

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA

**ESTUDO DA PIRÓLISE RÁPIDA DE CAPIM ELEFANTE EM  
LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE MEDIANTE  
CARACTERIZAÇÃO DOS FINOS DE CARVÃO**

**EDGARDO OLIVARES GÓMEZ**

CAMPINAS

Julho de 2002

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA

**ESTUDO DA PIRÓLISE RÁPIDA DE CAPIM ELEFANTE EM  
LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE MEDIANTE  
CARACTERIZAÇÃO DOS FINOS DE CARVÃO**

Tese de Doutorado apresentada à comissão de Pós-graduação da Faculdade de Engenharia Agrícola da Universidade Estadual de Campinas-UNICAMP, como requisito para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Agrícola, na área de concentração em Construções Rurais e Ambiente.

**EDGARDO OLIVARES GÓMEZ**

**Orientador: Prof. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez**

CAMPINAS

Julho de 2002

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

OL4e      Olivares Gómez, Edgardo  
Estudo da pirólise rápida de capim elefante em leito  
fluidizado borbulhante mediante caracterização dos  
finos de carvão / Edgardo Olivares Gómez. --  
Campinas, SP: [s.n.], 2002.

Orientador: Luís Augusto Barbosa Cortez.  
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de  
Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola.

1. Biomassa vegetal. 2. Escoamento bifásico. 3.  
Fluidização. 4. Pirólise. 4. Carvão vegetal. I. Cortez,  
Luís Augusto Barbosa. II. Universidade Estadual de  
Campinas. Faculdade de Engenharia Agrícola. III.  
Título.

Título em Inglês: Study of the elephant grass fast pyrolysis in a bubbling fluidized bed  
reactor through the fine charcoal characterization.

Palavras chave em Inglês: Vegetal biomass, Two-phase flow, Fluidization, Pyrolysis,  
Charcoal.

Área de Concentração: Construções Rurais e Ambiente.

Titulação: Doutor em Engenharia Agrícola.

Banca Examinadora: Isaias de Carvalho Macedo, Meuris Gurgel Carlos da Silva, José  
Otavio Brito e Caio Glauco Sanchez.

Data da defesa: 29/07/2002

*Um cientista quer compreender os mecanismos.*

*Um engenheiro quer fazê-los funcionar*

*JACK ST. CLAIR KILBY*

*Prêmio Nobel de Física, 24 de Julio 1958*

## DEDICATÓRIA

*À memória da minha mãe pelo seu amor, dedicação e lição de vida;*

*À memória do meu pai pelo seu amor e sensibilidade;*

*À minha querida filha Cynthia de la Caridad Olivares Yuanis*

## **AGRADECIMENTOS**

Ao Brasil por me receber.

À Cuba que me viu nascer;

À toda minha família em Cuba, pelo apoio imprescindível e a paciência que em todo momento tiveram;

À Rosa, pelo amor e compreensão nestes anos;

Ao Professor. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez, muito obrigado pelos seus conselhos, orientação, apoio, confiança e, sobretudo, pela amizade;

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo-FAPESP pela concessão da bolsa de estudo (Processo 98/02178-0) e pelo suporte financeiro à pesquisa (Processo 99/00265-5);

À Financiadora de Estudos e Projetos-FINEP, órgão do Governo Federal Brasileiro, pelo apoio financeiro à pesquisa através do Projeto Integrado de Biomassa-PIB;

Ao Prof. Dr. Isaías de Carvalho Macedo e ao Dr. Manoel Regis Lima Verde Leal do Centro de Tecnologia Copersucar-CTC em Piracicaba, pela credibilidade dada ao trabalho.

Ao Prof. Dr. Luis Ernesto Brossard Pérez pelo ensino e os momentos inesquecíveis;

Ao Prof. MSc. Juan Miguel Mesa Pérez pela amizade e grande ajuda na elaboração desta monografia.

Ao Dr. Joel Zukosvki Jr., uma pessoa muito sincera e amiga. Para você Joel todo meu respeito e amizade.

Ao Dr. José Dilcio Rocha pela amizade e por ser parte importante da nossa equipe de trabalho e companheiro de largas jornadas de trabalho;

Aos colegas Lino Rosell e Carlos Triveño pela grande ajuda prestada durante a realização deste trabalho;

Ao MSc. Luis Enrique Brossard González pela amizade e pelos trabalhos desenvolvidos em conjunto;

Ao Prof. Dr. Marcio de Souza Santos da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP pela colaboração ao estudo do processo;

Ao pesquisador e MSc. Ademar Hauko Ushima do Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo-IPT, pela ajuda nas discussões acerca do trabalho.

Ao Centro de Tecnologia Copersucar-CTC em Piracicaba pelo interesse na pesquisa e pela possibilidade que nos deu de fazer a montagem da planta e os experimentos em áreas do próprio centro. Este agradecimento faz-se especial para os técnicos de laboratório deste centro, Nanci Aparecida Pinto Taniguti e Nilton de Oliveira, pelo valioso esforço na realização das análises de laboratório.

Ao Sr. João Batista de Andrade pesquisador do Instituto de Zootecnia-IZ de Nova Odessa-SP, pela importante colaboração na preparação das amostras de capim elefante utilizadas nos experimentos de pirólise rápida;

Ao pessoal da Secretaria da Pós-graduação da FEAGRI-UNICAMP, Ana Paula e Martha pela amizade e orientação em todos estes anos.

A todos os professores e funcionários da FEAGRI-UNICAMP, especialmente ao Francisco e Rosália, pelos laços de afeto e respeito.

Ao Sr. Robson, da FEAGRI-UNICAMP sempre muito disposto a elaborar desenhos em AutoCAD, muito obrigado Sr. Robson.

Ao meu amigo Ivan Soares Guatura;

À todos meus colegas destes anos de muito esforço e dedicação, dou-lhes um muito obrigado.

Muchas gracias a todos

# SUMÁRIO

	Página
<b>LISTA DE FIGURAS</b>	<b>ix</b>
<b>LISTA DE TABELAS</b>	<b>xxii</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS</b>	<b>xxiv</b>
<b>RESUMO</b>	<b>xxx</b>
<b>ABSTRACT</b>	<b>xxxiv</b>

<b><u>CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO</u></b>	<b>1</b>
<b>1.1. Introdução</b>	<b>1</b>
<b>1.2. Motivação à pesquisa</b>	<b>2</b>
1.2.1. A biomassa como fonte alternativa de energia	2
1.2.2. A pirólise como processo físico-químico agregativo de valores	4
<b>1.3. Objetivos do trabalho de Tese</b>	<b>7</b>
<b>1.4. Considerações gerais do capítulo</b>	<b>8</b>
<b>1.5. Estrutura e considerações gerais sobre o trabalho de Tese</b>	<b>9</b>

<b><u>CAPÍTULO 2 – PIRÓLISE DE MATERIAIS LIGNOCELULÓSICOS.</u></b>	
<b><u>ESTUDOS E APLICAÇÕES</u></b>	<b>13</b>
<b>2.1. A biomassa como fonte de energia</b>	<b>13</b>
2.1.1. Fontes de biomassa	16
2.1.2. Materiais lignocelulósicos	19
2.1.3. Processos de conversão termoquímica da biomassa	22
<b>2.2. Fundamentos da Pirólise de biomassa</b>	<b>25</b>
2.2.1. Cinética da pirólise de materiais lignocelulósicos	25
2.2.1.1. Mecanismo de pirólise da madeira proposto por Soltes (SOLTES, 1983)	27
2.2.1.2. Mecanismo de pirólise da madeira proposto por DIBLASI (DI BLASI 1992)	28
2.2.1.3. Mecanismo de pirólise da madeira proposto por	



<i>ALVES e FIGUEREDO (ALVES e FIGUEREDO, 1988)</i>	29
2.2.2. Modelagem matemática e simulação de processos de pirólise rápida.	
Principais características e dificuldades.	30
2.2.2.1. <i>Considerações do modelo matemático de SOUZA-SANTOS (1987)</i>	32
2.2.2.2. <i>Hipóteses básicas do modelo matemático</i>	35
2.2.3. Distribuição dos produtos de pirólise	38
<b>2.3. Efeito das variáveis que influenciam no processo de pirólise de biomassa</b>	<b>44</b>
2.3.1. Influência das variáveis associadas às condições de operação	44
2.3.2. Influência das variáveis associadas às características do sólido	46
2.3.2.1. <i>Umidade do sólido</i>	46
2.3.2.2. <i>Tamanho de partícula</i>	46
2.3.3. Propriedades físicas	47
2.3.3.1. <i>Condutibilidade térmica</i>	48
2.3.3.2. <i>Densidade da biomassa</i>	48
<b>2.4. Pirólise da celulose, hemicelulose e lignina</b>	<b>49</b>
2.4.1. Pirólise da celulose	49
2.4.2. Pirólise da lignina	51
2.4.3. Pirólise da hemicelulose	52
<b>2.5. Principais características da pirólise rápida e tipos de tecnologias em desenvolvimento</b>	<b>52</b>
2.5.1. As tecnologias de pirólise rápida para biomassa	58
<b>2.6. Alguns aspectos relacionados com o “scale-up” de reatores de leito fluidizado borbulhante</b>	<b>66</b>
<b>2.7. Fluidodinâmica de leitos fluidizados</b>	<b>69</b>
2.7.1. Características fluidodinâmicas do leito fluidizado	71
2.7.1.1. <i>Velocidade superficial da mínima fluidização</i>	71
2.7.1.2. <i>Velocidade terminal</i>	74
2.7.1.3. <i>Queda de pressão em leito fluidizado</i>	76
<b>2.8. Custos e modelos de custos envolvendo sistemas de pirólise rápida.</b>	
<b>Princípios para o estudo de viabilidade técnico-econômica</b>	<b>78</b>

<b>2.9. Considerações gerais do capítulo</b>	<b>81</b>
 <b><u>CAPÍTULO 3 – MATERIAL E MÉTODOS</u></b>	 <b>84</b>
<b>3.1. Introdução</b>	<b>84</b>
<b>3.2. Preparando os materiais sólidos para os ensaios</b>	<b>85</b>
<b>3.3. Bancada de testes. Experimentos fluidodinâmicos com o material inerte</b>	<b>86</b>
3.3.1. Propriedades físicas e distribuição de tamanhos das partículas	86
3.3.2. Velocidade de mínima fluidização	91
3.3.3. Formulação teórica dos modelos para a obtenção da velocidade de mínima fluidização e velocidade terminal. Implementação no MATLAB	94
<b>3.4. Bancada de testes. Experimentos fluidodinâmicos com o capim elefante</b>	<b>97</b>
3.4.1. Distribuição de tamanhos de partícula	97
3.4.2. Arranjo experimental para a determinação da velocidade de arraste	99
<b>3.5. Propriedades físico-químicas e da análise termogravimétrica e     calorimetria exploratória diferencial</b>	<b>101</b>
3.5.1. Análise química imediata	101
3.5.2. Análise química elementar	102
3.5.3. Teor de lignina	102
3.5.4. Densidade real, aparente de partícula e área superficial	103
3.5.5. Características geométricas	104
3.5.6. Análise termogravimétrica-ATG e calorimetria exploratória diferencial-DSC	104
3.5.7. Poder calorífico superior	105
3.5.8. Densidade à granel	106
<b>3.6. Unidade piloto para testes de pirólise rápida</b>	<b>106</b>
3.6.1. Características gerais	106
3.6.2. Dimensionamento e detalhes construtivos das principais partes componentes da planta piloto	111
3.6.2.1. Dimensionamento	111
3.6.2.2. Dimensionamento do sistema de distribuição de ar (distribuidor)	113
3.6.2.3. Dimensionamento do ciclone ( <i>CALVERT e ENGLUND, 1984</i> )	114

3.6.2.4. Sistema de alimentação de biomassa	116
3.6.3. Calibração do sistema de alimentação de capim elefante	117
3.6.4. Sistema de distribuição de ar para o processo de pirólise rápida	121
3.6.5. Incertezas nas medições	123
3.6.6. Descrição da instrumentação	124
<b>3.7. O planejamento experimental</b>	<b>124</b>
3.7.1. Introdução	124
3.7.2. Identificação dos fatores de possível influência e variáveis de resposta	126
3.7.3. Os primeiros testes experimentais	129
3.7.4. Definição dos níveis dos fatores independentes identificados	129
3.7.5. O Planejamento Experimental	130
3.7.6. Matriz dos experimentos	131
3.7.7. Obtenção dos modelos matemáticos codificados que correlacionam cada variável resposta com os fatores independentes	133
3.7.8. Análise de variância	134
3.7.9. Quando um modelo fatorial é inadequado	135
3.7.10. Considerações gerais para a análise dos modelos matemáticos	136
<b>3.8. Estudo do efeito da porcentagem de ar respeito ao estequiométrico e da altura estática do leito fixo de inerte nas principais características de qualidade dos finos de carvão.</b>	<b>137</b>
3.8.1. Procedimento Experimental	137
3.8.2. Coleta das amostras	138
<b>3.9. Alguns aspectos teóricos sobre o mecanismo de primeira ordem para o estudo da cinética da volatilização da biomassa</b>	<b>139</b>
3.9.1. Métodos de obtenção de parâmetros cinéticos para um mecanismo de primeira ordem	140
<b>3.10. Modelo preliminar para estudos de viabilidade econômica</b>	<b>144</b>
 <b><u>CAPÍTULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO</u></b>	 <b>147</b>
<b>4.1. Introdução</b>	<b>147</b>
<b>4.2. Estudo teórico e experimental das principais propriedades físicas</b>	

<b>e fluidodinâmicas do material inerte.</b>	<b>148</b>
4.2.1. Análise granulométrica e propriedades físicas	148
4.2.2. Velocidade mínima de fluidização	153
4.2.3. Velocidade terminal e coeficiente de arraste	159
<b>4.3. Resultados experimentais acerca do estudo das características</b>	
<b>do capim elefante (variedade Pennisetum purpureum K. Schumach)</b>	<b>163</b>
4.3.1. Introdução	163
4.3.2. Propriedades físico-químicas e distribuição de tamanhos das partículas	164
4.3.2.1. <i>Distribuição de tamanhos das partículas</i>	164
4.3.2.2. <i>Propriedades Físicas e Geométricas</i>	166
4.3.2.3. <i>Propriedades químicas, poder calorífico superior e teor de lignina</i>	171
4.3.3. Estudo da velocidade terminal das partículas de capim elefante	173
4.3.4. Características térmicas do capim elefante	179
4.3.4.1. <i>Análise termogravimétrica TG (ou ATG) e diferencial</i>	
<i>termogravimétrica DTG</i>	179
4.3.4.2. <i>Obtenção de parâmetros cinéticos a partir dos resultados de TG</i>	183
4.3.4.3. <i>Modelo de devolatilização em regime isotérmico</i>	189
4.3.4.4. <i>Calorimetria exploratória diferencial-DSC</i>	191
<b>4.4. Experimentos de Pirólise Rápida. Resultados experimentais obtidos na</b>	
<b>planta piloto com capim elefante (variedade Pennisetum purpureum</b>	
<b>K. Schumach)</b>	<b>192</b>
4.4.1. Introdução	192
4.4.2. Experimentos a temperatura ambiente (a frio). Curvas de comportamento	193
4.4.3. Experimentos exploratórios a quente. Comportamento do reator	197
4.4.3.1. <i>Principais dificuldades e soluções praticadas</i>	197
4.4.4. Apresentação e análise dos resultados experimentais da pirólise	
rápida	199
4.4.4.1. <i>Perfis de temperatura no leito e no freeboard. Comportamento</i>	
<i>dos resíduos</i>	199
4.4.4.2. <i>Perfis de pressão no reator</i>	201
4.4.4.3. <i>Perfis de concentração de sólidos no reator</i>	205

4.4.4.4. <i>Perfis de porosidade</i>	211
<b>4.5. Resultados acerca das características dos finos de carvão vegetal</b>	<b>212</b>
4.5.1. Introdução	212
4.5.2. Modelos matemáticos empíricos para estudos do comportamento das características dos finos de carvão vegetal primário	214
4.5.2.1. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do teor de voláteis no carvão (ponto A de amostragem)</i>	215
4.5.2.2. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do teor de cinzas no carvão (ponto A de amostragem)</i>	216
4.5.2.3. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do teor de Carbono fixo no carvão (ponto A de amostragem)</i>	217
4.5.2.4. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do Poder Calorífico Superior do carvão (ponto A de amostragem)</i>	219
4.5.2.5. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Carbono Elementar no carvão (ponto A de amostragem)</i>	220
4.5.2.6. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Hidrogênio Elementar no carvão (ponto A de amostragem)</i>	222
4.5.2.7. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Nitrogênio Elementar no carvão (ponto A de amostragem)</i>	223
4.5.2.8. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Oxigênio Elementar no carvão (ponto A de amostragem)</i>	223
4.5.2.9. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do Rendimento de carvão seco e livre de cinza (ponto A de amostragem)</i>	226
4.5.2.10. <i>Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do Rendimento de carvão seco e livre de cinza (ponto B de amostragem)</i>	227

4.5.2.11. Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de finos de carvão elutriados do reator-PFE (base seca e livre de cinzas)	230
4.5.2.12. Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da temperatura média do leito-TML	232
4.5.3. Propriedades físicas, distribuição de tamanhos e análise térmica das partículas dos finos de carvão vegetal	234
<b>4.6. Considerações gerais do capítulo</b>	<b>238</b>

## **CAPÍTULO 5 – ESTUDO DE VIABILIDADE ECONÔMICA DO**

<b><u>PROCESSO</u></b>	<b>244</b>
<b>5.1. Introdução</b>	<b>244</b>
<b>5.2. Aspectos Econômicos e Financeiros</b>	<b>245</b>
<b>5.3 Análise e discussão dos resultados</b>	<b>246</b>
5.3.1. Comportamento dos parâmetros econômicos e financeiros durante um ano de trabalho da planta (Primeira Parte)	246
<b>5.4. Obtenção de modelos matemáticos para descrever o comportamento de parâmetros econômicos e financeiros em função de parâmetros de operação da planta</b>	<b>251</b>
5.4.1 Bases para a análise de sensibilidade paramétrica	251
5.4.2 Resultados e discussão	252
5.4.2.1. Dados iniciais para os cálculos: 1 turno de trabalho (6 horas de operação ao dia)	253
5.4.2.1.1. Ativo Fixo	253
5.4.2.1.2. Recursos Humanos Necessários	254
5.4.2.1.3. Despesas fixas mensais	254
5.4.2.2. Dados iniciais para os cálculos: 2 turnos de trabalho (12 horas de operação ao dia)	255
5.4.2.2.1. Recursos Humanos Necessários	255
5.4.2.2.2. Despesas fixas mensais	255
5.4.2.3 Modelos matemáticos decodificados que descrevem o comportamento	

<i>dos parâmetros econômicos e financeiros em função de parâmetros de operação: primeira condição (6 horas de trabalho ao dia).</i>	257
<b>5.5. Considerações gerais do capítulo</b>	<b>270</b>
<b><u>CAPÍTULO 6 – CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES PARA FUTUROS ESTUDOS</u></b>	<b>271</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>275</b>
<b>DEMAIS BIBLIOGRAFIAS CONSULTADAS</b>	<b>294</b>
<b><u>APÊNDICE A</u></b>	<b>299</b>
<b><u>APÊNDICE B</u></b>	<b>315</b>
<b><u>APÊNDICE C</u></b>	<b>318</b>
<b><u>APÊNDICE D</u></b>	<b>325</b>
<b><u>APÊNDICE E</u></b>	<b>334</b>
<b><u>APÊNDICE F</u></b>	<b>340</b>
<b><u>APÊNDICE G</u></b>	<b>366</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Oferta interna de energia no mundo ( <b>MME-BEN, 2002</b> )	3
Figura 1.2. Fases da pesquisa teórico-experimental em sistemas de termoconversão	12
Figura 2.1. Modelo de parede celular típica de tecido vegetal ( <b>PENEDO, 2002</b> )	19
Figura 2.2. Diferentes processos de conversão termoquímica ( <b>BRIDGWATER, 1991</b> )	24
Figura 2.3. Mecanismo de pirólise da madeira proposto por SOLTES ( <b>SOLTES, 1983</b> )	28
Figura 2.4. Mecanismo de pirólise da madeira proposto por DI BLASI ( <b>DI BLASI 1992</b> )	29
Figura 2.5. Mecanismo de pirólise da madeira proposto por ALVES E FIGUEREDO ( <b>ALVES e FIGUEREDO 1988</b> )	29
Figura 2.6 Representação do modelo cinético de núcleo sem reagir (a) e do modelo de núcleo exposto (b) ( <b>SOUZA-SANTOS, 1987</b> )	32
Figura 2.7. Modelo de reação gás-sólido ( <b>SOUZA-SANTOS 1987</b> )	33
Figura 2.8. Principais componentes e reações químicas da biomassa vegetal considerados no modelo de souza-santos ( <b>SOUZA-SANTOS, 1987</b> )	34
Figura 2.9. Modelo físico do reator de leito fluidizado mostrando aspectos geométricos usados no modelo matemático ( <b>SOUZA-SANTOS, 1987</b> )	37
Figura 2.10. Diagrama simplificado da estrutura básica do modelo matemático ( <b>SOUZA-SANTOS, 1987</b> )	37
Figura 2.11. Distribuição das camadas de produtos e pontos de medidas de temperatura no reator ( <b>MESA et al., 2002</b> )	42
Figura 2.12. Modelo de pirólise de Copper Mountain, ( <b>DIEBOLD, 1980</b> )	46
Figura 2.13. Mecanismo simplificado da pirólise da celulose segundo SHAFIZADEH ( <b>SHAFIZADEH, 1968</b> )	49
Figura 2.14. Mecanismo simplificado da pirólise da celulose segundo, BRADBURY e col. ( <b>BRADBURY et al., 1979</b> )	50
Figura 2.15. Mecanismo simplificado da pirólise da celulose segundo KILZER E BROIDO ( <b>KILZER E BROIDO, 1965</b> )	51
Figura 2.16. Mecanismo simplificado da pirólise da lignina ( <b>ANTAL, 1992</b> )	51



Figura 2.17. Reator de leito fluidizado borbulhante ( <b>OLIVARES, E.G., 1996</b> )	54
Figura 2.18. Reator de leito fluidizado circulante ( <b>OLIVARES, E.G., 1996</b> )	55
Figura 2.19. Esquema simplificado de funcionamento de um reator de prato rotatório para a pirólise rápida de biomassa ( <b>BRIDGWATER, 2002</b> )	56
Figura 2.20. Reator de cone rotativo ( <b>BRIDGWATER, 1999</b> )	57
Figura 2.21. Foto do reator de leito fluidizado da unidade experimental da UNICAMP ( <b>OLIVARES et al., 2001</b> )	58
Figura 2.22. Faixas de parâmetros de escala para leitos fluidizados com gás em Regime borbulhante ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	68
Figura 2.23. Relação entre o gradiente de pressão do fluxo bifásico e a velocidade do escoamento (Diagramas de fase de ZENZ E OTHMER): escoamento horizontal e escoamento vertical ( <b>DIXON, 1995</b> )	70
Figura 2.24. Regime fluidodinâmico do sistema gás-sólido em condições de fluxo vertical ascendente (a) e perfil típico na forma senoidal mostrando o comportamento da fração de vazios ou porosidade do leito de sólidos ao longo da altura do reator para um reator de leito fluidizado circulante (b) ( <b>COMITATO TERMOTECNICO ITALIANO, 1993</b> )	77
Figura 2.25. Esquema ilustrativo correlacionando os principais pontos de consumo econômico num projeto tecnológico na área de pirólise rápida ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	80
Figura 2.26. Diagrama de sensibilidade paramétrica para uma análise econômica preliminar da produção de carvão vegetal em reator de pirólise em leito fluidizado	83
Figura A2.1. Esquema de fluxo de caixa generalizado ( <b>MESA-PEREZ et al., 2002</b> )	301
Figura 3.1. Diagrama de Geldart para a classificação do material particulado do leito ( <b>SANTOS, 1991</b> )	87
Figura 3.2. Esquema mostrando a localização dos diâmetros $d_i$ e $d_c$ ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	89
Figura 3.3. Foto de microscópio do material inerte estudado (areia sílica 407/40 da BRASILMINAS Indústria e Comércio Ltda.) ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	89

