaltar que São Paulo é o Estado de maior crescimento comercial do país, portanto o mercado para a biomassa torrada é muito promissor, principalmente nos grandes centros urbanos.

2.1.2 Recursos e reservas energéticas das florestas e resíduos de biomassa

O conhecimento dos recursos e das reservas energéticas, é de grande importância para o desenvolvimento satisfatório dos projetos encaminhados a utilizar a biomassa como energético.

A exploração predatória das florestas nativas, para fins energéticos e de expansão de fronteiras agropecuárias, está provocando grandes áreas de desmatamento no Brasil, causando danos ambientais e ecológicos. A maior área desbastada do país está localizada no Estado de Minas Gerais, onde a maior parte da madeira explorada é utilizada principalmente no setor siderúrgico. Estima-se que cerca de 35 % da cobertura vegetal foi destruída, manifestando-se em diferentes proporções nas regiões do país. Como pode observar-se na tabela 2.5, a área reflorestada é insuficiente para restituir as áreas destruídas pelo uso irracional das florestas. É necessário ressaltar que existem outras atividades, não relacionadas à energia, que também provocam o desmatamento.

Tabela 2.5. Áreas de desmatamento e de reflorestamento das principais regiões do país

Região	Área Total 10 ⁶ ha	Área Desmatada %	Área Reflorestada %
N	385,1	6,4	0,1
CO	160,4	35,7	0,5
NE	154,8	53,0	0,7
SE	92,6	80,0	3,1
S	57,4	83,8	2,0

Fonte: Globo Rural, 1994

Como pode ser analisado na tabela 2.6, no Estado de São Paulo, as áreas de florestas nativas diminuíram em torno de 6% no período de 1992 à 1996, representando 178441 ha. Por outro lado, a área reflorestada incrementou-se apenas 66066 ha no mesmo período, sendo que 112 375 ha da cobertura florestal foi devastada. Estima-se que o potencial líquido de madeira, no Estado de São Paulo, está em torno de 19,5 milhões de metros cúbicos [SÃO PAULO, 1998 (a)].

Tabela 2.6. Cobertura florestal do Estado de São Paulo

Tipo	Cobertura florestal (ha)	
	ANO 1992	ANO 1996
Vegetação Nativa		
Matas	1 843 180	2 448 980
Cerradão	983 114	187 500
Cerrados	208 587	219 960
Reflorestamento		
Eucaliptos, pinus e outros	812 544	878 610
TOTAL	3 847 425	3 735 050

Fonte: São Paulo, 1997 (a)

Para frear a depredação das matas nativas, é preciso buscar alternativas viáveis que permitam preservar as florestas. Várias alternativas estão sendo aplicadas, como por exemplo, o reflorestamento e o manejo sustentado das floresta nativas. Outra alternativa, poderia ser a utilização de resíduos agrícolas e florestais, gerados dos processo de benefício ou tratamento de produtos vegetais para a alimentação e outras atividades. Estes resíduos são gerados em importantes quantidades no Brasil, representando um grande potencial energético, ainda insuficientemente explorado.

Os resíduos, que podem se considerados de significativa importância para o Brasil, são o bagaço e a palha de cana de açúcar, os resíduos florestais, os resíduos do processamento da madeira e os resíduos vegetais do benefício agrícola. Na tabela 2.7 é feita uma estimativa do potencial de estes resíduos agroindustriais para o ano 1998.

Tabela 2.7. Estimativa do potencial energético dos resíduos agroindustriais para o ano 1998

Produto/Resíduo	Produção Agrícola 10 ⁶ t		Resíduos Disponíveis 10 ⁶ t		Toneladas equivalente de Petróleo 10 ⁶	
	Brasil	São Paulo	Brasil	São Paulo	Brasil	São Paulo
Cana / bagaço	339	199	78	46	16,3	9,6
Cana / palha	339	199	10	6	3,6	2,2
Arroz / casca	7	0,17	1,3	0,03	0,4	0,01
Café / endocarpo	2	0,20	0,4	0,04	0,16	0,01

A estimativa do potencial energético, dos resíduos apresentados na tabela 2.7, foi realizada utilizando a estimativa da produção de cada produto agrícola para o ano 1998. A seguir são comentadas e analisadas estas estimativas.

Bagaço de cana de açúcar : O bagaço de cana de açúcar, é o principal resíduo agroindustrial gerado no país. Na safra de 1997, foram produzidas 82 milhões de toneladas, representando cerca de 17 milhões de tEP. Deste potencial, 4,6 % foi consumido para a produção de energia elétrica, 95 % foi usado no suprimento de energia nas próprias usinas de açúcar e álcool, e o restante 0,2 % consumiu-se principalmente no segmento industrial

de papel e celulose [BRASIL, 1998 (a)]. Para a estimativa do potencial, apresentado na tabela 2.7, foram utilizados os dados da produção de cana de açúcar para o ano 1998 [BRASIL, 1998 (b)][SÃO PAULO, 1998 (b)]. Foi considerado um coeficiente de resíduo de 23 % da massa de cana colhida e 100 % de disponibilidade energética [PEREZ, 1992]. As toneladas equivalentes de petróleo foram estimadas através do fator de conversão 0.209 tEP/t, recomendado no Balanço Energético Nacional. Ressalta-se, que praticamente 59 % do bagaço provém do Estado de São Paulo, desse potencial estima-se que 95 % seja consumido nas próprias usinas de açúcar e álcool, e apenas de 5 a 10% reste disponível para outras aplicações no caso das usinas de açúcar e de 10 a 30% nas destilarias.

Palha de cana de açúcar : A palha de cana é um resíduo gerado durante a colheita e pode considerar-se como as folhas e ponteiros da cana. No Brasil, o potencial energético deste resíduo está praticamente reduzido a zero, devido a que geralmente praticam-se queimadas para facilitar a colheita. O potencial de palha, foi estimado a partir da produção agrícola [BRASIL, 1998 (b)] [SÃO PAULO, 1998 (b)]. Considerou-se um coeficiente global de disponibilidade de resíduos de 3 % da cana colhida [PEREZ, 1992] e para a estimativa das toneladas equivalentes de petróleo foi utilizado o poder calorífico médio reportado (ver tabela 2.8). Observe-se, que igual ao bagaço, a palha de cana gerada no Estado de São Paulo corresponde aproximadamente 60 % do total gerado no país.

A estimativa foi realizada sob a hipótese de que a colheita fora praticada de forma mecanizada, permitindo transportar a cana junto a parte dos resíduos, para centros de limpeza onde a palha estaria disponível para uso energético. Um exemplo deste tipo de colheita pode ser localizado em Cuba. É necessário ressaltar, que a utilização da palha de cana como energético é muito difícil, porque para seu manuseio necessita-se de todo um sistema de colheita, bem organizado, que permita dispor do resíduo de forma econômica. Por outro lado, a palha de cana tem baixa densidade e altos teores de cinzas e umidade, assim como alto polimorfismo, dificultando-se sua conversão térmica. A utilização da palha de cana é um tema muito polêmico que até hoje não se tem implementado satisfatoriamente, porém, não deixa de ser um importante potencial energético.

Casca de arroz : A casca de arroz é um resíduo gerado durante o beneficiamento do grão de arroz. Aproximadamente 25 à 30 % da casca de arroz produzida é utilizada na geração de energia para a secagem do arroz em casca ou *paddy* , sendo que cerca de 70 % da produção da casca de arroz é excedente, que em muitos casos é aproveitada em diversas atividades no campo, como cama de animais, adubo orgânico e ração para ruminantes. Muitas vezes uma parte substancial é desperdiçada, ocasionando sérios problemas ambientais pela sua lenta decomposição [BRASIL, 1989]. Uma alternativa, é o uso da casca de arroz como energético em outras atividades. A estimativa do potencial apresentado na tabela 2.7, foi realizada considerando um coeficiente de resíduo de 18% e um coeficiente de disponibilidade de 100 % [CORTEZ, L. A. B. & SILVA, E., 1997]. As toneladas equivalentes de petróleo foram estimadas a partir do poder calorífico médio reportado (ver tabela 2.8).

Endocarpo do café : Da mesma forma que a casca de arroz, o endocarpo do café é um resíduo gerado durante o beneficiamento do grão de café. Frequentemente, este resíduo é utilizado para gerar a energia necessária para a secagem e torrefação do grão de café. Estima-se que aproximadamente 30 % do endocarpo produzido é utilizado como energético, restando um importante excedente que poderia ser utilizado como combustível alternativo em outras atividades. O coeficiente de resíduo, utilizado para estimar o potencial do café, foi de 20 % do grão beneficiado [ASIEDU, J.J. 1989] e estimou-se um coeficiente de disponibilidade de 100 %.

É necessário ressaltar, que no caso do bagaço, casca de arroz e endocarpo do café, pode considerar-se 100 % de disponibilidade do resíduo devido ao fato deste serem gerados em locais relativamente reduzidos, possibilitando a estocagem e manuseio.

Os resíduos produzidos pela indústria de transformação florestal, apresentam um grande potencial como insumo energético. Estes resíduos podem ser classificados em dois tipos :

1. Resíduos da exploração das florestas: Folhas, ponteiros, casca
2. Resíduos do processamento da madeira: serragem e pequenos pedaços de madeira.

A quantidade de resíduos da exploração das florestas deve ser estimada através dos coeficientes de resíduo e de disponibilidade, devido a dificuldade de mensurar estes resíduos. Estima-se que em torno de 20 % da madeira explorada nas florestas são resíduos [BEZZON, G., 1994], a maior parte destes resíduos não é aproveitável energeticamente, devido a dificuldade para a coleta. Por outro lado, estima-se que em torno de 20% da madeira serrada é resíduo, tendo um coeficiente de disponibilidade de praticamente 100%, porque estes resíduos são gerados em forma concentrada, facilitando seu manuseio e armazenagem [BRASIL, 1989]. Segundo estimativas do IBGE, em 1996 foram processadas 10 milhões de toneladas de madeira [BRASIL, 1998 (b)], considerando o analisado anteriormente, foram gerados cerca de 2 milhões de toneladas de resíduos (serragem) representando aproximadamente $0,6 \times 10^6$ tEP. Quando estes resíduos são destinados ao consumo na própria indústria, podem ser utilizados diretamente, sem tratamento algum, nas caldeiras ou fornos, porém, quando se projeta destiná-los a uso em outros locais, torna-se necessário, um pré-tratamento, visando diminuir custos de transporte.

Tabela 2.8. Caraterísticas de alguns resíduos da biomassa

Resíduo	Análise elementar (% bs)				Poder Calorífico Superior (kJ/kg)	Umidade de Trabalho (%)	Densidade (kg/m ³)
	C	H	O	A			
Bagaço	46,3	6,4	43,3	4	17 400	45-50	120
Palha de cana	46,2	6,1	43,4	4,3	17 100	25-30	110
Casca de arroz	40,1	6,0	34,4	19,5	13 400	15-20	n.d.
Serragem	48,1	5,7	42,1	4,1	19 800	15-20	200

Fonte : Bezzon, 1994

Na tabela 2.8 podem ser analisadas as diferentes caraterísticas dos resíduos apresentados, concluindo-se, que em geral, os resíduos agroindustriais possuem baixo Poder Calorífico, alto conteúdo de umidade, alta relação molecular Oxigênio/Carbono, grande polimorfismo, grande dispersão e baixa densidade, sendo combustíveis muito oxigenados e reativos. Estas caraterísticas são a causa fundamental de que esses resíduos em muitos casos não sejam utilizados como energéticos. No caso do bagaço, da casca de

arroz e do serragem, é economicamente factível sua utilização no próprio processo produtivo, e de fato estão sendo aplicados, principalmente o bagaço que é o principal combustível da indústria sucroalcooleira. Quando pretende-se usar esses resíduos em locais distantes de onde são gerados, torna-se necessário realizar tratamentos prévios, com objetivo de incrementar a energia específica transportada e dessa forma diminuir os custos de transporte. Outro fator negativo, é que devido a disponibilidade sazonal destes resíduos torna-se necessário armazená-los por longos períodos. Isto os torna onerosos, devido a processos de fermentação que ocorrem, durante a armazenagem, e que alteram suas características; neste sentido destaca-se o bagaço de cana, que apresenta sacarose e altos teores de umidade, favorecendo o processo de fermentação.

No sentido de diminuir os custos de transporte, devem-se realizar tratamentos que permitam diminuir a umidade do material e incrementar a densidade. Uma alternativa pode ser o processo de briquetagem, podendo-se alcançar até $1\,200\text{ kg/m}^3$ de densidade e baixa umidade. Ressalta-se, que a produção de briquetes requer um rigoroso controle de umidade do material utilizado, cujo teor máximo não deve ultrapassar 15 %, o que torna necessária, eventualmente, a introdução de um processo de secagem [GOMES A., 1998]. A briquetagem, também não resolve o problema de fermentação, sendo que em muitos casos os briquetes armazenados por muito tempo fermentam e absorvem umidade, destruindo-se o formato destes. Neste cenário, a torrefação pode ser uma alternativa eficiente, como processo prévio ou após a briquetagem; isto permitiria que o material briquetado possuía baixa umidade (menor de 8%), maior poder calorífico, caráter hidrófobo o que evita a absorção de umidade durante a estocagem e os produtos torrados não são fermentáveis garantindo longos períodos de armazenagem. Deve destacar-se que no Estado de São Paulo existe uma capacidade instalada de 10 000 toneladas de briquetes por mês, distribuída entre 20 produtores [GOMES A., 1998]. No caso da lenha torrada, torna-se economicamente competitiva com a lenha "in natura", por ser um combustível de menor água agregada e melhores características energéticas.

2.2 Tratamentos térmicos da biomassa

Como foi analisado anteriormente, para o aproveitamento energético eficiente das florestas e resíduos da biomassa, em muitos casos, torna-se necessário realizar tratamentos prévios a sua utilização. Entre estes tratamentos, destaca-se a pirólise como processo de conversão termoquímica encaminhado a valorizar a biomassa como fonte energética alternativa. A seguir, é realizada uma análise dos conceitos fundamentais da pirólise, e em particular, sua aplicação para a produção de carvão vegetal no Brasil. Também, analisam-se os conceitos fundamentais da torrefação e sua aplicação como tratamento alternativo para o aproveitamento de resíduos da biomassa e das florestas.

2.2.1 Pirólise

"Pirólise" é uma palavra derivada do grego e significa decomposição (*lisis*) térmica (*piros*), sem mencionar o meio ambiente na qual se realiza esta operação. Já, a definição moderna de pirólise é mais exata, e refere-se ao processo no qual a matéria é submetida a um aquecimento em atmosfera inerte e controlada [DEGLISE, X., 1989].

Quando a biomassa é pirolizada, a matéria orgânica é fragmentada em carvão vegetal, e voláteis compostos de uma fração condensável (licor pirolenhoso) e uma fração não condensável (gás não condensável). O líquido pirolenhoso é composto de duas fases [DE MATO, 1981]:

1. Ácido pirolenhoso: Solução aquosa de coloração marrom, composta de ácido acético, alcatrão solúvel e outros constituintes menores.
2. Alcatrão insolúvel: Produto de coloração negra, mais denso e viscoso que separa por gravidade do alcatrão solúvel, é de caráter fenólico, contendo ácidos orgânicos, compostos oxigenados e hidrocarbonetos.

O gás não condensável é uma mistura gasosa cuja composição é basicamente constituída de CO, CO₂, H₂ e C_nH_m. Durante a pirólise podem distinguir-se duas fases, em função da faixa de temperaturas a que se opera. A seguir são descritos os fenômenos que ocorrem em ambas as fases, a pressão atmosférica [BEZZON, G., 1998].

Primeira fase: Da temperatura ambiente até 300 °C, nesta fase a biomassa sofre aquecimento e secagem até temperaturas de 150 °C, removendo-se a umidade e desidratando-se as fibras do material. A partir de 180 até 300 °C ocorre a fragmentação térmica do material, gerando-se grande quantidade de gases não condensáveis constituídos basicamente por CO₂ e CO, também são geradas pequenas quantidades de ácidos orgânicos e água.

Segunda fase: desde 300 até 800 °C, caracteriza-se pela geração de grande quantidade de voláteis, formados principalmente por hidrocarbonetos pesados e algumas quantidades de H₂, CO, CO₂ e CH₄.

Na primeira fase o fluxo de calor é de caráter endotérmico, transformando-se em exotérmico na segunda fase, na tabela 2.9 podem observar-se os fluxos de energia durante a pirólise.

Tabela 2.9 Fluxo de energia durante a pirólise da madeira a 0,1 MPa.

Fluxo de Energia	Calor Medido kJ/kg	Calor devido à Umidade kJ/kg	Calor de pirólise da madeira seca kJ/kg	Faixa de temperatura °C
Endotérmico	+474	+152	+322	23-300
Exotérmico	-109	n.d.	n.d	302-550

Fonte : Epenas, 1994

Geralmente a pirólise é classificada segundo os parâmetros de operação, sendo que a quantidade e características de cada tipo de produtos dependerá da variação dos seguintes parâmetros:

1. Temperatura
2. Pressão
3. Tipo de atmosfera (inerte ou redutora)
4. Tempo de residência
5. Taxas de aquecimento
6. Tipo de catalisador empregado, se for o caso

Na tabela 2.10 é dado um tipo de classificação, segundo os parâmetros principais de operação; a pirólise também pode ser classificada segundo o tipo de tecnologia utilizada. Entre as tecnologias mais utilizadas encontram-se [BRIDGWATER,1991] :

1. Leito estacionário: este pode subdividir-se em leito fixo, leito fixo com agitação, forno rotativo e leito pulsante.
2. Leito fluidizado: podendo-se subdividir em leito fluidizado simples, leito fluidizado circulante, leito de jorro.
3. Queda livre.
4. Leito transportado: Dividindo-se em reator de transporte pneumático e leito ciclônico.
5. Reator ablativo

Tabela 2.10. Tipos de pirólise

Classificação	Tempo de residência	Taxa de aquecimento	Temperatura máxima (°C)	Principais produtos
Carbonização	Horas - dias	Muito baixa	400	Carvão
Pirólise convencional	5-30 minutos	Baixa	600	Bio-óleo, carvão e gás
Pirólise rápida	0,5-5 segundos	Relativamente alta	650	Bio-óleo
Flash pirólise	< 1 segundo	Alta	<650	Bio-óleo, produtos químicos e gás
Ultra	<0,5 segundo	Muito alta	1000	Produtos químicos e gás
Pirólise a vácuo	2-30 segundos	Média	400	Bio-óleo
Hidropirólise	<10 segundos	Alta	<500	Bio-óleo, produtos químicos e gás

Fonte: Bridgwater, 1991

O processo convencional de carbonização da madeira visa a obtenção de carvão vegetal como principal produto e requer vários dias para completar o ciclo de operação. Este processo se desenvolve a baixas taxas de aquecimento e temperaturas relativamente baixas, na ordem de 400-500 °C. Este tradicional processo de fabricação de carvão vegetal é amplamente praticado no Brasil em fornos de alvenaria, esta tecnologia não tem passado por mudanças significativas nos últimos anos, sendo praticada de forma predatória e ineficiente.

O fornos de alvenaria no Brasil, caracterizam-se por sua baixa produtividade e rendimentos (em torno de 30 %), tendo pouco controle operacional, carga e descarga manual e sem controle qualitativo do produto. Geralmente são operados empiricamente por mão-de-obra pouco qualificada. Os principais usuários deste tipo de tecnologia, são os pequenos produtores independentes de carvão vegetal de florestas nativas. Na tabela 2.11 mostram-se as principais características dos fornos típicos de produção de carvão vegetal no Brasil.

Tabela 2.11. Características dos fornos de alvenaria

Dimensões do forno (diâmetro)	5m
<i>Ciclo Operacional :</i>	
Carga	4 horas (dois homens)
Descarga	5 horas (dois homens)
Carbonização	96 horas
Resfriamento	96 horas
Rendimento em carvão	30-35 % (peso seco)
Produção de carvão	1350 t/ano

Fonte : Rosillo-Calle, 1996

No Brasil podem distinguir-se dois tipos de produtores de carvão, os pequenos produtores independentes, que na maioria dos casos usam os fornos de alvenaria de baixa eficiência e sem recuperação do alcatrão; e as grandes empresas de produção de aço que em alguns casos produzem o carvão em fornos mais modernos, recuperando os subprodutos.

Os fornos de alvenaria mais comumente utilizados são os conhecidos como "Rabo Quente" e "Forno de Superfície". A vantagem destes fornos, em relação a outras tecnologias mais modernas, radica em seu baixos custos de construção e simplicidade de operação, o que permite a utilização de mão-de-obra local e pouco qualificada. A utilização de outras tecnologias mais avançadas, para a produção de carvão vegetal, como por exemplo as retortas contínuas com recuperação dos líquidos, precisam de altos custos de investimento e operação, o que não as torna tão atrativas como os seculares fornos de alvenaria. A seguir é feita uma breve descrição dos fornos de alvenaria mais comuns.

Rabo Quente : É o mais comumente utilizado, normalmente não tem chaminé e tem somente uma porta para carregar e descarregar o material. Geralmente é agrupado em baterias de 20 a 40 fornos, as quais são operadas por duas pessoas ou uma família. Este forno é usado freqüentemente em atividades migratórias da agricultura e na exploração das florestas nativas. A capacidade deste forno está na faixa de 4,5 t de madeira, seu formato é apresentado na figura 2.2.

Forno de superfície : É mais utilizado em baterias de grande porte e em empresas que praticam reflorestamento próprio. Tem entre uma e seis chaminés e uma ou duas portas. Seu volume efetivo é em torno de 17,5 t de madeira (figura 2.3). Uma de suas características principais é permitir a recuperação dos líquidos pirolenhosos [LUENGO, C.A.,1991]. Geralmente, este tipo de forno é utilizado na produção do carvão que provém das plantações de eucalipto e comumente agrupado em carvoarias compostas de 20 a 40 fornos, podendo chegar, em alguns casos a mais [ROSILLO-CALLE, 1996].

Nas grandes companhias de produção de carvão vegetal, como por exemplo, Acesita, Mannesmann, e a Belgo-mineira, são utilizados outros tipos de fornos mais avançados e eficientes. Na Acesita, é usado um tipo de forno que tem uma câmara de combustão externa conectada por canais ao forno, esta câmara foi implementada para maximizar o uso das florestas por meio da combustão dos resíduos florestais, mas, pelo alto custo do manuseio destes resíduos, a câmara é somente utilizada no início e controle do processo.

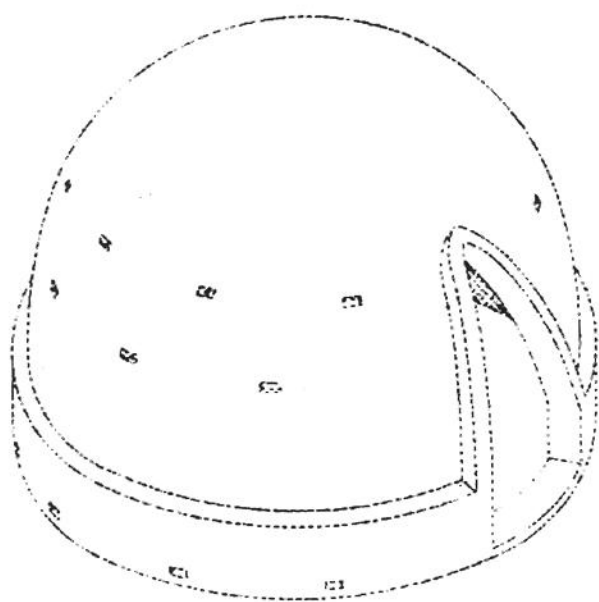


Figura 2.2. Forno "Rabo Quente"

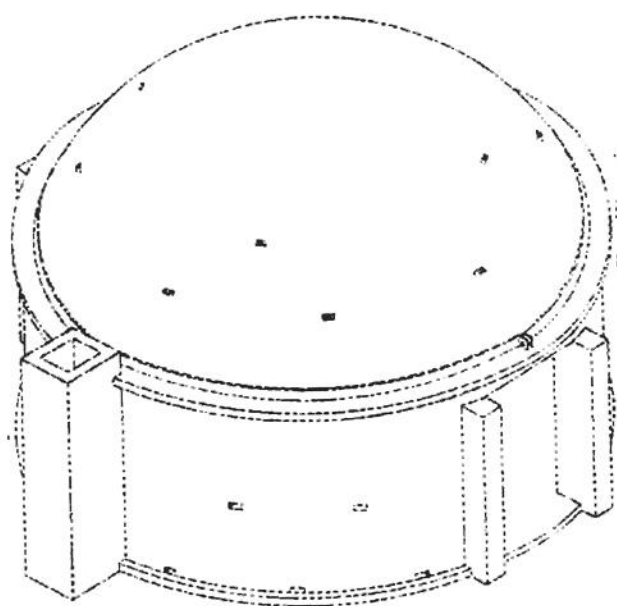


Figura 2.3. Forno de superfície

2.2.2 Torrefação

A torrefação de biomassa não é um conceito recente. No ano 1930, na França, já eram conhecidas as qualidades da biomassa torrada, investindo-se recursos para pesquisas encaminhadas a estudar o uso de madeira torrada em gaseificadores. Os resultados destas pesquisas apontaram resultados favoráveis, mas as tecnologias de gaseificação não evoluíram tão rapidamente. Por isso naquele tempo, a madeira torrada não encontrou um mercado de saída favorável [VERGNET, L.F., 1987].

A torrefação pode definir-se como um processo de pré-carbonização da biomassa, desenvolvendo-se justamente na fase endotérmica da pirólise, entre 200 e 300 °C. Nestas temperaturas é degradada a hemicelulose presente na biomassa, sendo apenas removida a umidade, o ácido acético e outros compostos leves de baixo poder calorífico. Deste processo, resulta um material intermediário entre a biomassa e o carvão, com altos rendimentos energéticos [DOAT, J., 1985]. O objetivo fundamental da torrefação é concentrar a energia da biomassa em um produto formado em curto tempo e a baixas taxas de aquecimento e temperatura, permitindo reter os voláteis de maior poder calorífico no próprio produto.

Na década de 80, pesquisadores do "Centre Technique Forestier Tropical" (CIRAD) e da "Ecole des Mines de Paris" (ARMINES), na França, retomaram as pesquisas sobre a torrefação da madeira. A seguir são apresentados os resultados mais relevantes destas pesquisas, assim como de pesquisas realizadas em outros centros.

Segundo J.P. Bourgeois, o produto obtido pela degradação térmica parcial da madeira, conhecido como madeira torrada, apresenta as seguintes características [BOURGEOIS, J.P. and DOAT, J., 1985]:

- Natureza Hidrófoba: Não reabsorve umidade durante a armazenagem, e ao contrário da madeira e do carvão é estável (não fermentável);
- Boa concentração de bio-energia: Apresenta em torno de 90 % da energia concentrada na biomassa inicial;

- Alta densidade: A biomassa torrada pode usar-se de forma compactada, apresentando uma densidade superior a 800 kg/m³.

Os resultados da torrefação de várias espécies de madeira mostraram que o poder calorífico da madeira torrada depende do teor final de voláteis e cinzas, variando entre 23 e 24 MJ/kg. Foi obtido um alto rendimento em massa, variando entre 74 e 77 %. As madeiras torradas, resultantes destes testes, apresentaram baixo teor de umidade, o carbono fixo encontrou-se na faixa de 28 a 31% [BOURGEOIS, J.P and DOAT, J., 1985].

As características dos produtos da torrefação variam de acordo as condições de tratamento a que são submetidas. Por exemplo, na tabela 2.12 são apresentados os resultados obtidos da torrefação de pedaços de madeira a diferentes temperaturas [VERGNET, L.F., 1987]. Observa-se que à medida que a temperatura é incrementada, o teor de carbono fixo aumenta, melhorando o poder calorífico da madeira torrada.

Tabela 2.12. Influência da temperatura do processo na composição da madeira de pino torrada, 45 min de residência

Temperatura de torrefação (°C)	Análise elementar (% b.s.)				Carbono fixo (%)	PCS (kJ/kg)
	C	H	O	N		
250	51,45	6,13	41,59	0,13	23,26	20 450
260	53,26	6,14	40,48	0,12	24,92	21 000
270	54,03	6,03	39,84	0,10	27,01	21 500
280	56,37	5,80	37,23	<0,10	31,99	22 500
285	58,62	5,65	34,87	<0,10	35,23	22 850

Fonte : Vergnet, L.F., 1987.

Foi observado que a 280 °C, a relação entre o Poder Calorífico Superior (PCS) e o tempo de residência no reator comportou-se de forma assintótica. Portanto, prolongar o tempo de torrefação não tem objetivo lógico para melhorar as características do material torrado; para obter resultados aceitáveis a 280 °C é recomendado processar o material a uma ou meia hora de residência [VERGNET, L.F., 1987].

Para obter em torno de 1 cm³ de substrato líquido da torrefação, recomenda-se um tempo de residência em torno de 2 h a 230 °C, 1 h a 250 °C e 0,5 h a 280 °C [M.J Antal, 1990].

Com a combinação de temperatura e tempo de residência, podem-se obter diferentes materiais torrados que podem substituir o carvão e a madeira em diversas aplicações. Na tabela 2.13, são apresentados os rendimentos em massa e energético da torrefação de madeira e briquetes de serragem, pesquisados no Instituto Asiático de Tecnologia [BHATTACHARYA, S.C., 1990]. Observe-se que à medida que a temperatura e o tempo de torrefação se incrementam, o rendimento decresce. As diferentes condições de torrefação oferecem a possibilidade de padronizar o material para o uso final desejado.

Tabela 2.13. Rendimento em massa e energético durante a torrefação.

Tempo de residência (h)	Temperatura de torrefação (°C)	Madeira		Briquetes de serragem	
		Rendimento em massa (%)	Rendimento energético (%)	Rendimento em massa (%)	Rendimento energético (%)
2	250-260	83,13	89,61	93,80	95,25
2	260-270	78,13	86,64	86,61	88,59
3	250-260	74,64	85,11	87,08	92,55
3	260-270	66,67	76,53	76,31	83,13

Fonte: Bhattacharya, S.C., 1990

Vários testes de combustão de briquetes de casca de arroz e serragem mostraram que os briquetes torrados inflamaram mais rapidamente e queimaram com menos fumaça que os briquetes normais. Também, os briquetes de biomassa torrados permaneceram inalterados ao serem imersos em água, enquanto que os briquetes normais se desintegraram [BHATTACHARYA, S.C., 1990].

Como foi comentado anteriormente, durante a torrefação é apenas degradada a hemicelulose presente na biomassa, emitindo-se principalmente ácidos acéticos e outros produtos de peso molecular leve. Na tabela 2.14 são mostrados os principais compostos voláteis extraídos durante a torrefação da madeira, note-se que os maiores poluentes são os

compostos ácidos (56 kg por tonelada de madeira torrada obtida), sendo obtidos, também, apreciáveis quantidades de compostos fenólicos, em torno de 4 kg por tonelada de madeira torrada. O maior efluente é o monóxido de carbono (60 %), portanto o gás da torrefação é de poder calorífico muito baixo.

Tabela 2.14. Principais efluentes da torrefação da madeira torrada a 280 °C

Efluentes	kg/t madeira seca	kg/t madeira torrada	% em massa de madeira seca
Massa de compostos gasosos	136	148	66,66
CO	14	15	6,86
CO ₂	121	132	59,31
C _n H _m	1	1	0,49
Massa de compostos condensáveis	68	73	33,33
Alcatrão	3	3	1,47
Composto fenólico	4	4	1,96
Furfural	2	2	0,98
Compostos ácidos	52	56	25,49
Compostos leves	7	8	3,43
Massa total	204	221	100

Fonte: Mezerette, C. and Girard, P., 1991

Entre os anos 1994 e 1995 o Grupo Combustíveis Alternativos (GCA) da UNICAMP e o Centro de Estudios de Eficiencia Energética da "Universidad de Oriente" (CEEE), realizaram ensaios de torrefação de resíduos de biomassa, como etapa preliminar do desenvolvimento do projeto apresentado neste trabalho. Com tal objetivo, foi construído um forno elétrico que operava entre 30 e 300 °C e com taxas de aquecimento controladas. Durante os ensaios foram usados como material de partida a palha de cana, casca de arroz, endocarpo de café e serragem de madeira. Os ensaios foram realizados a diferentes níveis de temperaturas e tempo de residência, com taxas de aquecimento ente 4 e 10 °C/min. Os produtos foram analisados segundo a análise imediata [ASTM D 1762-82] e o poder calorífico superior [ASTM D 3286-85].

Os resultados dos ensaios de torrefação foram muito similares para os quatro tipos de resíduos. A seguir são apresentados os resultados e discussão dos ensaios de torrefação da palha de cana.

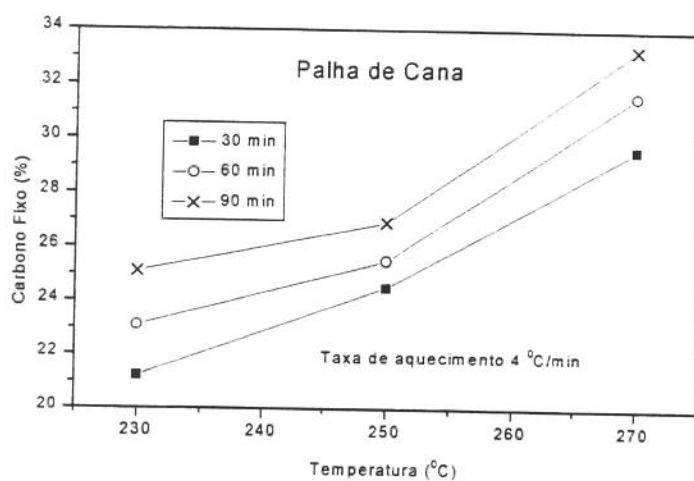


Figura 2.4. Teor de carbono fixo da palha de cana a diferentes parâmetros de torrefação

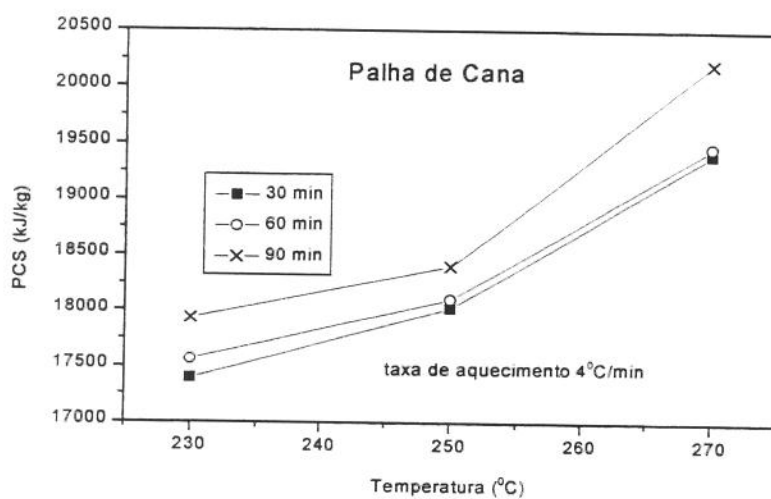


Figura 2.5 Poder Calorífico da palha de cana a diferentes parâmetros de torrefação

Durante os ensaios de torrefação, observou-se que o aumento da temperatura teve uma maior influência que o tempo de residência, nas propriedades do produto final (figuras 2.4 e 2.5). Também, determinou-se que a temperaturas superiores a 250 °C, as amostras apresentaram um alto incremento no poder calorífico (figura 2.5). Isto se deve provavelmente à emissão de voláteis de baixo poder calorífico, e portanto retendo uma alta porcentagem da energia contida na biomassa inicial. O rendimento em massa dos ensaios variou entre 70 e 90 % (base seca), dependendo dos parâmetros de operação. Todas as amostras apresentaram baixa umidade final, a qual variou entre 0,2 a 1 % [FONSECA FELFLI et alii, 1998 (a)].

Outros resultados obtidos, demonstraram que aumentando as taxas de aquecimento de 4 a 10 °C, consegue-se obter materiais de boas propriedades com tempos de residência significativamente menores. Por exemplo, para o endocarpo do café com uma taxa de 4 °C/min até 270°C e um tempo de residência de 90 minutos, o carbono fixo no produto final é de 32 %, enquanto que com uma taxa de aquecimento de 10 °C/min até 270°C, consegue-se praticamente o mesmo resultado (31 %) com apenas 1/3 do tempo de residência, ou seja 30 minutos (ver figura 2.6). É necessário ressaltar, que a medida que o tempo de residência é incrementado, o custo energético do processo é maior [FONSECA FELFLI, 1995].

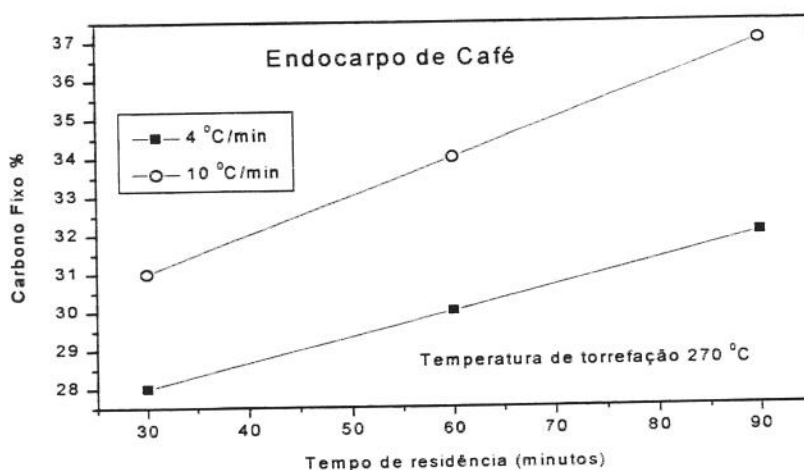
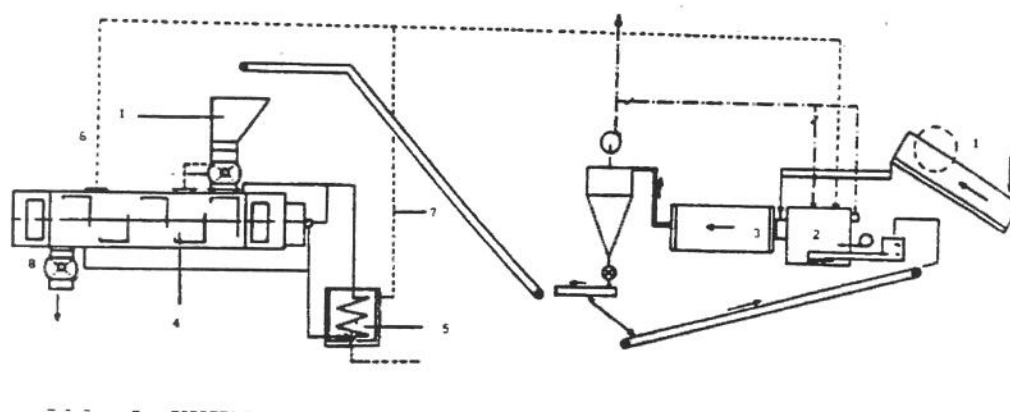


Figura 2.6 Influência da taxa de aquecimento na torrefação do endocarpo de café

Na França, entre os anos 1980 e 1990 foram desenvolvidas e instaladas três plantas de torrefação de madeira. A primeira, com uma capacidade de 12 000 t/ano, trabalha em processo contínuo, com um rendimento médio em massa de 70 % (base seca). Esta planta é composta basicamente de um forno de torrefação, uma caldeira a madeira e um incinerador de voláteis (ver figura 2.7). A segunda planta trabalha em processo descontínuo, em que os voláteis da torrefação são queimados para gerar parte do calor do próprio processo. A planta possui uma capacidade de 4000 t/ano e um ciclo produtivo de 7 horas. Ambas as plantas anteriormente mencionadas foram desenvolvidas em nível demonstrativo. A terceira planta foi desenvolvida em nível industrial, com uma capacidade de 500 t/ano e um ciclo produtivo de 8 horas. Os componentes principais da planta são dois fornos de torrefação de 10 m³ de capacidade e um queimador de propano [VERGNET, L.F., 1989] [VERGNET, L.F., 1987].



- | | |
|---------------------------|------------------------------------|
| 1. Alimentador de Madeira | 6. Reciclagem do gás da torrefação |
| 2. Caldeira | 7. Reciclagem dos gases quentes |
| 3. Secador | 8. Descarga de madeira torrada |
| 4. Forno de torrefação | |
| 5. Caldeira | |

Figura 2.7. Planta de torrefação de madeira em "LAVAL DE CERE" - França, 1987

Da torrefação da biomassa obtém-se produtos de qualidade regular, podendo ser aplicados a diversos usos energéticos, como por exemplo:

Combustão: A biomassa torrada pode ser usada em caldeiras e pequenas plantas. Devido ao caráter hidrófobo da biomassa torrada, isto facilita sua armazenagem e utilização eficiente em condições adversas (variações climáticas, alta umidade relativa...). O briquete torrado é um excelente energético para uso doméstico e comercial, nestes setores ele apresenta condições econômicas de competir com a lenha e o carvão.

Gaseificação: Devido ao alto grau de reprodutibilidade e padronização da biomassa torrada, facilita-se a operação e regulação dos gaseificadores, obtendo-se um gás limpo e de qualidade.

Redução: Experimentos realizados em fornos de redução de metal silício, área que demanda redutores de baixa condutibilidade e reativos, apontaram que a madeira torrada é um excelente redutor, mais reativo e menos condutor que a tradicional mistura de madeira e carvão vegetal [VERGNET,L.F., 1987].

Devido às características que a biomassa torrada adquire, apresenta-se como uma alternativa para melhorar as propriedades dos resíduos da biomassa, facilitando o transporte e armazenagem, e portanto visa a aplicação destes resíduos como fonte energética economicamente viável.

Capítulo 3

Fundamentos teóricos da torrefação da biomassa

O conhecimento dos fenômenos físicos e químicos que ocorrem durante a torrefação, assim como o desenvolvimento das bases teóricas destes fenômenos, é de grande importância. Através destas bases, podem ser estudados os parâmetros principais que influem no processo de torrefação, como por exemplo : Temperatura do meio de aquecimento, Tempo de residência e Taxas de aquecimento, entre outros. Como foi analisado no capítulo anterior, os parâmetros acima mencionados têm grande importância nas propriedades dos produtos finais, portanto no projeto e exploração dos sistemas de torrefação.

Neste capítulo é apresentado um modelo matemático, desenvolvido com base nos principais fenômenos físicos e químicos que ocorrem durante a torrefação. A importância e a necessidade do desenvolvimento de um modelo matemático estão atribuídas às seguintes razões:

- Determinação dos parâmetros ótimos para o projeto;
- Desenvolvimento de uma ferramenta para a avaliação e diagnóstico dos diferentes parâmetros do sistema ;
- Explicação lógica e coerente dos fenômenos estudados empiricamente, com objetivo de estabelecer as bases para futuras pesquisas.

3.1. Modelagem matemática da torrefação.

3.1.1. Fenômenos físicos e químicos durante a torrefação

Quando a biomassa é submetida a temperaturas até 300 °C, uma complexa cadeia de eventos acontecem, muitos dos quais ocorrem simultaneamente. A seguir, são descritos os principais fenômenos físicos e químicos [ALVES, S.S., 1989][ANTAL, M.J., 1985].

Devido ao fato da torrefação desenvolver-se a temperaturas relativamente baixas, a transferência de calor nas fronteiras do sólido ocorre principalmente por mecanismos de convecção. Uma vez iniciado o processo, o calor é conduzido às camadas internas do sólido criando-se uma frente de aquecimento e de secagem, que se desloca na mesma direção e com intensidade proporcional ao fluxo de calor. Com o avanço desta frente a água ligada e a livre deslocam-se das camadas internas da matriz sólida, por meios de mecanismos de difusão e capilaridade. O vapor da água desloca-se em direção contrária à frente de secagem por meio de mecanismos de convecção e difusão na matriz sólida.

Quando as camadas da matriz sólida atingem temperaturas superiores a 180 °C, desencadeiam-se as reações químicas, que avançam na direção do fluxo de calor à medida em que é ultrapassada a temperatura de 180 °C. Este efeito cria uma frente de reações de degradação primária, com caráter endotérmico. É preciso acrescentar que durante a torrefação não acontecem reações secundárias, ou seja, o alcatrão não é craqueado, porque as temperaturas não são suficientemente altas para que isto ocorra. Os voláteis deslocam-se do interior do sólido por convecção e difusão, provocando um efeito de resfriamento, devido à troca de calor com as camadas externas da matriz sólida. Devido à acumulação de voláteis nos poros do sólido, criam-se gradientes internos de pressão, provocando rupturas internas e aumentando a porosidade. Com o avanço das reações, as propriedades físicas e termofísicas do sólido variam, provocando que as taxas de aquecimento na matriz sólida sejam variáveis.

Hipóteses e simplificações do modelo

Para a descrição matemática dos fenômenos acima numerados, inevitavelmente devem-se fazer considerações e simplificações, mas estas devem ser feitas com base em estudos prévios, para não incorrer em erros graves, que posteriormente afetem a solução do modelo. A seguir, são comentadas as simplificações feitas para o modelo matemático aqui proposto.

Considera-se o modelo geometricamente unidimensional. Embora seja feita esta consideração geométrica, o modelo pode ser aplicado com boa aproximação a diferentes formatos de briquetes, em função da relação diâmetro - comprimento (d/l). Quando $d/l \gg 2$, o fenômeno de transporte de calor e massa ocorre predominantemente na direção longitudinal do briquete. Quando $d/l \ll 2$ o efeito predominante ocorre na direção radial [ALVES, S.S., 1989].

Estudos prévios, realizados por W.C.R. Chan [WAI-CHUN, 1985], demonstraram a importância relativa dos fenômenos físicos e químicos para diferentes níveis (macroscópicos e microscópicos), em uma partícula de biomassa durante a pirólise. Com base nestes resultados, conclui-se que é possível realizar determinadas considerações no modelo matemático sem incorrer em erros significativos em relação aos experimentos. As aproximações realizadas são comentadas a seguir:

- O transporte de massa por difusão é desprezível em comparação ao fluxo hidrodinâmico provocado pela devolatilização, ou seja, a quantidade de massa transportada pelo fluxo hidrodinâmico no interior dos poros é predominante ;
- A capacidade térmica dos voláteis é desprezível em relação ao sólido, pois a quantidade de calor que poderia ser absorvida na matriz sólida é aproximadamente 650 vezes maior em relação aos voláteis $[\frac{(\rho c)_{sólido}}{(\rho c)_{gas}} \approx 650]$;
- Os gradientes intra-partícula de pressão são desprezíveis.

Além das considerações acima colocadas, assume-se que o volume total não varia [DI BLASI, C., 1994][ALVES, S.S., 1989]

Modelo cinético

Outro aspecto de grande importância para a modelagem é o estudo dos mecanismos cinéticos da pirólise. Devido à grande variedade de espécies envolvidas no fenômeno, é muito difícil a simulação detalhada das reações químicas na pirólise; para tanto, tem sido propostas duas hipóteses para a cinética das degradações primárias. A primeira descreve a pirólise como a soma dos efeitos da degradação de cada um dos componentes da biomassa (celulose, hemicelulose, lignina) [ALVES, S.S., 1989], e a outra considera a biomassa como um combustível simples [DI BLASI, C., 1994].

Em muitos casos, a pirólise dos compostos da biomassa é descrita por meio de um esquema global da reação, onde apenas é considerada a cinética de conversão do sólido. Este esquema cinético, quando as taxas dos fluxos de calor variam, não descreve a variação da emissão dos voláteis (gases e vapores da pirólise).

Por outro lado, têm sido propostos esquemas de reação semi-global em que as reações primárias são agrupadas em três espécies principais (gás, carvão, alcatrão) [DI BLASI, C., 1994]. Mediante este tipo de esquema, podem ser estudados separadamente a conversão de carvão e as emissões de voláteis, podendo-se prever a porcentagem e o rendimento de conversão de cada espécie. Por esta razão, neste trabalho propõe-se a aplicação deste modelo cinético. Na figura 3.1 é mostrado o esquema cinético semi-global adotado.

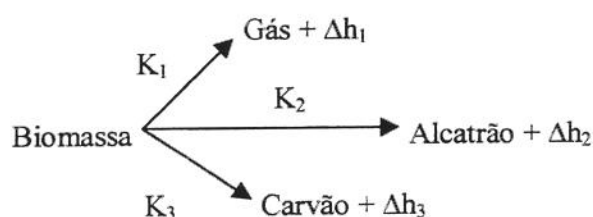


Figura 3.1. Esquema cinético da pirólise a temperaturas inferiores a 300 °C

É necessário ressaltar que poucos são os trabalhos de modelagem da pirólise que abordam o fenômeno de secagem. Alguns autores tratam este fenômeno como uma reação química com a correspondente cinética [MELAAEN, M.C., 1997][WAI-CHUN, 1985]. Outros autores propuseram a modelagem através da existência de uma frente de secagem que se desloca no mesmo sentido que o fluxo de calor, sendo a taxa de evaporação proporcional ao calor transferido [HAKUO, A., 1996][ALVES, S.S., 1989].

Neste trabalho, não é abordado o fenômeno de secagem, por considerar-se que ainda se deve pesquisar mais este fenômeno durante a torrefação, devendo-se determinar a cinética de secagem e as taxas de evaporação. O modelo matemático aqui proposto é o passo inicial para o estudo destes fenômenos de torrefação, portanto propõe-se para posteriores pesquisas a determinação de um esquema de secagem adequado.

3.1.2 Modelo matemático

Os processos acima mencionados são fenômenos de transporte; por isso para modelá-los, devem-se aplicar as leis fundamentais de conservação da massa e da energia. Para tanto, aplicaram-se estas leis a um volume infinitesimal (dv) de um briquete, em um intervalo de tempo infinitesimal (dt). As equações que descrevem o processo de torrefação da biomassa seca são as seguintes [FONSECA FELFLI et alii, 1998 b]:

Equações de conservação da massa

$$\frac{\partial \rho_w}{\partial t} = -(K_1 + K_2 + K_3) \rho_w \quad 3.1$$

$$\frac{\partial \rho_c}{\partial t} = K_3 \rho_w \quad 3.2$$

$$\frac{\partial}{\partial r} (r^n \rho_g u) = (K_1 + K_2) \rho_w \quad 3.3$$

Equação de conservação da energia

$$\frac{\partial}{\partial t}[(\rho_w c_w + \rho_c c_c)T] = \frac{\partial}{\partial r} (r^n k_e \frac{\partial T}{\partial r}) - \frac{\partial}{\partial r} (\rho_g u c_g T) - \sum_{i=1}^3 \Delta h_i r_i \quad 3.4$$

Onde:

$n=1$; para um briquete com relação $d/l \ll 2$

$n=0$; para um briquete com relação $d/l \gg 2$

$$k_e = \Phi k_w + (1 - \Phi) k_c \quad 3.5$$

$$\Phi = \frac{\rho_w}{\rho_{w0}} \quad 3.6$$

$$K_i = A_i \exp(-E_i / RT) \quad i=1, 2, 3 . \quad 3.7$$

$$r_i = K_i \rho_w \quad i=1, 2, 3 . \quad 3.8$$

Equação dos voláteis (% massa combustível)

$$\chi^v = 1 - \frac{\rho_0 \int \int \int_v dv}{\int \int \int_v \rho_s(v) dv} (1 - \chi^v_0) \quad 3.9$$

Equação do carbono fixo (% massa combustível)

$$\chi^c = \frac{\rho_0 \int \int \int_v dv}{\int \int \int_v \rho_s(v) dv} (\chi^c_0) \quad 3.10$$

Condições iniciais e de fronteiras

$$t = 0: T = T_0, \dots \rho_w = \rho_0, \dots \rho_c = 0, \dots \rho_g u = 0$$

$$r=0, \forall t: k_e \frac{\partial T}{\partial r} = 0, \dots \rho_g u = 0 \quad 3.11$$

$$r=R, \forall t: -k_e \frac{\partial T}{\partial r} = h(T - T_f) \quad 3.12$$

As equações da conservação da massa descrevem como variam as concentrações das espécies da biomassa (ρ_w) e do carvão (ρ_c) no tempo (∂), de acordo com o esquema cinético proposto (o efeito das taxas de reação K_1 , K_2 e K_3 respectivamente). A emissão dos gases e vapores da pirólise ($\rho_g u$) é tratada de acordo com as considerações feitas anteriormente, descrevendo-se somente o transporte por fluxo convectivo com bases no esquema cinético (o efeito das taxas de reação K_1 e K_2 na direção r do sólido).