Figura 3.4. Foto da instalação experimental para a determinação da velocidade de mínima fluidização ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	92
Figura 3.5. Algoritmo de cálculo para estimar a velocidade de mínima fluidização ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	95
Figura 3.6. Algoritmo de cálculo para estimar a velocidade terminal de partículas isoladas ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	96
Figura 3.7. Foto do sistema experimental para a determinação da velocidade de arraste das partículas de capim elefante	100
Figura 3.8. Esquema do sistema experimental para a determinação da velocidade de arraste das partículas de capim elefante	100
Figura 3.9. Esquema 3D da planta piloto de leito fluidizado para testes de pirólise rápida	107
Figura 3.10. Foto da planta piloto de leito fluidizado para testes de pirólise rápida	107
Figura 3.11. Esquema geral da planta piloto de leito fluidizado para testes de pirólise rápida	108
Figura 3.12. Variação da Massa de capim no tempo	117
Figura 3.13. Variação da taxa mássica de fluxo de capim no tempo	118
Figura 3.14. Variação da vazão mássica de fluxo de capim elefante com a velocidade do injetor	118
Figura 3.15. Variação entre os dados observados e o modelo	120
Figura 3.16. Sistema de distribuição de ar da planta piloto de pirólise rápida	121
Figura 3.17. Vazão volumétrica de ar versus diferencial de pressão estática	122
Figura 3.18. Distribuição de probabilidade do logaritmo do diferencial de pressão versus os resíduos padronizados	122
Figura 3.19. Normalidade dos resíduos padronizados	122
Figura 3.20 . Superfície de resposta com um ótimo em C ( <b>MESA PÉREZ et al., 1998</b> )	125
Figura 3.21 a. Região experimental para dois fatores independentes.	128
Figura 3.21 b. Matriz dos experimentos para dois fatores independentes.	128
Figura 3.22. Esquema do reator com a localização das tomadas de pressão estática e temperatura ao longo da altura do reator (a) e	

foto do reator de pirólise (b) ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	138
Figura 4.1. Funções de distribuição mássica acumulativa de partículas com diâmetro médio menor que a dimensão característica correspondente e de densidade mássica de distribuição	150
Figura 4.2. Valor da dimensão característica das partículas para o qual $G=0,50$	151
Figura 4.3. Evolução da perda de carga com a velocidade do gás	154
Figura 4.4. Determinação da velocidade de mínima fluidização (areia quartzo referência 407/40)	155
Figura 4.5. Resultados obtidos para a velocidade de mínima fluidização da areia sílica 407/40 através da simulação numérica	156
Figura 4.6. Velocidade de mínima fluidização da areia sílica 407/40 em função da temperatura da fase gasosa (valores simulados)	157
Figura 4.7. Velocidade mínima de fluidização da areia sílica 407/40 para diferentes diâmetros de partículas considerados.	158
Figura 4.8. Velocidade terminal (ou de arraste) das partículas de areia sílica 407/40 em função do diâmetro característico das partículas (valores simulados)	160
Figura 4.9. Velocidade terminal (ou de arraste) das partículas de areia sílica 407/40 em função da esfericidade das partículas para diferentes diâmetros de partícula e temperatura da fase gasosa (valores simulados)	161
Figura 4.10. Velocidade terminal (ou de arraste) como função do diâmetro equivalente da partícula (valores simulados)	162
Figura 4.11. Coeficiente de arraste de partículas individuais, baseado no seu diâmetro equivalente para diferentes valores de esfericidade (valores simulados)	162
Figura 4.12. Funções mássicas de distribuição para o capim elefante	165
Figura 4.13. Modelo geométrico assumido (prisma de base retangular)	167
Figura 4.14. Curvas ATG para diferentes condições e espécies (100k/min)	180
Figura 4.15. Curvas DTG para diferentes condições e espécies (100k/min)	180
Figura 4.16. Curvas ATG para diferentes condições e espécies (60k/min)	181
Figura 4.17. Curvas DTG para diferentes condições e espécies (60k/min)	181

Figura 4.18. Curvas ATG para diferentes condições e espécies (20k/min)	182
Figura 4.19. Curvas DTG para diferentes condições e espécies (20k/min)	182
Figura 4.20. Evolução do teor de voláteis do capim elefante com a temperatura (<0,15 mm e taxa de aquecimento de 20 k/min)	187
Figura 4.21. Perfil de conversão total do capim elefante durante o processo (<0,15 mm e taxa de aquecimento de 20 k/min)	188
Figura 4.22. Perfil da fração não convertida de capim elefante versus temperatura (<0,15 mm e taxa de aquecimento de 20 k/min)	188
Figura 4.23. Evolução do teor de voláteis com a temperatura para o capim elefante (experimentos isotérmicos)	190
Figura 4.24. Evolução do teor de voláteis com a temperatura para o bagaço de cana-de-açúcar (experimentos isotérmicos)	190
Figura 4.25. Evolução da curva de DSC com a temperatura para a pirólise de capim elefante	192
Figura 4.26. Curva de comportamento da vazão volumétrica de ar em função do diferencial de pressão estática na placa de orifício	195
Figura 4.27. Curva de comportamento da vazão volumétrica de ar em função da velocidade superficial do gás no reator	195
Figura 4.28. Curva de comportamento da queda de pressão no leito como função da velocidade superficial do gás (condição dos experimentos: 4 diferentes alturas do inerte 407/40, $v_{mf}$ referida à CNTP)	196
Figura 4.29. Perfil de pressão ao longo do reator operando à mesma altura do leito de inerte de 164 mm e diferentes porcentagens de ar em relação ao estequiométrico	203
Figura 4.30. Perfil de pressão ao longo do reator operando à mesma altura do leito de inerte de 207 mm e diferentes porcentagens de ar em relação ao estequiométrico	203
Figura 4.31. Perfil de pressão ao longo do reator operando à mesma altura do leito de inerte de 250 mm e diferentes porcentagens de ar em relação ao estequiométrico	204
Figura 4.32. Pontos de medida de pressão estática utilizados para a análise de	

concentração de sólidos e porosidade no reator	206
Figura 4.33. Perfis de concentração de sólidos (densidade do leito) para as diferentes condições experimentais	208
Figura 4.34. Perfis de densidade mássica de distribuição	209
Figura 4.35. Perfis de porosidade ao longo da altura do reator	211
Figura 4.36. Comportamento do teor de voláteis nos finos de carvão	216
Figura. 4.37. Comportamento do teor de cinzas nos finos de carvão	217
Figura 4.38. Comportamento do teor de carbono fixo nos finos de carvão	218
Figura. 4.39. Comportamento do poder calorífico superior nos finos de carvão	219
Figura 4.40. Comportamento da porcentagem de carbono elementar nos finos de carvão	220
Figura. 4.41. Comportamento da porcentagem de hidrogênio nos finos de carvão	222
Figura 4.42. Comportamento do oxigênio elementar nos finos de carvão	224
Figura 4.43. Comportamento do rendimento do carvão seco e livre de cinzas	227
Figura 4.44. Comportamento do rendimento dos finos de carvão seco e livre de cinzas no ponto B de amostragem (gráfico de contorno)	228
Figura 4.45. Comportamento do rendimento dos finos de carvão seco e livre de cinzas no ponto B de amostragem (gráfico de superfície)	229
Figura 4.46. Comportamento da taxa de finos de carvão elutriados do Reator, base seca e livre de cinzas (gráfico de contorno)	230
Figura 4.47. Comportamento da temperatura média do leito	233
Figura C4.1. Dimensões lineares das partículas	323
Figura C4.2. Comportamento das propriedades físicas e geométricas do capim elefante	323
Figura C4.3. Comportamento da relação $(a_s/a_v)$ para o capim elefante	324
Figura E4.1. Curva de vazão mássica para o medidor tipo tubo de pitot usado nos testes de velocidade terminal ( <b>UNICAMP, 2001</b> )	335
Figura E4.2. Funções de distribuição para a velocidade terminal das partículas de capim (-12,7+6,35 mm, $X_i = 9,865$ mm)	336
Figura E4.3. Funções de distribuição para a velocidade terminal das partículas de capim (-6,35+4,76 mm, $X_i = 5,59$ mm)	336

Figura E4.4. Funções de distribuição para a velocidade terminal das partículas de capim (-4,76+3,36 mm, $X_i = 4,10$ mm)	337
Figura E4.5. Funções de distribuição para a velocidade terminal das partículas de capim (-3,36+2,38 mm, $X_i = 2,90$ mm)	337
Figura E4.6. Funções de distribuição para a velocidade terminal das partículas de capim (-2,38+2,00 mm, $X_i = 2,195$ mm)	338
Figura E4.7. Funções de distribuição para a velocidade terminal das partículas de capim (-2,00+1,68 mm, $X_i = 1,84$ mm)	338
Figura E4.8. Funções de distribuição para a velocidade terminal das partículas de capim (-1,68+1,19 mm, $X_i = 1,45$ mm)	339
Figura F4.1. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg} = 0,102$ m/s, $HL = 164$ mm, $P_{ae} = 7\%$ )	341
Figura F4.2. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg} = 0,102$ m/s, $HL = 164$ mm, $HL = 7\%$ )	341
Figura F4.3. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg} = 0,126$ m/s, $HL = 164$ mm, $P_{ae} = 8\%$ )	342
Figura F4.4. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg} = 0,126$ m/s, $HL = 164$ mm, $P_{ae} = 8\%$ )	342
Figura F4.5. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg} = 0,148$ m/s, $HL = 164$ mm, $P_{ae} = 9\%$ )	343
Figura F4.6. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg} = 0,148$ m/s, $HL = 164$ mm, $P_{ae} = 9\%$ )	343
Figura F4.7. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg} = 0,104$ m/s, $HL = 207$ mm, $P_{ae} = 7\%$ )	344
Figura F4.8. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg} = 0,104$ m/s, $HL = 207$ mm, $P_{ae} = 7\%$ )	344
Figura F4.9. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg} = 0,129$ m/s, $HL = 207$ mm, $P_{ae} = 8\%$ )	345

Figura F4.10. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg}=0,129$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	345
Figura F4.11. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg}=0,156$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	346
Figura F4.12. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg}=0,156$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	346
Figura F4.13. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg}=0,090$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	347
Figura F4.14. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg}=0,090$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	347
Figura F4.15. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg}=0,115$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	348
Figura F4.16. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg}=0,115$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	348
Figura F4.17. Perfil de temperatura no leito e outros pontos da instalação experimental ( $v_{sg}=0,131$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	349
Figura F4.18. Perfil de temperatura no freeboard ( $v_{sg}=0,131$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	349
Figura F4.19. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das observações de temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	351
Figura F4.20. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	351
Figura F4.21. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	352
Figura F4.22. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das	

observações de temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	352
Figura F4.23. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da	
temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	353
Figura F4.24. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da	
temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	353
Figura F4.25 Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das	
observações de temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	354
Figura F4.26. Função de distribuição de probabilidade dos resíduos na medição	
da temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	354
Figura F4.27. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da	
temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	355
Figura F4.28. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das	
observações de temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	356
Figura F4.29. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da	
temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	356
Figura F4.30. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da	
temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	357
Figura F4.31. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das	
observações de temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	357



Figura F4.32. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	358
Figura F4.33. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	358
Figura F4.34. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das observações de temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	359
Figura F4.35. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	359
Figura F4.36. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	360
Figura F4.37. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das observações de temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	361
Figura F4.38. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	361
Figura F4.39. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,108$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	362
Figura F4.40. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das observações de temperatura média do leito ( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	362
Figura F4.41. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da temperatura média do leito	

( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	363
Figura F4.42. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,123$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=8\%$ )	363
Figura F4.43. Resíduos padronizados em função da ordem no tempo das observações de temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	364
Figura F4.44. Densidade de probabilidade dos resíduos na medição da temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	364
Figura F4.45. Probabilidade acumulativa normal dos resíduos na medição da temperatura média do leito	
( $v_{sg}=0,144$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=9\%$ )	365
Figura G4.1. Perfis de distribuição acumulativa e densidade de distribuição para as partículas de carvão vegetal de capim elefante, ponto A de amostragem ( $v_{sg}=0,102$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	367
Figura G4.2. Perfis de distribuição acumulativa e densidade de distribuição para as partículas de carvão vegetal de capim elefante, ponto B de amostragem ( $v_{sg}=0,102$ m/s, $HL=164$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	367
Figura G4.3. Perfis de distribuição acumulativa e densidade de distribuição para as partículas de carvão vegetal de capim elefante, ponto A de amostragem ( $v_{sg}=0,104$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	368
Figura G4.4. Perfis de distribuição acumulativa e densidade de distribuição para as partículas de carvão vegetal de capim elefante, ponto B de amostragem ( $v_{sg}=0,104$ m/s, $HL=207$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	368
Figura G4.5. Perfis de distribuição acumulativa e densidade de distribuição para as partículas de carvão vegetal de capim elefante, ponto A de amostragem ( $v_{sg}=0,090$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	369
Figura G4.6. Perfis de distribuição acumulativa e densidade de distribuição para	

as partículas de carvão vegetal de capim elefante, ponto B de amostragem ( $v_{sg}=0,090$ m/s, $HL=250$ mm, $P_{ae}=7\%$ )	369
Figura 5.1. Esquema simplificado mostrando as etapas do processo de pirólise rápida em leito fluidizado (PLANTA UNICAMP)	245
Figura 5.2. Comportamento dos custos fixos e variáveis durante 1 ano de trabalho da planta.	247
Figura 5.3. Comportamento da projeção de faturamento, do ponto de equilíbrio e dos lucros ou prejuízos durante 1 ano de trabalho da planta	248
Figura 5.4. Comportamento da rentabilidade com o aumento da produção da planta (ou das vendas) para 1 ano de trabalho	248
Figura 5.5. Comportamento do ponto de equilíbrio (toneladas) em função da vazão de biomassa (ton/h) e o preço da tonelada de bio-óleo (\$R)	258
Figura 5.6. Comportamento da rentabilidade do processo (%) em função da vazão de biomassa (ton/h) e o preço da tonelada de bio-óleo (\$R) (rendimento de bio-óleo de 45%)	259
Figura 5.7. Comportamento da rentabilidade do processo (%) em função da vazão de biomassa (ton/h) e o preço da tonelada de bio-óleo (\$R) (rendimento de bio-óleo de 60%)	259
Figura 5.8. Comportamento da rentabilidade do processo (%) em função da vazão de biomassa (ton/h) e o preço da tonelada de bio-óleo (\$R) (rendimento de bio-óleo de 75%)	260
Figura 5.9. Comportamento do tempo necessário para produzir uma tonelada de bio-óleo em função da vazão de biomassa (ton/h) e o preço da tonelada de bio-óleo (\$R)	260
Figura 5.10. Efeito da capacidade de alimentação de biomassa da planta (ton/h) nos custos unitários de produção (US\$/kg bio-óleo) para as seguintes condições: $p_{vb} = R\$300/\text{ton}$ , $X_b = 50\%$ e $X_c = 14\%$ . Para a capacidade de 1kg/h o custo é de US\$24,50/kg bio-óleo	269
Figura 5.11. Efeito da capacidade de alimentação de biomassa da planta (ton/h) nos custos unitários de produção (US\$/kg bio-óleo) para as	

seguintes condições:  $p_{vb}$  =R\$300/ton,  $X_b$  =20% e  $X_c$  =14%.

Para a capacidade de 1kg/h o custo é de US\$61,21/kg bio-óleo.

269

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1.1. Projeção do consumo de energia no mundo nos próximos anos ( <b>STREHLER, 1987</b> )	4
Tabela 2.1. Produção mundial de alguns cereais e seus respectivos resíduos ( <b>FAO, 2001</b> )	17
Tabela 2.2. Produção de energia de biomassa em várias regiões do mundo nos últimos 3 anos em milhões de bep ( <b>OLADE, 2002</b> )	18
Tabela 2.3. Matéria seca produzida por várias culturas agrícolas, ton/ha.ano ( <b>NOGUEIRA et al., 2000</b> )	18
Tabela 2.4. Composição química elementar de materiais lignocelulósicos, % base seca ( <b>JENKINS, 1990</b> )	21
Tabela 2.5. Composição química média de materiais lignocelulósicos (%, base seca), ( <b>JENKINS, 1990</b> )	22
Tabela 2.6. Características da pirólise de diferentes biomassas ( <b>RAVEENDRAN et al., 1996</b> )	39
Tabela 2.7. Distribuição dos voláteis liberados ( <b>CONNOR e PISKORZ, 1994</b> )	40
Tabela 2.8. Faixas de temperatura características da decomposição dos componentes dos materiais lignocelulósicos ( <b>CONNOR e PISKORZ, 1994</b> )	40
Tabela 2.9. Características da pirólise dos componentes da biomassa, % em base seca e taxa de aquecimento de 50°C/min, ( <b>RAVEENDRAN et al., 1996</b> )	41
Tabela 2.10. Distribuição dos voláteis liberados ( <b>RAVEENDRAN et al., 1996</b> )	41
Tabela 2.11. Rendimento de produtos durante a pirólise em um reator descontínuo para diferentes materiais, % em base úmida, ( <b>RAVEENDRAN et al., 1996</b> )	42
Tabela 2.12. Temperatura média das camadas de produtos no final do processo de pirólise ( <b>MESA et al., 2002</b> )	43
Tabela 2.13. Massa das camadas de produtos no final do processo de pirólise, ( <b>MESA et al., 2002</b> )	43

Tabela 2.14. Resultados experimentais da análise imediata e PCS das camadas de produto, ( <b>MESA et al., 2002</b> )	43
Tabela 2.15. Rendimento de produtos da pirólise para diferentes condições de pressão e tempo de residência ( <b>ROY et al., 1983</b> )	45
Tabela 2.16. Tipos de tecnologia de pirólise ( <b>BRIDGWATER, 1991</b> )	53
Tabela 2.17. Características típicas de três dos processos pirolíticos ( <b>BRIDGWATER, 1991</b> )	53
Tabela 2.18. Resultados dos ensaios de pirólise rápida em leito fluidizado de bagaço de cana realizados na instalação piloto da ERCO ( <b>COPERSUCAR-CTC, 1983</b> )	60
Tabela 2.19. Quantidade relativa de produtos obtidos a partir da tecnologia PYROVAC ( <b>ROY et al., 1992</b> )	61
Tabela 2. 20. Balanço de massa para o reator de leito fluidizado da “Aston University” ( <b>PEACOCKE et al., 1996</b> )	63
Tabela 2.21. Pirólise rápida no reator de queda livre ( <b>ZANZI, 2001</b> )	66
Tabela 2.22. Faixas de parâmetros de escala apresentados por vários pesquisadores para leitos fluidizados em regime borbulhante ( <b>ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002</b> )	68
Tabela 3.1. Série de peneiras utilizadas na análise de distribuição granulométrica do capim elefante	98
Tabela 3.2. Correlações entre as variáveis estudadas para a determinação da vazão mássica de biomassa	119
Tabela 3.3. Análise de regressão linear múltipla	119
Tabela 3.4. Tabela de análise de variância-ANOVA	134
Tabela 4.1. Principais características físico-químicas da areia sílica 407/40 usada nos testes de pirólise rápida ( <b>BRASILMINAS, Comunicação pessoal, 2002</b> )	149
Tabela 4.2. Resultados da análise granulométrica para a areia sílica referência 407/40	149
Tabela 4.3. Resultados da análise de esfericidade da areia sílica referência 407/40	152

Tabela 4.4. Resultados da análise granulométrica para 2 amostras de capim elefante	165
Tabela 4.5. Propriedades físicas do capim elefante estudado	170
Tabela 4.6. Composição química elementar do capim elefante	172
Tabela 4.7. Resultados da análise imediata para o capim elefante	173
Tabela 4.8. Teor de lignina no capim elefante e a palha de cana-de-açúcar	173
Tabela 4.9. Influência da taxa de aquecimento nos parâmetros cinéticos durante a decomposição térmica de diversas biomassas	186
Tabela 4.10. Influência da granulometria nos parâmetros cinéticos durante a decomposição térmica do bagaço de cana	187
Tabela 4.11. Problemas, causas e soluções	198
Tabela 4.12. Dados de pressão estática, kpa	202
Tabela 4.13 ANOVA para o teor de voláteis nos finos de carvão	215
Tabela 4.14. ANOVA para o teor de cinzas nos finos de carvão	216
Tabela 4.15. ANOVA para o teor de carbono fixo nos finos de carvão vegetal	218
Tabela 4.16. ANOVA para o PCS dos finos de carvão	219
Tabela 4.17. ANOVA para a porcentagem de carbono elementar nos finos de carvão	220
Tabela 4.18. ANOVA para a porcentagem de hidrogênio elementar nos finos de carvão	222
Tabela 4.19. ANOVA para a porcentagem de oxigênio elementar nos finos do carvão	223
Tabela 4.20. ANOVA para o rendimento do carvão seco e livre de cinzas (ponto A de amostragem)	226
Tabela 4.21. ANOVA para o rendimento de carvão seco e livre de cinza (ponto B de amostragem)	228
Tabela 4.22. ANOVA para a porcentagem de finos de carvão elutriados do reator (base seco e livre de cinzas, ponto A e B de amostragem)	230
Tabela 4.23. ANOVA para a temperatura média do leito-TML	232
Tabela 4.24. Resumo das principais propriedades físicas relacionadas com	

os finos de carvão vegetal	235
Tabela 4.24. Resumo das principais propriedades físicas relacionadas com os finos de carvão vegetal. CONTINUAÇÃO...	236
Tabela 4.25. Resultados da análise de distribuição de tamanhos das partículas dos finos de carvão vegetal por experimento planejado	237
Tabela 5.1. Comportamento dos principais parâmetros econômicos e financeiros durante 1 ano de trabalho da planta	250
Tabela 5.2. Ativo fixo para a planta de pirólise	253
Tabela 5.3. Recursos humanos necessários (1 turno de trabalho)	254
Tabela 5.4. Despesas fixas mensais (1 turno de trabalho)	254
Tabela 5.5. Recursos humanos necessários (2 turnos de trabalho)	255
Tabela 5.6. Despesas fixas mensais (2 turnos de trabalho)	255
Tabela 5.6. Despesas fixas mensais (2 turnos de trabalho). CONTINUAÇÃO...	256
Tabela 5.7. Parâmetros econômicos e financeiros para 1 turno de trabalho	263
Tabela 5.7. Parâmetros econômicos e financeiros para 1 turno de trabalho. CONTINUAÇÃO...	264
Tabela 5.7. Parâmetros econômicos e financeiros para 1 turno de trabalho. CONTINUAÇÃO...	265
Tabela 5.8. Parâmetros econômicos e financeiros para 2 turnos de trabalho	266
Tabela 5.8. Parâmetros econômicos e financeiros para 2 turnos de trabalho. CONTINUAÇÃO...	267
Tabela 5.8. Parâmetros econômicos e financeiros para 2 turnos de trabalho. CONTINUAÇÃO...	268
Tabela C4.1. Propriedades geométricas das partículas de capim elefante	319
Tabela C4.1. Propriedades geométricas das partículas de capim elefante. CONTINUAÇÃO...	319
Tabela C4.1. Propriedades geométricas das partículas de capim elefante. CONTINUAÇÃO...	320



## LISTA DE SÍMBOLOS

$a_s, a_v$	Fatores de forma de área e volume respectivamente (equação 4.3), adimensional;
$A$	Área da secção transversal do reator ou da coluna de fluidização (equação 2.2), $m^2$ ;
$A_i$	Área da secção transversal da tubulação de entrada de ar no plenum, $m^2$ ;
$Ar$	Número de Arquimedes do sistema sólido-fluido, adim.;
$A_{plenum}$	Área da secção transversal da tubulação de entrada do gás de operação (ar) ao plenum
$C_D$	Coefficiente de arraste de partícula, adim.;
$C_d$	Coefficiente de descarga do orifício da placa de orifício, adim.;
$D_p$	Diâmetro médio equivalente das partículas do material inerte do leito, m;
$d$	Diâmetro adimensional dado pela equação 2.18, m;
$\bar{d}_p$	Diâmetro de Sauter (usado nas equações 3.3 e 3.4), m;
$d_{pi}$	Diâmetro de partícula calculado entre duas peneiras consecutivas (usado nas equações 3.3, 3.4, 3.5 e 3.6), m;
$d_i$	Diâmetro do maior círculo inscrito ao sólido, m;
$d_{bio}$	Diâmetro médio das partículas de biomassa (Tabela 4.11), m;
$d_{in}$	Diâmetro médio do inerte (Tabela 4.11), m;
$d_c$	Diâmetro do menor círculo circunscrito ao sólido, m;
$d_{eq}$	Diâmetro equivalente das partículas sólidas (equação 4.9), m;
$D_r$	Diâmetro da secção transversal do reator, m;
$g$	Aceleração da gravidade, $m/s^2$ ;
$E$	Energia aparente de ativação, kJ/mol;
$Ef_i$	Eficiência de separação do ciclone para uma fração $i$ de partículas de granulometria conhecida, %;
$F$	Capacidade da planta de pirólise, kg/h;
$G_s$	Vazão de sólidos no regime de transporte pneumático (Figura 2.24), kg/s;
$HL_{mf}$	Altura do leito nas condições de mínima fluidização, m;

$HL_f$	Altura do leito estacionário de partículas, m;
$HL_c$	Altura estática do leito de inertes codificada (modelos matemáticos empíricos);
$HL$	Altura estática do leito de inertes decodificado;
$H$	Fração de hidrogênio na biomassa seca, % (base seca);
$k$	Constante da velocidade da reação (equação 4.11), 1/s;
$\dot{m}_c$	Vazão de combustível como sendo alimentado ao reator, kg/h;
$\dot{m}_{ar}$	Vazão mássica de ar, kg/h;
$\dot{m}_{ar}^{CNTP}$	Vazão mássica de ar corrigida nas condições normais de temperatura e pressão, kg/h;
$\dot{m}_{sa}$	Vazão de sólidos arrastados do leito, kg/h;
$\dot{m}_{se}$	Vazão de sólidos elutriados do reator, kg/h;
$MU_f$	Viscosidade dinâmica do fluido (Figura 3.5 e Figura 3.6), Pa.s;
$n$	Parâmetro de definição da velocidade do gás à entrada do ciclone, adim.;
$P_{aec}$	Razão ar real ao ar estequiométrico codificado (modelos matemáticos empíricos);
$P_{ae}$	Razão ar real ao ar estequiométrico decodificado;
$P_{esc}$	Pressão estática no escoamento do gás, N/m <sup>2</sup> ;
$P_{est}$	Pressão estática do fluxo bifásico, N/m <sup>2</sup> ;
$P$	Pressão total da mistura gasosa (equação 3.12), N/m <sup>2</sup> ;
$P_v$	Pressão do vapor de água na mistura gasosa (equação 3.12), N/m <sup>2</sup> ;
$P_{vb}$	Preço de venda da tonelada de bio-óleo, R\$/ton;
$PCI(b.u.)$	Poder calorífico inferior do capim elefante (equação 3.14), MJ/kg (base úmida);
$PCS(b.s.)$	Poder calorífico superior do capim elefante (equação 3.14), MJ/kg (base seca);
$R$	Constante Universal dos gases, kJ/molK;
$R_{a/b}$	Relação ar/biomassa, (kg <sub>ar</sub> /kg <sub>biomassa</sub> );
$R_{ep}$	Número de Reynolds da partícula;
$T_{ml}$	Temperatura média do leito, °C