A equação de conservação da energia descreve o processo transitório de transferência de calor na fase sólida, na qual a variação da energia interna depende da contribuição da capacidade calorífica da madeira ($\rho_w c_w$) e do carvão ($\rho_c c_c$). O fluxo de calor é conduzido às camadas internas e sua intensidade depende do coeficiente de condutividade térmica (k_e), que varia de forma proporcional à conversão no sólido (equação 3.5 e 3.6). Tanto as equações de conservação da massa como os calores de reação dependem das taxas de reação ou conversão no sólido (r_i) que obedecem a lei de Arrhenius (equação 3.7 e 3.8) que é função das energias de ativação (E_i) e dos fatores de frequência das reações (A_i), assim como da temperatura (T). As equações de voláteis e de carbono fixo dependem da quantidade computada de conversão da fase sólida e das porcentagem iniciais de materiais voláteis (χ_{v0}) e carbono fixo (χ_{c0}).

As condições iniciais e de fronteira descrevem o estado inicial do material, assim como sua interação com o meio, ou seja, a temperatura do fluido aquecedor (T_f) e do coeficiente de transferência de calor nas fronteiras do sólido (h). Estas equações também foram obtidas por meio de balanços de energia, nas fronteiras do sólido. O modelo pode ser aplicado a diferentes geometrias segundo o parâmetro geométrico n , que depende da relação d/l . Para a solução do sistema de equações diferenciais propostas aqui, foi aplicado o método das diferenças finitas e implementado num programa computacional em linguagem "Turbo Pascal".

3.1.3 Avaliação experimental do modelo

Uma vez estabelecidas as bases teóricas do modelo matemático, é necessário fazer uma avaliação experimental deste, avaliando-se os erros incorridos nas simplificações realizadas. Desta forma, se as hipóteses propostas se ajustam aos experimentos, conclui-se que o modelo descreve, com boa aproximação, o fenômeno.

Materiais e métodos

Para a avaliação experimental, utilizou-se um forno elétrico com controle automático de temperatura. Neste forno foi introduzido um fluxo de nitrogênio (5 litros por hora), com o objetivo de criar uma atmosfera inerte. Para o controle de temperatura, foram colocados dois termopares, um controlando a temperatura do forno e o outro no centro da amostra (ver figura 3.2).

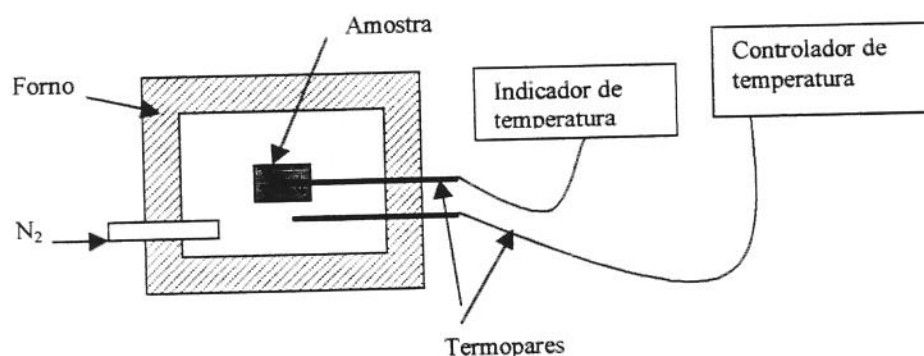


Figura 3.2. Instalação experimental para a avaliação do modelo

As amostras utilizadas foram cilindros de *pinus*, com 20 mm de diâmetro e 40 mm de comprimento. Antes de realizar os ensaios, as amostras foram secas em uma estufa a 110°C até peso constante, para garantir que estivessem totalmente secas. O termopar utilizado no centro da amostra foi de 1 mm de diâmetro para diminuir os efeitos de descontinuidade na amostra. A faixa do erro de medição foi de $\pm 1^{\circ}\text{C}$.

Foram realizados ensaios a 130, 230, 260 e 280 °C durante um tempo de 20 minutos, com objetivo de medir o perfil de temperatura no centro da amostra. Terminado o ensaio, a amostra foi retirada rapidamente do forno e resfriada num dessecador durante um período de 2 horas. Logo após a amostra, foi pesada numa balança analítica com objetivo de determinar a conversão total no sólido.

Para a simulação numérica destes ensaios, foram utilizadas os dados cinéticas da madeira de *pinus* obtida da literatura, ver tabelas 3.1. O coeficiente de transferência de calor no forno, foi calculado segundo as equações criteriais para um cilindro submetido a fluxo convectivo de calor, em regime transitório [INCROPERA, F.P., 1990]. Para tanto, foi utilizada uma amostra de madeira e colocada no forno a 130 °C, determinando-se o perfil de temperatura em função do tempo. Com esses dados foi calculado, segundo os critérios de Biot e Fourier, o coeficiente médio de transferência de calor; o valor médio determinado para estas condições foi de 16 W/m²K.

Tabela 3.1. Dados dos parâmetros cinéticos e físicos utilizados na simulação

Dados cinéticos	Valor	Dados físicos	Valor
A_1 (1/s)	$1,3 \times 10^8$	* ρ_{wo} (kg/m ³)	380
A_2 (1/s)	2×10^8	c_w (kJ/kg)	1,5
A_3 (1/s)	$1,08 \times 10^7$	c_g (kJ/kg)	1,1
E_1 (kJ/mol)	140	c_c (kJ/kg)	1,1
E_2 (kJ/mol)	133	k_w (W/mk)	$16,6 \times 10^{-2}$
E_3 (kJ/mol)	121	k_c (W/mk)	$7,1 \times 10^{-2}$
Δh_1 (kJ/kg)	322	* h (W/m ² K)	16
Δh_2 (kJ/kg)	322	---	---
Δh_3 (kJ/kg)	322	---	---

Fonte: Melaaen, M.C., 1997; Wai-Chun, 1985.

* Determinado experimentalmente

Análise dos resultados

Para avaliar o ajuste do modelo aos dados experimentais, foram analisados e comparados os perfis de temperaturas, taxas de conversão e análise imediata. A seguir, são apresentados e analisados estes resultados.

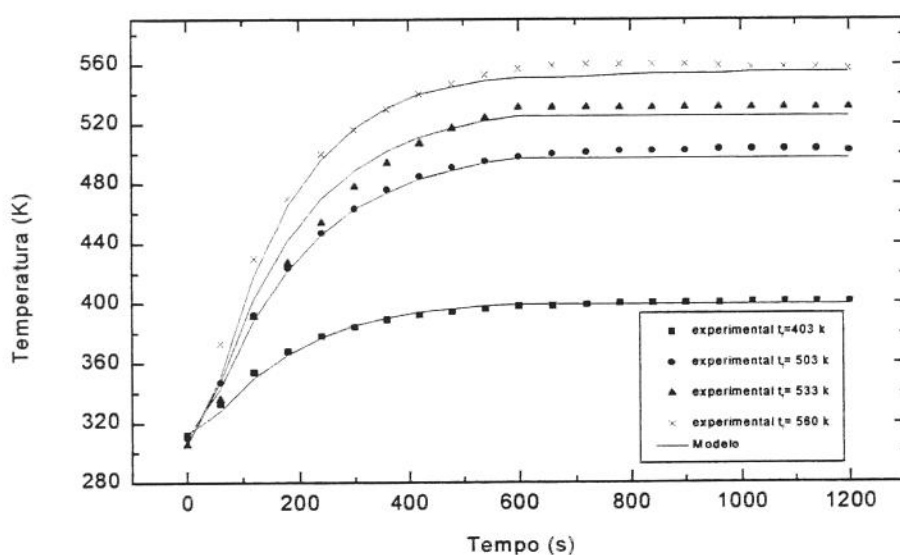


Figura 3.3. Comparação dos perfis de temperatura experimentais e teóricos, no centro da amostra, a diferentes temperaturas do forno.

Como é observado na figura 3.3 existe um bom ajuste entre os perfis experimentais e teóricos de temperatura. Observa-se que para a temperatura de 403 K no forno, o ajuste dos dados é maior que para as outras condições de temperatura. Isto pode ser devido a que para, esse estágio do processo, não foram feitas simplificações no modelo, pois é um fenômeno simples de aquecimento.

Na tabela 3.2 é oferecida uma análise estatística entre os valores medidos e os teóricos. Observa-se que a temperaturas mais altas o ajuste diminui, este fato pode estar relacionado aos valores cinéticos utilizados, assim como as simplificações do modelo e a erros nas medições.

Tabela 3.2. Análise estatística entre valores experimentais e teóricos dos perfis de temperaturas

Temperatura do forno (K)	Coefficiente de correlação (%)	Desvio padrão (K)	Número de pontos
403	99,70	$\pm 1,83$	21
503	99,90	$\pm 1,92$	21
533	99,50	$\pm 6,45$	21
560	99,70	$\pm 5,11$	21

Na figura 3.4, é apresentada uma comparação dos valores experimentais e simulados da conversão no sólido. Similar aos perfis de temperatura, o ajuste do modelo é melhor para temperaturas menores.

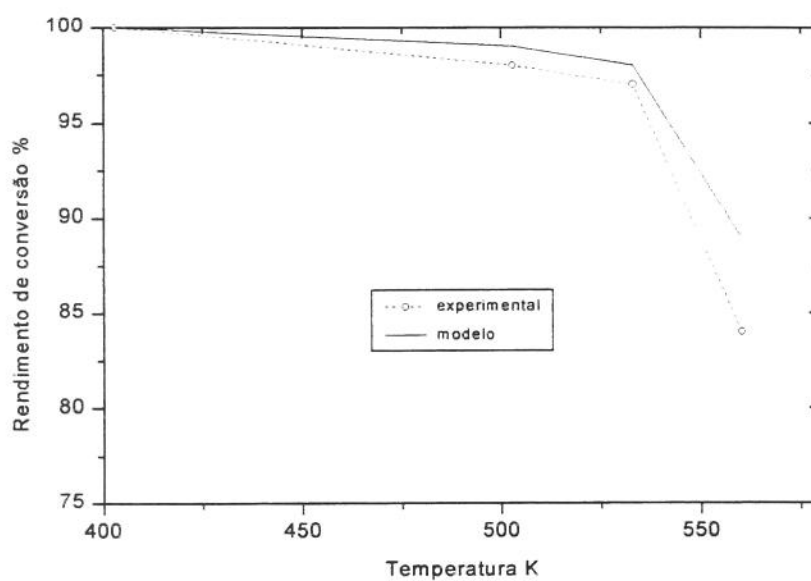


Figura 3.4. Rendimento na conversão. comparação dos valores medidos e simulados

Analisando a figura 3.4, pode-se concluir que o modelo superestima o rendimento na conversão. Este fato está principalmente relacionado com os valores dos dados cinéticos utilizadas na simulação. O ajuste de ambos os dados corresponde a um coeficiente de correlação de 99 % com uma desvio padrão de $\pm 0,2$ %. Isto significa que mesmo o modelo superestime o rendimento de conversão, o ajuste do modelo para a conversão é melhor que para os perfis de temperaturas.

Das análises anteriores, pode-se concluir que o modelo aqui proposto descreve de forma adequada o fenômeno de torrefação. Portanto, este modelo pode ser utilizado como ferramenta de análise e diagnóstico.

3.2. Aplicação do modelo matemático a projetos de sistemas de torrefação

Para o projeto dos sistemas de torrefação, é necessário conhecer a influência de determinados parâmetros, como por exemplo: coeficiente de transferência de calor, tempo do processo, taxas de aquecimento entre outros. A determinação experimental destes parâmetros é muito difícil e em ocasiões cara, tendo o inconveniente de ser válida somente na faixa experimental pesquisada. A seguir se faz um estudo destes parâmetros, através do modelo matemático, com objetivo de aplicar estes conceitos posteriormente ao desenho do sistema que irá desenvolver-se.

A simulação será feita para briquetes de resíduos de lápis (cedrinho). As características geométricas principais do material são apresentadas a seguir:

Diâmetro : 75 mm

Comprimento : 40 mm

Densidade : 650 kg/m³

As propriedades físicas e os dados cinéticos utilizados na simulação foram obtidas da literatura [DI BLASI, C., 1994] (ver tabela 3.1).

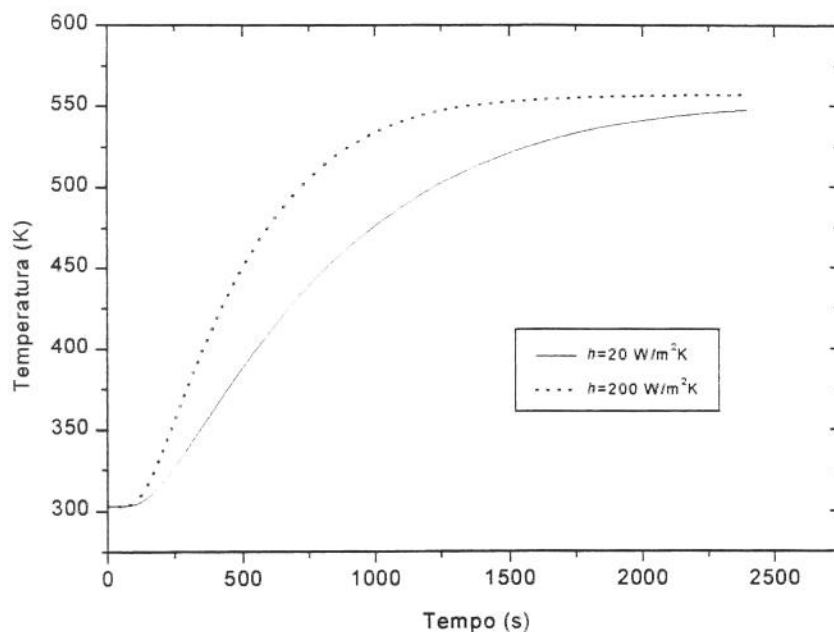


Figura 3.5. Influência do coeficiente de transferência de calor (h), no perfil de temperatura no centro de um briquete de 40mm de comprimento (valores simulados).

Como pode-se observar na figura 3.5, ao incrementar-se 10 vezes a transferência de calor (de 20 a 200 $\text{W/m}^2\text{K}$), o tempo necessário para que o briquete alcance a temperatura da câmara é 30% menor (de 2500 a 1750 segundos). Isto significa que as taxas de aquecimento são diretamente proporcionais à transferência de calor (ver figura 3.6). Como pode ser observado na figura 3.5, durante a torrefação existem dois regimes: o primeiro é um regime de aquecimento da biomassa e o outro é quando a biomassa alcança a temperatura da câmara, sendo chamado de tempo de residência. Durante o primeiro regime, existem dois períodos; no primeiro as taxas de aquecimento são crescentes e no segundo são decrescentes (ver figura 3.6). Este comportamento das taxas de aquecimento é porque no início do processo, os gradientes de temperatura entre o briquete e a temperatura da câmara são elevados, o que provoca incrementos nas taxas de aquecimento. Mas, à medida que o tempo transcorre, os gradientes de temperatura são menores, portanto as taxas de aquecimento tendem a diminuir também. Quando a taxa de aquecimento é zero, significa que o sólido alcançou a temperatura da câmara e então começa o tempo de residência no processo.

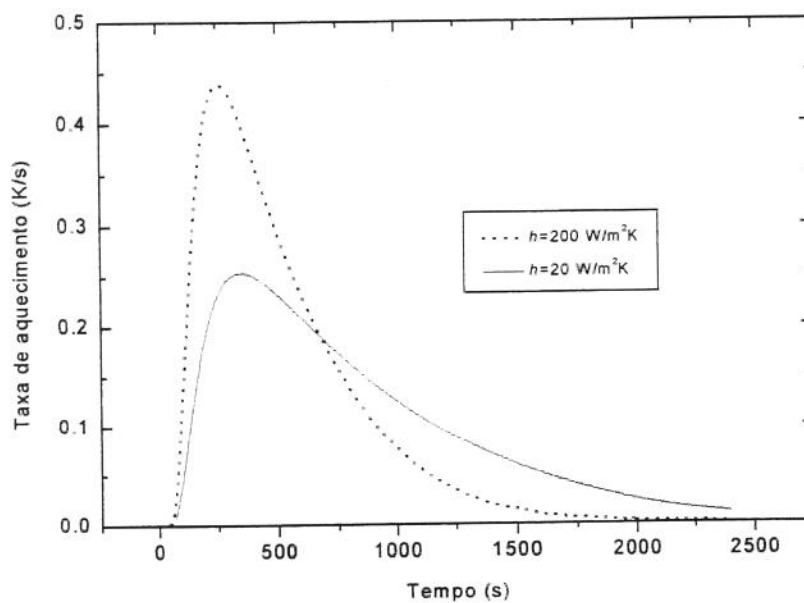


Figura 3.6. Influência do coeficiente de transferência de calor (h) nas taxas de aquecimento (valores simulados).

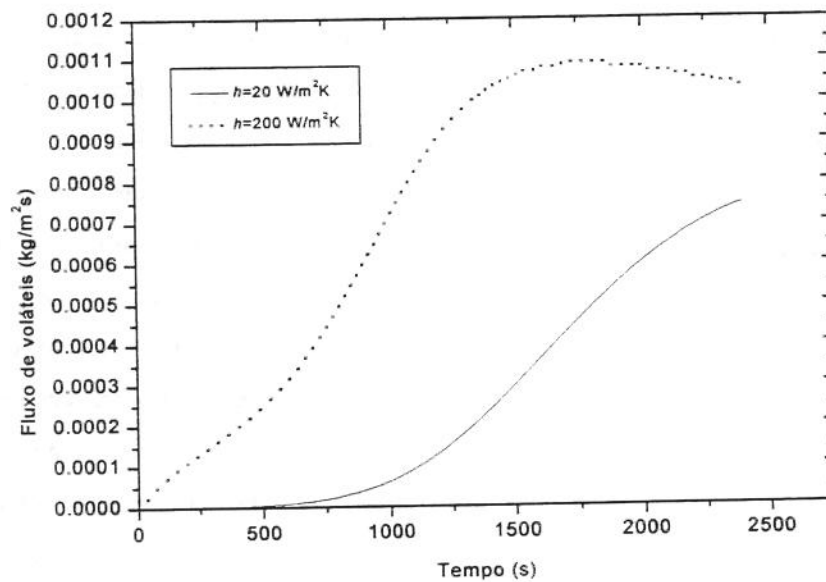


Figura 3.7. Influência do coeficiente de transferência de calor (h) no fluxo de voláteis (valores simulados).

Ao analisar a figura 3.7, observa-se que quando a transferência de calor é de $200 \text{ W/m}^2 \text{ K}$, a emissão de voláteis começa no início do processo, gerando-se aproximadamente 40% mais voláteis que a taxas de $20 \text{ W/m}^2 \text{ K}$. Comparando as figuras 3.6 e 3.7, observa-se que no caso de taxas de transferência de calor de $200 \text{ W/m}^2 \text{ K}$, o período de aquecimento termina aos 1700 segundos (figura 3.6), emitindo-se praticamente 60% dos voláteis (figura 3.7); a partir de 1700 segundos o fluxo de voláteis têm uma tendência decrescente. Isto pode ser explicado pelo fato que a emissão de voláteis tem um comportamento proporcional às taxas de aquecimento. O anteriormente analisado, explica a razão pela qual o tempo de residência tem uma influência menor que a temperatura no processo de torrefação.

Da análise anterior, comprovou-se que as taxas de transferência de calor têm uma influência direta nas taxas de aquecimento no sólido, e como consequência na emissão de voláteis. Observou-se que aproximadamente 60% dos voláteis são emitidos durante o regime de aquecimento, então conclui-se que, durante este regime, consome-se a maior quantidade de energia do processo e portanto o cálculo da câmara deve ser baseado neste regime. Se a área de transferência de calor é dimensionada para que seja fornecida a quantidade de calor adequada em regime de aquecimento, então para o regime estacionário a área de transferência será adequada também. Para tanto, propõe-se a seguinte equação para o cálculo da área de transferência de calor:

$$\frac{d(E_t)}{dt} = UA(T_m - T) \quad 3.13$$

Onde, E_t é a energia consumida no regime de aquecimento, t o tempo de aquecimento, U o coeficiente global de transferência de calor na câmara, A área de transferência de calor, T_m a temperatura média da câmara e T a temperatura dos briquetes. Para solucionar esta equação, necessita-se do tempo de aquecimento e o coeficiente de transferência de calor; estes dados podem ser determinados por meio da solução do modelo matemático aqui proposto.

Capítulo 4

Desenvolvimento de uma unidade de torrefação em nível de bancada

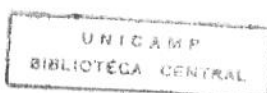
4.1 Projeto da unidade

O projeto da unidade de torrefação está baseado em duas condições fundamentais: eficiência e condições ambientais. Para conseguir isto, deve-se ter um compromisso entre ambas as condições acima expostas.

Do ponto de vista energético, como foi demonstrado no capítulo anterior, o principal critério para o projeto da câmara de torrefação é a transferência de calor. Obtendo o melhor intercâmbio de calor no sistema, diminui-se o tempo do processo e a eficiência do sistema se incrementa. Do ponto de vista ambiental, o sistema deve ter tal configuração que permita a disposição final dos resíduos da torrefação em condições ambientais favoráveis.

Considerando que a quantidade de voláteis emitidos durante a torrefação é relativamente pequena (entre 30 e 12 % da massa inicial), e que para as condições atuais não se dispõe de um mercado estável para a utilização dos resíduos da pirólise, é pouco atrativa a recuperação dos subprodutos líquidos; portanto, como alternativa factível, é proposta a reciclagem e combustão destes resíduos.

A instalação de torrefação, proposta neste trabalho, é composta de uma câmara de combustão, a qual fornece a energia necessária para o processo. A combustão da biomassa ocorre em duas etapas : gaseificação da biomassa sólida e oxidação dos gases, garantindo uma combustão eficiente com mínima emissão de poluentes (CO, NOx, etc.).



Na figura 4.1 é apresentado um esboço da instalação de torrefação. O ar para a combustão é fornecido por um ventilador de tiragem forçada. Os gases quentes da combustão circulam pelo duto (1) até a câmara de torrefação, onde a troca de calor é de forma indireta, garantindo-se que os vapores e gases da torrefação não se misturem com os gases da combustão e sejam emitidos para o meio ambiente. Esses vapores e gases são reciclados pelo duto (2), para queimar na câmara de combustão. Os gases da combustão são expulsos do sistema por meio de uma chaminé (ver anexos I, II, III).

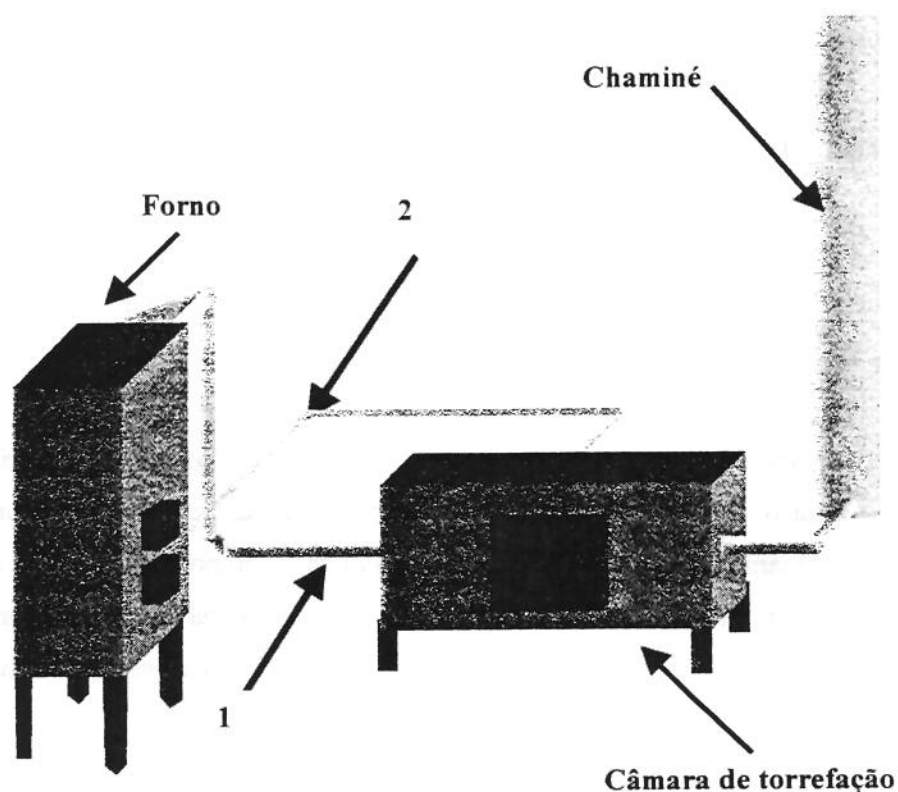


Figura 4.1. Esboço da instalação de torrefação.

Para a avaliação da instalação, foi prevista a colocação de termopares para monitorar a temperatura no sistema, assim como uma tomada de gás na saída do forno para analisá-los. Os termopares estão colocados na seguinte disposição: um termopar na saída do forno, um na entrada da câmara de torrefação e três no interior, e para medir a temperatura dos gases de escape foi colocado um termopar na saída da câmara de torrefação.

4.1.1 Projeto da câmara de torrefação

Durante o desenvolvimento desta etapa do projeto, foi feita uma análise de viabilidade prática da instalação de torrefação. As conclusões desta análise apontaram que a construção da câmara de torrefação deveria ser fácil e de materiais de baixo custo, com objetivo de tornar viável econômica e tecnicamente sua aplicação. As conclusões desta análise são comentadas a seguir.