$T_{mfreeboard}$	Temperatura média do gás no freeboard, °C
$T_g$	Temperatura do gás de operação (ar) nas condições de entrada ao distribuidor
$v$	Velocidade adimensional dada pela equação 2.17, m/s;
$v_t$	Velocidade terminal da partícula, m/s
$v_{tg}$	Velocidade tangencial do gás à entrada do ciclone, m/s;
$v_{sg}$	Velocidade superficial do gás de fluidização, m/s;
$v_{mf}$	Velocidade superficial do gás na mínima fluidização, m/s;
$v_b$	Velocidade de subida da bolha, m/s;
$v_{mb}$	Velocidade mínima para a ocorrência das bolhas;
$w$	Concentração de sólidos no leito fluidizado
$U$	Umidade na biomassa base úmida, %;
$z$	Altura do reator, m;
$Z$	Fator pré-exponencial (equação 4.11), 1/s;
$X_i$	Dimensão característica da n-ésima fração mássica (equação 3.7), m;
$X_c$	Rendimento em bio-óleo, fração;
$X_c$	Rendimento em carvão vegetal, fração;

## LETRAS GREGAS

$\rho_{ap}$	Densidade aparente das partículas, kg/m <sup>3</sup> ;
$\rho_s$	Densidade do material sólido do leito, kg/m <sup>3</sup> ;
$\rho_g$	Densidade do gás, kg/m <sup>3</sup> (ou kg/Nm <sup>3</sup> em condições normais CNTP);
$\rho_p$	Densidade das partículas sólidas coletadas no ciclone, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{bio}$	Densidade média das partículas de biomassa (Tabela 4.11), kg/m <sup>3</sup> ;
$\rho_{in}$	Densidade média das partículas de inerte (Tabela 4.11), kg/m <sup>3</sup> ;
$\varepsilon_{mf}$	Porosidade do material do leito na condição de mínima fluidização, adim.;
$\varepsilon_f$	Porosidade do material do leito na condição de leito estacionário, adim.;
$\varepsilon_{LF}$	Porosidade do leito estacionário de sólidos(equação 4.2), adim.;

$\phi$	Esfericidade das partículas sólidas do leito
$\mu_g$	Coeficiente dinâmico de viscosidade do gás, Pa.s;
$\Delta P_{fluxo}$	Queda de pressão do fluxo bifásico, N/m <sup>2</sup> ;
$\Delta P_{máx}$	Queda de pressão máxima do fluxo bifásico, N/m <sup>2</sup> ;
$\Delta P_{distribuidor}$	Queda de pressão do gás através do distribuidor, Pa;
$\Delta P_{leito}$	Queda de pressão do gás através do leito de sólidos, Pa;
$\Delta P_{po}$	Queda de pressão do gás através da placa de orifício, Pa;
$\Omega$	relação entre a vazão mássica de sólidos e de gás (equação 2.1);
$\varphi$	umidade relativa do ar, %;
$\beta$	Taxa de aquecimento, °C/min;
$\alpha$	Fração de material pirolisado, adim.;

## LISTA DE ABREVIATURAS

TML – Temperatura Média do Leito;  
PFE – Porcentagem de Finos Elutriados do reator;  
PE – Ponto de Equilíbrio;  
TIR – Taxa Interna de Retorno;  
VP – Valor Presente;  
VPL - Valor Presente Líquido;  
PCCO – Planejamento Central Composto Ortogonal;  
MDL – Mecanismo de Desenvolvimento Limpo;  
PNB – Produto Nacional Bruto;  
CCA – Custos Capitais Anuais;  
VAI – Valor Atual dos Investimentos;  
VAR - Valor Atual das Rendas;  
EOE – Estratégia de Otimização Experimental;

## **LISTA DE SIGLAS**

ECU – Moeda da Comunidade Económica Européia (antiga moeda da Comunidade Européia);

GJ – Referido à Giga-Joule



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA**  
**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO EM CONSTRUÇÕES RURAIS E AMBIÊNCIA**

**ESTUDO DA PIRÓLISE RÁPIDA DE CAPIM ELEFANTE EM LEITO FLUIDIZADO  
BORBULHANTE MEDIANTE CARACTERIZAÇÃO DOS FINOS DE CARVÃO**

**RESUMO**

**Tese de Doutorado**

**Edgardo Olivares Gómez**

Considerada uma forma inovadora de pirólise de materiais orgânicos, a pirólise rápida caracteriza-se por apresentar temperaturas moderadas, elevadas taxas de transferência de calor e massa e pequenos tempos de residência. Essas características fazem da tecnologia em leito fluidizado a mais apropriada para o melhor desenvolvimento dos processos físico-químicos que têm lugar durante a pirólise rápida. Por meio desse processo de termoconversão em reator de leito fluidizado, borbulhante ou circulante, pode-se obter um rendimento elevado de bio-óleo, considerado seu principal produto. Em plantas pilotos, são observados rendimentos da ordem de 60% a 65% (em massa, base seca) para o bio-óleo, além de gás e carvão vegetal residuais que são aproveitados como insumo energético para o próprio processo.

Com o objetivo de melhorar o conhecimento e gerar subsídios para a interpretação teórica do processo de pirólise rápida realizada em reator de leito fluidizado borbulhante, com biomassa vegetal polidispersa, dedicamos este estudo à caracterização das partículas de finos de carvão vegetal primário oriundas do processo, na sua relação direta com as condições operacionais e fluidodinâmicas do reator. A caracterização dessas partículas também atendeu à

necessidade de dispor de dados para a modelagem matemática posterior a sua combustão, e para o estudo e desenvolvimento de sistemas mais eficientes de separação destes finos do fluxo de gases e vapores da pirólise, visando-se aumentar a qualidade do bio-óleo.

A pesquisa básica na área foi descrita, principalmente baseada nos princípios teóricos sobre a pirólise de materiais lignocelulósicos e variáveis de processo relacionadas, alguns aspectos sobre a modelagem matemática do processo de pirólise, e o seu desenvolvimento tecnológico.

Foi realizado, primeiramente, um estudo experimental e teórico em instalações de bancada e condições ambientais, baseado em sistemas do tipo fluidizado, que avaliou as propriedades e características fluidodinâmicas dos sólidos participantes, a biomassa e o inerte. Analisa-se o efeito da granulometria e propriedades físicas dos materiais sobre a velocidade de mínima fluidização e velocidade terminal das partículas.

A planta, onde foram realizados os experimentos de pirólise rápida, foi projetada para operar com capacidade máxima de alimentação de 100 kg/h de biomassa (base úmida), de fina granulometria (diâmetro mais provável máximo entre 1 a 2 mm) e baixa densidade aparente à granel (abaixo de 60-70 kg/m<sup>3</sup> à umidade de equilíbrio de aproximadamente 10% base úmida). Nos experimentos uma vazão de alimentação de 70 kg/h (base úmida) constante foi utilizada, valor considerado a partir dos experimentos exploratórios realizados. A velocidade superficial do gás de fluidização (parâmetro operacional) variou entre 0,090 m/s e 0,156 m/s com relação à temperatura média de operação do leito. Na mesma faixa de temperatura média do leito a velocidade superficial de mínima fluidização variava entre 0,008 m/s e 0,010 m/s para o inerte utilizado nos ensaios.

Para a coleta dos dados experimentais uma modelagem experimental baseada num planejamento fatorial completo e num planejamento central composto ortogonal-PCCO, foi utilizada. O nível de confiança estatística adotado para a análise dos resultados foi de 95% e, para alguns dos modelos matemáticos empíricos obtidos, um coeficiente de determinação de até 70% foi considerado satisfatório. Dois parâmetros foram essencialmente considerados no planejamento experimental, a altura do leito estático de inerte e a relação vazão mássica de ar atual à vazão mássica de ar estequiométrica, a qual, para as diferentes temperaturas médias do

leito, estabelece a velocidade superficial do gás (ar entrando pelo distribuidor). Vários outros parâmetros foram desenvolvidos para avaliar as características dos finos de carvão primário.

Os modelos matemáticos empíricos gerados foram discutidos à luz do fenômeno da pirólise em desenvolvimento. Analisa-se a influência das condições de operação do leito fluidizado borbulhante e parâmetros que caracterizam o processo de pirólise, nas propriedades que representam os finos de carvão primário obtidos, por exemplo, seu teor de voláteis e cinzas, teor de carbono e oxigênio elementar, a vazão de finos elutriados do reator, entre outras respostas. Uma análise da distribuição de tamanhos das partículas de finos de carvão é também realizada. O comportamento dinâmico do leito fluidizado borbulhante foi avaliado a partir do estudo dos perfis de pressão, temperatura e concentração de sólidos e porosidade ao longo da altura do reator.

Uma análise econômica preliminar do processo de pirólise rápida foi realizada, visando-se obter dados econômicos e financeiros relacionados com a produção de bio-óleo, por ser este produto seu principal resultado. Uma simulação econômica posterior permitiu obter as primeiras conclusões acerca da influência de parâmetros de operação nos principais índices econômicos e financeiros da planta na sua escala natural.





**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA**  
**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO EM CONSTRUÇÕES RURAIS E AMBIÊNCIA**

***STUDY OF THE ELEPHANT GRASS FAST PYROLYSIS IN A BUBBLING  
FLUIDIZED BED REACTOR THROUGHT THE FINE CHARCOAL  
CHARACTERIZATION***

**ABSTRACT**

**Doctoral Thesis**

**Edgardo Olivares Gómez**

Fast pyrolysis is an inovative process to convert organic materials under moderate temperature, high mass and heat transfer, and short residence time. Such characteristics make the fluid bed the most appropriate technology to process and better develop all physico-chemical biomass changes. Through the fluid bed (bubbling or circulating) thermoconversion process it is possible to obtain high yields of bio-oil as the main product. In pilot plants bio-oil typical yields are in the range of 60% to 65% wt (dry basis) and residual gas and char are used as an additional energy source in the process.

To improve the knowledge and provide subsidies for the theoretic elucidation of the fine biomass bubbling fluid bed fast pyrolysis, this study characterizes the primary fine char produced in the process and its relation to the reactor operational and fluidinamics conditions. The characterization of the fine char particles is also useful for making data avaiable for modelling, studing and developing higher efficient systems to separate these particles from the pyrolysis gases and vapours aiming to improve the bio-oil quality.

The research is based mainly on theoretical principles about lignocellulosic material pyrolysis and its process variables, some aspects of the pyrolysis process modelling and its technological development.

Firstly, it was carried out an experimental and theoretical study in a bench-scaled facility and under normal conditions based on the fluid systems. The solids fluid-dynamics properties and characteristics such as biomass and inert filling were evaluated. It were also analyzed the particle size and the materials physical properties effect on the minimal fluid velocity and on the particles final velocity.

The plant where the fast pyrolysis experiments were carried out was designed to operate with a maximum feed capacity of 100 kg/h (wet basis), fine particle size (approximately 1 to 2 mm diameter) and low bulk density (lower than 60-70 kg/m<sup>3</sup> at a approximate 10% moisture content). It was employed a constant 70 kg/h feed rate (wet basis) which was considered an optimum rate based on the experiments carried out. The fluidization gas superficial velocity varied from 0.090 m/s to 0.156 m/s in relation to the bed operation average temperature. At the same bed average temperature, the minimal superficial fluidization velocity varied from 0.008 m/s to 0.010 m/s for the inert material used in the assay.

For the experimental data collection it was used an experimental modelling based on a complete factorial planning and on an ortogonal compound central planning (OCCP). It was achieved a 95% statistical data reliability and, for some empirical mathematics models, a 70% determination coefficient was considered satisfactory. It was considered two parameters for the experience planning: the inert material fixed bed height and the relation between the current air mass flow rate and the stequiometric air mass flow rate. This relation defines the gas superficial velocity for the bed different average temperatures. Other parameters were also considered to evaluate the char fines characteristics.

The empirical mathematical models were discussed in the light of the pyrolysis phenomena being developed. It was analysed the influence of the bubbling fluid bed operation conditions and the pyrolysis process parameters in the char fines properties such as volatile and ash content, carbon and oxygen elemental and the char flow rate, etc. A size distribution analysis for char fines was also carreied out. The dynamic behavior of the bubbling fluid bed

was evaluated based upon the pressure, temperature, solid concentration and the bed porosity through the reactor height.

A preliminary economic assessment of the fast pyrolysis process was carried out aiming to collect financial data related to the bio-oil production. A later economic simulation allowed to obtain the first conclusions about the operational parameters influence in the main financial rates related to the plant in large scale.

# Capítulo 1 - Introdução

## 1.1. Introdução

Por muito tempo e de uma forma significativamente simplificada de análise, o desenvolvimento de um país, região ou localidade, tem sido considerado, unicamente, do ponto de vista da capacidade de uma economia de sustentar um grande aumento no Produto Nacional Bruto-PNB (**GOLDEMBERG, 2002**).

Este enfoque, discutido sobre a base dos atuais modelos de desenvolvimento sustentável, pode ser considerado como sendo pouco criterioso, constituindo um indicador muito grosseiro para se avaliar o uso adequado dos recursos naturais e outros. Em outras palavras, o crescimento econômico de qualquer localidade deve ir acompanhado de uma avaliação dos impactos sociais e ambientais derivados da conexão energia-desenvolvimento-meio ambiente.

O aspecto energia e meio ambiente principalmente avaliado na forma de impactos socio-econômicos e ambientais, tem sido objeto de muitos estudos, sobretudo, nos últimos 10 a 12 anos. O ponto comum de discussão na atual situação energético-ambiental global resulta da necessidade de se encontrar modelos de desenvolvimento sustentável limpos, baseados em mecanismos de flexibilização tais como o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo-MDL. Assim sendo, aquele modelo de produção de energia primária baseado no uso pouco controlado e ineficiente dos combustíveis fósseis, está ficando para o passado.

Em termos mais específicos, tecnologias alternativas de produção de energia, já conhecidas, embora concebidas neste novo contexto sob bases conceitualmente mais sólidas, baseadas na renovabilidade dos insumos, a sustentabilidade dos processos envolvidos e com maior eficiência energética e socio-ambiental, estão sendo estudadas, apresentadas, e discutidas dentro da comunidade científica mundial. Este é o caso das tecnologias de conversão termoquímica da biomassa, a pirólise e a gaseificação, para a produção de combustíveis e outros subprodutos de maior valor agregado afins a vários outros processos.

Os principais programas de pesquisa e desenvolvimento P&D encaminhados ao uso de tecnologias baseadas em fontes alternativas, renováveis e limpas de energia, como é o caso da biomassa de origem vegetal, estiveram, necessariamente, impulsionados pelas crises gerais de petróleo de 1973 e 1979. Cita-se, a título de exemplo, o caso do Programa Nacional do Alcool

Combustível no Brasil, considerado um dos programas mais bem sucedidos no mundo, e o programa de P&D desenvolvido pela Aston University na Inglaterra na década de 70, visando-se a produção de combustíveis líquidos para uso no transporte, através de tecnologias "limpas" tais como: conversão bioquímica por fermentação para obter metanol e por digestão para a obtenção de metano, e a conversão termoquímica via combustão para produzir potência e entalpia sensível, e via pirólise rápida e gaseificação para favorecer a produção de combustíveis líquidos e gasosos respectivamente.

Entretanto, na atual situação internacional, principalmente no que diz respeito ao problema ambiental, esta questão é interpretada desde outro ponto de vista. As tecnologias alternativas ditas anteriormente deverão, nos próximos anos, ocupar um lugar importante na matriz de produção de energia primária dos países, impulsionadas, desta vez, pelos grandes problemas ambientais que a humanidade está e estará atravessando. O componente esgotamento das fontes de energia não-renováveis não constitui a medula do problema atual.

## **1.2. Motivação à pesquisa**

### **1.2.1. A biomassa como fonte alternativa de energia**

Até finais do século passado e início do presente, o carvão mineral e a lenha foram as principais matérias-primas utilizadas pelo homem para a obtenção de energia e produtos químicos. Porém, em torno do ano de 1930, esta situação mudou devido ao desenvolvimento da indústria petroquímica. As crises de petróleo da década de 70 evidenciaram a forte dependência mundial deste produto fóssil.

A partir destas crises iniciaram-se grandes esforços, não só para desenvolver tecnologias de produção de energia a partir da biomassa, como também para a obtenção de outros sub-produtos da indústria química, e que até hoje, são produzidos basicamente a partir do petróleo. Atualmente a grande vantagem na utilização de produtos derivados de biomassa em processos térmicos, é decorrente do fato dessa matéria-prima ser de origem renovável, apresentando ciclo fechado de carbono, reduzindo emissões de CO<sub>2</sub>, compostos de enxofre, de nitrogênio e outros produtos ambientalmente nocivos.

O uso da energia produzida a partir da biomassa dominou quase totalmente o mercado energético até meados do século XIX. Desde então, a participação da biomassa tem diminuído no suprimento de energia mundial, como decorrência do grande aumento na demanda total de

energia a partir do carvão mineral, gás natural, óleo combustível e energia nuclear. A Figura 1.1 mostra a estrutura da oferta interna de energia no mundo no ano de 2001 a partir de várias fontes. Pode-se observar contudo, que a biomassa representou apenas 11,4% do total de energia disponibilizada no mundo (para sua transformação e distribuição final) neste ano que foi equivalente a 10 bilhões de tep (tonelada equivalente de petróleo) (MME-BEN, 2002). A oferta média mundial de energia renovável no mesmo ano de 2001 foi de 13,6%, correspondente a 1,36 bilhões de tep ou 26,4 milhões de bep (barris equivalente de petróleo) por dia.

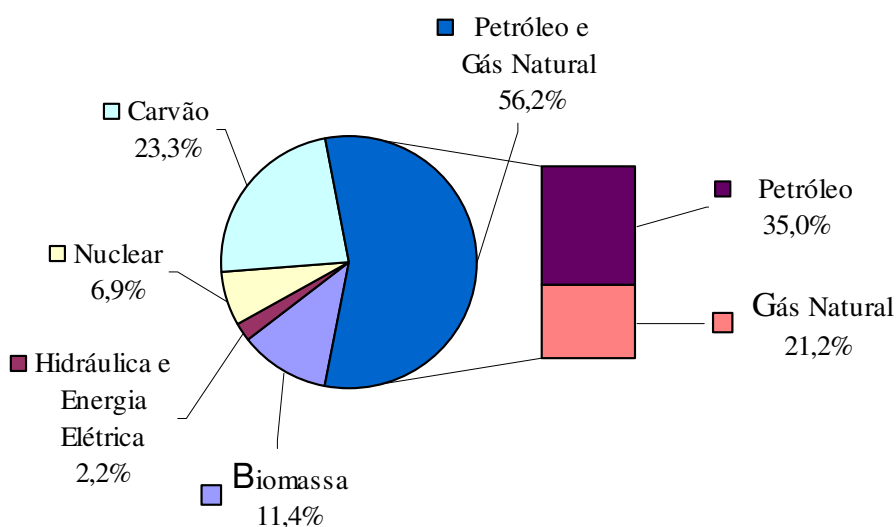


FIGURA 1.1. OFERTA INTERNA DE ENERGIA NO MUNDO (MME-BEN, 2002)

**STREHLER (1987)**, analisou a projeção do consumo de energia primária a partir de diferentes fontes, e percebeu que, embora seja esperada uma leve redução do consumo da energia produzida a partir do petróleo para 2010-2020, isto será compensado por um leve aumento do consumo a partir do carvão fóssil, o gás natural e a energia atômica. O consumo da energia produzida a partir de fontes renováveis deverá ter pouca variação em todo este período (Tabela 1.1). Este panorama futuro, no caso das fontes alternativas de energia, merece reflexão dada a tendência observada, o qual não deve mudar enquanto não sejam equacionadas as seguintes questões, entre outras:

1. Pouco desenvolvimento da infra-estrutura de colheita, condicionamento, transporte, armazenamento e mercado;
2. Dificuldade técnica estratégica na substituição direta das matérias-primas convencionais procedentes do petróleo;
3. Carência de tecnologias bem estabelecidas de conversão da biomassa em produtos finais comercializáveis.

TABELA 1.1. PROJEÇÃO DO CONSUMO DE ENERGIA NO MUNDO NOS PRÓXIMOS ANOS (STREHLER, 1987)

Tipo de fonte de energia	% do total de energia consumida no mundo	
	Ano de 1990	Ano de 2010-2020
Petróleo	31,8	26,7
Gás natural	19,3	20,9
Energia hidráulica	5,7	5,8
Carvão mineral	26,1	28,5
Energia atômica	4,5	5,8
<b>Energia de biomassa</b>	<b>12,5</b>	<b>12,5</b>

Dada esta situação, em numerosos centros de pesquisa e universidades em todo o mundo, dedica-se especial atenção ao desenvolvimento de programas encaminhados à busca constante de tecnologias na área de aproveitamento da biomassa vegetal, sendo que o enfoque direcionado à sua conversão termoquímica, através do estudo dos processos de pirólise e gaseificação, apresenta completa atualidade no desenvolvimento científico-técnico mundial.

### 1.2.2. A pirólise como processo físico-químico agregativo de valores

Dentre as tecnologias de conversão térmica da biomassa, a pirólise é considerada a mais promissora dada a grande flexibilidade do processo que permite ser conduzido na direção de favorecer a obtenção de um ou outro subproduto (líquido, sólido ou gasoso). A possibilidade de produzir especialidades químicas e produtos de maior valor agregado, fazem desse processo uma opção muito atraente diante das iniciativas atuais de busca de novas fontes renováveis para a produção de energia limpa.

Antes que o carvão mineral se convertesse no centro da revolução industrial, usava-se carvão vegetal obtido a partir da decomposição térmica da lenha, tanto é que, países como a Inglaterra, viram suas florestas desaparecerem pelo desmatamento indiscriminado ocorrido na época. Entretanto, no processo de carbonização mais rudimentar, aquele que utiliza fornos de tijolo e argila, em termos gerais, a pirólise é limitada à fabricação exclusiva de carvão vegetal,

restando-se importância à recuperação dos vapores carregados de licor pirolenhoso (ácido pirolenhoso e alcatrão solúvel) e alcatrão insolúvel.

Os mais importantes desenvolvimentos tecnológicos do processo de pirólise começaram nos Estados Unidos, no Japão e em alguns países do oeste da Europa, como Alemanha, Inglaterra, Bélgica e Suécia, na década de 70. As pesquisas eram conduzidas com resíduos da indústria de pneus, lixo e resíduos sólidos e líquidos de esgotos, visando-se a produção de líquidos e carvão (**BOND, 1980**).

Nos Estados Unidos foram bem conhecidos, no final dos anos 70, dois processos de pirólise: O Tech-Air Process, realizado em reator vertical de leito móvel e capacidade de alimentação em torno de 2 ton/h com resíduos de biomassa (resíduos de madeira, palha de arroz, etc.), e o PUROX System, com reator vertical de leito móvel para a pirólise de lixo com capacidade variando entre 0,2 e 8 ton/h. Ambos reatores usavam o método de aquecimento direto, onde parte do material é queimado para gerar a entalpia necessária ao processo. No Japão a tecnologia Kobe Steel Scrap Tire Pyrolysis Process foi desenvolvida em plantas de capacidade variando entre 0,1 e 0,8 ton/h de resíduos de pneus. O reator, do tipo rotativo, era aquecido indiretamente por meio dos gases residuais do próprio processo.

Especial atenção tem tido, nos últimos tempos, o crescente desenvolvimento de novos estudos acerca da pirólise de materiais lignocelulósicos. O conhecimento da cinética das reações envolvidas, e dos fenômenos de transferência associados ao processo, constituem a base para as melhorias e inovações realizadas nos sistemas.

O estudo dos mecanismos de pirólise e o conhecimento da influência de determinadas variáveis de processo sobre a distribuição dos produtos têm permitido realizar modificações na base tecnológica, logrando-se obter proporções específicas de líquidos, gases e sólidos. Desta forma, por exemplo, através do aumento da taxa de aquecimento e variando a temperatura à qual se verifica o processo, têm aparecido novos métodos de pirólise, como a pirólise do tipo rápida, a qual oferece elevados rendimentos de líquidos, neste caso de bio-óleo, com valores que podem estar perto de 70% (base seca).

A pirólise rápida é considerada um novo conceito de processo para transformar biomassa sólida de origem vegetal em um líquido conhecido como bio-óleo. Do ponto de vista das variáveis que participam do processo, a pirólise rápida apresenta-se com diferenças



marcantes em relação a outros processos de pirólise, como é o caso do conhecido processo de carbonização, conduzido especificamente para a produção de carvão vegetal. Verificam-se também diferenças em relação à pirólise descontínua ou contínua realizada em retortas de carbonização com reatores verticais, e onde é possível um melhor controle dos parâmetros de processo. Em qualquer um desses dois últimos casos a pirólise pode ser considerada como lenta (ou pirólise convencional).

O interesse pelo desenvolvimento da tecnologia de pirólise rápida a partir da biomassa, visando a obtenção de bio-óleo principalmente, teve sua origem na Europa na década de 70 com o advento das crises de petróleo, crescendo a ritmos acelerados, não só nesse continente, mas também em países como o Canadá e Estados Unidos. Aproximadamente 12 milhões de dólares por ano são investidos pela Comunidade Européia em pesquisa, desenvolvimento de tecnologia e demonstrações na área de pirólise rápida, sendo estimado um crescimento desta cifra até valores em torno de 25 milhões de dólares/ano nos próximos anos (**BRIDGWATER e PEACOCKE, 1995**). O líquido obtido por pirólise rápida tem características físicas e energéticas comparáveis com o óleo diesel, isto é, é de fácil utilização, transporte e elevada densidade energética (em torno de  $28 \text{ GJ/m}^3$ , metade do óleo diesel).

No Brasil, embora exista uma indústria carvoeira de longa existência e experiência a partir da madeira, são escassos os trabalhos realizados visando o desenvolvimento de tecnologias modernas de pirólise, que permitam a utilização de resíduos lignocelulósicos na sua condição de polidispersos. O estudo e desenvolvimento de processos de pirólise rápida permitirá realizar o levantamento de dados acerca destes sistemas operando sob determinadas condições e tipos de reatores.

A pirólise rápida de biomassa pode ser realizada em diferentes tipos de reatores, o qual é considerado o "coração" do processo (**BRIDGWATER et al., 2000**). Os principais são: o de leito fluidizado (borbulhante e circulante), o de leito de transporte, o de cone rotativo, o sistema ablativo e o reator a vácuo.

O reator de leito fluidizado borbulhante tem algumas características atrativas, particularmente para pesquisa e desenvolvimento, entre as quais se incluem as seguintes:

- ❑ Simples construção e operação;
- ❑ Bom controle da temperatura;

- ❑ Excelentes condições para o desenvolvimento dos processos de transferência de calor e massa para e desde as partículas de biomassa, com elevada probabilidade de contato destas com o sólido inerte de elevada densidade;
- ❑ Relativo fácil “scale-up”;
- ❑ Bom e consistente desempenho para a obtenção de líquidos;
- ❑ Possibilidade de operar com biomassa de pequena granulometria o que é comum na agricultura, na área florestal e na indústria.

Dentre os aspectos negativos relacionados com a tecnologia de leito fluidizado borbulhante, a sinterização e aglomeração das cinzas do material orgânico convertido com o material inerte do leito ocupa especial atenção. Este fenômeno pode levar à interrupção da fluidização e, portanto, do processo de conversão realizado.

Uma análise paramétrica num reator de leito fluidizado borbulhante, a qual permite verificar a influência de algumas das mais importantes variáveis operacionais nas características quantitativas e qualitativas dos subprodutos do processo de pirólise rápida, é razoável visando-se realizar posteriores estudos de otimização operacional. Estes parâmetros podem ser: características da biomassa, vazão de biomassa, vazão do agente de fluidização e de processo e a altura do leito de inerte. Outras variáveis importantes na análise do processo são dependentes das relacionadas anteriormente, por exemplo, o tempo de residência dos sólidos carbonáceos e dos vapores no reator é controlado pela vazão de gás de fluidização, e a temperatura à qual se realiza o processo (chamada de temperatura de pirólise) é controlada pela razão vazão do agente de fluidização/vazão de biomassa injetada ao reator e pelas características físicas da biomassa.

### **1.3. Objetivos do trabalho de Tese**

Esta tese compreende os aspectos específicos relacionados com o projeto e a operação de uma instalação experimental com reator de leito fluidizado em regime borbulhante, como subsídio à interpretação teórica dos fenômenos associados à fluidodinâmica e ao processo de pirólise rápida realizado. Para o levantamento dos dados experimentais, técnicas de modelagem experimental do tipo fatorial foram utilizadas.

A avaliação do processo estudado é dada, também, através da caracterização das partículas sólidas carbonáceas elutriadas do reator, como etapa importante na avaliação,

caracterização operacional e otimização posterior do processo, e na demonstração da tecnologia e da sua viabilidade técnica. Estudos deste tipo são também importantes visando-se avaliar fenômenos como erosão em ciclones e outras partes das unidades de pirólise em leito fluidizado. Estudaram-se aspectos relacionados com a fluidodinâmica do reator durante sua operação, visando-se mapear a concentração de sólidos e a porosidade ao longo da altura da coluna de fluidização.

Visando-se alcançar esses objetivos, as seguintes etapas foram estabelecidas:

1. Revisão da literatura nos aspectos referentes à pirólise de materiais lignocelulósicos e sistemas de contato gás-sólido;
2. Realização do projeto e construção de uma planta em escala piloto para a pirólise rápida de biomassa polidispersa;
3. Condicionamento e caracterização físico-química da biomassa utilizada nos experimentos de pirólise (capim elefante variedade *Pennisetum Purpureum*);
4. Obtenção de dados experimentais envolvendo perfis de temperatura, de pressão, de porosidade e de concentração de sólidos ao longo da altura da coluna de fluidização;
5. Levantamento das características e propriedades dos finos de carvão vegetal primário, obtidos durante a realização dos experimentos de pirólise;
6. Obtenção de modelos matemáticos empíricos válidos na região de experimentação estabelecida, correlacionando importantes variáveis do processo de pirólise em leito fluidizado com as propriedades dos finos de carvão vegetal primário levantadas;
7. Realização de um estudo preliminar de viabilidade econômica, baseado em dados obtidos da planta de pirólise rápida investigada.

#### **1.4. Considerações gerais do capítulo**

Creemos necessário apontar as seguintes questões de interesse:

- A biomassa vegetal constitui uma fonte de energia e de produção de insumos de inquestionável atrativo, elevado potencial e gerador de menor impacto ambiental;
- A pirólise pode resultar mais atrativa que a gaseificação dependendo da escala e sempre que se tenha uso para os subprodutos. Caso algum deles não seja utilizado pode-se afetar a economia e aceitação da tecnologia;

- ❑ Para a produção de energia em grande escala a gaseificação apresenta-se como sendo a tecnologia mais favorável;
- ❑ A baixa densidade aparente, elevado teor de voláteis e pequeno diâmetro equivalente das partículas da grande maioria dos resíduos biomássicos, favorecem a realização da pirólise rápida através de sistemas não-tradicionais;
- ❑ Os processos de termoconversão realizados em reatores de leito fluidizado apresentam bom desempenho e elevada flexibilidade na operação;
- ❑ No campo dos processos de conversão da biomassa observa-se uma marcada tendência à aplicação de diversas alternativas entre as que se destaca a pirólise rápida, dada a possibilidade de obtenção de líquidos a custos relativamente baixos e com elevados rendimentos;
- ❑ A pirólise rápida constitui uma das principais vias que existem atualmente com o objetivo de obter diversos produtos de elevado valor agregado a partir de resíduos lignocelulósicos, representando uma opção para o tratamento dos mesmos e indicando um possível caminho em direção às tecnologias limpas, dada a possibilidade de aproveitamento de todos os insumos do processo;
- ❑ Existe escassez de dados reportados na literatura acerca das características dos finos de carvão obtidos por pirólise rápida de biomassa e sua relação com as condições operacionais do reator.

O exposto anterior expressa a relevância que adquirem os trabalhos de investigação relativos ao processo de pirólise rápida de biomassa.

### **1.5. Estrutura e considerações gerais sobre o trabalho de Tese**

A necessidade de levantar dados experimentais que permitam melhor estudar os fenômenos associados à operação de reatores de leito fluidizado em regime borbulhante de contato gás-sólido, durante a pirólise rápida de biomassa vegetal polidispersa, é uma realidade. No Brasil, e em geral nos países da América Latina, as pesquisas nesta área de interesse são muito escassas.

Os resultados obtidos neste trabalho podem ser considerados os primeiros dentro de um contorno mais abrangente que busca otimizar o processo de pirólise rápida em reatores

deste tipo. São os primeiros passos de uma pesquisa teórica e experimental mais ampla que deverá ir até o “scale-up” de plantas baseadas em tecnologias como a estudada.

A pesquisa baseou-se na caracterização dos finos carbonáceos obtidos a partir do processo, o que permitiu, além de estudar o processo de pirólise rápida propriamente dito, o levantamento de propriedades deste sólido, úteis para estudos posteriores mais detalhados e conceituados na fase de projeto de reatores e partes componentes do sistema de separação dos finos, por exemplo, ciclones e outros.

Os assuntos tratados nesta tese estão resumidamente descritos a seguir em ordem cronológica de desenvolvimento. Elas são:

- ❑ Capítulo 1. Introdução: Tentamos esclarecer o assunto e a sua relevância no contexto atual das fontes renováveis de energia.
- ❑ Capítulo 2. Pirólise de Materiais Lignocelulósicos. Estudos e Aplicações: Foi realizado um amplo levantamento e uma análise das principais variáveis que influenciam o processo de pirólise, principais enfoques reportados na literatura acerca de estudos de processos de pirólise, modelagem matemática e tecnologias existentes, características dos sistemas bifásicos de contato gás-sólido, etc.
- ❑ Capítulo 3. Material e Métodos: Neste capítulo se detalham os materiais e os métodos utilizados para o desenvolvimento da pesquisa experimental, desde o trabalho em escala de bancada para a determinação de propriedades fluidodinâmicas e outras, até os experimentos realizados na unidade piloto. Apresentam-se, de forma geral, os principais cálculos de projeto da planta experimental e partes componentes.
- ❑ Capítulo 4. Resultados e Discussão dos Resultados: Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos na forma de dados numéricos, de modelos matemáticos e de gráficos. Discutem-se, baseados nos critérios do autor e os dados reportados na literatura, os modelos propostos e resultados obtidos.
- ❑ Capítulo 5. Estudo de Viabilidade Econômica do Processo: Este capítulo abrange os resultados preliminares de uma avaliação de tipo econômica do processo de pirólise rápida para a obtenção de bio-óleo.
- ❑ Capítulo 6. Conclusões e Recomendações para Estudos Futuros: São dadas as conclusões gerais acerca do trabalho de pesquisa realizado, baseadas nas considerações gerais de cada

capítulo e os objetivos propostos na tese. São dadas também algumas recomendações para trabalhos posteriores.

- Referências Bibliográficas e Demais Bibliografias Consultadas.
- Apêndices.

Na Figura 1.2 se mostra um esquema simplificado da estrutura geral do trabalho de Tese. O estudo foi conduzido levando-se à realização de 4 fases gerais: A fase I da pesquisa abrange estritamente a parte experimental desenvolvida. Foi realizado um estudo teórico e experimental acerca das propriedades fluidodinâmicas de interesse dos sólidos participantes do processo, obtidos resultados sobre a análise termogravimétrica e diferencial termogravimétrico de insumos e produtos, que oferecem subsídios para a avaliação do processo de pirólise em leito fluidizado, determinadas as principais propriedades físico-químicas destes materiais (análise química elementar, análise química imediata, densidade real e aparente da partícula, teor de lignina no material, estudos de volatilização da biomassa em bancada com controle da temperatura do processo, etc.), e os experimentos de pirólise no equipamento piloto desde os exploratórios, para se verificar possíveis regiões de experimentação e limitações práticas da planta, até os experimentos válidos e considerados a partir da malha experimental.

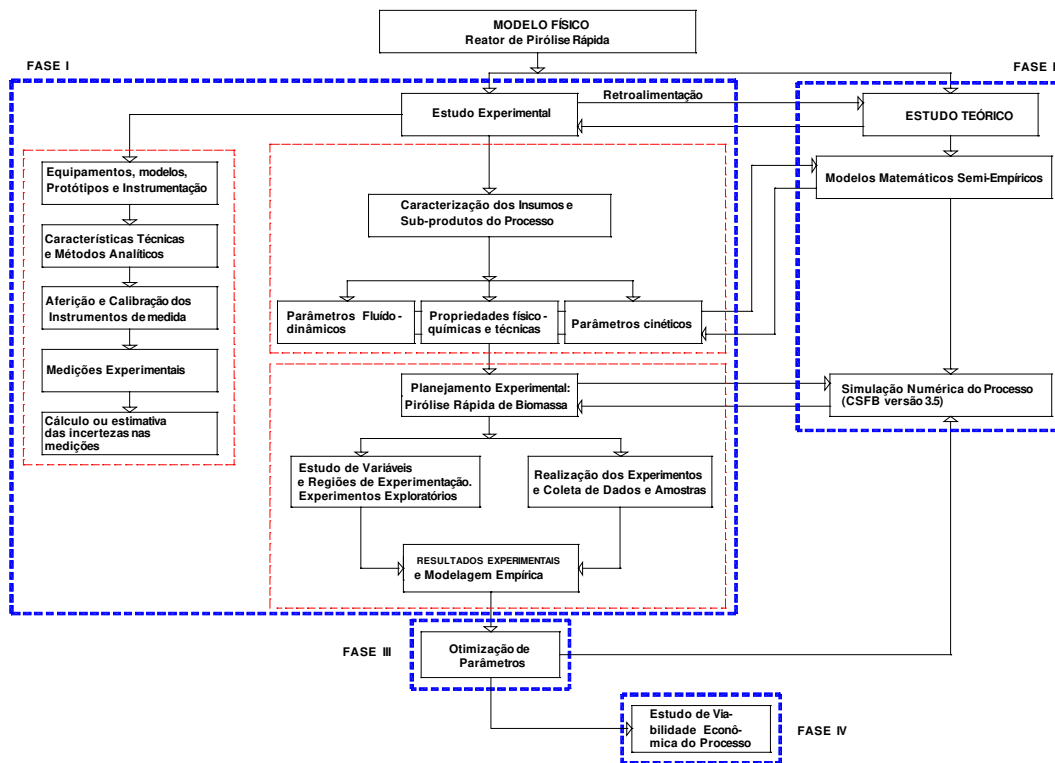


FIGURA 1.2. FASES DA PESQUISA TEÓRICO-EXPERIMENTAL EM SISTEMAS DE TERMOCONVERSÃO (ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002)

Nesta mesma fase foram também considerados os aspectos relacionados com as medidas experimentais, aferição de instrumentos de medida, as medições e a estimativa das incertezas nas medições realizadas durante a fase de calibração do sistema de alimentação de combustível e de ar, além das análises laboratoriais realizadas e as normas utilizadas.

Na fase II consideramos o estudo teórico realizado acerca das variáveis que influenciam o processo de pirólise e a obtenção dos modelos matemáticos empíricos que as correlacionam. Nesta fase ainda, consideramos importantes os resultados teóricos obtidos a partir das análises térmicas realizadas para o capim elefante, os que seriam utilizados nas pesquisas de modelagem do processo de pirólise em andamento.

Na fase III, baseados nos resultados experimentais e a análise do processo foram caracterizados os finos de carvão vegetal primário resultantes do processo de pirólise rápida.

A fase IV foi conduzida visando-se a obtenção de resultados preliminares sobre a avaliação econômica do processo.

## **Capítulo 2 – Pirólise de Materiais Lignocelulósicos. Estudos e Aplicações**

### **2.1. A biomassa como fonte de energia**

No decorrer da história, o uso da biomassa tem variado consideravelmente sob a influência de dois fatores principais: a densidade demográfica e a disponibilidade de recursos. Uma vez que a produção fotossintética anual de biomassa é cerca de oito vezes maior que a energia total usada no mundo (**MUTANEN, 1993**), e que esta energia pode ser produzida e usada de forma ambientalmente sustentável, visto que não libera CO<sub>2</sub>, não resta dúvida de que esta fonte potencial de energia armazenada deve ser cuidadosamente levada em consideração em qualquer discussão sobre o fornecimento de energia nos dias atuais e no futuro.

A biomassa, geralmente e de forma errônea, é tida como um combustível inferior e raramente é incluída nas estatísticas energéticas quando, na verdade, deveria ser considerada uma fonte renovável equivalente aos combustíveis fósseis. Ela oferece flexibilidade pois tem várias aplicações e pode ser usada na produção de diversos combustíveis.

Entre os benefícios do uso da biomassa destacam-se: o melhor manejo da terra, a criação de empregos, o uso de áreas agrícolas excedentes nos países industrializados, o fornecimento de vetores energéticos modernos a comunidades rurais nos países em desenvolvimento, a redução dos níveis de emissão de CO<sub>2</sub>, o controle de resíduos e a reciclagem de nutrientes.

O cultivo de plantas perenes e florestas, oferecem mais benefícios ambientais e energéticos do que as plantações com safras anuais, já que estas últimas constituem uma matéria-prima alternativa de relativo curto prazo para a produção de combustíveis.

Os sistemas agro-florestais podem desempenhar um papel importante na obtenção de energia e de vários outros benefícios para os agricultores e as comunidades. Para melhorar os níveis de emissão de CO<sub>2</sub>, o uso da biomassa como um substituto dos combustíveis fósseis (substituição total, co-combustão, etc), é mais vantajoso, do ponto de vista socioeconômico, do que fixar o carbono nas florestas. (**HALL, 1991**)

No entanto, embora a biomassa (base seca) tenha um preço (base energética, R\$/GJ) competitivo com o do petróleo, os atuais custos de produção tanto dos principais insumos básicos para a produção da maioria dos produtos utilizados pela indústria, quanto os custos da energia produzida, são menores quando comparados a partir do petróleo em relação à



biomassa.

O uso da energia produzida a partir da biomassa dominou quase totalmente o mercado energético até meados do século XIX. Desde então, a participação da biomassa tem diminuído no suprimento de energia mundial, como decorrência do grande aumento na demanda total de energia a partir do carvão mineral, gás natural, óleo combustível e energia nuclear.

Atualmente, a biomassa fornece um terço da energia dos países em desenvolvimento, com uma variação de cerca de 90% em países como a Uganda, Ruanda e Tanzânia, 45% na Índia, 30% na China, de 20 a 26% no Brasil, e de 10 a 15% no México e na África do Sul. Estes percentuais variam muito pouco, na medida que esses países consomem mais combustíveis fósseis comerciais.

Entre as questões cruciais que se colocam atualmente está a existência ou não de uma redução, neste século, do número de pessoas dependentes de biomassa para geração de energia, que são cerca de 2 bilhões, e quais serão as consequências duradouras dessa “eterna” dependência para o desenvolvimento econômico e o meio ambiente local e global. Em 1996, o Banco Mundial reconheceu que “as políticas energéticas terão que contemplar o fornecimento e uso de biocombustíveis da mesma forma como tratam dos combustíveis modernos”.

Muitos países desenvolvidos obtêm da biomassa uma quantidade significativa de sua energia primária: 4% nos EUA, 20% na Finlândia, 18% na Suécia e 14% na Áustria. Hoje, a energia da biomassa é responsável pelo fornecimento de pelo menos 2 EJ por ano na Europa Ocidental que representam cerca de 4% da energia primária (54 EJ) utilizada. As estimativas apontam para o ano de 2050, um potencial de 9 a 13,5 EJ na Europa, dependendo da área disponível para cultivo, do rendimento e da possibilidade de recuperação dos resíduos. A contribuição da biomassa representará por volta de 17 a 30% da demanda total mundial de energia projetada até 2050.

A implementação de projetos de uso de biomassa exige iniciativas e políticas governamentais que internalizem os custos econômicos, sociais e ambientais externos das fontes convencionais de combustível de modo que os combustíveis produzidos a partir da biomassa possam competir “em pé de igualdade”.

Contrariamente às perspectivas gerais, a utilização da biomassa em todo o mundo ou permanece estável ou está em crescimento por dois motivos: a) o crescimento demográfico, e b) a urbanização e melhoria do padrão de vida das pessoas. Na medida que o padrão de vida

sobe, muitas pessoas nas áreas rurais e urbanas nos países em desenvolvimento passam a usar a biomassa de forma diferente como, por exemplo, o uso de carvão vegetal e madeira em vez de resíduos e gravetos, o uso da biomassa na produção de materiais de construção, na indústria do turismo, dentre outros. Por conseguinte, a urbanização não leva necessariamente a uma substituição da biomassa por combustíveis fósseis.

A imagem relativamente pobre da biomassa está mudando devido a três razões principais, a saber:

1. Os consideráveis esforços feitos nos últimos anos, por meio de estudos, demonstrações e plantas pilotos, para apresentar um quadro mais realístico e equilibrado do uso e do potencial da biomassa;
2. A crescente utilização da biomassa como um vetor energético moderno, principalmente em países industrializados;
3. O crescente reconhecimento dos benefícios ambientais, locais e globais, do uso da biomassa e as medidas necessárias para o controle das emissões de CO<sub>2</sub> e enxofre.

É por isso, que em numerosos centros de pesquisa e universidades em todo o mundo, dedica-se especial atenção ao desenvolvimento de programas encaminhados à busca constante de tecnologias na área de aproveitamento da biomassa vegetal, sendo que o enfoque direcionado à sua conversão termoquímica, através do estudo dos processos de pirólise e gaseificação, apresenta completa atualidade no desenvolvimento científico-técnico mundial.

O interesse pelo desenvolvimento da tecnologia de pirólise e especialmente a pirólise rápida de biomassa para a obtenção de líquidos e, principalmente, o chamado bio-óleo cresce a ritmos acelerados na Europa, no Canadá e nos Estados Unidos. Aproximadamente 12 milhões de dólares por ano são investidos pela Comunidade Européia em pesquisa, desenvolvimento de tecnologia e demonstrações na área de pirólise rápida, sendo estimado um crescimento desta cifra até valores em torno de 25 milhões de dólares/ano nos próximos anos (**BRIDGWATER e PEACOCKE, 1995**).

O estudo e desenvolvimento desta tecnologia, no caso específico do Brasil e outros países menos desenvolvidos, permitirá gerar as condições necessárias para produzir, além de bio-óleo e gás combustível, carvão vegetal, a partir de insumos de baixos preços de comercialização, mas que apresentam elevados índices de produção de matéria seca/ha/ano. O carvão vegetal pode ser utilizado como insumo energético nos setores doméstico e industrial e

como fonte de carbono e combustível na redução do minério de ferro e na produção de aço, além do seu uso no próprio processo de pirólise rápida para manter o regime térmico no reator.

O carvão vegetal que atualmente é utilizado na indústria e como combustível doméstico, é obtido, principalmente, a partir de florestas plantadas, sendo comercializado a preços que variam entre US\$ 100,00 a US\$ 180,00 a tonelada (BEZZON, 1998), chegando a preços muito maiores em algumas localidades, influenciado pelos elevados custos de transporte do carvão produzido, além das baixas eficiências globais de conversão da madeira em carvão conferidas às tecnologias utilizadas na sua produção.

O incremento da eficiência de utilização da biomassa vegetal para fins energéticos, através do estudo e implementação em escala industrial de tecnologias alternativas de conversão, permitirá um melhor aproveitamento desta matéria-prima e maiores excedentes para serem utilizados com outros objetivos.

Evidentemente, o desenvolvimento da tecnologia de pirólise rápida e utilização posterior dos sub-produtos terá um menor impacto ambiental, principalmente quanto à emissão de compostos voláteis, de enxofre e de nitrogênio.

### **2.1.1 Fontes de biomassa**

Considerar somente a lenha como fonte de biomassa faz com que outras fontes como o carvão vegetal, dezenas de resíduos agrícolas sazonais, resíduos florestais e o esterco de animais, além de outras fontes, sejam desconsiderados. Entretanto, todos estes resíduos podem representar de 30 a 40% do fornecimento total de biomassa.

É evidente que os dados sobre o uso da biomassa energética devem ser associados a informações precisas sobre o seu fornecimento, isto para que os balanços nacionais e regionais possam ser monitorados, e para que se possa averiguar se ocorrem esgotamentos de recursos ou se um fornecimento sustentável de biomassa é possível. Outra questão importante é fazer com que as pessoas se adaptem a um uso adequado de biomassa para que a sustentabilidade possa ser assegurada.

Outro fato que quase nunca se reconhece ou documenta é que a biomassa, além de ser usada para cocção de alimentos nos setores doméstico e comercial, também serve como fonte de energia para vários processos agro-industriais, por exemplo, a fabricação de tijolos, telhas, cimento, fertilizantes dentre outros. Além disto, pequenas comunidades rurais e indústrias de

pequeno porte geralmente usam biomassa como fonte de energia, representando um importante papel na economia rural e nacional (HALL, 1991).

A biomassa energética provavelmente será usada como principal fonte de aquecimento nessas indústrias por muitos anos, toda vez que parece ser é a única fonte de energia usada em média e larga escala e potencialmente sustentável. Na Índia, por exemplo, essas indústrias representam cerca de 50% do setor de fabricação e são responsáveis por grande parte dos empregos no país, sendo superadas somente pelo setor agrícola.

Na maioria dos cultivos agrícolas o produto da colheita representa cerca de 30% da biomassa total produzida, sendo as perdas do material da colheita de aproximadamente 50%. Na Tabela 2.1 mostram-se as quantidades de resíduos gerados no mundo levando-se em conta só a produção de alguns cereais, neste caso trigo, arroz, milho e soja. Observa-se um relevante potencial de resíduos de origem vegetal que, adequadamente explorados, poderiam suprir grande parte das necessidades energéticas do homem moderno.

TABELA 2.1 PRODUÇÃO MUNDIAL DE ALGUNS CEREAIS E SEUS RESPECTIVOS RESÍDUOS (FAO, 2001)

Cereal	Grãos (Mton)	Coefficiente de produção de resíduos	Resíduos produzidos (Mton)*
Trigo	574.455.406	1,3 (palha)	746.792.027,8
Arroz	577.970.531	1,5 (palha)	866.955.796,5
Milho	602.072.413	1,0 (palha)	602.072.413,0
Soja	180.907.864	1,5 (restos da cultura)	271.361.796
Total	1.754.498.350	-	<b>2.487.182.033</b>

\* valores calculados

A Tabela 2.2 abaixo mostra o levantamento do potencial de produção de energia oriunda da biomassa em algumas macro-regiões do mundo nos últimos 3 anos. Observa-se, entretanto, uma discreta tendência de incremento médio no uso da energia da biomassa em grande parte do mundo. A média de aumento no mundo ficou em torno de 0,2% ao ano.

TABELA 2.2 PRODUÇÃO DE ENERGIA DA BIOMASSA EM VÁRIAS REGIÕES DO MUNDO NOS ÚLTIMOS 3 ANOS EM MILHÕES DE BOE (OLADE, 2002)

ANOS	África	América do Norte	Ásia e Austrália	Europa Ocidental	América Latina	Oriente Médio	Rússia – Europa Oriental	TOTAL
1999	721,2	591,71	1545,39	253,42	700,25	7,93	310,36	4130,26
2000	722,64	593,55	1548,49	253,93	678,54	7,93	310,98	4116,06
2001	724,08	595,40	1551,58	254,44	697,41	7,93	311,60	4142,45

A biomassa inutilizada se acumula gradativamente em quantidades consideráveis devido, entre outras razões, ao caráter intensivo e periódico da agricultura e a que o processo natural de degradação biológica é lento nas situações em que os resíduos agrícolas e florestais são produzidos e acumulados, representando um perigo para o equilíbrio ecológico.