Dos estudos realizados, concluiu-se que o desenvolvimento do setor de carvão vegetal, e a utilização dos resíduos da biomassa como substituto do carvão para fins energéticos, não estão sujeitos somente ao desenvolvimento tecnológico, senão, a outros fatores, como sérios problemas sociais, econômicos, regiões isoladas e de pouco acesso, mão-de-obra pouco qualificada, assim como falta de uma política adequada para este setor. Todos esses fatores, acima mencionados, influem negativamente no desenvolvimento desta área.

Este fato pode ser observado no caso da introdução de sistemas de carbonização contínua com recuperação do alcatrão [DE CASTRO, P. F., 1982]. A introdução desta tecnologia têm dificuldades; uma das razões é que grande parte dos produtores de carvão vegetal são pequenos produtores que não têm acesso a este tipo de tecnologia. Outra razão é de ordem econômica, pois esta tecnologia precisa de altos investimentos que têm um retorno a longo prazo; além disso, a recuperação do alcatrão não é atrativa, pois não existe um mercado estável para os resíduos da pirólise. Outro aspecto importante é que, para a introdução destas tecnologias, necessita-se de mão-de-obra com certo grau de qualificação, fator este que não existe na maioria das regiões onde é produzido o carvão vegetal. O "sucesso", até os dias de hoje, dos fornos de alvenaria é devido a seus baixos custos de fabricação e ao fato de não exigirem mão-de-obra qualificada para serem operados [ROSILLO-CALLE, 1996].

Pode-se concluir que, para ter sucesso na introdução da torrefação a curto prazo, deve-se levar em consideração os aspectos acima discutidos. Portanto, a câmara foi feita de materiais acessíveis, visando à sua fácil construção. A seguir, é descrito o protótipo que foi construído (ver anexos II).

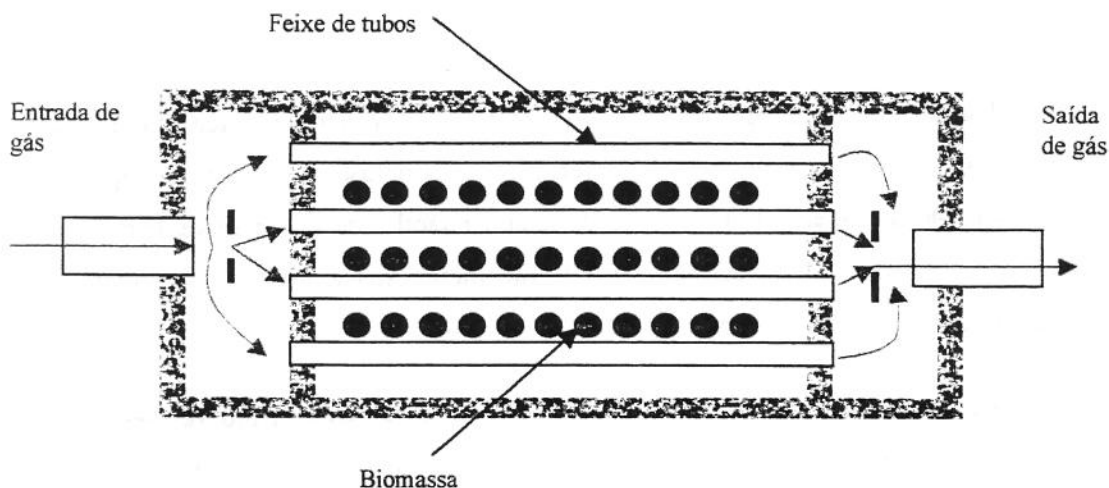


Figura 4.2. Esboço da câmara de torrefação

O corpo da câmara é construído de tijolos refratários; em uma parede lateral da câmara, há uma tubulação que dá entrada ao gás da combustão (figura 4.2), chegando este a um recinto de distribuição formado por paredes de tijolos. A distribuição do gás é realizada por um defletor colocado na frente da tubulação de entrada. O gás da combustão é distribuído de forma homogênea através de um feixe de tubos, circulando e trocando calor com a biomassa que se encontra entre as fileiras de tubos. O gás da combustão sai a um recinto igual ao da entrada, sendo evacuado por uma tubulação colocada na outra parede lateral. Os voláteis da torrefação saem por um duto na parede traseira, sendo reciclados e queimados na câmara de combustão.

O protótipo é de baixo custo e fácil execução, isto é, não precisa de alta tecnologia nem de mão-de-obra qualificada para ser construído e operado. É necessário apontar que com os dados tirados desta instalação e com o desenvolvimento do projeto, pretende-se propor uma instalação mais compacta e adaptável às condições reais de aplicação.

Energia fornecida durante o regime de aquecimento na torrefação

O objetivo fundamental do projeto da câmara de torrefação é determinar a área efetiva de transferência de calor; para tanto, necessita-se conhecer a energia consumida no regime de aquecimento, segundo as conclusões do capítulo anterior.

Durante este processo, a energia fornecida é utilizada no aquecimento, dessorção e evaporação da umidade, assim como na variação da entalpia do sólido em transformação e as reações químicas da pirólise.

Então, a energia a fornecer pode ser expressada como:

$$I_T = W \left(\int_{T_0}^T c_u dT + h_v \right) + E_d + \int_{T_0}^T c_s dT + \Delta h \quad (\text{kJ/kg}) \quad 4.1$$

Na equação acima proposta, W é o teor de umidade base seca e a primeira integral é a energia fornecida para o aquecimento da umidade na fase líquida e na fase de vapor. A esta integral, soma-se o calor latente de vaporização da água (h_v). Também na fase de secado intervém a energia de dessorção da água ligada (E_d). A segunda integral é a energia fornecida para aquecer o sólido até a temperatura final; notar que o calor específico no sólido (c_s) varia com as reações de decomposição. Finalmente, soma-se a entalpia de reação Δh .

Como é conhecida a variação do calor específico da água e do vapor da água em relação à temperatura, então a integral pode ser solucionada nos limites de temperatura de 25 a 300 °C. A figura 4.3 mostra esta variação; o valor da integral é 696,4 kJ/kg. É assumido que a umidade inicial da biomassa é de 11% base seca e o calor latente de vaporização é de 2257 kJ /kg. Segundo Shoffafer [SHOFFAFER, 1974], o calor de dessorção até 0% de umidade é de 75,4 kJ/kg. A energia fornecida para o aquecimento da umidade, na fase líquida e de vapor, também pode ser calculada por meio dos calores específicos médios. O cálculo por esta variante oferece resultados muito similares ao da integral aqui resolvida.

Para o cálculo da energia utilizada no aquecimento da fase sólida, é utilizado o modelo matemático proposto neste trabalho. Para tanto, determinou-se a variação média do calor específico da fase sólida, como pode observar-se na figura 4.4. O valor da integral é 370,5 kJ/kg. Para o cálculo da entalpia de reação na pirólise, foi utilizado o valor de 418 kJ/kg [DI BLASI, C., 1994].

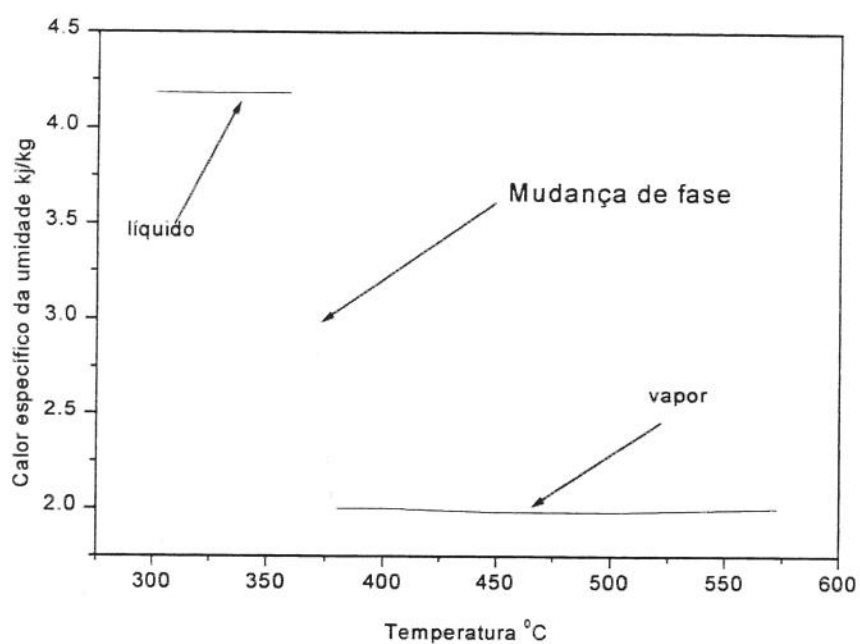


Figura 4.3. Variação do calor específico da unidade em função da temperatura.

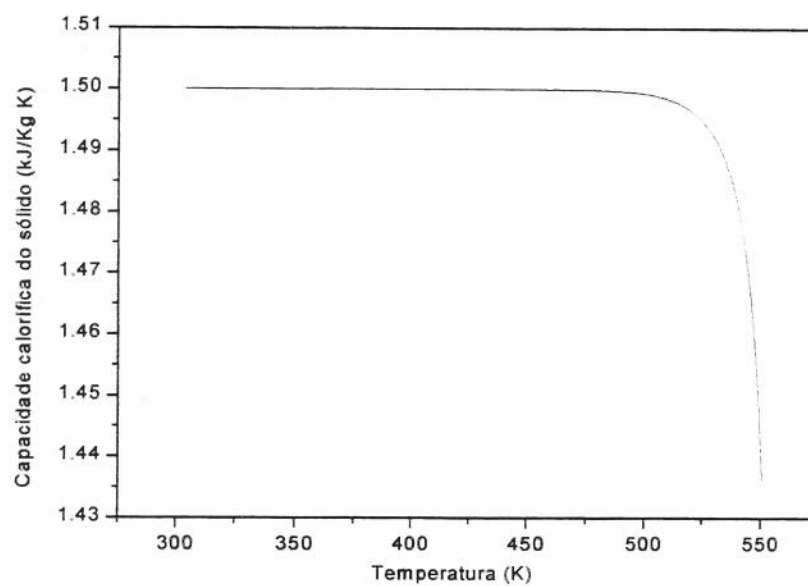


Figura 4.4. Variação do calor específico da fase sólida em função da temperatura.

Da soma dos resultados obtidos, pode-se determinar a energia fornecida para a torrefação no regime de aquecimento, a qual é :

$$I_T = 1188,55 \text{ kJ/kg}$$

A câmara de torrefação será projetada para uma capacidade de 20 kg de biomassa, sendo a energia total expressa por:

$$E_T = m_B I_T \quad (\text{kJ}) \quad 4.2$$

Sendo o valor total de :

$$E_T = 23\,771 \text{ kJ}$$

Cálculo da área de transferência de calor na câmara

O cálculo da área de transferência de calor, como foi proposto no capítulo anterior, será realizado no regime de aquecimento, utilizando-se a equação seguinte:

$$\frac{d(E_T)}{dt} = UA(T_m - T) \quad (\text{W}) \quad 4.3$$

Para facilitar a solução da equação 4.3, é introduzido o conceito de capacidade calorífica equivalente (C_e). Portanto é considerado que a biomassa têm uma capacidade calorífica tal, que equivale à energia total fornecida durante o processo. Isto pode ser equacionado pelas seguintes correlações:

$$E_T = m_B I_T = C_e T \quad (\text{kJ}) \quad 4.4$$

Onde C_e ($\text{J/}^\circ\text{C}$) é a capacidade calorífica equivalente e T é a temperatura da biomassa no instante t de tempo. Então a equação 4.3 pode ser expressada como:

$$C_e \frac{dT}{dt} = UA(T_m - T) \quad (W) \quad 4.5$$

Onde τ é o tempo, U o coeficiente global de transferência de calor, A a área de transferência de calor é T_m é a média aritmética das temperaturas à entrada e saída da câmara de torrefação. Integrando a equação 4.5 nos limites T_0 e T e no intervalo de tempo dt , determina-se a área de transferência de calor, como é mostrado a seguir:

$$\int_{T_0}^{T_f} \frac{dT}{T_m - T} = \int_0^t \frac{UA}{C_e} dt \quad 4.6$$

$$-\ln|T_m - T| \Big|_{T_0}^{T_f} = \frac{UA}{C_e} t \Big|_0^t \quad 4.7$$

$$\ln \left| \frac{T_m - T_0}{T_m - T} \right| = \frac{UA}{C_e} t \quad 4.8$$

Finalmente a área de transferência de calor pode ser calculada como :

$$A = \ln \left| \frac{T_m - T_0}{T_m - T_f} \right| \frac{C_e}{Ut} \quad (m^2) \quad 4.9$$

Para o cálculo da área efetiva de troca de calor, é necessário conhecer o valor da capacidade calorífica equivalente, assim como o valor do coeficiente global de transferência de calor e o tempo de aquecimento.

A capacidade calorífica equivalente pode ser estimada pela seguinte correlação:

$$C_e = \frac{E_T}{\eta_C (T - T_0)} \quad (kJ/^{\circ}C) \quad 4.10$$

Onde η_c é a eficiência térmica da câmara de torrefação; este termo corrige o valor da energia total devido às perdas de energia na câmara. O valor assumido foi de 95%. A faixa de temperatura foi assumida de 25 a 300 °C. O valor calculado foi: $C_e = 91 \text{ kJ} / ^\circ\text{C}$.

O coeficiente global de transferência de calor pode ser estimado pela seguinte equação :

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + \varepsilon} \quad (\text{W/m}^2 \text{ K}) \quad 4.11$$

Onde h_1 é o coeficiente de transferência de calor por dentro dos tubos da câmara ($\text{W/m}^2 \text{ K}$) e h_2 é o coeficiente de transferência de calor no lado externo dos tubos ($\text{W/m}^2 \text{ K}$), ε é o coeficiente de resistência por incrustação; o valor assumido foi $0,002 \text{ m}^2 \text{ K/W}$ [TANQUERO, N., 1987]. O valor dos coeficientes de transferência de calor, pelo lado interno e externo dos tubos, foi estimado pelos critérios adimensionais, os quais são apresentados a seguir [INCROPERA, F.P., 1990]:

Para o lado interno dos tubos:

$$h_1 = Nu \frac{k}{D_h} \quad (\text{W/m}^2 \text{ K}) \quad 4.12$$

Onde:

Nu - Número de Nusselt: 4,36 (fluxo constante de calor)

k - condutividade térmica dos gases da combustão: $48 \times 10^{-3} \text{ W/m K}$

D_h - Diâmetro hidráulico equivalente: 0,027 m (valor do duto padrão)

$$h_1 = 7,76 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Para o lado externo aos tubos:

$$h_2 = \frac{k}{D} Nu \quad (\text{W/m}^2 \text{ K}) \quad 4.13$$

Onde :

D – diâmetro externo do duto: 0,035 m (valor padrão)

$$Nu = CR^n_a \quad 4.14$$

Ra - Número de Rayleigh, C e n são coeficientes que dependem de Ra

$$h_2 = 16 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Finalmente, o coeficiente global de transferência de calor é :

$$U = 4 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

O tempo de aquecimento da biomassa foi estimado por meio do modelo matemático; notar que a área de transferência é inversamente proporcional ao tempo de aquecimento (equação 4.9), concluindo-se que o tempo estimado para a biomassa seca pode ser utilizado para o cálculo, já que o erro cometido favorece o tamanho da área de troca de calor e, portanto, a quantidade de calor transferida à biomassa é maior. O tempo estimado pelo modelo foi de $t=1,5$ hora; para isto, foi utilizado o coeficiente de transferência de calor estimado pela parte externa dos tubos ($16 \text{ W/m}^2 \text{ K}$).

Determinados todos os coeficientes necessários e assumindo uma temperatura média da câmara de $T_m=500^\circ\text{C}$, pode-se calcular a área de transferência de calor.

$$A = 2,7 \text{ m}^2$$

Para a construção da câmara foram utilizados tubos de 0,035 m de diâmetro e 1 m de comprimento. Pela área calculada, o número de tubos é 24, dispostos num feixe como é mostrado na figura 4.2.

4.1.2 Projeto do forno

No sistema de combustão proposto, a biomassa é queimada em duas câmaras. Na primeira câmara, é fornecido ar primário, de forma que parte da biomassa é queimada e a outra parte é gaseificada. Na segunda câmara, é injetado o ar secundário, com objetivo de oxidar os gases gerados na primeira câmara; na figura 4.5, é mostrado o esquema de combustão proposto. Desta forma obtêm-se uma boa mistura do ar, com a biomassa e os gases combustíveis gerados, diminuindo-se as perdas por combustão química incompleta, portanto reduzindo as emissões de CO [NUSSBAUMER, T., 1994].

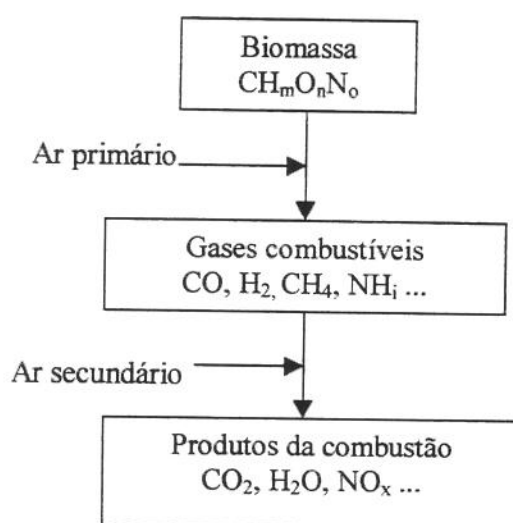


Figura 4.5. Etapas de combustão

O excesso de ar varia segundo o tipo de biomassa utilizada. Para este tipo de forno, recomenda-se um excesso de ar de 1,2 a 1,4 [NUSSBAUMER, T., 1994]. Recomenda-se que o fluxo de ar secundário seja 20% do fluxo total de ar. O processo de pré-combustão ocorre num espaço reduzido dentro do forno; este espaço sofre um estreitamento em sua secção transversal, no topo superior, para garantir uma adequada homogeneização da mistura dos gases com o ar. Na figura 4.6, é apresentado um esboço do forno.

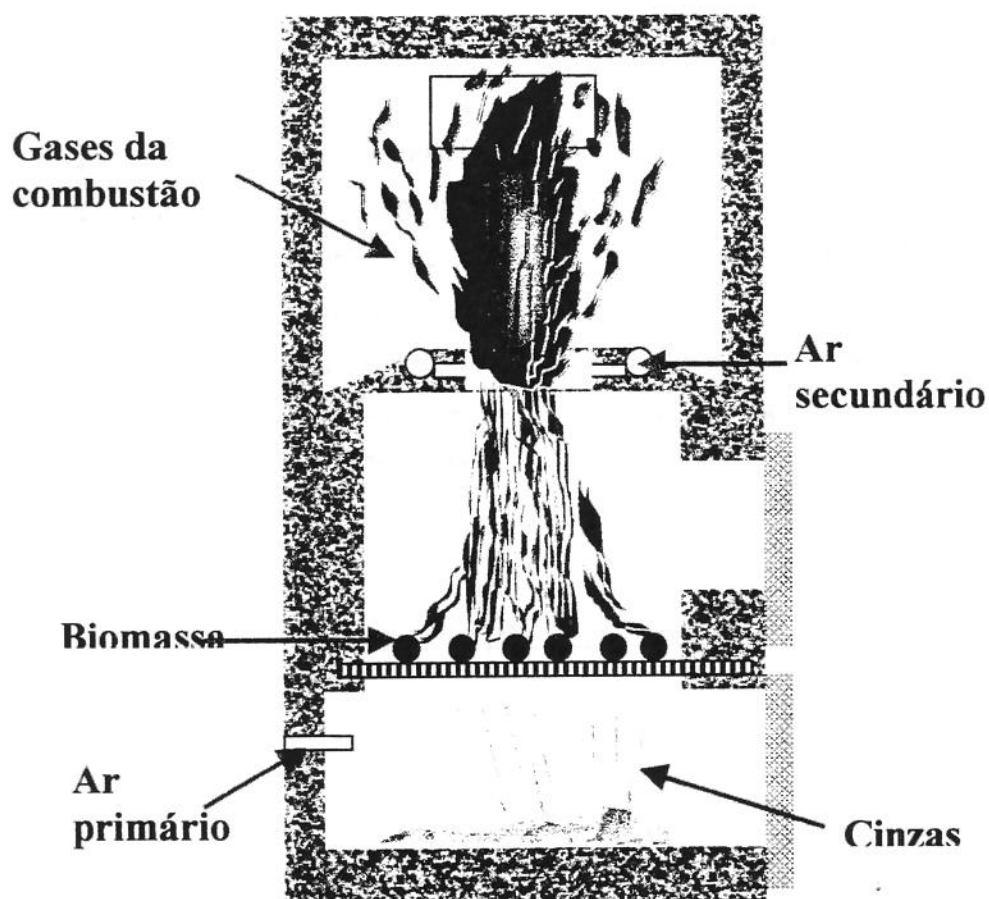


Figura 4.6. Esboço da câmara de combustão

Cálculo do volume do forno

As dimensões da câmara de combustão devem garantir que o tempo de residência dos gases seja adequado para completar a combustão. O anteriormente dito está relacionado ao conceito de tensão térmica volumétrica do forno (q_v), expresso pela seguinte equação que correlaciona o volume do forno:

$$V_C = \frac{B_C PCI}{q_v} \quad (\text{m}^3) \quad 4.15$$

Onde B_C é o consumo horário de combustível (assume-se $1,9 \times 10^{-3}$ kg/s), PCI é o poder calorífico inferior do combustível (20 000 kJ/kg, determinado para os briquetes de

biomassa a usar), V_c é o volume do forno (m^3) e q_v , tensão térmica volumétrica kW/m^3 . Utilizando a tensão térmica volumétrica recomendada para biomassa, $200 kW/m^3$ [TANQUERO, N.,1987], o volume do forno é:

$$V_c = 0,17 m^3$$

Considerando que o volume da câmara de pré-combustão será 40% do volume do forno, então:

O volume da câmara de pré-combustão: $0,07 m^3$.

O volume da câmara de oxidação : $0,1 m^3$.

A área da grelha pode ser determinada pelo conceito de tensão térmica superficial no espelho de combustão e expressada pela seguinte equação:

$$\mathcal{R} = \frac{B_C PCI}{q_R} \quad (m^2) \quad 4.16$$

Onde $\mathcal{R}$ é a área da grelha e q_R , a tensão térmica superficial no espelho de combustão (kW/m^2); para fornos com grelha, recomenda-se $q_R = 220 kW/m^2$ [TANQUERO, N.,1987].

$$\mathcal{R} = 0,15 m^2$$

4.1.3 Cálculo do sistema de exaustão

O sistema de exaustão empregado nesta instalação é de tiragem natural. A seguir, são mostrados os cálculos das perdas de carga no sistema e, logo após, o cálculo da chaminé. Para o cálculo das perdas de carga, é aplicado o método dos comprimentos equivalentes [FOUST, A.S., 1982; PERRY & CHILTON, 1980]. As perdas de carga são divididas em três seções para o cálculo: a primeira é do forno à câmara, a segunda na câmara e a última vai da saída da câmara à chaminé.

Equação geral das perdas de carga:

$$\Delta P_i = f_i \left(\frac{L_i}{D_i} + \sum_i \left(\frac{L_e}{D_i} \right) \right) \frac{V_i^2}{2} \rho_{gc} \quad 4.17$$

Onde:

ΔP_i - Perda de carga na tubulação i (Pa)

L_i - Comprimento reto da tubulação i (m)

D_i - Diâmetro da tubulação reta i (m)

$(L_e/D)_i$ - Comprimento equivalente relativo dos acessórios

V_i - Velocidade do gás no duto i (m/s)

ρ_{gc} - Densidade dos gases da combustão (kg/m³)

f_i - Coeficiente de atrito no duto i [FOUST, A.S., 1982]

Para o cálculo das perdas de carga, nos trechos definidos, é necessário determinar o fluxo de gás da combustão no sistema. Para tanto, pode-se aplicar um balanço de energia na câmara de torrefação, e chegar à seguinte correlação:

$$G_{gc} = \frac{E_T}{\Delta t_a \eta_C c_{gc} \Delta T} \quad 4.18$$

Onde :

G_{gc} - Vazão dos gases da combustão (kg/s)

c_{gc} - Calor específico dos gases da combustão (1,13 kJ/kg K) [HUGOT, E., 1977]

ΔT - Diferença de temperatura na câmara de torrefação (assume-se 300 °C)

η_C - Eficiência térmica da câmara de torrefação (assume-se 95%)

Δt_a - Tempo de aquecimento (estimado pelo modelo matemático 1.5 h)

$G_{gc} = 0,013 \text{ kg/s}$

Outros dados de importância são os comprimentos equivalentes dos diferentes acessórios. Na tabela 4.1, são apresentados os valores destes comprimentos equivalentes.

Tabela 4.1. Comprimentos equivalentes nas seções do sistema

Seção Nº	Acessório	Quantidade	(L _e /D)
Seção No 1	Saída do forno	1	4
	Cotovelo 90°	2	30
	Tê	1	20
	Válvula de borboleta (45°)	1	20
Seção No 2	Entrada na câmara	1	60
	Defletor da entrada	1	400
	Entrada no feixe de tubos	1	30
	Saída do feixe de tubos	1	60
	Defletor da saída	1	400
	Saída da câmara	1	30
Seção No 3	Cotovelo 90°	1	30
	Tê	1	20

Fonte: Foust, 1982; Perry, 1980

Uma vez calculadas as perdas nas seções do sistema, a perdas totais podem ser calculadas pela seguinte expressão:

$$\Delta P_T = \sum_{i=1}^3 \Delta P_i \quad 4.19$$

$$\Delta P_T = 20,25 \text{ Pa}$$

Determinadas as perdas de carga totais no sistema, pode-se calcular a altura da chaminé para obter a tiragem desejada:

$$H = \frac{\Delta P_T + \Delta P_{ch}}{(\rho_a - \rho_{gc})g} \quad 4.20$$

Onde:

H - altura teórica da chaminé (m)

ΔP_T - queda de pressão total no sistema (Pa)

ρ_a - densidade do ar à temperatura ambiente (25°C) (1,16 kg/m³)

ρ_{gc} - densidade do gás da combustão na chaminé (180 °C) (0,76 kg/m³)

g - aceleração da gravidade (9,81 m/s²)

ΔP_{ch} - perdas de carga na chaminé (0,23 Pa) [PERRY&CHILTON, 1980]

$H = 5,22 \text{ m}$

A altura da chaminé deve ser medida a partir do nível da saída do forno. Como foi dito, o gás da torrefação é reciclado e queimado na câmara de combustão. A seguir, são mostrados os cálculos do ejetor utilizado para a reciclagem (fig 4.7) [PERRY, 1980; BRISTOTI, 1984].

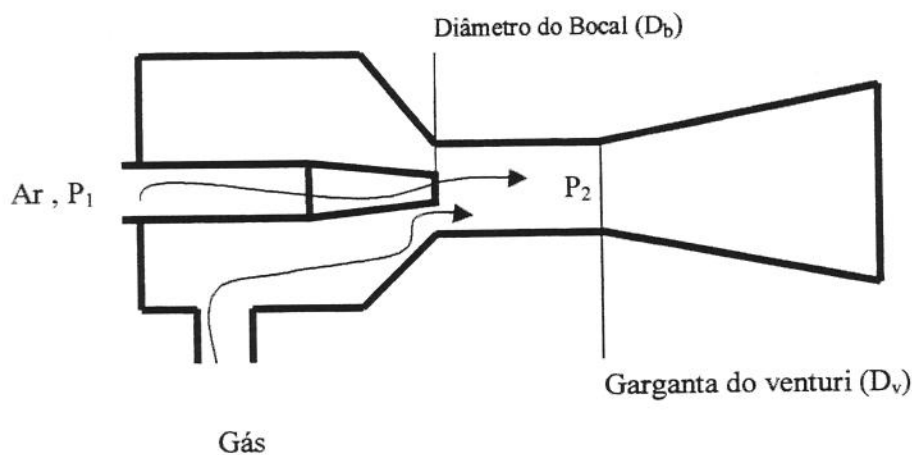


Figura 4.7. Ejetor para o gás da torrefação

Para o cálculo do diâmetro do bocal (D_b), é considerado que a pressão P_2 é 10% menor em relação à pressão atmosférica P_1 , ou seja $\Delta P = P_1 - P_2 = 0,11 \times 10^4 \text{ kgf/m}^2$, e assumindo um fluxo de ar de $G_a = 0,014 \text{ m}^3/\text{s}$.

Então, a área do bocal pode ser estimada pela seguinte equação :

$$A_b = \frac{Q_a}{C \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_a}}} \quad 4.21$$

Onde :

Q_a - fluxo de ar (m^3/s)

C - Coeficiente de descarga do bocal (0,98)

ΔP - queda de pressão (kgf/m^2)

ρ_a - Densidade do ar (kg/m^3)

$$A_a = 0,00033 \text{ m}^2$$

$$D_b = 0,02 \text{ m}$$

Cálculo do diâmetro da garganta do venturi :

$$D_v = \frac{\Gamma D_b}{\varpi \sqrt{\gamma}} \quad 4.22$$

Onde :

Γ - relação ar/gás

D_b - diâmetro do bocal (m)

ϖ - coeficiente de vazão (0,8)

γ - densidade do gás em relação ao ar

$$D_v = 0,035 \text{ m}$$

4.2 Avaliação do sistema de torrefação

Para determinar a eficiência do sistema de torrefação, foram realizados, a diferentes condições, vários balanços térmicos e de massa. Para os testes, utilizaram-se briquetes de resíduos de madeira "cedrinho", provenientes do processo de fabricação de lápis da fábrica Faber Castell situada em São Carlos - SP. As características destes briquetes foram determinadas [ASTM D 3178-84; ASTM D 3286-85; ASTM D 1762-82] e são apresentadas na tabela 4.2.

Tabela 4.2. Características dos briquetes de resíduos de cedrinho

Análise elementar (bs) %				Análise imediata (bs) %		Poder calorífico Superior PCS (kJ/kg)
C ^s	H ^s	O ^s	A ^s	Voláteis	Carbono fixo	
49,37	6,59	40,24	3,8	76,6	18,6	20020

4.2.1 Balanço térmico do sistema

Para o balanço térmico realizado na instalação, utilizou-se o método de balanço indireto [BEATON P., 1991; CORTEZ, L.A.B. & SILVA, E., 1997], porque, em fornos que usam combustíveis sólidos, é difícil o monitoramento do fluxo de combustível. Este método permite revelar as fontes de baixa eficiência no sistema.

A eficiência de um sistema térmico está definida como a relação entre a energia transferida à substância de trabalho e a energia total fornecida ao sistema. A eficiência energética de um sistema pode ser expressa pela seguinte equação:

$$\eta_s = \frac{Q_u}{Q'_d} 100 \quad (\%) \quad 4.23$$

Onde :

Q_u - Energia transferida à substância de trabalho (kJ)

Q'_d - Energia fornecida ao sistema (kJ)

A energia transferida à substância de trabalho sempre é menor que a energia fornecida ao sistema; isto se deve às perdas de energia no sistema. A seguir, são comentadas as causas destas perdas no sistema de torrefação:

1. Perdas de calor na entalpia dos gases de saída da instalação (Q_2): ocorrem devido à saída dos produtos da combustão do sistema de torrefação, com uma temperatura maior que a temperatura ambiente;
2. Perdas de calor pela combustão incompleta dos gases (Q_3) no forno: ocorrem devido à presença, nos gases da combustão, de concentrações de CO, H₂, CH₄ e outros elementos que têm ainda certo poder calorífico, e que não são aproveitados no processo;
3. Perdas de calor pela combustão incompleta das partículas de combustível (Q_4) no forno: ocorrem porque o combustível não permanece na zona quente do forno pelo tempo necessário para combustionar-se totalmente; estas perdas são localizadas nas partículas arrastadas em baixo da grelha do forno;
4. Perdas ao meio ambiente (Q_5): ocorrem devido à transferência de calor do sistema ao meio ambiente; estas perdas são localizadas no forno, tubulações e câmara de torrefação.

O balanço térmico da instalação pode ser expresso pela seguinte equação:

$$Q_d' = Q_u + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 \quad (kJ / kg) \quad 4.24$$

Dividindo-se os termos da equação por Q_d' e multiplicando por 100, tem-se:

$$100 = q_u + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 \quad (\%) \quad 4.25$$

Substituindo-se a equação 4.23 em 4.25, a eficiência energética pode ser expressa por:

$$\eta_s = 100 - \sum_{i=2}^5 q_i \quad (\%) \quad 4.26$$

A equação 4.26 é conhecida como equação de balanço térmico inverso, recomendada para sistemas que trabalham com combustíveis sólidos. Este método de balanço tem a vantagem de revelar quantitativamente as fontes de baixa eficiência.

A seguir, é apresentada a seqüência de cálculo para a avaliação energética do sistema de torrefação:

1. Cálculo das perdas por combustão incompleta das partículas de combustível (q_4):

As perdas por combustão incompleta das partículas de combustível ocorrem porque estas partículas não permanecem o tempo suficiente na zona de altas temperaturas; estas perdas podem ser expressas pela seguinte equação:

$$q_4 = \left(\frac{cr}{100 - cr} \right) \frac{327,8 A^t}{Q_d^t} \times 100 \quad (\%) \quad 4.27$$

Onde cr é o teor de carbono fixo (%) nos resíduos embaixo da grelha; seu valor é determinado por meio de análise imediata de amostras destes resíduos. A^t é a porcentagem de cinzas do combustível (%) em "base de trabalho" e seu valor é determinado também por análise imediata do combustível e Q_d^t é o poder calorífico baixo do combustível (kJ/kg), sendo seu valor determinado por meio de uma bomba calorimétrica.

2. Cálculo da perdas por combustão incompleta dos gases (q_4):

Estas perdas ocorrem devido aos gases que não foram oxidados durante o processo de combustão; estes gases são principalmente: CO, CH₄ e H₂. Portanto, para determinar estas perdas, deve-se fazer, durante o balanço, uma análise dos gases de escape. As perdas por combustão incompleta dos gases podem ser determinadas pela seguinte expressão :

$$q_3 = 126,4 CO \frac{V_{gs}}{Q_d^t} 100 \quad (\%) \quad 4.28$$

Onde CO é a concentração volumétrica do monóxido de carbono nos gases de escape (%), determinado por análise de Orsat. V_{gs} é o volume de gases de escape secos, sendo calculado pela seguinte equação:

$$V_{gs} = \frac{1,86(C' + 0,375S')}{(CO_2 + CO)} \times \frac{(100 - q_4)}{100} \quad (\text{m}^3/\text{kg}) \quad 4.29$$

Na equação 4.29, C' e S' são as porcentagens de carbono e enxofre na composição elementar do combustível; estas quantidades são determinadas por análise elementar do combustível. CO_2 e CO são as porcentagem volumétrica destes elementos nos gases de escape. Notar que as perdas por combustão incompleta dos gases dependem diretamente das perdas q_4 .

3. Cálculo das perdas nos gases de escape (q_2):

Estas perdas ocorrem devido à entalpia contida nos gases de escape, podendo ser calculadas pela seguinte equação:

$$q_2 = \frac{h_{ge} - \lambda h_{af}}{Q_d'} (100 - q_4) \quad (\%) \quad 4.30$$

O termo h_{ge} é a entalpia dos gases de escape, λ é o coeficiente de excesso de ar na combustão e h_{af} é a entalpia do ar do meio ambiente. Para o cálculo da entalpia dos gases de escape, pode ser empregada a seguinte equação:

$$h_{ge} = V_{ro2}(i_{ro2}) + V_{n2}^0(i_{n2}) + V_{h2o}^0(i_{h2o}) + (\lambda - 1)V_a^0(i_a) \quad (\text{kJ/kg}) \quad 4.31$$

Onde V_i ($i=ro2, n2, h2o, a$) são os volumes teóricos dos componentes dos gases da combustão e i_i ($i=ro2, n2, h2o, a$) são as entalpias dos gases de escape à temperatura de saída (kJ/m^3), as quais podem ser determinadas mediante tabelas. Para o cálculo dos volumes são utilizadas as seguintes equações:

$$V_a^0 = 0,0889(C' + 0,375S') + 0,265H' - 0,0333O' \quad (\text{m}^3/\text{kg}) \quad 4.32$$

$$V_{ro2} = 0,01866(C' + 0,375S') \quad (\text{m}^3/\text{kg}) \quad 4.33$$

$$V_{n2}^o = 0,79V_a^o + 0,008N' \quad (\text{m}^3/\text{kg}) \quad 4.34$$

$$V_{h2o}^o = 0,111H' + 0,0124W' + 0,0161V_a^o \quad (\text{m}^3/\text{kg}) \quad 4.35$$

O excesso de ar na combustão pode ser determinado por análise dos gases mediante um aparelho Orsat. A equação para seu cálculo é a seguinte:

$$\lambda = \frac{N_2}{N_2 - 3,76(O_2 - 0,5CO)} \quad 4.36$$

Em que N_2 , O_2 , CO são os componentes em porcentagem volumétrica dos gases de escape. A entalpia do ar do meio ambiente pode ser determinada pela seguinte equação:

$$h_{af} = V_a^o C_{af} T_0 \quad (\text{kJ/kg}) \quad 4.37$$

Em que C_{af} é o calor específico do ar à temperatura ambiente e T_0 é a temperatura ambiente.

4. Cálculo das perdas de calor para o ambiente (q_s):

As perdas para o meio são localizadas no forno, câmara e nas tubulações. Para o cálculo, é utilizada a seguinte equação:

$$q_s = \frac{1}{B_c Q_d'} \left(\sum F_i h_i (T_{pi} - T_0) \right) \quad (\%) \quad 4.38$$

Em que F_i é a área da parede da câmara ou forno (m^2), h_i é o coeficiente de transferência de calor por convecção na parede ($\text{kW}/\text{m}^2 \text{ K}$), T_{pi} é a temperatura média da parede. Notar que, para o cálculo destas perdas, deve-se assumir-se um consumo de combustível B_c (kg/s). O coeficiente de transferência de calor pode ser estimado pela seguinte equação [INCROPERA, F.P., 1990]:

$$h = \frac{Nu k}{L} \quad (\text{kW/m}^2 \text{ K}) \quad 4.39$$

Em que k é o coeficiente de condução (kW/mK) do ar, L é a altura da parede (m) e Nu é o número de Nusselt e pode ser calculado pela seguinte expressão [INCROPERA, F.P., 1990]:

$$Nu = \left[0,825 + \frac{0,387 Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right]^2 \quad 4.40$$

Na equação acima, Pr é o número de Prandtl (0,7) [INCROPERA, F.P., 1990] e Ra o número de Rayleigh, que pode determinar-se pela seguinte equação:

$$Ra = \frac{g \beta (T_p - T_0) L^3}{\nu a} \quad 4.41$$

Em que g é a aceleração da gravidade, ν é a viscosidade cinemática do ar e a é a difusividade térmica.

5. Cálculo da eficiência da combustão no forno (η_f):

A eficiência da combustão no forno pode ser calculada pela seguinte expressão:

$$\eta_f = 100 - (q_3 + q_4) \quad (\%) \quad 4.42$$

Este indicador energético expressa a eficiência de geração de energia no sistema, ou seja, a eficiência do forno, a qual depende somente das perdas por combustão incompleta dos gases e das perdas por combustão incompleta das partículas de combustível.

6. Cálculo da eficiência da câmara de torrefação (η_t) :

Fazendo um balanço de energia similar ao mostrado no início deste item, podem-se determinar as perdas na câmara de torrefação. A expressão de cálculo é apresentada a seguir:

$$\eta = 100 - (q_5)_{câmara} \quad (\%) \quad 4.43$$

Em que $(q_5)_{câmara}$ são as perdas ao meio na câmara, e podem ser determinadas pela equação 4.38.

7. Cálculo do consumo de combustível (B_c):

O consumo de combustível pode ser calculado pela seguinte equação:

$$B_c = \frac{Q_u}{0,01 Q_d' \eta_s} \quad (\text{kg/s}) \quad 4.44$$

Onde η_s é a eficiência energética do sistema e pode ser calculada pela expressão 4.26. Q_u é a energia transferida à biomassa (kW), sendo calculada pela seguinte expressão:

$$Q_u = \frac{E_T}{\Delta t_a} + \frac{m_B(1 - wy)}{\Delta t_r} c_v(T - T_0) \quad (\text{kW}) \quad 4.45$$

A energia total transferida à biomassa é a soma da energia consumida no processo de aquecimento e a energia consumida no intervalo de residência. A energia transferida no aquecimento da biomassa (E_T) é calculada pela equação 4.2 e para expressá-la em kW, é dividida pelo intervalo de tempo de aquecimento Δt_a (s). Considerando que, ao final do intervalo de aquecimento, a biomassa não consome mais energia sensível e que a entalpia de reação é zero [ESPENAS, B., 1994], a energia consumida no intervalo de residência deve-se à energia de aquecimento dos voláteis emitidos neste intervalo, representada pelo último termo da equação 4.45, em que m_B é a massa inicial alimentada (kg), wy é o

rendimento de conversão, Δt_r é o intervalo de residência (s), c_v é o calor específico dos voláteis (kJ/kg K), T é a temperatura de torrefação e T_0 é a temperatura do meio.

Observe-se que, para o cálculo das perdas ao meio (q_s), foi assumido um consumo de combustível; se o erro relativo entre o consumo de combustível assumido e o calculado é menor que 5%, o cálculo é terminado; senão, reinicia-se novamente o cálculo partindo da determinação das perdas ao meio (q_s), até que a condição acima proposta seja cumprida.

Resultados da avaliação do forno

A eficiência do sistema de torrefação depende em grande medida da eficiência da combustão no forno. Como pode ser apreciado, na metodologia acima proposta, duas das principais perdas de energia no sistema ocorrem justamente durante a combustão. Portanto, conclui-se que, para poder explorar eficientemente o sistema, deve-se fazer uma avaliação do forno com objetivo de determinar as melhores condições de trabalho. Para tanto, foi testado o forno em diferentes condições de trabalho.

Os testes consistiram em variar o excesso de ar para a combustão, variando os fluxos de ar e as relações entre o ar primário e secundário. A seguir, são mostradas na tabela 4.3 as medições realizados durante os testes. Observar que os testes foram realizados para o consumo de combustível de projeto (7 kg/h).

Tabela 4.3. Composição média dos gases de escape e teor de carbono fixo nos resíduos debaixo da grelha, para diferentes relações de ar secundário e consumo de combustível a 7 kg/hr constante.

No	Fluxo total de ar (m ³ /h)	Ar secundário (m ³ /h)	CO ₂ %	O ₂ %	CO %	*N ₂ %	cr %
1	65	10	9,8	9,5	1	79,7	9,4
2	45	15	10,4	10,2	1,7	77,7	12,3
3	35	5	13,2	6,4	0,7	79,7	12

* Por diferença

Com os dados acima apresentados, foram calculados, seguindo a metodologia proposta, os excessos de ar e as perdas por combustão incompleta dos gases e das partículas de combustível. Na tabela 4.4, são apresentados os resultados da avaliação em função do excesso de ar nos diferentes testes.

Tabela 4.4. Resultados da avaliação do forno

Teste No	Excesso de ar	Perdas q_3 %	Perdas q_4 %	Eficiência da combustão η_f %
1	1,7	5,73	0,70	93,57
2	1,8	6,76	0,95	90,29
3	1,4	2,98	0,92	96,10

Como pode ser observado na tabela 4.4, na medida em que o excesso de ar é incrementado, as perdas por combustão incompleta dos gases são maiores; isto ocorre porque, quando é incrementado o fluxo de ar no forno, a temperatura diminui, dificultando a cinética da combustão; portanto, os gases não queimam adequadamente. As perdas por combustão incompleta das partículas de combustível não têm muita variação em relação ao excesso de ar; isto ocorre porque as partículas de combustível saem da zona quente e caem embaixo da grelha a uma velocidade que não depende do fluxo de ar primário, e também deve-se observar que o excesso de ar é determinado em grande medida pelo ar secundário e este não influencia às perdas por combustão incompleta das partículas. Na figura 4.8, é mostrada a relação que existe entre o excesso de ar e a eficiência da combustão.

É necessário esclarecer que não se realizaram testes a menores fluxos, ou seja, menores excesso de ar, devido à impossibilidade do fluxometro medir fluxos menores a 5 m³/hr, mas o excesso de ar para a biomassa é recomendado entre 1,3 e 1,5 [BEATON, P., 1991]. Portanto, a fluxos menores e excessos de ar menores dos aqui reportados, a eficiência da combustão diminui, devido à diminuição da probabilidade de combinação das moléculas de oxigênio com o combustível.

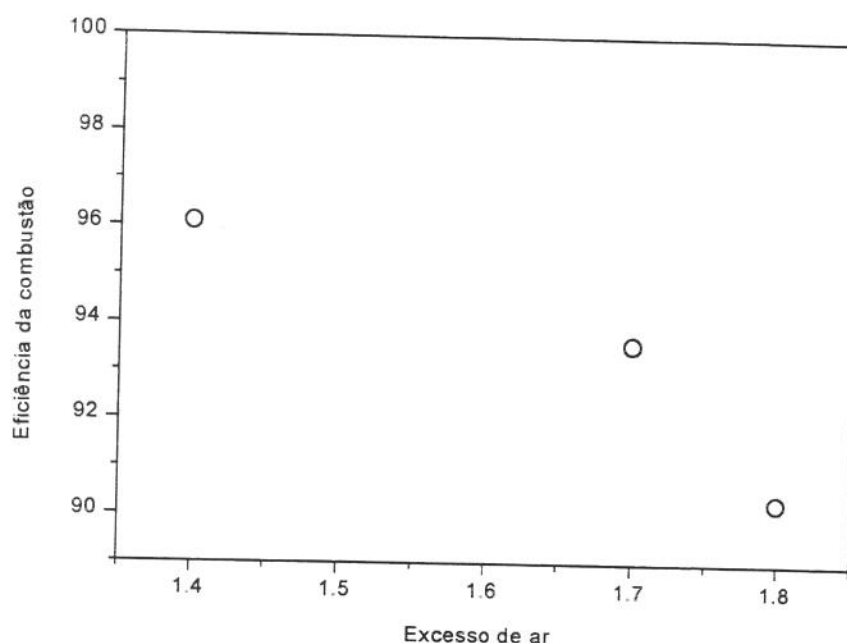


Figura 4.8. Eficiência da combustão em função do excesso de ar.

Da análise anterior, conclui-se que as melhores condições de exploração do forno para o combustível utilizado (briquetes de cedrinho) são as do teste No 3 (tabela 4.4). Portanto, o ar secundário deve ser 14% do fluxo total e o volume de ar por quilograma de combustível de $5 \text{ m}^3/\text{kg}$. O volume de ar por quilograma de combustível pode ser calculado pela equação seguinte :

$$V_a = V_a^o \lambda \quad (\text{m}^3/\text{kg}) \quad 4.46$$

Em que V_a^o é o volume de ar teórico para a combustão estequiométrica e pode ser calculado pela equação 4.32. Durante os testes, tomaram-se amostras do combustível, determinando uma umidade de 11%; com este valor se corrigiu a composição elementar do combustível de base seca (tabela 4.2) para "base de trabalho", multiplicando pelo fator de correção $\frac{100 - W'}{100}$, e com essa composição calculou-se o ar teórico (V_a^o). O cálculo reportou $5,89 \text{ m}^3/\text{kg}$; este valor é algo superior ao determinado experimentalmente, o que

pode ser devido à existência de infiltrações de ar no forno, as quais são impossíveis de medir diretamente.

Resultados da avaliação da instalação

A instalação foi avaliada em diferentes condições de trabalho; os testes realizados foram a uma temperatura média de 250 °C na câmara de torrefação, e com tempos de residência de 0,5, 1 e 1,5 h. Durante os ensaios, foram realizadas análises dos gases de escape por meio de um aparelho Orsat. Depois de terminado cada ensaio, foram tomadas amostras dos resíduos debaixo a grelha, com objetivo de determinar seu teor de carbono fixo. Como foi dito anteriormente, a temperatura do sistema foi monitorada por termopares colocados na câmara de torrefação e na saída dos gases.

Durante os testes, foram medidas as temperaturas das paredes do forno e da câmara, com objetivo de determinar as perdas ao meio ambiente. A carga de biomassa utilizada durante os ensaios foi de 20 kg (capacidade máxima). Depois de terminado cada experimento, o material torrado foi pesado. Medindo-se, desta forma, o rendimento da conversão na câmara. Outros parâmetros medidos durante os ensaios foram o tempo de residência da biomassa e a temperatura do meio ambiente.

Durante os testes, tomaram-se amostras do combustível e determinou-se a umidade, sendo esta de 11%; com esta umidade, corrigiu-se a composição elementar do combustível de base seca para "base de trabalho", multiplicando-a pelo fator de correção $\frac{100 - W^t}{100}$, e com essa composição foram realizados todos os cálculos. O poder calorífico inferior foi determinado pela seguinte equação :

$$PCI = \left[PCS - 2310 \left(\left(\frac{W^t}{100 - W^t} \right) + 0.09H^s \right) \right] \left(\frac{100 - W^t}{100} \right) \text{ (kJ/kg)} \quad 4.47$$

Os cálculos para a avaliação do sistema foram realizados segundo a metodologia proposta. Nas tabela 4.5 e 4.6 são apresentados os valores das medições realizadas durante os ensaios; os parâmetros apresentados já foram definidos na metodologia de cálculo.

Tabela 4.5. Parâmetros médios determinados durante os balanços

Ensaio No	Δt_a (h)	Δt_r (h)	CO_2 %	O_2 %	CO %	cr %	T_{ge} °C	WY %
1	1,5	0,5	13,2	5,2	0,10	12	252	0,7
2	1,5	1	11,2	8,7	0,75	10	250	0,6
3	1,5	1,5	14,0	5,0	0,10	12	252	0,4

Tabela 4.6. Temperaturas e áreas das paredes do forno e da câmara de torrefação.

	Parede	Área F_i (m ²)	T_{pi} °C	T_0 °C	* h_i W/m ² K
Forno	F1	1	70	31	2,2
	F2	1	70		
	F3	1	80		
	F4	1	70		
	F5	0,5	70		
	F6	0,5	38		
Câmara	F1	1	60	31	2
	F2	1	43		
	F3	1	38		
	F4	1	55		
	F5	0,7	80		
	F6	0,7	52		

* Calculado

Dos resultados dos balanços térmicos, pode-se concluir que o rendimento do sistema depende em grande medida da magnitude das perdas por combustão incompleta (q_3 e q_4) e das perdas nos gases de escape (q_2), como pode ser observado na tabela 4.7.

Tabela 4.7. Resultados da avaliação térmica da instalação

Ensaio No	λ %	q_2 %	q_3 %	q_4 %	q_5 %	η_f %	η_c %	η_s %	B_c kg/s
1	1,30	12,33	0,46	0,93	4,30	98,60	98,52	82,00	$3,8 \cdot 10^{-4}$
2	1,60	14,30	3,80	0,75	4,30	95,45	98,52	77,00	$3,9 \cdot 10^{-4}$
3	1,30	12,00	0,42	0,93	4,30	98,65	98,52	82,35	$3,6 \cdot 10^{-4}$

As perdas nos gases de escape são as maiores, representando de 12 à 14% das perdas totais. Quando o coeficiente de excesso de ar é incrementado, as perdas nos gases de escape aumentam, porque a entalpia dos gases de escape é proporcional ao excesso de ar (ver equação 4.31). As perdas por combustão incompleta dos gases e das partículas de combustível representam aproximadamente 2 a 3 % das perdas totais. Como foi demonstrado, na avaliação do forno, a má regulação do ar para a combustão faz com que as perdas por combustão incompleta dos gases sejam maiores. Como pode ser observado na tabela 4.7, quando o excesso de ar é muito alto ($\lambda=1,6$), as perdas por combustão incompleta dos gases são aproximadamente 8,2 vezes maiores que para um excesso de ar mais adequado ($\lambda=1,3$). Isto é provocado porque quando entra muito ar na zona de combustão, ocorre um resfriamento desta zona, impedindo que ocorram, adequadamente, as reações de combustão.