Na tabela 2.3 aparecem índices de produção de matéria seca por hectares ao ano (ton de matéria seca/ha ano) para diferentes culturas. Pode-se observar, que a cultura da cana-de-açúcar mostra os valores mais altos de fixação de energia solar, constituindo uma fonte importante de matéria prima renovável. Pelo fato anterior, países como Brasil trabalham visando desenvolver e aprimorar tecnologias próprias de utilização da biomassa com fins energéticos fundamentalmente.

TABELA 2.3 MATÉRIA SECA PRODUZIDA POR VÁRIAS CULTURAS AGRÍCOLAS, TON/HA.ANO (NOGUEIRA ET AL., 2000)

Produto agrícola	Tipo de resíduo	ton matéria seca/ha ano
Cana-de-açúcar	Bagaço e Palha	14-28
Milho	palha	5-8
Trigo	palha	3 – 19
Arroz	palha	4 – 15
soja	palha	3 – 4
Mandioca	Parte aérea	6-10
Eucalipto (ciclo de 7 a 12 anos)	-	10-20
Pino (ciclo de 10 anos)	-	8 - 17

O processo produtivo relacionado com a cultura da cana-de-açúcar, desde seus inícios, mostrou grandes vantagens sobre outras espécies vegetais, apresentando cerca de 28% de matéria seca por hectares ao ano em bagaço e palha, e rendimentos energéticos 10 vezes superiores aos aplicado no seu cultivo.

### 2.1.2 Materiais lignocelulósicos (PENEDO, 2002)

A biomassa lignocelulósica é uma mistura complexa de polímeros naturais de carboidratos conhecidos como celulose, hemicelulose, além de lignina e pequenas quantidades de outras substâncias, como extrativos e cinzas, os quais estão contidos na parede celular das plantas. A organização celular é bastante regular (Figura 2.1).

Uma parede de tecido vegetal está conformada por uma fina camada média, uma parede primária e outra secundária, esta última composta, por sua vez, de três capas S1, S2, S3. Na camada média encontra-se quase toda a lignina, a qual diminui sua proporção conforme se aproxima ao lúmen. A parede secundária está composta fundamentalmente por polissacarídeos sendo o conteúdo de lignina nesta região muito baixo. Em cada capa da parede secundária fixa-se a celulose e quantidades pequenas de outros compostos formando estruturas longitudinais chamadas microfibras, dentro das quais se encontram as moléculas lineares de celulose unidas lateralmente por pontes de hidrogênio e forças de Vander Waals (PENEDO, 2002).

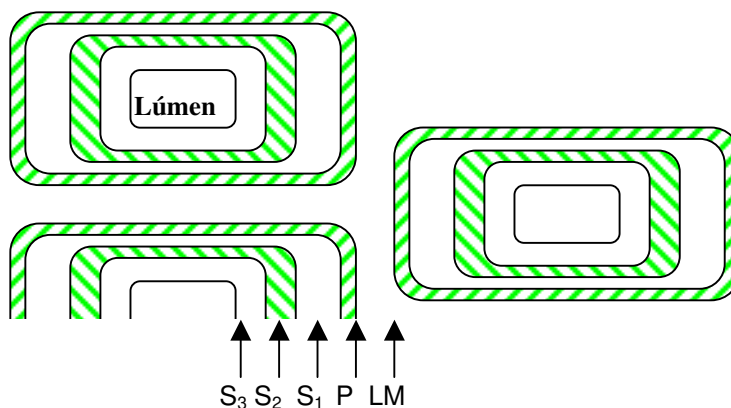


FIGURA 2.1. MODELO DE PAREDE CELULAR TÍPICA DE TECIDO VEGETAL (PENEDO, 2002)

Onde:

**LM:** camada média;

**P:** parede primária

**S1, S2 y S3:** parede secundária (capa exterior, central e interior).

O grau de ordenamento das moléculas de celulose é diferente. Quando se encontram altamente ordenadas são conhecidas como cristalinas. Da mesma maneira, as regiões com menor grau de ordenamento são denominadas de amorfas.

No interior da parede secundária, a lignina está concentrada nos espaços localizados entre as microfibras e nas regiões amorfas, entre os cristais de celulose. Pode-se dizer que, a associação da celulose com a lignina é, em grande medida, de caráter físico, formando um sistema de entrecruzamento de polímeros. Essa associação física é considerada a responsável pela resistência à degradação térmica e biológica que apresentam os materiais lignocelulósicos.

Nas regiões amorfas, entre os cristais de celulose, se encontra também a hemicelulose, alguns minerais e outros materiais como óleos, ceras, óleos essenciais, taninos, resinas, carboidratos solúveis e proteínas.

A **celulose** é um polissacarídeo de elevado peso molecular, formado por unidades de D-glucose com uniões 1-4- $\beta$  glucosídicas, com as uniões de glucose em conformação de cadeia e os grupos hidroxilos na posição equatorial estável. A molécula é alongada e plana, sem ramificações. Seu grau de polimerização oscila entre 7000 e 10000. As correntes poliméricas de celulose agrupam-se formando microfibras, que, por sua vez, conformam zonas cristalinas e amorfas.

A **hemicelulose** está constituída por um grupo de polissacarídeos menos homogêneos que a celulose, a saber: xilanos,  $\beta$ - mananos, galactanos e L – arabinanos. Os xilanos são mais abundantes no material lignocelulósico. São de natureza amorfa e estruturas ramificadas. Os graus de polimerização são inferiores aos da celulose (50-300) e são facilmente hidrolisáveis em meio ácido. Os mananos são os principais constituintes da hemicelulose das madeiras suaves. Suas correntes poliméricas têm contido glucose e manosa com ramificações laterais formadas por unidades de galactose. A hemicelulose das madeiras duras está composta principalmente por xilanos, onde as correntes têm contido unidades de xilosa, e apresentam correntes laterais de arabinosa ou ácido glucosónico.

A **lignina** é o material aglutinante do tecido das plantas e sua produção aumenta conforme fica mais velha. Sua macromolécula é muito complexa e de natureza amorfa, sendo um polímero de caráter fenólico. Apresenta estrutura entrecruzada e é mais abundante em madeiras suaves.

Nas madeiras suaves a lignina é constituída majoritariamente por unidades de guaiacol, que apresenta um grupo metoxila no anel aromático. Por outro lado, na lignina de madeiras duras são mais freqüentes as unidades de siringil com dois grupos metoxilos. O maior conteúdo de grupos acetilos e metoxilos nas madeiras duras explica os maiores rendimentos de ácido acético e metanol obtidos ao realizar a pirólise destes tipos de material lignocelulósico.

A quantidade de celulose, hemicelulose e lignina nos diferentes tipos de materiais lignocelulósicos é variável. De forma geral, se encontram nas seguintes proporções: a celulose 40 e 60%, a hemicelulose entre 15 e 50% e a lignina de 10 – 30% aproximadamente, dependendo do tipo de planta, da sua idade e dos seus tecidos.

A parte correspondente às cinzas nos materiais lignocelulósicos está constituída por óxidos de cálcio, potássio, sódio, magnésio, silício, ferro e fósforo, e seu conteúdo é menor de um 1% em massa na maioria destes materiais. Os teores de extrativos, como terpenos, resinas, ácidos grassos, taninos, pigmentos e carboidratos, se encontram entre 2 e 5 % em massa. Na Tabela 2.4 se mostra a composição química elementar de diferentes materiais lignocelulósicos e, na Tabela 2.5 a composição média de diferentes tipos de materiais lignocelulósicos.

A composição química da biomassa apresenta um papel muito importante na distribuição dos produtos de pirólise. Cada material exibe uma característica particular quando é pirolisado devido à proporção dos componentes que os constituem.

Estudos relacionados com a influência dos componentes da biomassa no processo de pirólise, evidenciam que as cinzas, assim como os extrativos inibem a formação de determinados compostos durante a decomposição térmica.

TABELA 2.4. COMPOSIÇÃO QUÍMICA ELEMENTAR DE MATERIAIS LIGNOCELULÓSICOS, % BASE SECA (JENKINS, 1990)

Biomassa	C	H	O	N
Bagaço de cana-de-açúcar	43,82	5,85	47,10	0,35
Casca de coco	50,22	5,70	43,40	0,00
Sabugo de milho	47,57	5,00	44,60	0,00
Resíduo de algodão	42,66	6,05	49,50	0,12
Casca de amendoim	48,26	5,66	39,39	0,81
Casca de arroz	38,92	5,12	31,95	0,55
Palha de arroz	36,89	5,05	37,89	0,39
Madeira (Subadul)	48,15	5,87	45,09	0,03
Palha de Trigo	47,47	5,42	35,79	0,13

TABELA 2.5 COMPOSIÇÃO QUÍMICA MÉDIA DE MATERIAIS LIGNOCELULÓSICOS, % BASE SECA (JENKINS, 1990)



<b>Biomassa</b>	<b>Cinza</b>	<b>Celulose</b>	<b>Hemicelulose</b>	<b>Lignina</b>
Bagaço de cana-de-açúcar	2,88	41,3	22,64	18,26
Fibra de coco	0,88	47,74	25,89	17,78
Casca de coco	0,68	36,28	25,06	28,73
Sabugo de milho	2,83	40,32	28,66	16,57
Pé de milho	6,84	42,71	23,61	17,50
Resíduo de algodão	5,36	77,79	15,96	0,00
Casca de amendoim	5,88	35,68	18,67	30,22
Casca de milho	18,10	33,28	26,94	13,97
Casca de arroz	23,46	31,29	24,32	14,30
Palha de arroz	19,78	37,04	22,67	13,64
Madeira (Subadul)	0,86	39,75	23,98	24,68
Palha de Trigo	11,19	30,52	28,90	16,38

### 2.1.3 Processos de conversão termoquímica da biomassa

Os processos de conversão termoquímica hoje em dia são muito variados, e abrangem desde os mais antigos, como a carbonização e combustão direta da madeira (seja com modernas tecnologias o mantendo os velhos e ineficientes sistemas), até os mais avançados como a Pirólise Ablativa e a Pirólise Rápida, desenvolvidos atualmente através de programas de pesquisas empreendidos por países industrializados como Estados Unidos, Canadá, Inglaterra, Holanda, Alemanha, e emergentes como o Brasil, entre outros. Esses processos são desenvolvidos sob determinadas condições de temperatura e pressão, tendo como finalidade, converter a biomassa original em formas mais convenientes de portadores de energia, na obtenção de gases de síntese, bio-óleo e metanol entre outras substâncias.

Os portadores de energia obtidos a partir da biomassa apresentam maior densidade energética, o qual acarreta múltiplas vantagens, por exemplo, a redução do custo de transporte e a previsão e melhora das características de combustão, possibilitando sua utilização em motores de combustão interna e turbinas a gás.

Existem quatro métodos de conversão termoquímica da biomassa: a pirólise, a liquefação, gaseificação e a combustão.

**Pirólise:** Caracteriza-se pela degradação térmica do combustível sólido a qual pode ser realizada em ausência completa do agente oxidante ou em uma quantidade tal que a gaseificação não ocorra extensivamente.

**Liquefação:** A liquefação direta da biomassa é um tipo de hidrogenação onde a matéria orgânica é misturada com um solvente, em presença de um catalisador (de forma geral) a alta pressão e temperatura moderada, obtendo-se um produto líquido.

**Gaseificação:** É o processo de termoconversão mediante o qual a biomassa sólida se converte em um gás por meio da oxidação parcial a elevada temperatura.

**Combustão:** Acontece através de um conjunto de reações de radicais livres mediante as quais o carbono e o hidrogênio no combustível reagem com o oxigênio formando CO<sub>2</sub>, água, e liberando calor útil.

Cada um dos processos anteriores conduz a um conjunto de produtos, e utilizam diferentes configurações de equipamentos, operando de modo particular. Os processos de pirólise e liquefação da biomassa são os que proporcionam produtos em forma líquida diretamente.

Importantes resultados têm sido alcançados atualmente em pesquisas para o desenvolvimento destes processos, com a finalidade de estabelecer as condições que favorecem o máximo rendimento de determinados produtos, assim como as características físico-químicas dos mesmos, levando em conta a possibilidade de sua aplicação. Na Figura 2.2 se mostram os diferentes processos de conversão termoquímica. Pode-se observar que a partir desses processos são obtidos produtos primários que submetidos a processos posteriores, podem ser convertidos nos denominados produtos secundários, de grande valor comercial, como gasolina, diesel, eletricidade e produtos químicos diversos.

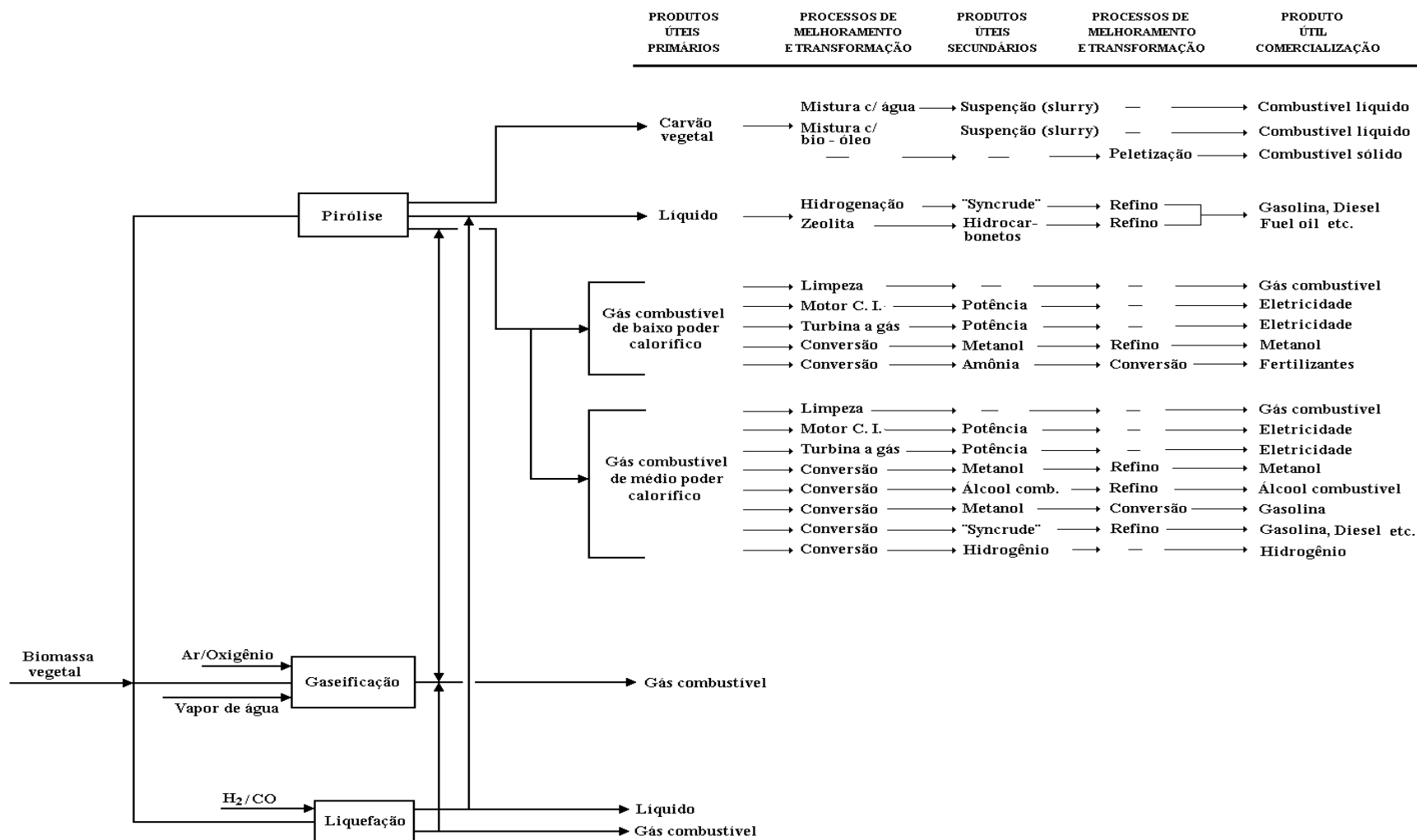


FIGURA 2.2. DIFERENTES PROCESSOS DE CONVERSÃO TERMOQUÍMICA (BRIDGWATER, 1991)

## 2.2 Fundamentos da Pirólise de biomassa

Em cada uns dos processos termoquímicos a que pode ser submetida a biomassa, e em particular a *pirólise*, ressaltam-se dois aspectos gerais altamente significativos: as transformações de massa e a energia, e os fenômenos de transferência associados a estas transformações.

As variações das condições de reação e de projeto do processo, estão estreitamente relacionadas e são pesquisadas, geralmente, para definir as condições ótimas que proporcionam altos rendimentos e eficácia operacional. Por isso, é importante entender o mecanismo e a cinética da reação de pirólise, assim como sua relação com os rendimentos esperados e a eficiência do processo de conversão.

### 2.2.1 Cinética da pirólise de materiais lignocelulósicos

O reator químico é um dos elementos principais nos processos químico-tecnológicos, sendo geralmente o centro de atenção quando se desenvolve um novo processo ou se realiza a análise de um existente. Por isso, é importante o conhecimento de aspectos relativos à cinética química, termodinâmica, mecânica dos fluidos, transferência de calor e massa, aspectos de natureza econômica, assim como o conhecimento das relações de escala entre tecnologias de diferentes tamanhos através da aplicação da teoria dos modelos, e ainda aspectos ambientais.

No processo de pirólise a reação química mediante, a qual o material de partida se transforma em produtos, ocorre no reator de pirólise.

Muitos materiais são submetidos à transformação química por meio do processo de pirólise, encontrando-se um grande desenvolvimento no campo da indústria petroquímica na conversão de hidrocarbonetos líquidos.

A pirólise da madeira e de outros resíduos lignocelulósicos, em particular o processo de carbonização, têm sido desenvolvido, fundamentalmente, de forma rudimentar nas maiores de suas aplicações, constituindo-se praticamente numa arte a operação do processo nestas condições. Entretanto, têm sido extensos os estudos teóricos e experimentais conduzidos ao conhecimento científico do processo, em particular ao estudo das características da reação química de pirólise, visando-se o controle do processo para a obtenção de determinados produtos com uma composição específica.

São várias as formas em que alguns autores se referem à descrição das reações químicas. Conforme (DEGLISE, 1987) a pirólise consiste na decomposição térmica da matéria orgânica sob vácuo ou sob uma atmosfera inerte (por exemplo nitrogênio). Porém em outras descrições, não se considera o efeito da pressão, sendo este um parâmetro importante.

Como resultado da ação de elevadas temperaturas, as substâncias orgânicas, quando são pirolisadas, se decompõem, dando lugar a radicais livres e hidrocarbonetos saturados. Essas moléculas e radicais livres formados produzem reações de isomerização, condensação, polimerização, etc.

A pirólise de materiais lignocelulósicos em particular é um processo complexo do ponto de vista cinético, no qual influem tanto as condições de reação como a natureza do substrato. Essa complexidade está condicionada por fatores tais como:

- Os materiais lignocelulósicos são uma mistura de diversos compostos (celulose, hemicelulose, lignina e extrativos, entre outros);
- Cada componente é uma macromolécula ou um conjunto de moléculas que se degradam de maneira muito complexa;
- Os produtos são o resultado de múltiplas reações paralelas, consecutivas e competitivas;
- Os produtos da degradação reagem entre si por meio de reações secundárias.

Muitos autores concordam que as reações primárias de pirólise destes materiais são as correspondentes à pirólise de seus componentes individuais, os que devem reagir de modo independente, sendo que, a distribuição final dos produtos está determinada, em grande medida, pelas reações secundárias entre os produtos que se desprendem da matriz sólida, e que ocorrem tanto dentro da matriz como na fase gasosa.

O número de reações que ocorrem simultaneamente no processo de pirólise mais simples é tão grande que é praticamente impossível desenvolver um modelo cinético que considere todas estas reações. Desta forma, a pirólise é usualmente estudada em termos de modelos de pseudomecanismos. Nesses modelos os produtos da pirólise são denominados como carvão vegetal (resíduo não volátil com um elevado teor de carbono), alcatrão (mistura de um grande número de compostos de elevado peso molecular, os quais são voláteis à temperatura de pirólise, porém condensam à temperatura ambiente), e gases (produtos de baixo peso molecular os quais têm uma pressão de vapor moderada à temperatura ambiente).

Tem-se comprovado que, tanto os produtos obtidos a partir de pirólise de materiais lignocelulósicos, como pela cinética e a termodinâmica, estão associados ao comportamento de seus componentes individuais.

Do ponto de vista cinético, a pirólise de materiais lignocelulósicos é uma reação complexa, cujos mecanismos não têm sido totalmente esclarecidos. Como característica mais geral pode-se dizer que é uma reação não elementar e irreversível que se verifica com a participação de várias fases (fases múltiplas).

É conhecido que nas reações múltiplas uma mesma conversão do material de partida

pode conduzir a proporções diferentes nos produtos da reação, segundo o tipo de reator e as condições de trabalho na qual ocorrem estas reações.

Um fenômeno que caracteriza essas reações é a distribuição dos produtos, ou seja, a proporção específica que é obtida nos produtos da reação para uma dada conversão do reativo limitante. O aspecto anterior, junto à questão do tamanho do reator, é um dos elementos necessários para estabelecer o tipo adequado de reator e as condições de operação, visando-se obter os produtos desejados, diminuindo a produção dos indesejáveis.

Durante a pirólise de materiais lignocelulósicos acontecem algumas reações em série e outras em paralelo. São muitos os mecanismos de reação propostos derivados de diferentes estudos, mas a maioria coincide em propor mecanismos de reações múltiplas mistas, onde o modelo cinético requer várias equações de velocidade. Um exemplo do anterior é o mecanismo proposto por SOLTES (SOLTES, 1983) para a pirólise da madeira.

#### *2.2.1.1. Mecanismo de pirólise da madeira proposto por Soltes (SOLTES, 1983)*

As principais reações de decomposição são associadas à liberação de gases não condensáveis (constituídos fundamentalmente por grandes quantidades de dióxido de carbono, monóxido de carbono além de metano e hidrogênio), e um destilado líquido que contém ácido acético e seus homólogos, metanol e alcatrão em duas fases, uma solúvel e outra insolúvel. O resíduo sólido é o carvão vegetal.

Na medida que o processo termina, diminui significativamente a quantidade de produtos líquidos obtidos, sendo condensadas, unicamente, pequenas quantidades de alcatrão pesado.

As reações secundárias entre os voláteis que se desprendem da matriz sólida, as quais transcorrem tanto dentro da matriz como na fase gasosa, são importantes para determinar a distribuição física dos produtos de pirólise. Os radicais livres e hidrocarbonetos saturados e não saturados de menor peso molecular, que se produzem primariamente durante a decomposição do material, reagem entre si por meio de reações de sínteses (associação, polimerização, etc) e dissociação (despolimerização, craqueamento, etc).

Segundo este mecanismo, Figura 2.3, mediante reações de polimerização se formam os seguintes componentes: o alcatrão primário, a partir de líquidos de baixa massa molecular; o carvão vegetal, a partir do alcatrão primário; e o alcatrão secundário e o piche a partir do alcatrão primário.

Durante a polimerização ocorrem combinações de um grande número de moléculas de monômeros dando lugar a moléculas maiores. Os compostos propensos ao processo de polimerização são os não saturados, sendo as reações exotérmicas.

Outro tipo de reação envolvida, segundo este mesmo autor, é o craqueamento; processo responsável pela formação de gases e líquidos de baixo peso molecular devido à transformação destrutiva de determinados compostos que aparecem nas primeiras fases da pirólise.

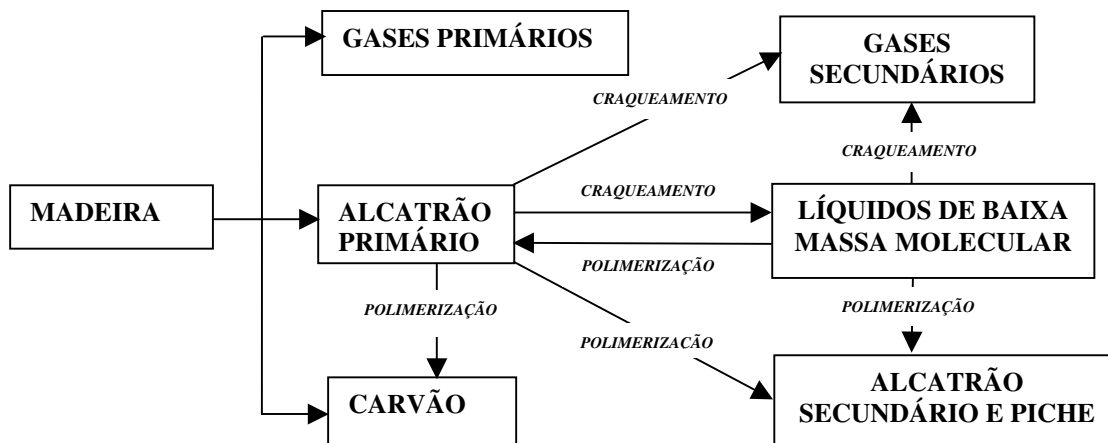


FIGURA 2.3.MECANISMO DE PIRÓLISE DA MADEIRA PROPOSTO POR SOLTES (SOLTES, 1983)

#### 2.2.1.2 Mecanismo de pirólise da madeira proposto por DIBLASI (DI BLASI 1992)

**DIBLASI (1992)** em seus estudos sobre os fenômenos de transporte e cinética durante a pirólise de biomassa vegetal, propôs o mecanismo de reação representado nas Figuras 2.4. Segundo este mecanismo, a biomassa adquire um estado ativado antes de se converter em produtos; sendo que as moléculas se excitam durante suas interações ao serem expostas a radiações de elevada energia. Neste estado a biomassa se degrada, dando lugar por um lado a uma mistura de gases com componentes orgânicos, e um carvão vegetal reativo.