Durante os testes, determinou-se que as perdas ao meio são praticamente constantes, representando aproximadamente 4,3 % das perdas totais. Na medida que a eficiência do sistema é maior, obviamente o consumo de combustível diminui, como pode ser observado na tabela 4.7. O consumo de combustível é um indicador importante, pois oferece a medida do rendimento de conversão total no sistema, assim como o grau de autonomia do sistema. Da análise anterior, conclui-se que a eficiência do sistema depende exclusivamente da eficiência da combustão e das perdas nos gases de escape. As perdas ao meio são intrínsecas ao equipamento e dependem do grau de isolamento deste.

Para melhorar a eficiência do sistema, deve-se atuar em duas direções fundamentais: a primeira é uma boa regulação do ar para a combustão e a segunda é conseguir uma boa transferência de calor na câmara de torrefação, para conseguir que os gases de escape saiam a temperaturas menores, diminuindo dessa forma as perdas. É necessário ressaltar que a temperatura dos gases de escape tem um limite inferior, pois as temperaturas mínimas a que se deve operar a câmara são de 220 °C e os gases de escape não terão temperaturas muito menores do que essas.

A eficiência do sistema está na faixa de 82 a 77 %, significando que cerca de 18 a 23 % da energia fornecida é perdida. Para este tipo de instalação, a eficiência determinada é aceitável, porém, pode-se melhorar para instalações com alimentação

continua de combustível, assim como com melhor isolamento térmico, para diminuir as perdas ao meio.

Durante os testes, comprovaram-se determinadas dificuldades de operação, como por exemplo, alta inércia térmica do sistema, ou seja, o sistema necessita de grande tempo para atingir os parâmetros de trabalho. Isto provoca um consumo adicional de combustível para aquecer a instalação. Outra dificuldade é a descarga da câmara de torrefação, pois é preciso aguardar tempo suficiente para que a biomassa esteja a temperatura menor que 150 °C, senão existe perigo de autocombustão da biomassa ao ser descarregada da câmara.

4.2.2 Balanço de massa

O balanço de massa foi realizado com objetivo de determinar o rendimento de conversão na câmara de torrefação e o índice de consumo da instalação. O rendimento em massa de um sistema está definido como a relação entre a massa final obtida e a massa inicial alimentada no sistema, e pode ser expressa pela seguinte equação:

$$wy = \frac{m_f}{m_i} \times 100 \quad (\%) \quad 4.48$$

Onde:

m_f - Massa final (kg)

m_i - Massa inicial (kg)

Outro parâmetro de importância para a avaliação do sistema é o índice de consumo. Este índice indica a medida do consumo de combustível em relação ao material torrado, e está relacionado diretamente à eficiência energética do sistema. Este parâmetro pode ser calculado mediante a seguinte equação:

$$Ic = \frac{B_c}{B_t} \quad 4.49$$

Onde :

B_c - consumo horário de combustível (kg/s)

B_t - produção horária de biomassa torrada (kg/s)

Resultados do balanço de massa

Os balanços de massas foram realizados em diferentes condições de torrefação. Os testes realizados foram planejados a três níveis, sendo as variáveis: temperatura (220, 250 e 270 °C) e tempo de residência (0,5, 1, 1,5 horas) em um total de nove combinações.

Na figura 4.9, são apresentados os resultados dos balanços de massa na câmara de torrefação. Como pode ser observado, o rendimento de conversão diminui a medida que a temperatura de torrefação e o tempo de residência são incrementados. O tempo de residência tem uma influência muito menor no rendimento que a temperatura, porque uma vez atingida a temperatura de torrefação, a emissão de voláteis é decrescente no tempo, como foi comprovado com o modelo matemático aqui proposto.

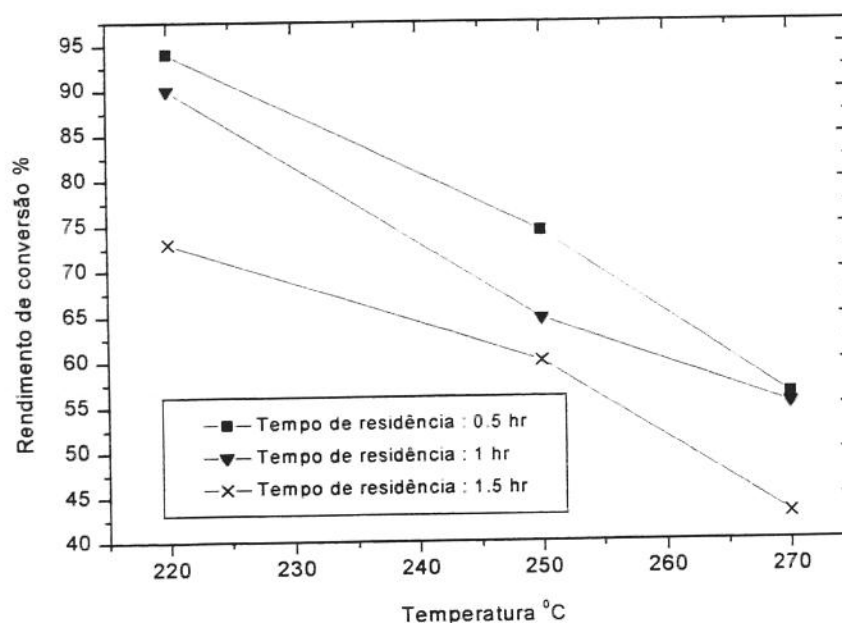


Figura 4.9. Comportamento do rendimento de conversão em função da temperatura e do tempo.

Da análise dos resultados apresentados na figura 4.9, pode-se concluir que durante o processo foi eliminada apenas a umidade e alguns componentes menos estáveis da biomassa (hemicelulose). Portanto, conserva-se a maior parte da massa inicial e as características mecânicas permanecem praticamente inalteradas. Este fato é de grande importância, já que ao ser eliminada a umidade e os voláteis menos estáveis, a biomassa torna-se mais resistente à decomposição natural (fermentação). Acredita-se que a biomassa torrada fique impregnada de parte dos ácidos gerados durante o processo, fato que evita o ataque de insetos durante a armazenagem.

Do ponto de vista energético, obter altos rendimentos de conversão é favorável, pois conserva-se a maior parte da energia contida nos voláteis e, portanto, a maior parte da energia inicial da biomassa. Isto é de grande importância, principalmente quando a biomassa é destinada a usos energético exclusivos (não termo-redutor), pois desta forma aproveita-se mais eficientemente a energia da biomassa.

Outro parâmetro de importância a ser analisado mediante balanços de massas é o índice de consumo (I_c); este parâmetro indica a quantidade de combustível utilizado por quilograma de biomassa processada. É importante ressaltar que o índice de consumo depende diretamente do tempo de processamento, como pode ser observado na figura 4.10; isto porque o sistema consome combustível para processar a biomassa, mas também consome para manter-se aquecido em regime de trabalho; portanto, na medida que o tempo de residência é maior, o índice de consumo de combustível será maior. Considerando que o alongamento do tempo de residência não tem grande influência no processo, e que, pelo contrário, assim consome-se mais combustível, conclui-se que não é recomendável realizar o processo de torrefação com tempos de residências superiores a 2 horas.

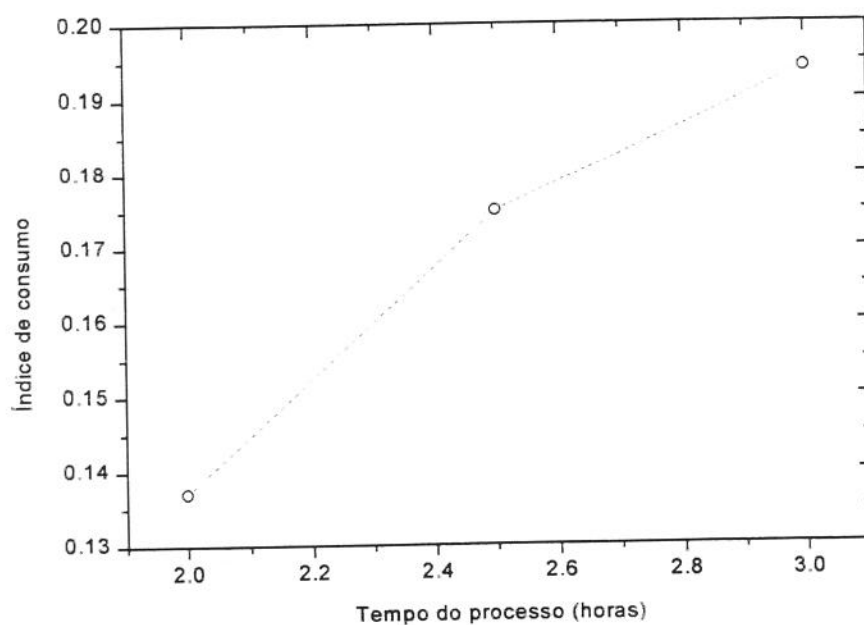


Figura 4.10. Índice de consumo de combustível em função do tempo de processamento (temperatura de 250 °C)

4.3 Análise e avaliação dos produtos da torrefação

Como foi dito anteriormente, o material utilizado nos testes foram briquetes de resíduos de madeira de "cedrinho", cujas características foram apresentados no início deste capítulo. Os ensaios de torrefação foram realizados com temperaturas de 220, 250 e 270 °C e tempos de residência de 0,5, 1 e 1,5 horas; logo após, realizaram-se às amostras a análise imediata [ASTM D 1762-82], a análise elementar [ASTM D 3178-84] e determinou-se o poder calorífico em uma bomba calorimétrica [ASTM D 3286-85]. Os resultados destas análises são apresentados e comentados a seguir.

4.3.1 Análise imediata e poder calorífico

Na tabela 4.8, é apresentado um resumo da caracterização dos briquetes torrados em diferentes condições. Como pode observar-se, na medida que os parâmetros de torrefação são variados, as características dos briquetes torrados variam, comportando-se de forma proporcional ao incremento da temperatura e o tempo de residência.

Tabela 4.8. Análise imediata e poder calorífico superior dos briquetes torrados com taxa média de aquecimento de 4 °C/min.

Temp. °C	Tempo horas	Umidade (±0,1 % b.u)	Voláteis (±0,5% b.s)	Carbono Fixo (±0,5% b.s)	Cinzas (±0,1 % b.s)	PCS (±250 kJ/kg)
220	0,5	2,7	75,2	18,2	6,6	20426
	1	2,4	74,6	19,0	6,4	20989
	1,5	3,0	73,6	19,8	6,6	21065
250	0,5	2,9	65,2	27,0	7,8	21209
	1	2,5	65,0	27,2	7,8	22061
	1,5	4,0	60,0	32,1	7,9	22674
270	0,5	3,6	55,7	34,6	9,7	22772
	1	2,5	52,1	38,2	9,7	22981
	1,5	6,0	41,0	49,2	9,8	23066

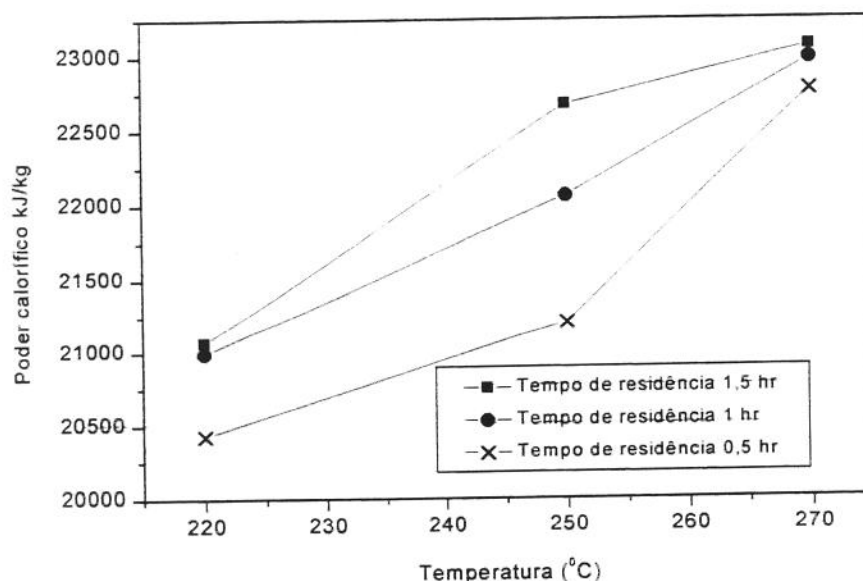


Figura 4.11. Influência da temperatura e do tempo de residência no poder calorífico superior (b.s.) durante a torrefação.

A temperatura tem uma influência predominante no processo, como pode ser observada na figura 4.11. Em todos os casos, quando é incrementada a temperatura de 220 até 270 °C (22,7 %), o poder calorífico aumenta em média de 10,2 %. Por outro lado, quando o tempo é incrementado em 200% (0,5 até 1,5 horas), o poder calorífico aumenta apenas em média de 3,8%.

Resultados similares podem ser observados para o comportamento do teor de carbono fixo e de materiais voláteis. Das figuras 4.12 e 4.13, pode-se concluir claramente que a temperatura tem a maior influência no processo. Por exemplo, quando é incrementada a temperatura em 22,7% (de 220 até 270 °C), o teor de carbono fixo se incrementa em média de 100%, enquanto que para um incremento de 200% do tempo de residência (de 0,5 até 1,5 horas), o teor de carbono fixo sofre um incremento médio de apenas 22,60% (figura 4.12); efeito similar ocorre com o teor de voláteis, como pode ser observado na figura 4.13.

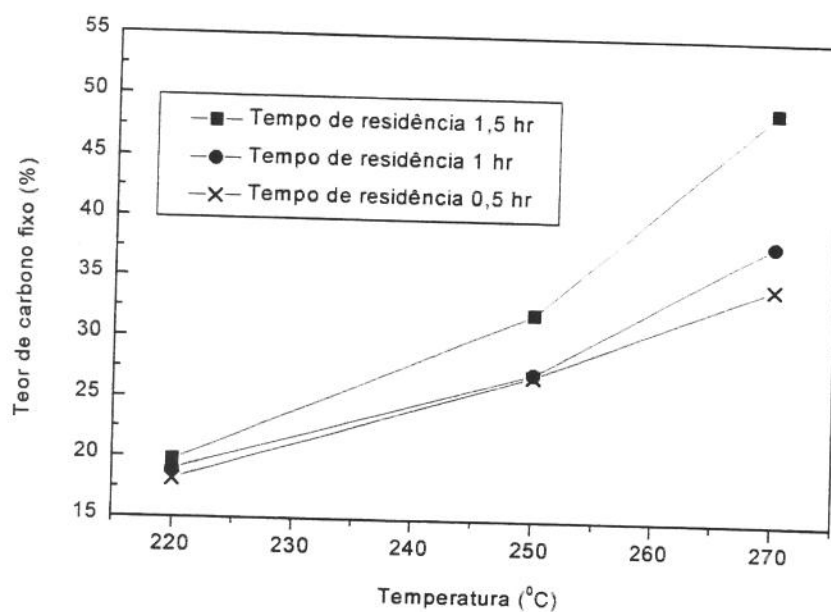


Figura 4.12. Efeito da temperatura e do tempo de residência no teor de carbono fixo durante a torrefação.

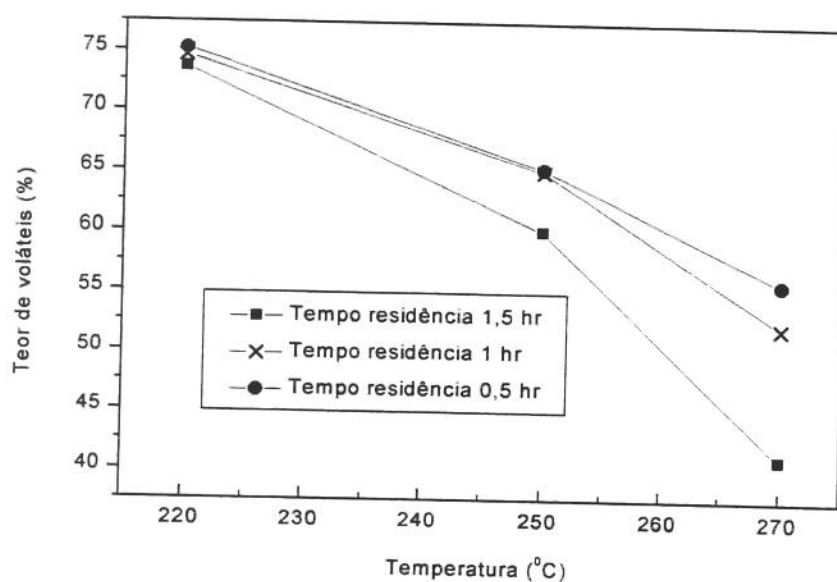


Figura 4.13. Efeito da temperatura e do tempo de residência no teor de voláteis durante a torrefação.

Da análise anterior, pode concluir-se que durante o processo de torrefação o parâmetro de maior influência nas características dos produtos torrados é a temperatura. Por isso, para obter resultados aceitáveis em termos de eficiência e boas características energéticas dos produtos, é recomendável trabalhar na faixa de temperaturas entre 250 e 270 °C e curtos tempos de residência (de 0,5 a 1 hora), pois como foi demonstrado, na medida que o tempo de residência se prolonga, o consumo específico de combustível aumenta, diminuindo o rendimento de conversão do processo e encarecendo-o ainda mais.

4.3.2 Umidade e caráter hidrófobo

O teor de umidade dos briquetes torrados, como pode ser observado na figura 4.14, após a torrefação sofreram uma perda de 73% da umidade de equilíbrio inicial (9% b.u). Observa-se que a umidade de equilíbrio do material aumenta a medida que a temperatura de torrefação é incrementada. O baixo teor de umidade do material torrado pode dever-se a que, como a torrefação ocorre a temperaturas inferiores a 300 °C, o licor pirolenhoso não sofre craqueamento e eventualmente pode condensar-se nos poros e na superfície do material, obstruindo a passagem do ar úmido no interior do material; outra causa pode ser o caráter apolar dos ácidos pirolenhosos impregnados nos poros do material torrado.

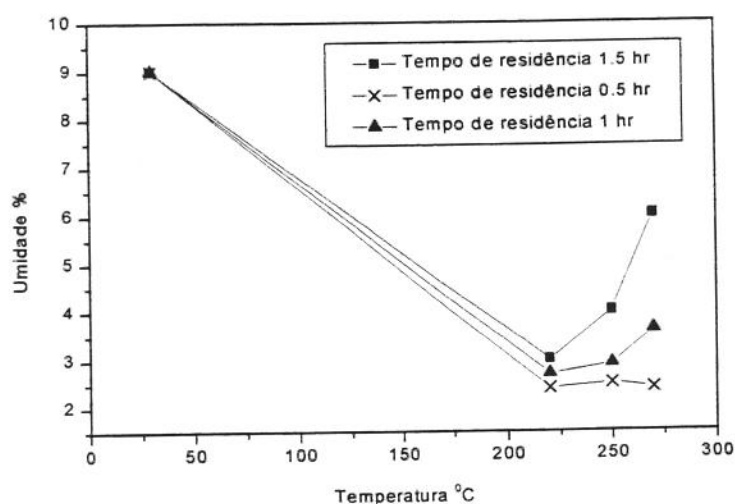


Figura 4.14. Umidade de equilíbrio após torrefação dos briquetes

Na medida que a temperatura do processo é aumentada, as reações químicas de degradação da biomassa são mais fortes, criando pressões internas na matriz sólida, o que consequentemente provoca um incremento da porosidade média. O fenômeno acima descrito pode ser a causa pela qual a umidade de equilíbrio da biomassa torrada aumenta ao incrementar-se a temperatura de operação, já que com aumento da porosidade, a quantidade de umidade depositada no interior do sólido é maior. O fato de que a biomassa torrada tenha baixo teor de umidade e caráter hidrófobo é de grande importância, pois o baixo teor de umidade favorece o transporte da biomassa, ou seja, o custo do transporte é menor porque a quantidade de energia potencial por volume transportado é muito maior. O caráter hidrófobo permite a armazenagem de briquetes torrados durante longos períodos de tempo, sem perigo de que absorvam umidade e percam seu formato compactado.

Vários experimentos foram realizados para comprovar a resistência à água (caráter hidrófobo) dos briquetes torrados. Os testes consistiram em submergir, em água destilada a temperatura ambiente, vários briquetes torrados em diferentes condições e um briquete em estado natural como referência. Os resultados destes testes são apresentados, na figura 4.15.

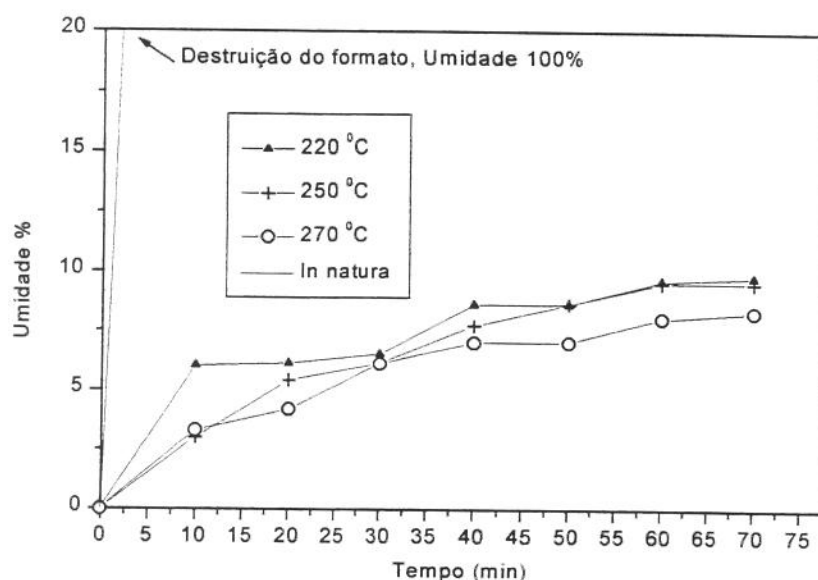


Figura 4.15. Caráter hidrófobo de briquetes torrados a 1 hora de residência

Como pode ser observado na figura 4.15, o caráter hidrófobo dos briquetes torrados aumentou levemente com o acréscimo da temperatura final de torrefação. Em todos os casos, a umidade dos briquetes torrados ao final de 70 min não ultrapassou 10% em média, enquanto que o briquete em estado natural chegou a 100% de umidade em apenas 10 min; a partir desse tempo, a umidade absorvida destruiu o formato do briquete.

O experimento anterior foi repetido para um tempo total de 17 dias e observou-se que para os briquetes torrados a 220 °C houve uma dissolução das substâncias impregnadas no briquete. Isto pode-se dever a que os ácidos pirolenhosos emitidos, a essa temperatura, sejam solúveis em água, permitindo a passagem da umidade ao sólido, causa pela qual ao final do período a umidade foi de aproximadamente 116 %, mas conservou-se o formato do briquete. Para os briquetes torrados a 250 e 270 °C, ao final do período de 17 dias, a umidade foi apenas de 28 %, não observou-se nenhuma dissolução das substâncias impregnadas no briquete, e o formato do briquete ficou inalterado. Os fatos observados demonstraram a possibilidade de que, a temperaturas superiores a 220 °C se emitam algumas frações voláteis insolúveis em água e fortemente apolares o que confere o caráter hidrófobo aos briquetes torrados.

4.3.3 Rendimento energético na conversão

O rendimento energético na conversão é definido como a relação entre a energia contida no produto final, seja gás, líquido ou sólido, e a energia inicial contida no material de origem. Partindo da definição anterior, o rendimento energético pode ser expresso pela seguinte equação:

$$EY = \frac{(PCS)_{produto}}{(PCS)_{biomassa}} w_y \quad (\%) \quad 4.50$$

Onde:

w_y - Rendimento de conversão do processo (%)

Durante a carbonização tradicional a cada tonelada de lenha, produzem-se aproximadamente 0,33 toneladas de carvão e 0,67 de gases e produtos líquidos.

Geralmente estes gases e líquidos não são recuperados, perdendo-se em torno de 10 MJ de energia. Portanto, é aproveitada apenas a energia contida no carvão, a qual representa cerca de 40% da energia inicial da lenha.

Da análise anterior pode-se concluir que utilizar o carvão vegetal, produzido por meios tradicionais, apenas para a produção de energia (não se aplica ao uso como termo-redutor), é um grande desperdício de energia.

A torrefação é um processo que permite reter, no produto sólido, entre 50 e 94 % da energia inicial da biomassa, como pode-se observar na figura 4.16. Portanto, o processo de torrefação apresenta-se como uma alternativa eficiente de aproveitamento das florestas e de valorizar os resíduos da biomassa, quando projeta-se usar estes como simples combustíveis nos processos de combustão e gaseificação.

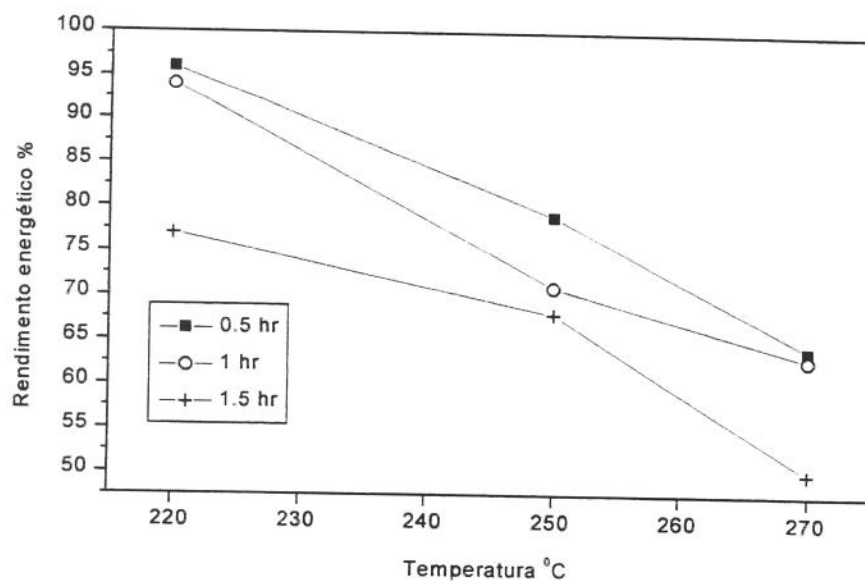


Figura 4.16. Influência do tempo e da temperatura no rendimento energético (b.s)

O rendimento energético dos briquetes torrados varia em função dos parâmetros de torrefação. Na figura 4.16, pode-se observar claramente que, como no caso das anteriores caracterizações, a temperatura tem maior influência no processo.