Os produtos voláteis da degradação primária são transportados até a superfície quente do sólido, sofrendo reações secundárias posteriores, que ocorrem de forma homogênea na fase gasosa, e de forma heterogeneamente sobre a superfície do carvão. Verifica-se também a formação de alcatrão, o qual se pode transformar em produtos gasosos de acordo com as condições de operação no reator.

Quando a pirólise é desenvolvida com a eliminação rápida dos produtos gasosos e do alcatrão da zona de reação, a transformação de alcatrão em gás pode ser ignorada.

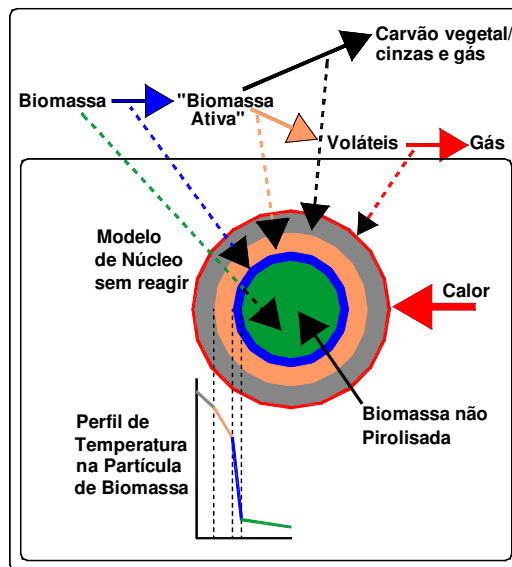


FIGURA 2.4. MECANISMO DE PIROLÍSE DA MADEIRA PROPOSTO POR DI BLASI (DI BLASI 1992)

### 2.2.1.3 Mecanismo de pirólise da madeira proposto por ALVARES e FIGUEREDO. (ALVARES e FIGUEREDO, 1988)

O mecanismo simplificado é apresentado na Figura 2.5. Esse mecanismo considera que a biomassa se decompõe por meio de três reações paralelas (reações 1, 2 e 3) produzindo gases, alcatrão e carvão residual. Posteriormente, o alcatrão se decompõe em gás e carvão vegetal através das reações paralelas consecutivas 4 e 5.

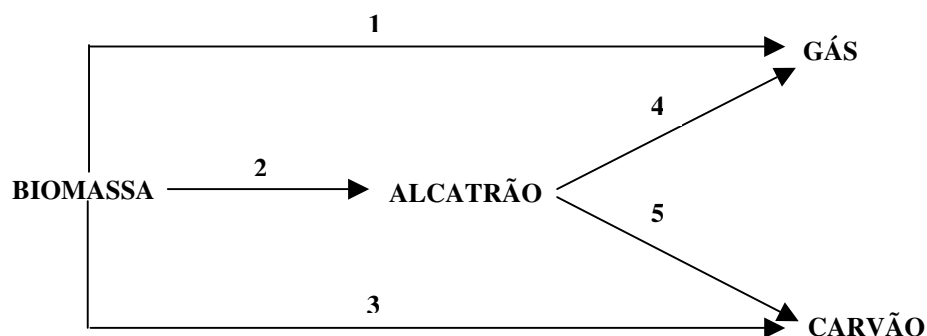


FIGURA 2.5. MECANISMO DE PIROLÍSE DA MADEIRA PROPOSTO POR ALVARES E FIGUEREDO (ALVARES E FIGUEREDO, 1988)

As reações 4 e 5 podem ser ignoradas na pirólise rápida pelo fato que o alcatrão não permanece dentro do reator, sendo arrastado em forma de aerossol pelos gases que continuamente são extraídos da zona de reação.



### **2.2.2 Modelagem matemática e simulação de processos de pirólise rápida. Principais características e dificuldades.**

A utilização de um modelo matemático mais preciso para a secagem e posterior pirólise da biomassa durante o estudo de processos de termoconversão, assume extrema importância. Esta colocação é baseada no fato de que cerca do 60% da entalpia de combustão da biomassa está contida nos produtos da pirólise. Apesar disso, a grande maioria dos programas de simulação encontrados na literatura, aplicado a reatores de leito fluidizado para gaseificação e combustão de biomassa, empregam modelos simplificados de secagem e pirólise, dando um tratamento isotérmico às partículas e considerando-as controladas por uma única reação química. Estas simplificações se adequam, no geral, a partículas de pequenas dimensões, com diâmetros menores do que 0,5 mm. Para estas partículas as taxas de transferência de calor e massa no seu interior não são determinantes na definição das taxas globais de secagem e pirólise.

O emprego de um modelo de secagem e pirólise mais detalhado é particularmente importante na modelagem de incineradores de resíduos sólidos, onde a obtenção de perfis precisos de temperatura e concentração ao longo das partículas e da altura do reator é importante na previsão de taxa de formação, decomposição e emissão de poluentes.

A pesquisa bibliográfica sobre pirólise de biomassa, mesmo entre os trabalhos mais recentes, resulta em um número muito grande de trabalhos com caráter essencialmente experimental, os quais se resumem em apresentar as composições e os rendimentos de produtos de pirólise, empregando os mais variados tipos de biomassa e de tecnologias existentes, sem a preocupação de interpretar os fenômenos envolvidos. Isto provavelmente se deve à complexidade dos fenômenos e reações envolvidas na pirólise de uma partícula de biomassa.

A primeira tentativa de modelar a pirólise de biomassa foi em 1946 quando **BAMFORD (1946) (citado por WEN-CHING, Y., 1999)**, apresentaram um modelo simplificado de pirólise, o qual consistiu em um balanço de energia de uma peça de madeira submetida a um processo de pirólise. A partir de então surgiram alguns trabalhos que procuraram incorporar a passagem dos produtos da secagem e da pirólise do material através de uma matriz de carvão, além de considerar dados e propriedades determinados de forma precisa, como a entalpia e a constante de reação de pirólise, a condutibilidade térmica do carvão vegetal e da biomassa natural, entre outros.

Mesmo assim, os modelos mais recentes ainda apresentam um grau de simplificação elevado na modelagem de algumas etapas importantes da pirólise, como por exemplo a modelagem das reações de decomposição dos produtos condensáveis dentro e fora da partícula. Isto é devido à extrema complexidade destas reações e à enorme variedade de produtos gerados.

Alguns dos modelos existentes procuram dividir a biomassa seca em seus constituintes principais como celulose, hemicelulose e lignina, cada um com uma cinética própria de decomposição. Entretanto estes modelos não chegam a considerar a grande variedade de componentes que são formados como consequência do processo e que podem ultrapassar a casa das centenas, os quais encontram-se normalmente agrupados em produtos como alcatrão, gases, ácido pirolenhoso e carvão vegetal.

**USHIMA (1996)** desenvolveu um trabalho de modelagem e simulação bidimensional das etapas de aquecimento, secagem e pirólise de uma partícula de biomassa a partir de um modelo de simulação unidimensional de um gaseificador de leito movente contracorrente, operando em regime permanente. O modelo matemático inicial foi desenvolvido por **SOUZA-SANTOS (1987)** e está baseado nas equações fundamentais de conservação de massa e energia e movimento.

A validação do modelo matemático foi realizada através da confrontação dos resultados da simulação com os resultados experimentais obtidos num gaseificador contracorrente em escala piloto, protótipo desenvolvido nas dependências do Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo S.A-IPT. O gaseificador foi operado com cavacos de madeira.

O modelo permite visualizar as diversas regiões existentes no gaseificador contracorrente, e considera a extensão de cada uma no interior do leito. O tratamento bidimensional permitiu obter perfis de temperatura no cavaco ao longo da altura do leito e através da sua espessura, constatando-se a formação de gradientes apreciáveis de temperatura nas regiões de secagem e pirólise. A hipótese de cavaco isotérmico se enfraquece para espessuras a partir de 0,015m.

Diferenças entre os níveis de temperaturas simulados e os obtidos experimentais foram observados, o qual, segundo este autor, é consequência das baixas temperaturas obtidas para as fases sólidas e gasosas no final da região de gaseificação.

**SOUZA-SANTOS (1987)** desenvolveu um programa de simulação unidimensional aplicável a reatores de leito fluidizado borbulhante e testado de forma eficiente em processos de combustão e gaseificação de biomassa e carvão mineral onde procurou tratar de forma

mais detalhada as etapas de secagem, pirólise, gaseificação e combustão. Neste trabalho foi feita uma tentativa de simulação dos experimentos visando-se avaliar os modelos empíricos obtidos na planta de pirólise rápida.

#### 2.2.2.1 Considerações do modelo matemático de **SOUZA-SANTOS (1987)**

Segundo este modelo, a pirólise foi considerada sob controle da cinética de 4 reações em paralelo e da difusão dos respectivos produtos de pirólise, um no estado gasoso, que é o gás de pirólise, e o outro no estado líquido que é o alcatrão ou os líquidos da pirólise. As reações de decomposição do alcatrão foram levadas em consideração somente na fase gasosa, fora da partícula sólida.

O modelo adotado na pirólise foi o modelo de núcleo não reagido ou sem reagir (Figura 2.6 a), no qual uma frente de pirólise se desloca em sentido contrário ao dos produtos deste processo. Atrás da frente de pirólise encontra-se uma camada de carvão vegetal, através da qual os produtos líquidos e gasosos da pirólise se difundem. Antes desta frente de pirólise encontra-se a biomassa sem reagir.

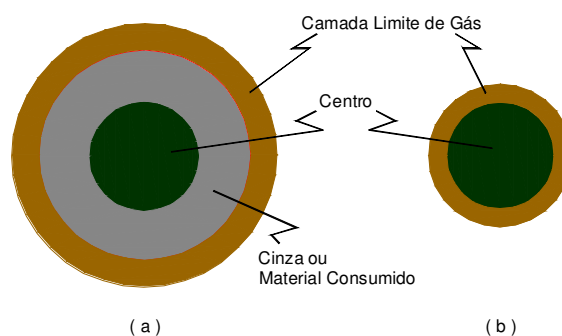


FIGURA 2.6 REPRESENTAÇÃO DO MODELO CINÉTICO DE NÚCLEO SEM REAGIR (A) E DO MODELO DE NÚCLEO EXPOSTO (B) (SOUZA-SANTOS, 1987)

Trata-se de uma adaptação do modelo de núcleo sem reagir utilizado nas regiões de combustão e gaseificação, às condições de pirólise. O mecanismo de reação, neste caso, pode ser considerado como aquele representado na Figura 2.7, sendo que as reações R-7, R-8, R-29 e R-30 são as reações de volatilização ou pirólise. De acordo com o modelo de centro sem reagir assumido para explicar a cinética da pirólise, o material volatilizado atua como camada de reação, pelo que os coeficientes pré-exponenciais de Arrhenius têm sido relacionados com a pressão visando-se adaptá-los à forma da equação do modelo de núcleo não reagido. Isto conduz a falar de pseudo-pressão parcial para os voláteis no sólido.

Segundo a estequiometria das reações de volatilização, a taxa de produção de produtos depende da distribuição dos coeficientes estequiométricos e da fórmula aproximada para o alcatrão.

Outra questão importante neste modelo matemático, do ponto de vista da pirólise, é que o carvão e os voláteis produzidos durante o processo são tratados como espécies independentes, enquanto suas frações são levadas em conta pela estequiometria.

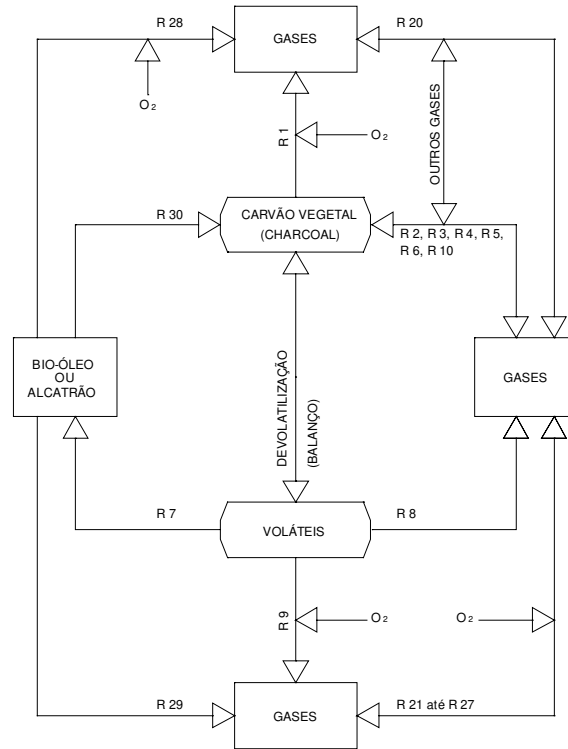


FIGURA 2.7. MODELO DE REAÇÃO GÁS-SÓLIDO (SOUZA-SANTOS, 1987)

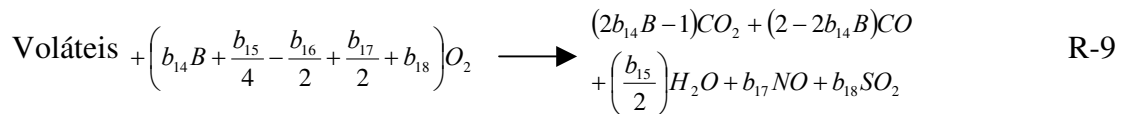
#### Reações de pirólise ou devolatilização

Voláteis	→	Alcatrão	R-7
De representação química: $Cb_{14} Hb_{15} Ob_{16} Nb_{17} Sb_{18}$			
Voláteis	→	$b_1 CO_2 + b_2 CO + b_3 O_2 + b_4 N_2 + b_5 H_2O + b_6 H_2 + b_7 CH_4 + b_8 SO_2 + b_9 NO + b_{10} C_2H_6 + b_{11} H_2S + b_{12} NH_3$	R-8
Alcatrão	→	$b_1 CO_2 + b_2 CO + b_3 O_2 + b_4 N_2 + b_5 H_2O + b_6 H_2 + b_7 CH_4 + b_8 SO_2 + b_9 NO + b_{10} C_2H_6 + b_{11} H_2S + b_{12} NH_3$	R-29
Alcatrão	→	Carvão	R-30

$b_i$  são os coeficientes estequiométricos das reações.

Para a biomassa, os compostos de enxofre e nitrogênio são desprezíveis.

As condições de pirólise (taxa e temperatura) são as responsáveis pelo desenvolvimento da área superficial entorno do material carbonáceo formado.



Assim, a biomassa, de acordo com o modelo de pirólise anterior, foi dividida em

quatro componentes: carbono fixo, matéria volátil, umidade e cinza, cujos teores são obtidos através da sua análise imediata. A matéria volátil é a única que participa da reação de pirólise, segundo o esquema ilustrado na figura 2.8.

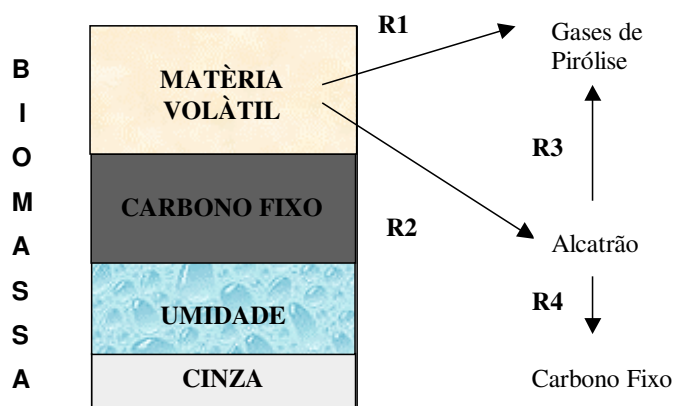


FIGURA 2.8. PRINCIPAIS COMPONENTES E REAÇÕES QUÍMICAS DA BIOMASSA VEGETAL CONSIDERADOS NO MODELO DE SOUZA-SANTOS (SOUZA-SANTOS, 1987)

A matéria volátil se decompõe em gases e alcatrão, através de duas reações paralelas, representadas por R1 e R2. O alcatrão, por sua vez, se decompõe em gases e carbono fixo, através das reações R3 e R4, em fase gasosa.

Assume-se que a composição elementar em carbono, hidrogênio, oxigênio, enxofre e nitrogênio da matéria volátil é igual à composição do gás de pirólise.

A fração de alcatrão é considerada constituída por um único componente, de peso molecular igual ao da glicose, ou seja 180,16 kg/kmol, componente normalmente encontrado em quantidades significativas em alcatrões provenientes da pirólise de biomassa. Estes alcatrões têm composição muito complexa, apresentando um número grande de componentes, sendo os principais açúcares da família da glicose, óleo creosoto, ácido acético, água, metano etc.

A secagem do carbonáceo sólido foi tratada de maneira análoga através de uma reação química. A taxa de secagem foi considerada proporcional à diferença entre a pressão de saturação do vapor de água à temperatura da partícula sólida e a pressão parcial de vapor de água na fase gasosa do lado externo à partícula.

Reação de secagem:



As correlações empíricas e semi-empíricas foram escolhidas levando em conta os seguintes critérios:

- Selecionar aquelas correlações, cujos dados experimentais a partir dos quais as mesmas foram obtidas, tenha a maior qualidade e o menor desvio dentro dos limites de aplicabilidade;
- Trabalhos mais recentes;
- Maior faixa de aplicabilidade.

#### 2.2.2.2 Hipóteses básicas do modelo matemático

O modelo permite simular a operação, em regime permanente, de um reator de leito fluidizado em regime de combustão, gaseificação ou pirólise onde o material carbonáceo, o material inerte e o calcário são alimentados de forma contínua não apresenta restrição à alimentação de inerte em batelada. Também, pode considerar que o material no leito é retirado de forma contínua visando manter o nível do leito.

Nesta situação, as hipóteses básicas do modelo são as seguintes:

- Quaisquer variações nas condições ocorrem na direção axial ou vertical;
- Na base do leito ( $z=0$ ), assume-se um modelo bifásico, proposto inicialmente por **TOOMEY e JOHNSTONE (1952)**, e depois melhorado por **DAVIDSON e HARRISON (1963)**, citados por **SOUZA-SANTOS (1987)**. As duas fases consideradas são:
  1. A fase particulada (fase de emulsão) na qual a vazão volumétrica do gás equivale à vazão na condição de mínima fluidização;
  2. Fase de bolhas através da qual passa todo o excesso de gás acima de aquele correspondente à mínima fluidização;

O anterior induz considerar que a porosidade na fase de emulsão é igual à porosidade na condição na mínima fluidização para  $z=0$ .

A fase de emulsão é composta por 4 possíveis espécies diferentes de materiais: gás intersticial, sólido carbonáceo, inerte e calcário, sendo que estes dois últimos podem ser considerados opcionais, porém um deles pelo menos está presente.

3. A fase de bolha é livre de partículas sólidas e as nuvens são incorporadas na fase de emulsão;
4. O regime de fluxo pistão é considerado para o gás nas bolhas e para o gás intersticial na fase de emulsão. A vazão de gás no freeboard é também tratada como sendo regime de fluxo pistão;

5. Inerte e calcário se assumem como tendo composição homogênea ao longo da altura do leito, porém sua temperatura pode variar nesta direção. Esta suposição também é assumida para o sólido carbonáceo em relação à sua composição em carbono fixo, a qual é calculada através de um procedimento iterativo. Por outro lado, considera-se que as reações envolvidas no processo de secagem e volatilização ocorrem só na região perto do ponto de alimentação da biomassa ao leito;

As temperaturas e composições da fase gasosa mudam ao longo da altura do leito como consequência dos processos físicos e químicos que se produzem. Já na região do freeboard, qualquer sólido é considerado como fluindo na direção vertical com uma taxa de fluxo decrescente devido ao retorno das partículas para o leito. Desta forma é maximizada a diminuição das partículas que chegam ao freeboard.

6. As reações heterogêneas entre os gases e o sólido carbonáceo podem ser descritas através de dois mecanismos fundamentais:

- Modelo de centro sem reagir ou centro encolhido, onde o centro ativo das partículas é mantido coberto com uma capa de cinza, formada pelo material sólido já reagido;
- Modelo de centro exposto ou cinza segregada, onde a capa de cinza se decompõe em partículas de pequeno tamanho à mesma velocidade que é formada.

O comportamento das partículas carbonáceas dependerá da força mecânica de formação da capa de cinza, o que pode ser verificado através de testes experimentais.

O programa de simulação aceita qualquer possibilidade, porém, no leito fluidizado, devido ao intenso atrito, o segundo mecanismo foi achado como sendo o menos apropriado em qualquer situação, inclusive no processo de pirólise.

7. A secagem dos sólidos e a volatilização do material carbonáceo são fenômenos assumidos como sendo completados no leito, porém nenhuma suposição especial é colocada relacionada com a velocidade destes processos, os quais são tratados levando em conta a própria cinética. O modelo de centro sem reagir é considerado nestes processos independentemente do modelo adotado para outras reações.

Este modelo é válido para tamanhos médios de partículas na faixa de 0,05 e 2mm. O uso do presente modelo para casos fora da faixa especificada deve ser analisado cuidadosamente. Além disto deve ser observado que na teoria bifásica original os parâmetros correspondentes à condição de mínima fluidização foram considerados constantes ao longo da altura do leito. O modelo considera, apenas, as mudanças desses parâmetros por efeito da temperatura e da composição para as fases de bolhas e emulsão. Estas mudanças são calculadas simultaneamente através da solução numérica do sistema de equações diferenciais

que descreve os balanços de massa e energia ao longo da altura do leito.

A Figura 2.9 mostra um esquema de um reator de leito fluidizado com o sistema referencial adotado no modelo matemático, e na Figura 2.10, o diagrama da estrutura básica do modelo.

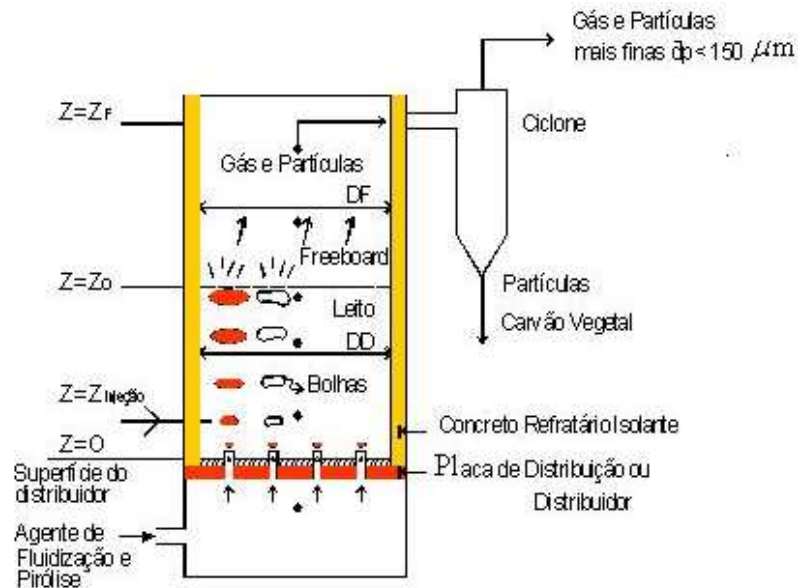


FIGURA 2.9. MODELO FÍSICO DO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO MOSTRANDO ASPECTOS GEOMÉTRICOS USADOS NO MODELO MATEMÁTICO (SOUZA-SANTOS, 1987)

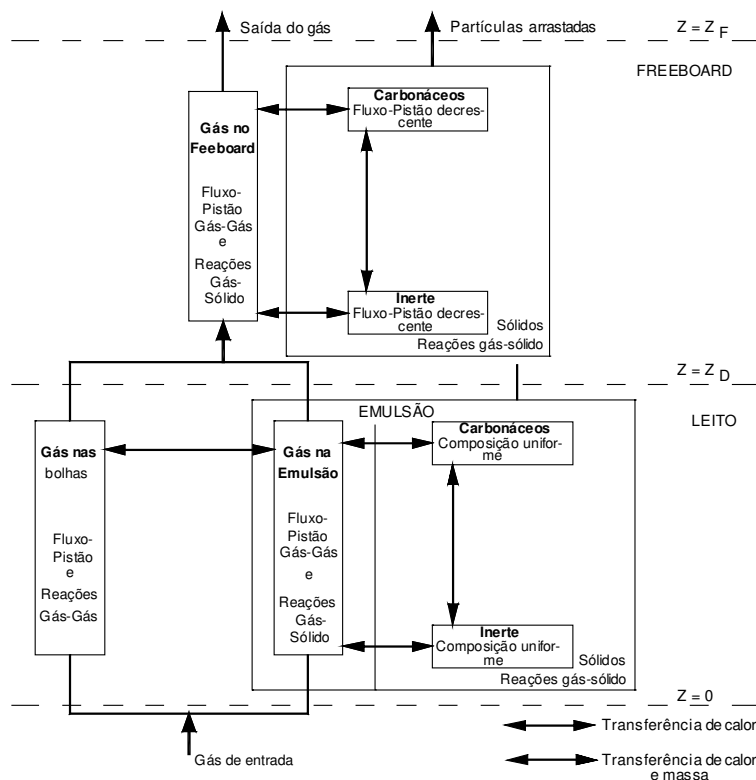


FIGURA 2.10. DIAGRAMA SIMPLIFICADO DA ESTRUTURA BÁSICA DO MODELO MATEMÁTICO (SOUZA-SANTOS, 1987)



### 2.2.3 Distribuição dos produtos de pirólise

O estudo da cinética da degradação térmica da biomassa, incluindo a emissão de voláteis, é essencial para a compreensão da dinâmica do processo, visando explicar os fenômenos envolvidos durante a degradação térmica. Comumente essa informação pode ser obtida de duas maneiras diferentes:

- A partir da curva de perda de massa, ou curva termogravimétrica (tanto isotérmica como com elevação programada da temperatura);
- A partir da dinâmica de formação dos produtos em reatores de pequena escala.

A análise termogravimétrica (ATG ou TG) tem sido uma ferramenta fundamental na modelagem da cinética de pirólise. Esta técnica permite determinar a perda de peso de uma amostra quando se aumenta a temperatura a taxa constante (caso não isotérmico).

Este tipo de análise somente proporciona informações acerca da perda de massa global da amostra em relação a temperatura, sem levar em conta as complexas reações químicas que acontecem durante a degradação térmica da biomassa. Porém os resultados proporcionados por este tipo de análise permitem estabelecer comparações entre análises realizadas para vários níveis de temperatura e taxa de aquecimento, parâmetros que afetam significativamente as reações de termoconversão.

A ATG de amostras de biomassa tem sido aplicada extensamente para determinar as características da sua volatilização e os parâmetros cinéticos envolvidos, tais como a energia aparente de ativação, constantes de reação e o fator pré-exponencial.

Vários trabalhos sobre pirólise de madeira e outros materiais lignocelulósicos estão baseados na velocidade de perda de massa. Pelo fato de que a pirólise de materiais lignocelulósicos ocorre como resultado de uma série de reações competitivas consecutivas, uma determinação simples da cinética em termos de perda de massa pode ser imprópria para realizar a modelagem cinética do processo, situação que tem levado alguns pesquisadores à determinação dos parâmetros cinéticos a partir da análise dos voláteis liberados, mediante testes desenvolvidos em leitos fluidizados, reatores de leito fixo e outros tipos de reatores de pirólise.

As curvas de ATG aplicadas a materiais lignocelulósicos muitas vezes exibem três picos, situação que fez os pesquisadores entenderem que o mecanismo cinético da pirólise destes materiais é uma superposição dos mecanismos envolvidos na decomposição térmica de seus componentes. O processo de volatilização inclui a formação de voláteis pela destruição térmica dos componentes da biomassa, basicamente a celulose e a hemicelulose, a partir da sua remoção da matriz de carbono. A lignina é o componente termicamente mais

estável, que se transforma basicamente na própria estrutura de carbono.

Resultados reportados, muitas vezes não convergentes, levaram a **RAVEENDRAN et al. (1996)** a aprofundar no estudo do processo de decomposição de resíduos agrícolas e da madeira, com a finalidade de resolver tais discrepâncias. Para isso realizaram o processo de decomposição térmica em duas condições: numa primeira, utilizando uma balança termogravimétrica e na segunda um reator de bancada, usando nitrogênio como gás inerte. Os estudos tiveram como objetivo pesquisar as características da pirólise, assim como a distribuição dos produtos e seus componentes para ambas condições.

Os estudos dinâmicos, no caso do analisador termogravimétrico, foram realizados com amostras de 5 a 10 mg; para diminuir o efeito de reações secundárias e da transferência de calor e massa sobre o rendimento do produto.

Nos testes realizados no reator de bancada utilizaram uma amostra de massa variando na faixa de 10 a 25 gramas, de maneira que as reações secundárias e os efeitos de transferência de calor e massa tiveram um importante papel. Na Tabela 2.6 apresentam-se os resultados dos estudos realizados por estes pesquisadores na decomposição térmica de diferentes tipos de biomassa.

TABELA 2.6 CARACTERÍSTICAS DA PIROLÍSE DE DIFERENTES BIOMASSAS (RAVEENDRAN ET AL., 1996)

Biomassa	Rendimento (%)		Velocidade de perda de massa (%)/K	Temperatura à máxima velocidade (°C)	Temperatura inicial de decomposição (°C)	Temperatura no ponto de involução (°C)
	Voláteis	Carvão vegetal				
Bagaço de cana-de-açúcar	79,70	20,30	0,9171	404	210	415
Fibra de coco	69,85	30,15	0,8022	399	240	400
Casca de coco	70,73	29,27	0,7480	342	245	405
Casca de amendoim	56,82	43,18	0,5596	349	210	390
Sabugo de milho	73,50	26,50	1,0822	330	260	380
Pé de milho	70,93	29,07	1,1433	361	225	380
Resíduo de algodão	80,65	19,35	1,3100	406	250	415
Casca de nozes	68,68	31,32	0,6697	389	220	410
Casca de milho	70,10	29,90	0,8763	380	250	390
Casca de arroz	70,01	29,99	0,8434	393	245	390
Palha de arroz	74,67	25,33	1,0340	378	245	400
Madeira (Subadul)	75,45	24,55	0,9685	399	225	330
Palha de Trigo	72,77	27,23	0,9032	331	220	390

Na Tabela 2.7 se faz referência à distribuição dos voláteis em determinados intervalos de temperatura, os quais foram estabelecidos a partir de trabalhos desenvolvidos por **CONNOR e PISKORZ, J. (1994)** sobre a decomposição de materiais lignocelulósicos. Segundo os resultados obtidos, a decomposição da biomassa pode-se dividir em cinco intervalos de temperaturas, caracterizados pela ocorrência da decomposição de determinados componentes individuais. Estas zonas se mostram na Tabela 2.8.

TABELA 2.7 DISTRIBUIÇÃO DOS VOLÁTEIS EVOLUIDOS (CONNOR E PISKORZ, 1994)

Biomassa	Umidade Zona I < 100°C	Distribuição de voláteis (Faixa de temperaturas) (% em massa)			
		Zona II (100-350) °C	Zona III (250-350) °C	Zona IV (350-500) °C	Zona V >500 °C
Bagaço de cana-de-açúcar	6,11	2,92	5,72	65,73	4,60
Casca de coco	9,23	1,96	7,11	55,00	8,29
Caca de amendoim	13,12	6,11	8,72	30,84	17,54
Pé de milho	7,32	2,72	12,17	50,80	11,07
Casca de milho	3,90	2,99	5,26	59,56	8,05
Casca de arroz	8,66	1,38	2,34	42,54	6,47
Palha de arroz	7,75	1,62	3,47	47,83	7,01
Madeira (Subadul)	7,32	3,69	4,82	61,68	7,00

TABELA 2.8 FAIXAS DE TEMPERATURA CARACTERÍSTICAS DA DECOMPOSIÇÃO DOS COMPONENTES DOS MATERIAIS LIGNOCELULÓSICOS (CONNOR E PISKORZ, 1994)

Zonas	Faixas de temperatura °C	Característica de decomposição
Zona I	<100	Evolução, principalmente, de umidade
Zona II	100-250	Início da decomposição dos extrativos
Zona III	250-350	Predomínio da decomposição da hemicelulose
Zona IV	350-500	Decomposição, principalmente, da celulosa e parte da lignina
Zona V	>500	Decomposição, fundamentalmente, da lignina

Segundo os resultados apresentados nas Tabelas 2.7 e 2.8, pode-se observar que cada material apresenta suas próprias características de decomposição. Por exemplo, por um lado a casca de amendoim libera somente 63% dos voláteis, entretanto, o bagaço de cana-de-açúcar e os resíduos do corte de algodão, liberam aproximadamente 80% dos voláteis. Observa-se também que a máxima taxa de decomposição dos resíduos do corte de algodão é quase o dobro quando comparado com a casca de amendoim. Segundo a Tabela 2.8 os voláteis são liberados fundamentalmente na zona IV, sendo que, nesta zona, a faixa numérica da porcentagem de volatilização encontra-se entre 30,84% para a casca de amendoim e 65,73% para o bagaço de cana-de-açúcar. Os resultados obtidos por **RAVEENDRAN et al. (1996)** relacionados com a pirólise dos principais constituintes dos materiais lignocelulósicos se mostram a seguir nas Tabelas 2.9 e 2.10.

TABELA 2.9 CARACTERÍSTICAS DA PIRÓLISE DOS COMPONENTES DA BIOMASSA, % EM BASE SECA E TAXA DE AQUECIMENTO DE 50°C/MIN (RAVEENDRAN ET AL., 1996)

Componente da Biomassa	Rendimento (%)		Velocidade máxima de perda de massa (%) / K	Temperatura à máxima velocidade (°C)	Temperatura inicial de decomposição (°C)	Temperatura no ponto involução (°C)
	Voláteis	Carvão vegetal				
Celulose	97,54	2,46	1,7019	409	300	440
Álcali Lignina	59,37	40,63	0,3409	422	140	500
Lignina ácida	52,91	47,09	0,3814	420	200	427
Hemicelulose	68,04	31,96	0,4670	300	175	277
Xilano	69,97	30,03	0,8761	311	190	227
Extrativos	73,09	26,91	0,3476	395	120	302

TABELA 2.10 DISTRIBUIÇÃO DOS VOLÁTEIS LIBERADOS (RAVEENDRAN ET AL., 1996)

Componente da Biomassa	Umidade Zona I < 100°C (% massa)	Distribuição de voláteis (Faixa de temperaturas)				Total de voláteis
		Zona II (100-350) °C	Zona III (250-350) °C	Zona IV (350-500) °C	Zona V >500 °C	
Celulose	0,15	0,79	1,11	94,18	3,77	93,64
Álcali Lignina	2,08	6,26	6,08	57,78	27,81	58,73
Lignina ácida	0,92	2,87	3,75	62,13	30,33	50,84
Hemicelulose	0,00	24,53	41,72	32,45	1,30	67,42
Xilano	0,00	23,15	36,63	36,31	1,91	73,12
Extrativos	11,16	15,53	11,69	53,34	8,30	76,50

Os resultados apresentados nas Tabelas 2.9 e 2.10 possibilitam inferir que os materiais lignocelulósicos com maior teor de celulose na sua composição, apresentam uma volatilização mais acentuada e rápida, produzindo menores quantidades de carvão vegetal.

Outros tipos de estudos sobre a distribuição de produtos para determinadas condições de reação são realizados em fornos de pirólise. Seguidamente, na Tabela 2.11, são apresentados os resultados obtidos por **RAVEENDRAN et al., (1996)** durante a pirólise em um reator descontinuo de leito fixo.

TABELA 2.11. RENDIMENTO DE PRODUTOS DURANTE A PIRÓLISE EM UM REATOR DESCONTÍNUO PARA DIFERENTES MATERIAIS, % EM BASE ÚMIDA (RAVEENDRAN ET AL., 1996)

Biomassa	Voláteis	Carvão vegetal	Líquidos	Gás
Pé de milho	79,9	20,1	37,4	42,5
Casca de amendoim	72,9	27,1	40,5	32,5
Casca de arroz	82,7	17,3	41,2	41,5
Palha de arroz	78,8	21,2	47,0	31,8
Madeira de Subabul	80,7	19,3	22,6	58,1
<b>Componentes</b>				
Celulose	88,9	11,1	46,8	43,0
Lignina	58,3	41,7	26,8	30,5
Xilano	79,3	20,7	40,5	38,8

Observa-se na tabela anterior que, o rendimento de carvão vegetal de biomassa varia desde 17 % na casca de arroz até 30% no caso da medula de milho. O rendimento de líquido varia desde 22% para a madeira até 47% para a palha de arroz .

Por outra parte a celulose apresenta a menor porcentagem de carvão vegetal e a maior de voláteis, entretanto a lignina exibe o comportamento inverso.

MESA et al. (2002) projetaram um reator de leito fixo em nível de laboratório de 210 mm de diâmetro e 120 mm de altura, visando o estudo do processo de carbonização de grandes partículas de bagaço de cana-de-açúcar e capim elefante, de densidade igual a  $132 \text{ kg/m}^3$ , com suprimento de calor indireto e frente de carbonização na direção axial.

Nas Tabelas 2.12, 2.13 e 2.14 apresentam-se os principais resultados obtidos, isto é, a análise imediata e o Poder Calorífico Superior (PCS) para as diferentes camadas de produtos formadas ao longo da altura do reator em função da temperatura média da camada ( $T_{mc}$ ).

Na Figura 2.11 se mostra a distribuição dos termopares no reator e as camadas de biomassas consideradas ao longo da altura.

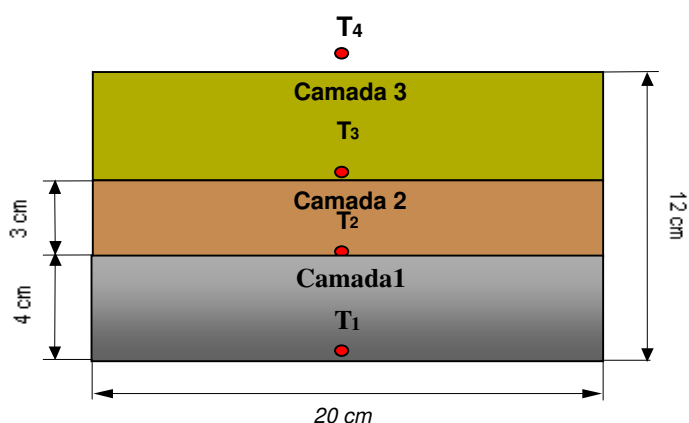


FIGURA 2.11. DISTRIBUIÇÃO DAS CAMADAS DE PRODUTOS E PONTOS DE MEDIDAS DE TEMPERATURA NO REATOR (MESA, ET AL., 2002)

TABELA 2.12. TEMPERATURA MÉDIA NA CAMADA DE PRODUTO NO FINAL DO PROCESSO DE PIRÓLISE (MESA, ET AL., 2002)

Biomassa	Temperatura média °C		
	Camada 1	Camada 2	Camada 3
Bagaço de cana-de-açúcar	430 ± 7	235 ± 25	115 ± 23
Capim Elefante	430 ± 7	235 ± 10	115 ± 6

TABELA 2.13. MASSA DA CAMADA DO PRODUTO NO FINAL DO PROCESSO DE PIRÓLISE (MESA, ET AL., 2002)

Biomassa	Massa, gr		
	Camada 1	Camada 2	Camada 3
Bagaço de cana-de-açúcar	109 ± 4,5	102,5 ± 1,5	186,5 ± 15
Capim Elefante	116,5 ± 9,5	84 ± 5	111 ± 15

TABELA 2.14. RESULTADOS EXPERIMENTAIS DA ANÁLISE IMEDIATA E PCS DAS CAMADAS DO PRODUTO (MESA, ET AL., 2002)

T <sub>mc</sub>	Bagaço de cana-de-açúcar					Capim Elefante				
	U	CF	V	Cz	PCS	U	CF	V	Cz	PCS
30	10	11,4	86	2,6	18,4	14	15	74	11	16,8
115	22	10,5	88	1,5	19,4	16	12	78	10	17,7
235	8	25,4	72	2,6	20,7	8	15,9	70	14,1	18,2
430	6	61,9	33	6,1	24,2	8	47	33	20	18,9

Onde:

U é a umidade (% em massa), CF é o teor de carbono fixo (% em massa), V é o teor de voláteis (% em massa), Cz é o teor de cinzas (% em massa), e PCS é o poder calórico superior (MJ/kg).

Segundo os resultados obtidos neste estudo, a diminuição da condutibilidade térmica efetiva do meio durante a conversão termoquímica do sólido, causa o acúmulo de calor nas camadas mais próximas à fonte de aquecimento, aparecendo um gradiente de temperatura entre as camadas (ao longo da partícula) que cresce no tempo. Isto faz aparecer as várias camadas de produtos sólidos de diferentes propriedades ao longo da altura do leito de biomassa no sentido do comprimento da partícula. Estas camadas de sólido apresentam diferentes propriedades físico-químicas e microestruturais, que vão desde uma camada de produto intensamente volatilizada até camadas de biomassa úmida pela condensação dos produtos da pirólise devido às baixas temperaturas das camadas superiores. Há, portanto, uma mudança espacial destas propriedades na medida que se sucede o processo de pirólise da grande partícula de biomassa.

## **2.3 Efeito das variáveis que influenciam no processo de pirólise de biomassa**

Os processos de conversão da biomassa estão caracterizados pela ocorrência de diversos fenômenos físicos e químicos, sendo considerável o número de fatores que influenciam no desenvolvimento dos mesmos.

O processo de pirólise em particular acontece através de reações complexas de vários produtos, os quais dependem qualitativa e quantitativamente das condições de reação além das características próprias da biomassa. Por tais motivos dificulta-se o controle das diferentes variáveis de processo o que influencia na qualidade e rendimento dos produtos. Com isso, é conveniente para o estudo da influência desses fatores, definir dois grupos fundamentais de variáveis, as quais neste caso são: a relativa às características da biomassa propriamente dita e a relativa às condições de operação.

### **2.3.1 Influência das variáveis associadas às condições de operação**

Neste caso, existem três variáveis fundamentais as quais se relacionam com o desenvolvimento das reações de pirólise que influenciam, decisivamente, na velocidade do processo. Essas variáveis são:

- Taxa de aquecimento;
- Temperatura máxima na qual se desenvolve a reação;
- Pressão no reator.

O extenso volume de informação reportado neste sentido (**DIBLASI, 1992**) tem sido possível devido ao elevado número de trabalhos desenvolvidos em vários tipos, sob diferentes condições de reação. Esses estudos permitiram definir a proporção relativa dos três produtos principais de pirólise em intervalos definidos.

O rendimento de produtos voláteis se incrementa na medida que a taxa de aquecimento aumenta. Nestas condições e para altas temperaturas, os produtos líquidos de pirólise dentro da zona de reação, podem sofrer craqueamento, incrementando-se a quantidade de gás. O rendimento de carvão é máximo quando a taxa de aquecimento e a temperatura são baixas, embora os tempos de residência sejam elevados.

Por outro lado, na medida que a pressão diminui, também diminui o tempo de residência dos produtos voláteis. O incremento do rendimento de produtos líquidos é favorecido a temperaturas moderadas e baixas pressões, fato confirmado experimentalmente por (**ROY et al., 1983**).

Quando a pirólise é feita a vácuo, os produtos voláteis de decomposição e a água são removidos rapidamente, situação esta que favorece o incremento do rendimento dos líquidos,

às custas de uma diminuição do rendimento de carvão. Na Tabela 2.15 mostram-se alguns resultados obtidos para diferentes produtos, durante a pirólise de madeira sob determinadas condições de pressões e tempo de residência.

TABELA 2.15. RENDIMENTO DE PRODUTOS DA PIRÓLISE PARA DIFERENTES CONDIÇÕES DE PRESSÃO E TEMPO DE RESIDÊNCIA (ROY ET AL., 1983)

Produto	Alto vácuo (5h)	Baixo vácuo (5mmHg e 5h)	Pressão atmosférica
Carvão vegetal	19,38	19,54	25,51
Alcatrão	43,66	37,18	18,0
Ácidos	10,20	10,05	7,42
Ácido acético	7,05	7,05	6,50
Ácido fórmico	2,40	2,30	0,71
Metanol	-	1,20	1,49
Acetona	-	0,03	0,16
Formaldeídos	1,27	1,20	1,00

**DIEBOLD (1980)**, propos um modelo, conhecido como o modelo de Copper Mountain, apresentado na Figura 2.12. Pode-se observar que, segundo seja o nível de temperatura, de pressão e o tempo de residência, assim serão os produtos da pirólise. Na prática, a variável de maior dificuldade a ser controlada é a taxa de aquecimento a qual encontra-se diretamente relacionada com os seguintes fatores:

- Tipo de reator;
- Forma e tamanho do material a ser pirolisado;
- Desempenho da reação do ponto de vista térmico.

A forma de aquecimento está relacionada com a configuração do reator utilizado para a pirólise de determinado material. Em cada reator se alcançam condições específicas de transferência de calor, seja por radiação térmica, convecção ou condução, dependendo das faixas de temperatura na qual se desenvolve normalmente a pirólise (350 – 1000 °C). Em reatores onde existe um contacto direto entre o sólido a ser pirolisado e o meio de aquecimento, as condições são mais favoráveis para garantir taxas de aquecimento maiores no sólido, entretanto, no caso onde o aquecimento é indireto devem ser estabelecidas condições favoráveis relacionadas com o tamanho de partícula a ser pirolisada, visando-se favorecer uma transferência de calor efetiva.

Por outro lado a taxa de aquecimento é função direta do tamanho das partículas a serem pirolisadas. Na medida que o tamanho das partículas aumenta, existe maior resistência à condução térmica, e por conseguinte, uma diminuição da taxa de aquecimento dentro das partículas, o qual influi no rendimento dos produtos da pirólise.



As reações de pirólise têm caráter endotérmico nos primeiros estágios da reação, porém, a partir de determinado momento o processo é exotérmico, provocando um aquecimento mais rápido do sólido. A situação anterior provoca que o fluxo de calor que sai do sólido produto das reações exotérmicas que ocorrem nas partículas, interaja com o fluxo de calor que chega ao sólido pela radiação, condução e convecção do meio ao redor da partícula.

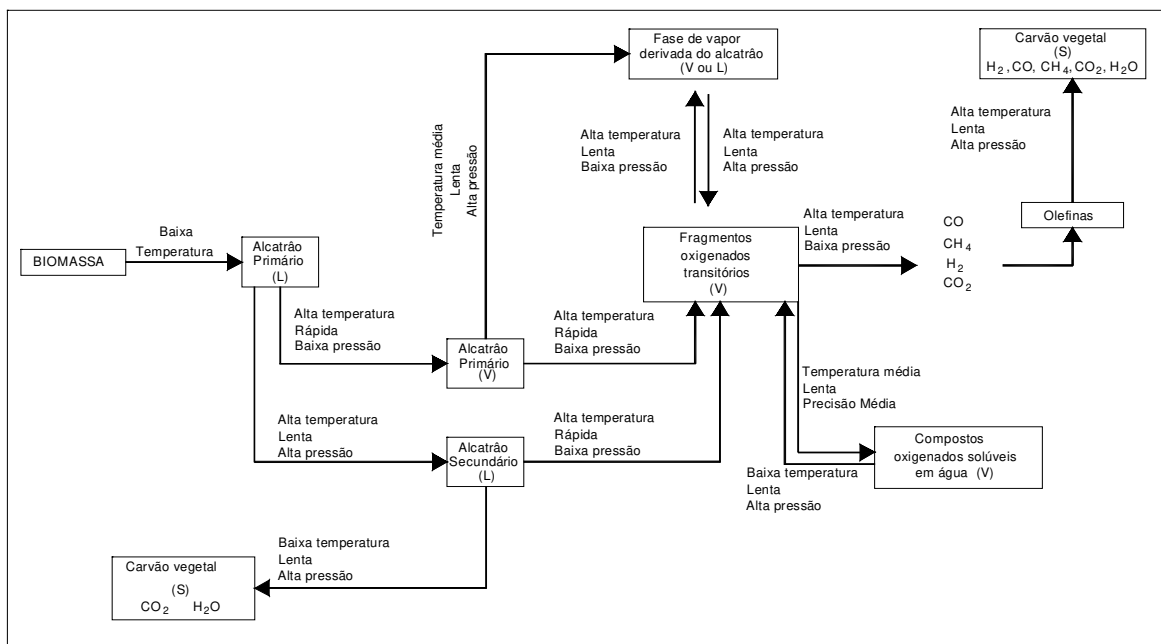


FIGURA 2.12. MODELO DE PIRÓLISE DE COPPER MOUNTAIN (DIEBOLD, 1980)

### 2.3.2 Influência das variáveis associadas às características do sólido

As características do regime de conversão intrapartícula são dadas por duas categorias principais: a relacionada com a preparação das partículas a serem alimentadas, tais como o tamanho de partícula e o teor de umidade, e a relacionada com as propriedades físico-químicas da biomassa. A seguir discute-se a influência de algumas dessas propriedades na dinâmica do processo de pirólise e, em particular, na distribuição dos produtos.

#### 2.3.2.1 Umidade do sólido

O teor de umidade dos materiais lignocelulósicos apresenta um importante papel no desenvolvimento da pirólise. Isto pode ser confirmado pelo fato de que a pirólise é menos drástica quando o processo se realiza com matéria seca. Nesse caso, os produtos da pirólise apresentam componentes levemente decompostos, especialmente compostos oxigenados.

#### 2.3.2.2 Tamanho de partícula

O tamanho das partículas influi diretamente no desenvolvimento dos fenômenos que ocorrem durante a pirólise de materiais lignocelulósicos. O regime de aquecimento do sólido depende do método de aquecimento no reator e do tamanho das partículas a serem pirolisadas.

Geralmente, o incremento do tamanho de partícula desfavorece a transferência de calor na matriz do sólido, sendo que o regime de aquecimento dentro da partícula será menos intenso, trazendo consigo a variação dos rendimentos dos produtos da pirólise.

Para um tamanho determinado de partícula, o tipo do reator determina o mecanismo de transferência de calor.

Na faixa de temperatura na qual ocorre a pirólise (350 - 1000°C), governam os mecanismos de condução e convecção sobre a radiação, de maneira que, para alcançar a máxima transferência de calor entre o foco quente e a biomassa no reator, e conseguir uma dada distribuição de produtos, a biomassa deve ter um tamanho de partícula adequado.

Quando o método de aquecimento é indireto se diz que o regime de conversão pode ser suave ou intenso. O regime suave de conversão está associado à presença de gradientes espaciais muito grandes e à atividade significativa das reações secundárias. No caso dos regimes intensos de conversão os gradientes espaciais intrapartícula são desprezíveis porém, a temperatura pode variar no tempo em função do regime de transferência de calor externo. Nesse caso, se o tamanho de partícula é suficientemente pequeno (<2mm) a atividade intrapartícula das reações secundárias é desprezível, inclusive, a elevada temperatura de reação.

### **2.3.3 Propriedades físicas**

Através de um processo de pirólise os materiais lignocelulósicos deixam um resíduo sólido chamado de carvão vegetal, com propriedades físicas diferentes da biomassa original, tais como: porosidade, permeabilidade, etc além da sua composição química. No sólido, acontece a conversão dos constituintes e o acúmulo de massa e energia pelas espécies voláteis produzidas durante a reação dentro dos poros. Ocorrem fenômenos de transferência de calor por convecção, condução e radiação, além de reações químicas primárias e transporte mássico convectivo e difusivo das espécies voláteis .