4.3.4 Análise elementar dos briquetes torrados

Na tabela 4.9, é apresentado um resumo da caracterização elementar dos briquetes torrados a diferentes condições de temperatura e tempo de residência. Como pode observar-se, na medida que os parâmetros de temperatura e tempo são incrementados, a fração de carbono aumenta, provocando uma evidente diminuição das relações moleculares H/C e O/C. Igual as demais caracterizações, a temperatura apresentou um caráter predominante no processo.

Tabela 4.9 Análise elementar dos briquetes torrados a diferentes condições

Temp. °C	Tempo h	C ^s (±0,5%)	H ^s (±0,5%)	•O ^s (±0,5%)	A ^s (±0,1%)	H/C	O/C
220	0,5	51,58	6,87	34,95	6,6	1,59	0,50
	1	52,02	6,50	35,08	6,4	1,49	0,50
	1,5	53,79	6,28	33,33	6,6	1,40	0,46
250	0,5	54,66	6,10	31,44	7,8	1,34	0,43
	1	55,81	6,60	29,79	7,8	1,40	0,40
	1,5	57,63	6,00	28,47	7,9	1,24	0,37
270	0,5	58,85	5,52	25,93	9,7	1,12	0,33
	1	59,82	5,26	25,22	9,7	1,05	0,31
	1,5	63,00	4,28	22,92	9,8	0,81	0,27

•por diferença

Na medida que o tempo e a temperatura de torrefação são acrescentados, observa-se que o grau de aromaticidade (relacionado a H/C) diminui, assim como também o grau de oxigenação (relacionado a O/C), provocando que os produtos apresentem características mais similares aos carvões vegetais. Analisando as relações moleculares H/C e O/C pode-se classificar a biomassa torrada como sendo um produtos intermediário entre o carvão e a madeira

4.4 Análise exergética do sistema de torrefação

Exergia é definida como a quantidade máxima de trabalho disponível numa substância quando é deslocada do seu estado de equilíbrio termodinâmico, em relação aos elementos comuns do meio ambiente natural (substâncias no seu estado mais estável), por meio de um processo irreversível, envolvendo somente interação com as substâncias acima mencionadas [SZARGUT, 1988].

Outros autores [BRODYANSKY, 1994] definem a exergia como a quantidade máxima de trabalho obtida por um consumidor externo, durante uma interação reversível entre o sistema e suas fronteiras, enquanto é atingido o estado de completo equilíbrio. A exergia depende do estado relativo do sistema em relação a seus arredores; sob total equilíbrio com os arredores, a exergia de qualquer substância ou sistema é zero.

Como foi analisado anteriormente, o balanço energético baseado na primeira lei da termodinâmica, ou seja no princípio de conservação de energia, oferece importantes informações a respeito das fontes de perdas de energia, permitindo determinar as causas e atuar em ordem de atenuar estas perdas. Mas este método não oferece informação sobre a qualidade da energia, ou seja, não quantifica a degradação da energia em um sistema, também não quantifica a capacidade real de trabalho disponível das substâncias que saem de um sistema em forma de produtos ou resíduos.

O balanço exergético permite obter as informações acima mencionadas, salvando desta forma as limitações da análise pela primeira lei. A análise exergética está baseada na combinação da primeira e segunda lei da termodinâmica. O balanço exergético é similar ao balanço energético. Mas existe uma diferença fundamental: enquanto que o balanço energético cumpre estritamente com a lei de conservação da energia, o balanço exergético não necessariamente cumpre, sendo a diferença entre as entradas e saídas do sistema as irreversibilidades do processo. Através de uma análise exergética, pode avaliar-se o estado de perfeição termodinâmico de um sistema, podendo-se determinar as principais irreversibilidades do sistema e desta forma atuar nos parâmetros e na estrutura do sistema em ordem de melhorar o grau de perfeição termodinâmico.

4.4.1 Balanço exergético

Definindo um volume de controle, assim como um estado de referência, o balanço exergético pode ser definido como :

$$\sum E_e = \sum E_s + \sum I \quad (\text{kJ}) \quad 4.51$$

onde :

E_e – Fluxos de exergia que entram no volume de controle

E_s – Fluxos de exergia que saem do volume de controle

I - Irreversibilidades dos processos

Então a eficiência exergética pode ser definida como a razão:

$$\psi = \frac{\sum E_s}{\sum E_e} \times 100 \quad (\%) \quad 4.52$$

Dividindo a equação 4.51 pelo fluxos de exergias de entrada e substituindo a equação 4.52 o balanço pode ser expresso por:

$$100 = \psi + \frac{\sum I}{\sum E_e} \times 100 \quad (\%) \quad 4.53$$

Onde o último termo da equação 4.53 define as perdas relativas de exergia no sistema. Este termo pode ser expresso por δ_i , podendo-se definir a eficiência exergética de um sistema como :

$$\psi = 100 - \sum \delta_i \quad (\%) \quad 4.54$$

As perdas de exergia no sistema de torrefação, devem-se às seguintes razões:

1. Perdas de exergia na combustão (δ_1) : ocorrem devido às irreversibilidades inerentes ao processo de combustão, como transferência de calor, atrito nos gases e mistura de gases combustíveis. Praticamente é impossível determinar separadas as irreversibilidades de cada uma destas causas. Usualmente as perdas de exergia durante a combustão são avaliadas considerando um processo de combustão adiabática, e são desprezados os efeitos da mistura e do atrito.
2. Perdas de exergia por combustão incompleta das partículas de combustível (δ_2): ocorrem devido às irreversibilidades provocadas pelas perdas nos não queimados, que são removidos embaixo da grelha. Estas perdas são equivalentes as perdas q_4 no balanço energético.
3. Perdas de exergia ao meio ambiente (δ_3): devem-se às irreversibilidades provocadas pelas perdas de energia ao meio ambiente e estão relacionadas as perdas q_5 no balanço energético.
4. Perdas de exergia na câmara de torrefação (δ_4): ocorrem devido à destruição da exergia dos gases da combustão (Δ_{eg}) e às irreversibilidades inerentes ao processo de torrefação (Δ_{eb})
5. Perdas de exergia nos gases de escape (δ_5) : ocorrem devido às irreversibilidades provocadas pela mistura dos gases da combustão com o meio ambiente, assim como o potencial exergético perdido nas frações combustíveis (ex.: CO, CH₄, C_nH_m) e a exergia física devido à diferença de temperatura com o estado de referência.

A seguir é apresentada a metodologia de análise exergética empregada neste trabalho, a qual está baseada nos conceitos fundamentais de análise exergética proposta por Kotas [KOTAS T.J, 1985] e por Szargut [SZARGUT J, 1988].

1. Cálculo das perdas de exergia na combustão (δ_1):

$$\delta_1 = \frac{m_c e_c^0 - N_g e_g^0 - (T_a - T_0) \sum N_i C_i^e}{m_c e_c^0} \times 100 \quad (\%) \quad 4.55$$

onde :

m_c - Massa de combustível (kg)

N_g - Número total de moles de gás da combustão por kg de combustível (kmol/kg)

e_c^0 - Exergia química do combustível (kJ/kg)

e_g^0 - Exergia química dos gases da combustão (kJ/kmol)

T_a - Temperatura adiabática da combustão (K)

T_0 - Temperatura de referência (K)

N_i - Número de moles do gás i nos gases da combustão (kmol/kg)

C_i^e - Capacidade exergetica física do componente gasoso i (kJ/kmol)

A exergia química do combustível pode ser calculada por :

$$e_c^0 = \phi (PCI + 2257W') \quad (\text{kJ/kg}) \quad 4.56$$

$$\phi = \frac{1,04 + 0,2 \frac{H'}{C'} - 0,25 \frac{O'}{C'} (1 + 0,79 \frac{H'}{C'})}{1 - 0,3 \frac{O'}{C'}} \quad 4.57$$

A exergia química dos gases da combustão pode ser calculada como :

$$e_g^0 = \sum x_i e_i^0 + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (\text{kJ/kmol}) \quad 4.58$$

onde:

x_i - Fração molar do componente gasoso i (%)

e_i^0 - Exergia química do componente gasoso i (kJ/kmol)

2. Perdas de exergia por combustão incompleta (δ_2):

$$\delta_2 = \frac{m_{ci} e_c^0}{m_c e_c^0} \times 100 \quad (\%) \quad 4.59$$

onde :

m_{ci} - Quantidade equivalente de combustível não queimado (kg)

m_{ci} pode ser calculado pela seguinte relação :

$$m_c q_4 Q_d' = m_{ci} Q_d' \quad 4.60$$

$$m_{ci} = q_4 m_c \quad 4.61$$

Substituindo em δ_2 estas perdas de exergia podem ser calculadas como:

$$\delta_2 = q_4 \quad (\%) \quad 4.62$$

3. Cálculo das perdas de exergia ao meio ambiente (δ_3):

$$\delta_3 = q_5 \frac{Q_d'}{e_c^0} \left(\frac{T - T_0}{T} \right) \times 100 \quad (\%) \quad 4.63$$

4. Cálculo das perdas de exergia na câmara de torrefação (δ_4):

$$\delta_5 = \frac{\Delta e_g - \Delta e_b}{m_c e_c^0} \times 100 \quad (\%) \quad 4.64$$

onde :

Δe_g - Diminuição da exergia dos gases da combustão entre a entrada e a saída da câmara de torrefação (kJ)

Δe_b - Destruição de exergia na biomassa durante a torrefação (kJ)

$$\Delta e_g = \sum N_i C_i^e (T_2 - T_0) - \sum N_i C_i^e (T_1 - T_0) \quad (\text{kJ}) \quad 4.65$$

onde :

T_1 e T_2 são as temperaturas dos gases à entrada e saída da câmara de torrefação (K)

$$\Delta e_b = I_c e_b^0 - I_c y w \left[e_{bt}^0 + c_s (T_m - T_0 - T_0 \ln \frac{T_m}{T_0}) \right] - I_c (1 - y w) \left[N_v e_v^0 + (T_m - T_0) \sum N_{vi} C_{vi}^e \right] \quad 4.66$$

onde :

T_m - Temperatura média da câmara (K)

e_b^0 - Exergia química da biomassa alimentada, calcula-se pela equação 4.56 (kJ/kg)

e_{bt}^0 - Exergia química da biomassa torrada, calcula-se pela equação 4.56 (kJ/kg)

N_v - Número de moles dos voláteis da torrefação (kmol/kg)

C_{vi}^e - Capacidade exergética física do componente volátil i (kJ/kmol)

I_c - Índice de consumo (kg biomassa/ kg combust.)

5. Perdas de exergia nos gases de escape (δ_s):

$$\delta_s = \frac{\sum N_i C_i^e (T_2 - T_0)}{m_c e_c^0} \times 100 \quad (\%) \quad 4.67$$

4.4.2 Resultados da análise exergética

A avaliação exergética da instalação foi realizada com os dados determinados durante os balanços térmicos e de massa. Para tanto, assumiu-se como base de cálculo os parâmetros determinados para o ensaio No 3 da avaliação energética (ver tabela 4.5). Para o cálculo, foi necessário converter a composição volumétrica (%) dos gases de escape a kmol por cada kg de combustível. Para isto, partiu-se da análise volumétrica para as condições acima mencionadas; na tabela 4.10 é mostrada esta composição. O peso do vapor da água foi calculado a partir da seguinte correlação:

$$m_{h_2o} = 0,58(1 - W') + W' \quad \text{kg/kg comb.} \quad 4.68$$

Tabela 4.10. Composição do gás da combustão

Elemento	% (volume seco)	Peso úmido kg/kg comb.	Peso molecular	No moles kmol/kg comb.	Fração molar %
CO ₂	14	1,58	44	0,0360	12,23
O ₂	5	0,43	32	0,0130	4,42
CO	0,1	0,007	28	0,0003	0,10
N ₂	80,9	5,83	28	0,2100	71,35
H ₂ O	0	0,63	18	0,0350	11,90
Total	100	8,47	-	0,2943	100

Para o cálculo das exergias dos voláteis da torrefação, é necessário conhecer a composição destes. Para tanto, assumiu-se a composição apresentada na tabela 2.14. Analisando esta tabela, pode-se concluir que a maior contribuição nas frações condensáveis está nos compostos ácidos (basicamente ácido acético); portanto, para simplificar os cálculos considera-se o ácido acético como único composto condensável. Na tabela 4.11 é apresentada a composição dos voláteis da torrefação; notar que foi agregada a água da umidade (11% b.s).

Tabela 4.11 . Composição dos voláteis da torrefação

Elemento	kg/kg biomassa	Peso molecular	kmol/kg biomassa	Fração molar
CO	0,014	28	0,00050	4,78
CO ₂	0,121	44	0,00270	25,78
CH ₄	0,001	16	0,00006	0,60
C ₂ H ₄ O ₂	0,068	60	0,00110	10,52
H ₂ O	0,110	18	0,00610	58,32
Total	0,314	-	0,0105	100

Para o cálculo das perdas de exergia na combustão é necessário determinar a temperatura adiabática da combustão. Para tanto, pode-se usar a seguinte equação:

$$T_a = T_0 + \frac{PCI}{\sum m_i C_i} = 1675 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 4.69$$

onde: $m_i C_i$ é a capacidade calorífica do componente gasoso i (kJ/K)

Os estados de referência T_0 (25 $^\circ\text{C}$) e as exergias químicas padrões, assim como as capacidades exergéticas físicas dos elementos líquidos e gasosos, foram determinados pelas tabelas oferecidas no trabalho de Kotas [KOTAS TJ, 1985]. Na tabela 4.12 são resumidos os resultados da avaliação exergética. As exergias químicas da biomassa e da biomassa torrada foram determinadas com bases na caracterização realizada a estas. Os cálculos foram realizados em base a 1 kg de combustível.

Tabela 4.12 Resultados da avaliação exergética

No	Processo	Perdas de exergia δ_i (i=1..5) %	Irreversibilidades I_i (i=1..5) kJ/kg
1	Combustão	40	8137,5
2	Combustão incompleta	0,93	194
3	Perdas ao meio	0,34	71
4	Torrefação	3,35	698,3
	Gases da combustão	-	$\Delta e_g = 2191,5$
	Biomassa	-	$\Delta e_b = 1493,2$
5	Gases de escape	12,18	2541,5
Eficiência exergética		43.2 %	

Como pode ser observado, na tabela 4.12, as maiores irreversibilidades ocorrem durante a combustão, correspondendo a 40% das perdas exergéticas. Estas perdas exergéticas podem ser qualificadas como perdas internas estruturais, porque

essencialmente estas não dependem das imperfeições técnicas da instalação e sim da estrutura ou essência do processo. Neste caso recomenda-se, para diminuir estas perdas, a utilização de um combustível com baixos teores de umidade, boa regulação do ar para a combustão e o aquecimento prévio deste, com objetivo de aumentar a temperatura dos gases no forno.

As segundas maiores perdas de exergia (12,18%) estão localizadas nos gases de escape. Estas perdas podem ser qualificadas como perdas externas, porque estão concentradas em um fluxo de resíduos do processo. O alto valor destas perdas deve-se principalmente ao alto potencial físico destes gases em respeito à condição de equilíbrio padrão, fato este que indica a possibilidade de aproveitar esta capacidade em um processo de secado da biomassa antes do processo de torrefação.

As perdas de exergia na câmara de torrefação devem-se à destruição de exergia das duas substâncias que trocam calor (a biomassa e os gases da combustão). A diferença entre a destruição de exergia de ambas as substâncias é a irreversibilidade do processo de intercâmbio de calor. Estas perdas podem qualificar-se como tendo uma componente de perdas internas estrutural e outra componente de perdas internas técnicas. A componente técnica pode estar localizada na destruição exergética nos gases da combustão, sendo a causa uma possível limitação na área de transferência de calor ou o curso insuficiente dos gases dentro da câmara, fatos estes que eventualmente demandam de um maior desequilíbrio térmico dos gases entre a entrada e saída da câmara, para obter o intercâmbio de calor necessário. As perdas estruturais são localizadas no próprio processo de degradação térmica da biomassa; evidentemente este processo, por tratar-se de um fenômeno onde se produz um grande desequilíbrio entre a biomassa inicial e os produtos, é altamente irreversível. Esta irreversibilidade ou degradação exergética deve-se a que, na medida que a degradação térmica da biomassa é maior (menores rendimentos de sólido e maior produção de voláteis), os produtos acercam-se mais a seu estado de equilíbrio na natureza. Para diminuir estas perdas, deve-se trabalhar com parâmetros que favoreçam altos rendimentos de conversão, por exemplo: curtos tempos de residência, temperaturas não superiores de 270 °C, e baixas taxas de aquecimento. A eficiência exergética (43,2%), apresentou um valor típico para este tipo de processo, mas pode-se melhorar seguindo algumas das providências acima comentadas.

Capítulo 5

Análise técnico-econômica do processo de torrefação

Os fornos de alvenaria apresentam custos de construção e operação relativamente baixos, por esta razão é muito difícil a concorrência de outras tecnologias neste mercado. Entretanto, pelas razões analisadas neste trabalho, faz-se necessário o desenvolvimento de novas tecnologias para a produção de carvão vegetal com fins energéticos. Estas tecnologias (no caso, a torrefação) devem estar encaminhadas aos seguintes objetivos:

1. Melhorar as eficiências de conversão
2. Melhorar a competitividade econômica

Este último aspecto é de grande importância, e como tem sido mencionado no trabalho, eventualmente poderia existir uma redução nos custos de transporte e manuseio, quando aplicada a torrefação à lenha ou a resíduos de biomassa. Mas, ainda esses argumentos não são suficientes para emitir algum critério de competitividade econômica frente aos métodos tradicionais. Por esta razão, faz-se necessário realizar uma estimativa da viabilidade técnico-econômica de uma instalação de torrefação em nível industrial.

5.1 Análise técnica

Devido às características técnicas do processo de torrefação, poderiam existir duas variantes para a obter a energia necessária para o processo.

1. Alotérmica : Fonte externa de energia (gases de escape ou energia residual)
2. Autotérmica : Fonte interna de energia (a própria instalação gera a energia)

Nesta análise adota-se a variante autotérmica, onde a combustão de uma parte da biomassa é realizada em uma câmara independente à de torrefação. Isto, como foi demonstrado, facilita o controle operacional durante o processo. Com objetivo de diminuir custos de construção e perdas de energia, propõe-se uma unidade em que as câmaras de combustão e torrefação encontrem-se em um mesmo corpo. É necessário ressaltar, que embora neste trabalho tenha sido estudada a torrefação de briquetes de biomassa, os conceitos fundamentais obtidos são, em linha gerais, aplicáveis a torrefação de lenha.

O corpo da instalação estará composto de tijolos, onde estarão distribuídas ambas as câmaras. A câmara de torrefação estará composta por um módulo interno removível metálico, onde será colocada a biomassa e retirada após a torrefação. Assume-se um volume interno da câmara de $4,5 \text{ m}^3$. Considerando-se que a biomassa ocupe 70% do volume e que a lenha possua uma densidade média de $250 \text{ m}^3/\text{kg}$, então para um rendimento médio de 80% de conversão, serão produzidas 0,32 t/hora de biomassa torrada. Estimando uma utilização da instalação de três turnos diários com 6 horas efetivas de operação e 2 de alimentação e descarga, a produção diária seria de 5,76 t/ dia. Considerando 300 dias de expediente ao ano, a produção anual seria de 1728 t/ano. Devido às características de fácil operação que eventualmente poderia apresentar uma instalação deste tipo, são necessários apenas dois operários não especializados.

5.2 Análise econômica

A viabilidade econômica de uma instalação de torrefação é inerente à taxa interna de retorno, isto é, quanto maior a taxa interna de retorno, melhor o investimento realizado [WOILER, 1994].

O conceito básico do cálculo da taxa interna de retorno é inerente à questão, de a que taxa de juros o mesmo volume de capital precisaria ser investido para produzir o mesmo rendimento total durante a vida do projeto [HARRISON, 1976].

Para o cálculo da taxa interna de retorno é necessário determinar o lucro médio anual (fluxo de caixa operacional) obtido pelo projeto durante sua existência, e o volume total de

capital investido no projeto. Para tanto, são confrontados os custos de construção e operação e a receita obtida pelo preço de mercado da biomassa torrada.

Volume total de capital investido

O volume total de capital a investir é composto principalmente pelos custos de equipamentos e instalações, sendo o principal investimento na instalação de torrefação, para a qual se estima um tempo de vida útil de 5 anos.

Com bases em orçamentos realizados para a construção de uma instalação como a descrita, estima-se um custo total, incluindo instalações prediais, de US \$ 15000. Para esta operação, assume-se um financiamento de 3 anos com uma taxa de juros de 20% a.a. O investimento necessário, utilizando juros compostos, é apresentado na tabela 5.1.

Tabela 5.1. Investimento total para uma instalação de torrefação

Investimento	Custo atual US\$	Custo financeiro US \$	Custo total US \$	Custo Total por ano US \$/ano
Equipamentos	15000	3200	18200	3640

Custos operacionais

Os custos operacionais incluem custos de matéria-prima, transporte, mão de obra e manutenção. A seguir são analisados estes custos para um período de um ano.

Matéria-prima: Assume-se como matéria prima a lenha, tomando como base uma tonelada de lenha torrada, com um rendimento de 80%, são necessárias 1,25 t de lenha. Tomando o preço médio de mercado US\$ 25/ t de lenha, incluindo os custos de transporte, o custo da matéria-prima será de US\$ 32/t.

Mão de obra : Como foi comentado, a mão de obra estará composta de dois operários por turno de 8 horas, assumindo 3 turnos por dia e 300 dias de expediente; para um salário de US\$ 300, os custos anuais serão de US\$ 21600/ano

Manutenção: Assume-se um custo de manutenção das instalações de 10% do valor dos mesmos, ou seja, US\$ 1500/ ano.

Na tabela 5.2 são resumidos os custos operacionais.

Tabela 5.2. Custos operacionais de uma instalação de torrefação.

Item	Custo Unitário	Quantidade	Custo Anual US\$/ano
Matéria-prima	US\$ 32 /t	1728 t	55296
Mão-de-obra	US\$ 300/h.mês	72 h.mês	21600
Manutenção	-	-	1500
Total	-	-	78396

Receitas

Considerando que o preço médio do carvão vegetal está em torno de US\$ 100/t e que a lenha torrada possui 30% menos energia por kg que o carvão, então o preço por kg de lenha torrada será 30% menor que o preço do carvão, ou seja, US\$ 70/t. Então a receita anual será de US\$ 120 960 /ano.

Lucro anual = Receita anual – Total de custos operacionais – Impostos

Considerando os impostos como 30% da receita anual então o lucro anual será:

Lucro anual = US\$ 18 372/ ano

Lucro anual líquido = Lucro anual – investimento anual

Lucro Anual líquido = US\$ 14 732/ ano

Taxa interna de retorno

A taxa interna de retorno é calculada de acordo com a metodologia apresentada por Harrison (1976) e Mannarino [MANNARINO, 1985]. Para tanto, considera-se o fluxo de caixa apresentado na tabela 5.3

Tabela 5.3. Fluxo de caixa

Item US\$/ano	Anos			
	0	1	2	3
Entradas	-	+ 120 960	+ 120 960	+ 120 960
Saídas	-18200	- 106 228	- 106 228	- 106 228
Saldo	-18200	+ 14 732	+ 14 732	+ 14 732

Na tabela 5.3 as entradas se referem às receitas, as saídas são compostas pelo custo dos equipamentos, os custos operacionais e os impostos. Para este fluxo de caixa, a taxa interna de retorno estimada para os três anos de vida do projeto foi de 62% ao ano, sendo superior as taxas de juros praticadas no mercado financeiro (45% a.a.). A análise anterior indica que o projeto apresenta uma taxa de desconto tal que torna nulo o investimento inicial em relação ao lucro líquido obtido; portanto uma instalação deste tipo pode ser competitiva economicamente.

Ressalta-se que esta estimativa não considerou outros custos menores envolvidos, por considerar-se que os aqui analisados são os de maior importância. Outro aspecto importante é que a competitividade econômica de uma instalação como esta depende em grande medida também da reação do mercado em respeito ao produto, ou seja, a aceitação do produto pelos consumidores.

Capítulo 6

Conclusões

Através do desenvolvimento da unidade de torrefação e dos resultados teóricos e experimentais obtidos, deu-se resposta à hipótese proposta no início desta pesquisa, na qual sugeriu-se o aproveitamento eficiente da lenha e de resíduos de biomassa através da torrefação, visando-se, em alguns casos, a substituição do carvão e da lenha provenientes das florestas nativas e contribuindo para a redução da exploração das florestas e os efeitos negativos que isto provoca.

Os resultados obtidos, por meio do modelo matemático proposto, contribuíram para a compreensão do processo de torrefação da biomassa, permitindo obter critérios para o projeto, assim como para o diagnóstico dos diferentes parâmetros de torrefação. Embora tenham sido formuladas algumas hipóteses simplificadoras, o modelo matemático proposto descreve de forma adequada o fenômeno de torrefação da biomassa seca. O anteriormente dito comprovou-se através de uma avaliação experimental do modelo, em que os resultados teóricos mostraram uma correlação média de 99% em relação aos resultados experimentais. Através do modelo, é possível analisar a relação entre as taxas de aquecimento e os coeficientes de transferência de calor, e sua influência nos resultados da devolatilização da biomassa; também podem ser definidos os principais períodos de aquecimento e devolatilização durante o processo, permitindo determinar as melhores condições para o projeto da câmara de torrefação.

Da avaliação energética, realizada ao sistema, conclui-se que as duas fontes de maiores perdas estão localizadas na entalpia dos gases de escape (em torno de 13%) e nas perdas ao meio através das paredes do sistema (em torno de 4,3 %). As perdas ao meio são

intrínsecas à instalação e dependem do grau de isolamento deste; por outro lado, as perdas na entalpia dos gases de escape podem ser reguladas através do controle adequado do excesso de ar para a combustão e da transferência de calor na câmara de torrefação. Porém, esta regulação encontra-se em uma faixa limite, porque a temperatura inferior de operação da câmara de torrefação é de aproximadamente 220 °C e os gases de escape terão temperaturas superiores a essa, em qualquer caso. As perdas por combustão incompleta foram as menores (em torno de 2,4 %) e as de mais fácil regulação através do excesso de ar; em relação a este ponto, pode acrescentar-se que vários experimentos demonstraram que os melhores resultados de eficiência da combustão foram obtidos com excessos de ar na faixa de 1,3 e 1,4.

A eficiência bruta do sistema está em torno de 77 a 82 %, significando que cerca de 18 a 23 % da energia fornecida é perdida nas diversas formas antes mencionadas. Conclui-se que, para este tipo de instalação, a eficiência determinada é aceitável, mas pode ser melhor para instalações de maior porte e melhor controle dos parâmetros operacionais, ou seja, alimentação contínua de combustível e regulação adequada do ar para a combustão, assim como um melhor isolamento no sentido de diminuir as perdas ao meio.

Dos testes de torrefação de briquetes de cedrinho, conclui-se que durante o processo é removida apenas a umidade e algumas frações de voláteis de baixo poder calorífico, obtendo-se altos rendimentos de conversão; estes rendimentos variaram entre 94 e 43% em função das condições do processo. O rendimento energético, dos briquetes torrados, encontrou-se entre 96 e 50 % da energia inicial contida nos briquetes sem torrar; este rendimento, igual ao rendimento de conversão, depende do tempo e da temperatura de torrefação. Neste sentido, pode-se concluir que em todos os casos a temperatura de torrefação é o parâmetro de maior influência no processo.

Tanto o rendimento de conversão, como o rendimento energético, demonstram que durante a torrefação conserva-se grande parte dos compostos iniciais da biomassa, sendo eliminados apenas aqueles que influenciam negativamente na eficiência da combustão ou gaseificação. Portanto, a torrefação apresenta-se como um processo eficiente, contrário à carbonização convencional, em que se perde em torno de 60 % da energia contida na

biomassa inicial, o que representa um alto custo energético e ambiental quando aplicada como combustível.

É necessário salientar que o objetivo da torrefação não é obter um material substituto do carvão vegetal que é utilizado como termo-redutor nas siderurgias. Seu objetivo é obter, através de um processo mais eficiente que a carbonização tradicional, um combustível cujas características permitam substituir o carvão e a madeira provenientes das florestas nativas, quando são utilizados como combustíveis simples. O processo de torrefação proposto é viável ambientalmente, pois além de contribuir para a diminuição da exploração das florestas, também recicla os voláteis emitidos, evitando-se a poluição do meio ambiente.

Da análise dos briquetes torrados, pode-se concluir que o parâmetro de maior influência durante o processo de torrefação é a temperatura. Por isso, para obter altos conteúdos de carbono fixo e poder calorífico, recomenda-se trabalhar na faixa de temperatura de 250 a 300 °C e com tempos de residência inferiores a 1 hora. Isto porque, na medida que o tempo do processo é incrementado, o consumo de combustível aumenta proporcionalmente, diminuindo o rendimento do processo e encarecendo-o.

Os briquetes apresentaram características favoráveis para aplicações energéticas; entre elas, pode destacar-se o poder calorífico, que incrementou-se em torno de 15 %, assim como a baixa umidade de equilíbrio, sendo 173 % menor em relação ao material cru. O fato da biomassa torrada apresentar baixa umidade de equilíbrio e caráter hidrófobo é de grande importância, já que facilita o transporte e armazenagem da biomassa; no caso dos briquetes, evita que estes absorvam umidade durante a armazenagem, assim conservando por maior tempo as características mecânicas e evitando qualquer tipo de decomposição do material.

Conclui-se, através da análise de mercado realizada, que a indústria cerâmica é um mercado potencial para a madeira torrada e eventualmente briquetes torrados, pois nesta indústria, a lenha é utilizada de forma intensiva para o processamento térmico das cerâmicas, podendo a biomassa torrada, por ser um combustível de melhores características, competir com a lenha. Destaca-se que o Estado de São Paulo é um dos maiores centros de

produção de cerâmica do país, representando um importante mercado para a biomassa torrada. Por outro lado, os setores residencial e comercial são mercados muito promissores para a biomassa torrada, devido a duas razões: a primeira está relacionada à facilidade que têm estes setores de adaptarem-se a novos combustíveis provenientes da biomassa; a outra razão é de ordem econômica, pois no caso do setor comercial, o consumidor está a grandes distâncias de onde é produzido o carvão ou a lenha, implicando em grandes custos no transporte e, conseqüentemente, em elevados preços no mercado. A biomassa torrada é uma opção para diminuir estes custos, pois é um combustível que, por suas características, facilita o transporte e a armazenagem. É necessário ressaltar que São Paulo é o Estado de maior crescimento comercial do país e, portanto, o mercado para a biomassa torrada é muito promissor, principalmente nos grandes centros urbanos.

Devido ao baixo custo que eventualmente poderia apresentar a construção e operação de uma unidade de torrefação, e devido às características que a madeira e os resíduos de biomassa adquirem após a torrefação, conclui-se que este processo apresenta-se como uma alternativa para contribuir com a diminuição de exploração das florestas nativas, através do aproveitamento eficiente da lenha e dos resíduos agro-industriais, assim como é uma alternativa de valorizar e tornar economicamente viáveis os resíduos da biomassa, objetivando incrementar sua participação na matriz energética nacional, de forma mais eficiente.

Sugestões para próximos trabalhos

Recomenda-se para próximos trabalhos o desenvolvimento de uma unidade em escala piloto, mais próxima ao protótipo comercial, em que a câmara de combustão e a de torrefação se localizem em um único corpo, com objetivo de aumentar a eficiência global do sistema, diminuir custos, assim como eliminar os problemas de operacionalidade apresentados na unidade em escala de bancada. Partindo desta unidade, é recomendável realizar uma avaliação técnica desta, assim como um estudo bem detalhado dos mercados e sua reação frente a biomassa torrada, com objetivo de direcionar a estratégia para a introdução da biomassa torrada no mercado. Para tanto, recomenda-se a colocação experimental de biomassa torrada em alguns mercados, e partindo desta experiência piloto pode-se realizar uma avaliação dos efeitos econômicos, ambientais e energéticos.

Referências Bibliográficas

- A.S.T.M., Philadelphia **D 3286-85**: Standard Test Methods for Gross Calorific Value of Coal and Coke by the Isoperibol Bomb Calorimeter. Philadelphia, 1985. 5p.
- A.S.T.M., Philadelphia. **D 3178-84**: Standard Test Methods for Carbon and Hydrogen in the Analysis of Coal and Coke. Philadelphia, 1984. 3p.
- A.S.T.M., Philadelphia. **D 1762-82**: Standard Test Methods for Proximate Analysis of Wood Charcoal. Philadelphia, 1984. 2p.
- ABRACAVE, Associação Brasileira de Carvão Vegetal. Anuário Estatístico (1996). Belo Horizonte, 1997, 8p
- AIAA, Associação das Indústrias de Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo. São Paulo: ed Segmento, 1997, 45p.
- ALVES, S.S. and FIGUEREDO, L. A model for pyrolysis of wet wood. **Chemical Engineering Science**, vol 44 N.º 12 p 2861-2869, April 1989
- ANTAL, M.J. Mathematical modelling of biomass pyrolysis phenomena, **FUEL** vol 64 November 1985
- ANTAL, M.J. and WILLIAN S. L. MOK. Review of methods for improving the yield of charcoal from biomass. **Energy&Fuel**, vol 4, N.º 3 p 221-226, May/June 1990
- ASIEDU J.J. **Processing Tropical Crops**. New York: Macmillan Publishers, 1989.p 89-92
- BEATON P. e SILVA E. **Pruebas de balance térmico en calderas para bagazo**. Santiago de Cuba: ed ISPJAM, 1991, 94p

- BEZZON, G. **Avaliação dos possíveis impactos energéticos derivados da introdução de novas tecnologias para a obtenção de carvão vegetal e carvão ativado.** Campinas: FEM, UNICAMP, 1998. Tese (Doutorado) - Faculdade de Engenharia Mecânica- UNICAMP, 1998, 131p.
- BEZZON, G. **Síntese de novos combustíveis sólidos a partir de resíduos agroflorestais e possíveis contribuições no cenário energético brasileiro.** Campinas: FEM, UNICAMP, 1994. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica- UNICAMP, 1994, 131p.
- BHATTACHARYA, S C. Carbonized and uncarbonized briquettes from residues. In : **WORKSHOP ON BIOMASS THERMAL PROCESSING**, 1990, London: Proceedings... SHELL, 1990. V. 1, p. 1-9
- BOURGEOIS, J P ; DOAT, J . Torrefied wood from temperate and tropical species, advantages and prospects. In: **BIOENERGY 84**, London: Proceedings... ed Egnens and Ellegard, 1985. p. 153-159
- BRASIL, Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE), anuário estatístico-1998(b)
- BRASIL, Ministério da Agricultura, **Proposta de Utilização Energética de Florestas e Resíduos Agrícolas**, Brasília, 1984, 161p
- BRASIL, Ministério de Minas e Energia, **Balanço Energético Nacional (BEM 1998)**, 1998, 150p. (a)
- BRIDGWATER, A V and BRIDGE, S. **A review of biomass pyrolysis and pyrolysis technologies.** London: ed A . V Bridgwater and G. Grassi, 1991. Cap: Biomass pyrolysis liquids upgrading and utilization. p. 11-92
- BRISTOTI, ANILDO e DOSSA, PAULO. Estudo do álcool anidro como combustível doméstico em substituição ao GLP. In: **III CONGRESSO BRASILEIRO DE ENERGIA**. Anais.. Rio de Janeiro, 1984, p.728-738
- BRODYANSKY, V.M., SORIN, M. V., LE GOFF, P. **The efficiency of industrial processes: Exergy analysis and optimization.** Ed. ELSEVIER, 1994

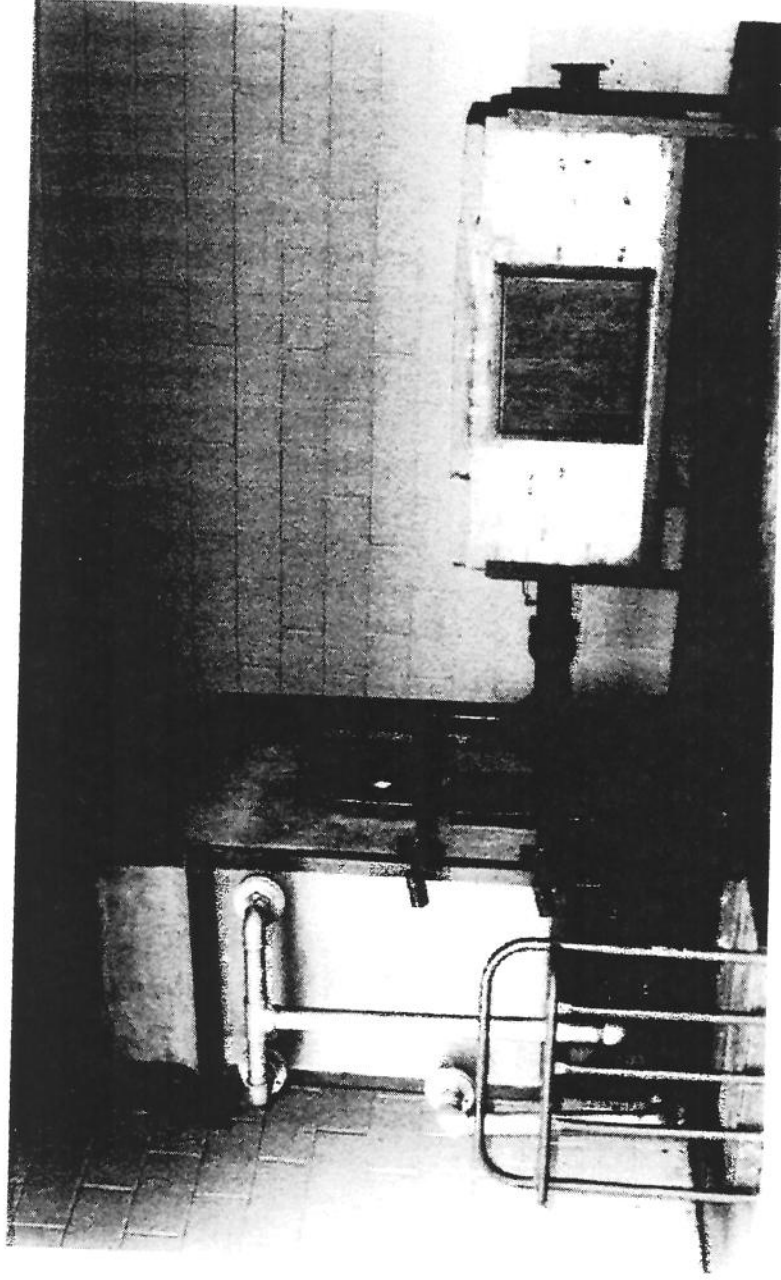
- CORTEZ, L. A. B. e SILVA, E. **Tecnologias de conversão energética da biomassa**. Manaus: EDUA/EFEI, 1997, 540p
- DE CASTRO, P F. Produção e Utilização do Carvão Vegetal. Belo Horizonte: Séries de Publicações Técnicas, Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais (CETEC), , 1982. Cap5 : **Obtenção do alcatrão vegetal**. p. 189-196
- DE MATOS. Gaseificação da madeira e carvão vegetal, Belo Horizonte: Séries de Publicações Técnicas, Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais (CETEC), 1981. Cap : **Características dos produtos da carbonização da madeira**. p. 37-43
- DEGLISE, X. and MAGNE, P. Pyrolysis and industrial charcoal. In: D.O. Hall and R.P. Overend (eds). **Biomass**, p. 221-235
- DI BRASI, C and G. RUSSO. Modeling of transport phenomena and kinetics of biomass pyrolysis. IN ADVANCES IN THERMOCHEMICAL BIOMASS CONVERSION, 1994, Glasgow: Proceeding, ed A . V Bridgwater, 1994,V.2 p. 906-922
- DOAT J. C.T.F.T. Research into wood pyrolysis. In: SYMPOSIUM FOREST PRODUTS RESEARCH INTERNATIONAL ARCHIVEMENT AND THE FUTURE, 22-26 April 1985, p 12-24
- ESPENAS, B . Reactivity of biomass and peat chars formed and gasified at diferents conditions. In : ADVANCES IN THERMOCHEMICAL BIOMASS CONVERSION 1994, Glasgow: Proceeding... ed A . V Bridgwater, Glasgow, 1994, V.1, p. 906-922
- FONSECA FELFLI, F. E . **Investigación del proceso de torrefacción de diferentes tipos de biomasas**. Santiago de Cuba: FIM, UO, 1995. Dissertação (Graduação) - Facultad de Ingenieria Mecánica, Universidade de Oriente, 1995, 40 p.
- FONSECA FELFLI, F. E, CARLOS A. LUENGO and P. BEATON. A numerical model for biomass torrefaction. In: BIOMASS FOR ENERGY AND INDUSTRY, 8-11 june 1998, Wurzburg: Proceeding...: 10th European Conference and Technology Exhibition, 1998, p. 1596-1599

- FONSECA FELFLI, F. E., CARLOS A. LUENGO and P. BEATON. Bench unit for biomass residues torrefaction. In: BIOMASS FOR ENERGY AND INDUSTRY, 8-11 June 1998, Wurzburg: Proceeding...: 10th European Conference and Technology Exhibition, 1998, p. 1593-1595
- FOUST, ALAN S. **Princípios das operações unitárias**. Rio de Janeiro: ed Guanabara Dois S.A, 1982. 670 p.
- GERHARD, A. BERZ. Catastrophes and climate change: cost to and countermeasures of the insurance industry. In: BIOMASS FOR ENERGY AND INDUSTRY, 8-11 June 1998, Wurzburg: Proceeding...: 10th European Conference and technology exhibition, 1998, p. 48-49
- GLOBO RURAL. Biomassa: A Nova Energia da Madeira. Rio de Janeiro: ed Globo, 1994, p84-92
- GOMES, A. Aproveitamento energético de resíduos de madeira na forma de briquetes. **CENBIO Notícias**, ano 1, No 3, p 3-4 Mai/Agost 1998
- HAKUO, A. **Modelagem e simulação de pirólise e secagem em um gaseificador de leito móvel contracorrente**. Campinas: FEM, UNICAMP, 1996. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica-UNICAMP, 1996, 153p.
- HALL, D.O. and ROSILLO-CALLE. The role of bioenergy in developing countries. In: BIOMASS FOR ENERGY AND INDUSTRY, 8-11 June 1998, Wurzburg: 10th European Conference and technology exhibition, 1998, p. 52-61
- HARRINSON, I.A.. **Avaliação de projetos de investimento**. Ed. Mc Graw-Hill do Brasil Ltda., 1976.
- HUGOT, E. **Manual da engenharia açucareira**.ed Mestre Jou, São Paulo, 1977, V. 2 , p 965-969
- INCROPERA, F P. **Introduction to heat transfer**. New York: ed John Wiley & Sons, 1990, 790p
- KOTA, T. J. **The exergy method of thermal plant analysis**. Ed. Butterworths, 1985.

- LUENGO, C A and CENCING, M. Biomass pyrolysis liquids upgrading and utilization, London: A. V. Bridgwater and G, 1991. Cap: **Biomass pyrolysis in Brasil: Status report**. p. 299-310
- MANNARINO, R. **Engenharia econômica**. Ed.Universidade Federal de Ouro Preto, 1985.
- MELAAEM, M.C. Modelling and simulation of moist wood drying and pyrolysis. In: DEVELOPMENT IN THERMOCHEMICAL BIOMASS CONVERSION, 1994 Glasgow: Proceeding, ed A . V Bridgwater, 1994, V.1 p. 132-146
- MEZERETTE, C. and GIRARD, P. Biomass pyrolysis liquids upgrading and utilization, London: A. V. Bridgwater and G, 1991. Cap: **Enviromental aspects of gaseous emissions from wood carbonisation and pyrolysis**. p263-289
- NELSON T. **Guia metodológica para proyectos de curso de generadores de vapor**. Ciuda de la Habana: Editorial ISPJAE, 1987. 261p
- NUSSBAUME, T. Wood Combustion. In: ADVANCES IN THERMOCHEMICAL BIOMASS CONVERSION, 1994 Glasgow: Proceeding, ed. A . V. Bridgwater, 1994, V.1, p. 575-589.
- PEREZ, P. **Propuesta para la utilización de los residuos de la cosecha**, Reporte interno MINAZ, 1992
- PERRY & CHILTON. **Manual de engenharia química**. São Paulo: ed. Guanabara dois, 1980, p. 6.26 –6.29
- ROSILLO-CALLE, F. **The charcoal dilemma**. London: Intermediate technology publications, 1996, 78p
- SÃO PAULO, Secretaria de Estado de Energia, **Balanço Energético do Estado de São Paulo**, 1998, 171p (a)
- SÃO PAULO, Fundação Sistemas de Análise de Dados (SEADE), São Paulo, 1998 (b)
- SHOFFAFER, J E . Estimating heat consumption in kiln drying lumber. **Life science and agriculture experimental station**: technical bulletin, 1973, 73p

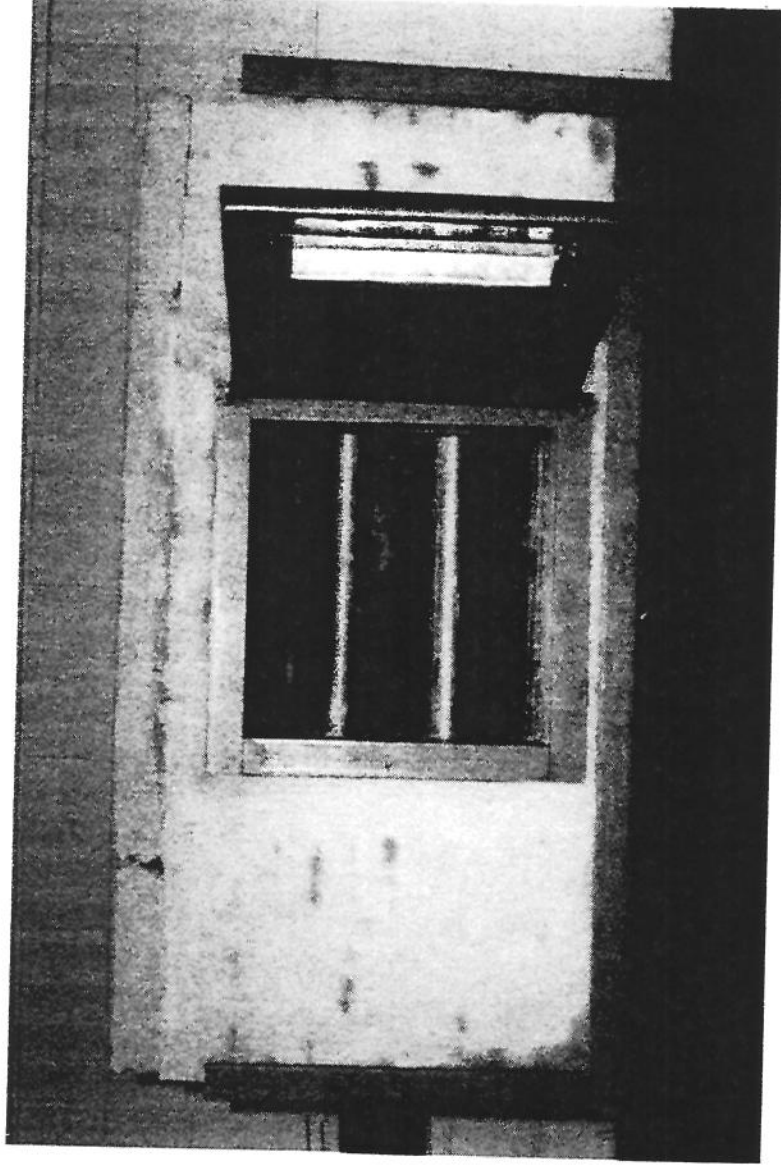
- SZARGUT, J., MORRIS, D. R., STEWARD F.R. **Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes**. Ed. Hemisphere Publishing Corporation, 1988.
- VERGNET, L.F. Development and performances of pyrolysis plants in France: 1980-90.
In: BIOMASS FOR ENERGY AND INDUSTRY 9-13 october 1989. Proceeding
Lisbon: Conversion and utilization of biomass, 1989, p 2715-2719
- VERGNET, L.F. **Torrefied wood** : Characteristics, economics and prospects at the
present stage of process development. Internal report CIRAD. 1987 13p
- WAI-CHUN R CHAN, Kelbon M and Krirger B B. Modelling and experimental
verification of physical and chemical processes during pyrolysis of a large particle.
FUEL vol 64 p 1505-1513, November 1985
- WOILER, S., MATHIAS, W.F. **Projetos: Planejamento, elaboração e análise**. Editora
Atlas, 1994.

Anexo I



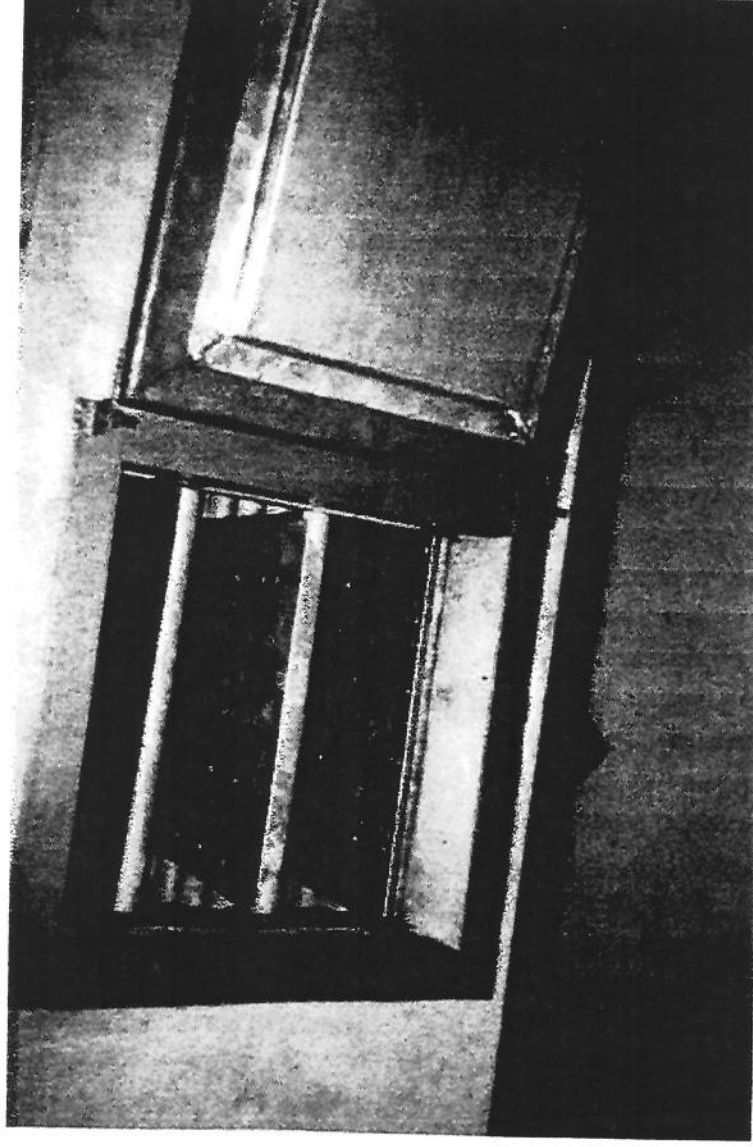
Vista Parcial da Instalação

Anexo II



Vista Parcial da Câmara de Torrefação

Anexo III



Vista Interior da Câmara de Torrefação