No desenvolvimento desses fenômenos as propriedades das substâncias envolvidas apresentam importância significativa, tanto da biomassa sólida como dos produtos da reação (carvão, gases e vapores), sendo as mais importantes as seguintes: densidade, permeabilidade do sólido ao fluxo de gás, condutibilidade térmica, capacidade calorífica, difusividade mássica, entre outras.

Vejamos, a seguir, um resumo dos efeitos mais significativos das propriedades do sólido pirolisado quanto ao rendimento dos produtos da reação, baseado nos resultados apresentados por **DIBLASI (1992)** em seus trabalhos sobre o estudo da influência das propriedades físicas nas características da devolatilização, durante a modelação do processo

de pirólise de uma simples partícula de biomassa.

#### *2.3.3.1 Condutibilidade térmica*

A condutibilidade térmica da fase sólida influi no mecanismo de transporte de calor desde a superfície do sólido até seu interior. O aumento da condutibilidade térmica do sólido favorece o aumento do rendimento de alcatrão, entretanto, o tempo de conversão experimentalmente sofre uma diminuição significativa e o rendimento de carvão permanece praticamente constante.

A comparação dos rendimentos dos produtos a partir da pirólise primária, indica que as variações da condutibilidade térmica da biomassa afetam principalmente a extensão das reações secundárias, as quais são significativas para grandes tamanhos de partícula.

O gradiente espacial de temperatura na partícula é menor à medida que a condutibilidade térmica do sólido aumenta, sendo que o processo de degradação ocorre em toda a partícula a temperatura aproximadamente constante. A faixa do frente de reação, onde a temperatura permanece aproximadamente constante, incrementa-se também com o aumento da condutibilidade térmica do sólido.

Por outro lado o incremento da transferência de calor até o interior da biomassa diminui o tempo de conversão, afetando a quantidade total de voláteis liberados e sua velocidade de evolução.

Estudos desenvolvidos por **DI BLASI (1992)** indicam que a condutibilidade térmica efetiva do meio diminui durante a conversão termoquímica, exceto quando a influência da radiação térmica é predominante. As grandes variações de condutibilidade térmica do carvão em relação à biomassa, podem ser associadas com a decomposição estrutural do mesmo. O rendimento de produtos primários e secundários exibe a mesma dependência qualitativa em relação à condutibilidade do carvão, isto é, um incremento do rendimento de alcatrão é obtido às custas da diminuição do rendimento de carvão e gás, porém os efeitos mais significativos estão na atividade das reações secundárias.

#### *2.3.3.2 Densidade da biomassa*

Estudos realizados por **DI BLASI (1992)** utilizando “pellets” de diferentes densidades, concluiu que na medida que a densidade da biomassa a ser pirolisada aumenta o rendimento de alcatrão primário diminui, porém o rendimento de carvão e gás aumenta. O fato anterior é consequência das baixas temperaturas e altos tempos de residência, o qual favorece o regime de degradação primária e as reações de carbonização.

Quando a atividade das reações secundárias é significativa os rendimentos de alcatrão permanecem aproximadamente constantes para baixas densidades de biomassa ( $<200\text{kg/m}^3$ ). O anterior pode ser atribuído a que o perfil de velocidade do gás encontra-se afetado pelas

mudanças na densidade. O regime de degradação primária do sólido (liberação de voláteis) depende exponencialmente da temperatura e linearmente da densidade do sólido.

## 2.4 Pirólise da celulose, hemicelulose e lignina

### 2.4.1 Pirólise da celulose

A celulose é o componente da biomassa mais estudado. Dentre os primeiros modelos cinéticos propostos visando explicar os fenômenos associados à decomposição térmica da celulose, encontramos os modelos de **KILZER e BROIDO (1965)** e de **CHATERJJE (1968)**, sendo estes, possivelmente, a base dos modelos cinéticos modernos.

A pirólise da celulose em condições isotérmicas foi reportada como uma reação em duas etapas por **CHATERJJE (1968)**, **LIPSKA e PARKER, (1969)**, **BRADBURY et al., (1979)**.

**BRADBURY et al., (1979)** e **SHAFIZADEH e CHIN (1977)**, entre outros, estudaram a cinética do processo de pirólise da celulose, coincidindo no referente ao mecanismo simplificado proposto por **SHAFIZADEH (1968)** mostrado na Figura 2.13.

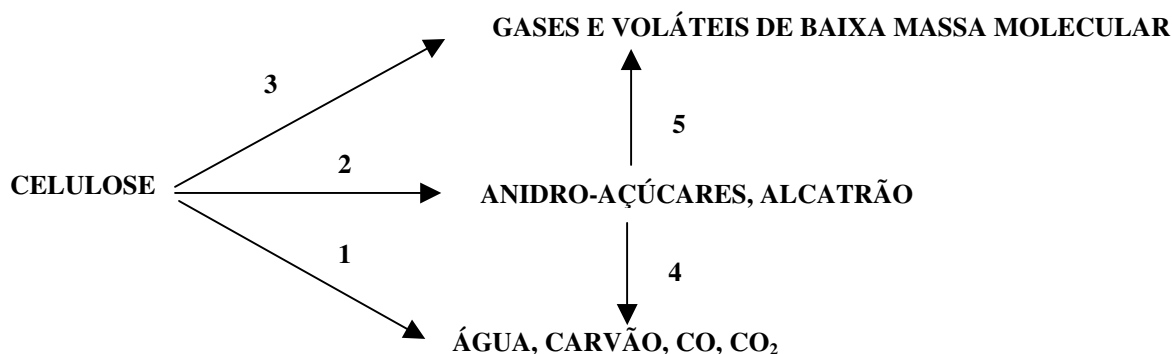


FIGURA 2.13. MECANISMO SIMPLIFICADO DA PIRÓLISE DA CELULOSE SEGUNDO SHAFIZADEH (**SHAFIZADEH, 1968**)

Este mecanismo propõe que a reação (1) predomina a temperatura inferior a 300°C. Essa reação envolve a redução da massa molecular, a eliminação de água, a formação de grupos carbonilos e hidroperóxidos (principalmente na presença de ar), a evolução de dióxido e monóxido de carbono, e a formação de um resíduo carbonizado.

Para esta reação, a baixa temperatura, tem-se proposto um mecanismo em cadeia via radicais livres. A presença de ar ou de sólidos inorgânicos facilita a etapa inicial, acelerando a reação global do processo.

A temperaturas superiores aos 300°C, a celulose se descompõe segundo a reação (2) e o produto líquido se caracteriza por apresentar levoglucose, compostos de anidro glicose, oligossacarídeos com ligações glicosídicas de diferentes tipos, e produtos da decomposição da glicose (**SHAFIZADEH, 1982**).

A pirólise da celulose a vácuo permite a remoção rápida dos produtos de decomposição evitando as reações secundárias (como as reações 4 e 5). Neste processo, as temperaturas se encontram entre 300°C e 500°C. O, e o rendimento de alcatrão pode chegar até 81%, os de açúcares redutores até 60% e o levoglucosan até 40%, entretanto o rendimento de carvão encontra-se na faixa de (3- 20%).

O mecanismo proposto por **BRADBURY et al. (1979)**, mostrado na Figura 2.14, considera a ativação das reações 1 e 2 para poder interpretar a cinética da pirólise entre 250°C e 300°C.

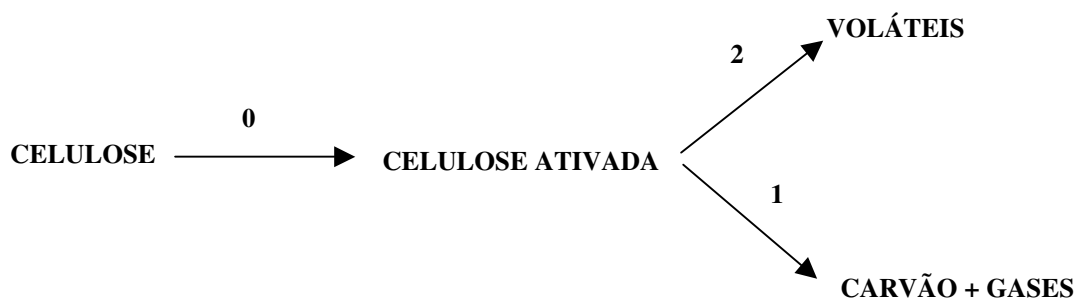


FIGURA 2.14. MECANISMO SIMPLIFICADO DA PIRÓLISE DA CELULOSE SEGUNDO BRADBURY (**BRADBURY ET AL., 1979**)

A etapa de ativação (0) pode ser interpretada como uma reação preliminar da massa molecular da celulose, ruptura de ligações de hidrogênio e uma transição vítrea.

A partir de experimentos desenvolvidos a temperaturas moderadas, **KILZER e BROIDO (1965)** postularam que a pirólise da celulose envolve três grupos de processos (Figura 2.15). O primeiro é uma desidratação intra-molecular para formar anidro celulose, processo levemente endotérmico que acontece a temperaturas ao redor de 220°C. O segundo processo compete com o primeiro para produzir levoglucosan (ao redor de 280°C) e é mais endotérmico. O terceiro processo, envolve um elevado número de reações com a divisão C-C, C-O, e reações via radicais livres, para formar gases e compostos voláteis, principalmente a partir da decomposição da anidro celulose ( reação 1).

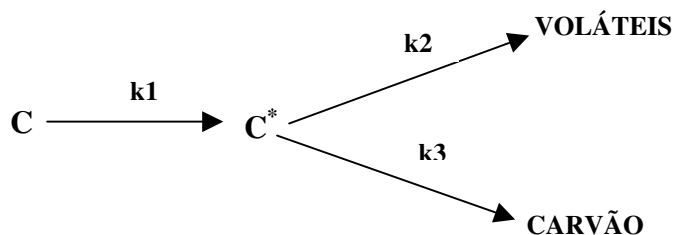


FIGURA 2.15. MECANISMO SIMPLIFICADO DA PIRÓLISE DA CELULOSE SEGUNDO KILZER E BROIDO (**KILZER E BROIDO, 1965**)

### 2.4.2 Pirólise da lignina

Os produtos e a cinética da pirólise da lignina, reflete a complexidade de sua molécula, na qual diferentes unidades monoméricas estão unidas entre si por vários tipos de ligações etéreas e ligações C-C. O anterior explica porque a pirólise da lignina não origina um produto principal, comparável com o levoglucose obtido da pirólise da celulose. Em consequência, os modelos cinéticos que são válidos para a celulose não podem ser aplicados à decomposição térmica da lignina.

Embora uma parte da macromolécula de lignina seja menos estável que a celulose e se decompõe a baixa temperatura, a maior parte se descompõe a elevadas temperaturas. A lignina obtida a partir de diferentes fontes pode apresentar diferenças importantes enquanto à proporção dos três monômeros fenólicos que formam o polímero. Por outro lado o método de separação apresenta influência considerável no comportamento da pirólise da lignina.

Um mecanismo proposto por **ANTAL et al. (1992)** supõe a presença de pelo menos duas reações paralelas e competitivas, onde a decomposição da lignina pode ser representada muitas vezes pelo esquema da Figura 2.16.

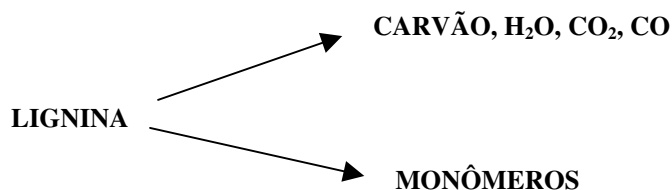


FIGURA 2.16. MECANISMO SIMPLIFICADO DA PIRÓLISE DA LIGNINA (**ANTAL ET AL., 1992**)

Modelos mais complexos têm sido desenvolvidos pela decomposição térmica da lignina considerando reações independentes.

O principal produto obtido a partir da pirólise da lignina é o carvão vegetal (85% de rendimento), e um 20% de destilado aquoso contendo fundamentalmente água, metanol, acetona e ácido acético. Os produtos restantes são alcatrão e gases, constituídos, majoritariamente por compostos fenólicos tais como fenóis simples, guaiacol e cotecol.

#### **2.4.3 Pirólise da hemicelulose**

A hemicelulose é o componente menos estável dos materiais lignocelulósicos. A faixa de temperatura de decomposição é de 225°C a 325°C.

A cinética da pirólise não tem sido estudada detalhadamente pela dificuldade que existe para isolá-la de forma pura. Estudos realizados por **SHAFIZADEH e CHIN (1977)** permitiram concluir que o processo acontece através de reações intermediárias que envolve a formação de anidro açúcares, tais como acontece com a celulose. Os trabalhos de **BERGSTROM (1985)** reportam a composição química dos produtos da pirólise da hemicelulose, por exemplo, para a pirólise de pentoses isolados obtidos a partir da madeira, se obteve 37,2% de carvão, 33,6% de destilado aquoso, 11,1% de alcatrão e 18,1% de gases (base seca), apresentando, o destilado aquoso, um 29% de ácido acético, 0,7% de ácido fórmico e 9% de furfural aproximadamente.

Pelo fato das interações entre os componentes e produtos durante a pirólise apresentarem influência significativa, se torna difícil o desenvolvimento de um modelo global da decomposição dos materiais lignocelulósicos a partir dos resultados obtidos durante a pirólise da celulose, hemicelulose, lignina (seus polímeros naturais).

#### **2.5. Principais características da pirólise rápida e tipos de tecnologias em desenvolvimento**

A Tabela 2.16 mostra a variação dos processos de pirólise, desde a carbonização a baixas temperaturas e taxas de aquecimento, visando-se a produção de combustíveis sólidos, até a pirólise rápida, a elevadas temperaturas e taxas de aquecimento, que maximizam a produção de gases e vapores. Na Tabela 2.17 apresentam-se algumas características típicas de três dos processos de pirólise existentes.

TABELA 2.16. TIPOS DE TECNOLOGIA DE PIRÓLISE (BRIDGWATER, 1991)

Variantes do processo	Tempo de residência	Taxa de aquecimento	Temperatura máxima de pirólise, °C	Produtos obtidos
Carbonização	horas-dias	muito pequena	400	carvão vegetal
Convencional	5-30 min	pequena	600	bio-óleo, carvão e gás
Rápida	0,5-5 seg	intermédia	650	bio-óleo
Flash: Líquido Gás	menor de 1 seg menor de 1 seg	alta alta	menor de 650°C maior de 650°C	bio-óleo produtos quím. e gás comb.
Ultra-rápida	menor de 0,5 seg	muito alta	1000	produtos quím. e gás comb.
Vácuo	2-30 seg	intermédia	400	bio-óleo
Hidropirólise	menor de 10 seg	alta	menor de 500°C	bio-óleo e produtos quím.
Metanopirólise	menor de 10 seg	alta	maior de 700°C	produtos quím.

TABELA 2.17. CARACTERÍSTICAS TÍPICAS DE TRÊS DOS PROCESSOS PIROLÍTICOS (BRIDGWATER, 1991)

Parâmetros de operação	Carbonização	Pirólise Lenta	Pirólise Rápida	
			baixa temperatura	alta temperatura
Temperatura, °C	300-500	400-600	450-600	700-900
Pressão, bar	1,0	0,1-1	1,0	1,0
Capacidade máxima até hoje, ton/h	5,0	1,0	0,05	0,10
<b>Produtos (base seca)</b>				
Gás: produção, % peso PCS, MJ/Nm <sup>3</sup>	até 50 3-6	até 60 5-10	até 30 10-20	até 80 15-20
Líquido: produção, % peso PCS, MJ/kg	até 25 20	até 30 20	até 70 24	até 20 22
Sólido: produção, % peso PCS, MJ/kg	até 40 30	até 30 30	até 15 30	até 15 30
<b>Características do combustível</b>				
Tamanho partículas, mm	qualquer	5-50	menor de 1	menor de 0,5
Teor de umidade	qualquer	baixa	muito baixa	muito baixa

A pirólise em geral, e, especificamente, a pirólise rápida pode ser realizada nos seguintes tipos de reatores:

1. Leito fluidizado (borbulhante e circulante);
2. Reator de prato rotativo (Pirólise ablativa);
3. Reator de cone rotativo (Pirólise ablativa);
4. Reator de vórtice (Pirólise ablativa);
5. Reator de pirólise a vácuo.

Sabe-se que a separação e coleta dos líquidos pirolíticos após o processo de pirólise é uma técnica difícil devido à natureza dos aerossóis nos produtos voláteis. Em diferentes processos vários tipos de sistemas são usados para este propósito.

Todas as novas tecnologias de pirólise rápida combinam um sistema de resfriamento,



que pode ser um condensador ou um “quenchers” e um sistema de recuperação de aerossóis (entre os mais eficientes encontram-se os precipitadores eletrostático). Existem também outras possíveis configurações.

O tipo de reator mais comumente sugerido e utilizado para se realizar a pirólise rápida de materiais lignocelulósicos é o reator de leito fluidizado borbulhante. (Figura 2.17). O grupo de trabalho da Universidade de Waterloo no Canadá, desenvolveu o chamado processo Waterloo de pirólise rápida, que se baseia nessa tecnologia. Tem sido também aplicada com sucesso em muitos outros laboratórios. As capacidades das unidades variam desde 100 g/h até 250kg/h.

No Instituto de Química da Madeira (IWC) em Hamburg, Alemanha, este tipo de sistema tem sido desenvolvido nos últimos 3 anos. Primeiramente testados em unidades de 100kg/h.

Uma grande planta na Europa trabalhando com um reator de leito fluidizado borbulhante é a companhia “Unión Fenosa”, com capacidade para 250kg/h de biomassa. Esta planta está situada em Meirama, Espanha, e integrada a um projeto de pesquisa da União Européia. Os óleos são coletados por meio de resfriamento rápido (quenchers) com vários trocadores de calor situados para obter varias frações de líquidos.

Neste caso, os gases da pirólise são queimados e o calor liberado é usado para secagem de matéria prima. Os gases quentes da queima são realimentados para o reator borbulhante.

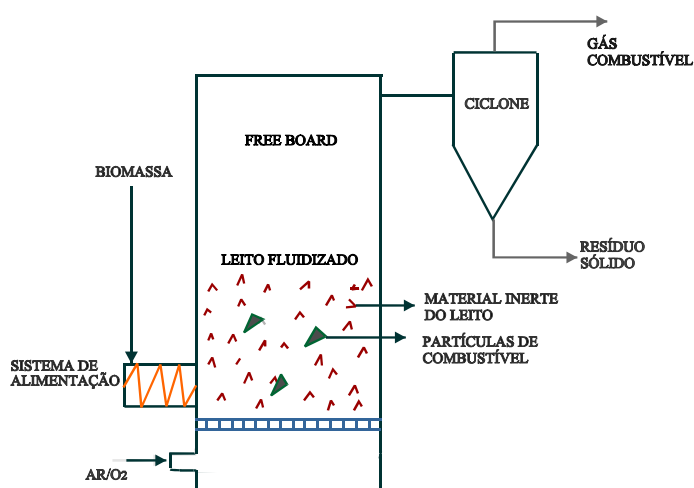


FIGURA 2.17. REATOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE (OLIVARES, E.G., 1996)

O processo térmico rápido ENSYN (RTP) baseia-se no princípio de um leito fluidizado circulante, Figura 2.18. A unidade, com capacidade para processar 650kg/h de

biomassa, está situada em Bastardos, Itália, e é parcialmente financiada pela União Européia. Uma planta em pequena escala e em operação, com capacidade para 20 kg/h de biomassa, está instalada no Technical Research Center (VTT), Espoo, Finlândia. A tecnologia RTP tem sido aplicada por empresas nos Estados Unidos e no Canadá para a produção comercial de fumaça líquida (fase aquosa do alcatrão, a qual contém produtos químicos conservantes e aromatizantes).

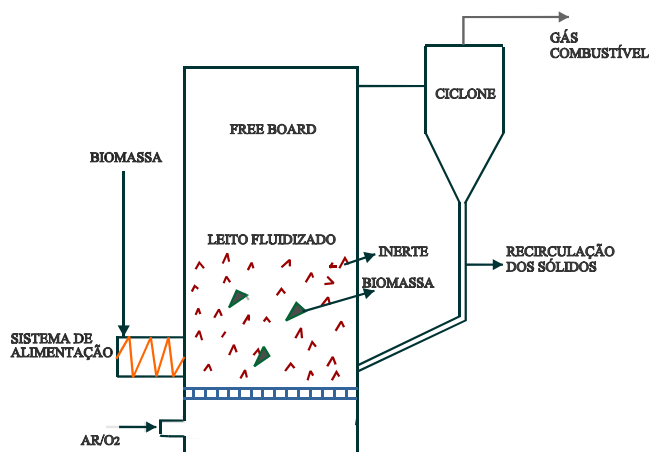


FIGURA 2.18. REATOR DE LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE (OLIVARES, E.G., 1996)

Um novo desenvolvimento na área de pirólise rápida é a pirólise ablativa. Cavacos de madeira são prensados em uma superfície aquecida do reator por meio de um prato rotativo. Na superfície quente da madeira aparece um filme líquido o qual é removido por atrito, favorecendo o surgimento de novas camadas de líquido (Figura 2.19). Na Aston University em Birmingham, UK, um reator deste tipo está sob pesquisa e desenvolvimento, com capacidade de 1 a 2 kg/h (BRIDGWATER e BOOCOOCK, 1999).

A pirólise ablativa parece ser muito promissora para a sua aplicação industrial, devido a que a mesma satisfaz os requerimentos estabelecidos para a pirólise rápida, em virtude das elevadas taxas de aquecimento e de transferência de calor e massa, independente da prática comum de usar partículas grandes de biomassa (madeira).

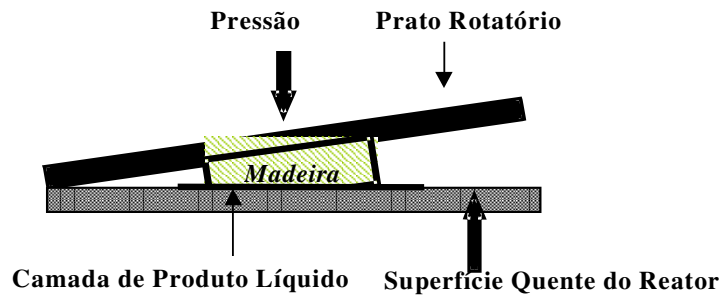


FIGURA 2.19. ESQUEMA SIMPLIFICADO DE FUNCIONAMENTO DE UM REATOR DE PRATO ROTATÓRIO PARA A PIRÓLISE RÁPIDA DE BIOMASSA (BRIDGWATER, 2002)

O princípio do reator de cone rotativo, desenvolvido na Twente University, na Holanda, está baseado na rápida transferência de calor desde a superfície sólida de um cone rotativo para pequenas partículas de madeira, as quais são misturadas visando-se conseguir uma melhor transferência de calor com a areia ou um material cataliticamente ativo. Uma unidade de 50 kg/h foi testada com sucesso.

Neste tipo de reator utilizam-se dois tipos de leitos fluidos. O primeiro é no interior do leito cônico e que permite uma conversão estagiada da partícula de biomassa. As partículas carregadas no leito são sugadas pela ação rotativa do cone, sendo que, a mistura de biomassa e material sólido inerte movimenta-se na forma de uma espiral ascendente ao longo das paredes do cone quente desde o fundo até o topo do reator (Figura 2.20).

O segundo leito fluido, que é o fluido de combustão, encontra-se ao redor do cone rotativo, e o mesmo contém areia e carvão vegetal (carvão). Entre os dois leitos fluidos existe uma conexão através de orifícios. As partículas de carvão que permanecem no segundo leito são queimadas, sendo a entalpia sensível utilizada para o aquecimento do próprio reator.

O transporte da areia quente para o cone interior é realizada através de um pequeno duto. A vantagem de este sistema é que não é necessário um gás de arraste, e que a capacidade de saída dos sólidos (areia e biomassa) é muito elevada (3 kg/s). A desvantagem deste sistema é que se requerem partículas muito pequenas (200  $\mu\text{m}$ ).

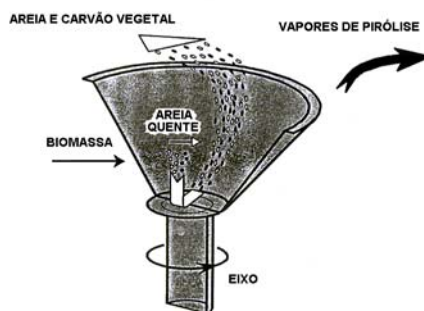


FIGURA 2.20. REATOR DE CONE ROTATIVO (BRIDGWATER, 1999)

Os reatores do tipo de vórtice têm sido desenvolvidos para a pirólise de biomassa nesta última década no National Renewable Energy Laboratório - NREL, Golden, Colorado, USA. Pequenas partículas são forçadas, por meio de uma corrente de vapor a elevada velocidade, a girar na parede interior quente de um reator cilíndrico a 625°C. Em concordância, a transferência de calor ocorre tanto por contato direto como por radiação entre as partículas e as paredes do reator. Os produtos líquidos e sólidos que se depositam na superfície durante a pirólise são removidos por atrito. As partículas sólidas que não foram completamente pirolisadas são recirculadas, e o carvão vegetal quente é separado por meio de ciclones. Importantes modelos têm sido criticamente avaliados, o maior dos quais tem uma capacidade de 20 kg/h. As diversas atividades do NREL foram resumidas por **CZERNIK et al. (1993)**.

O processo a vácuo “Pyrocycling<sup>TM</sup>” é um recente desenvolvimento do “Institute Pyrovac Inc.”, em Sainte-Foy, Canadá (**ROY, 1997**). Um sistema de agitação especial na câmara de pirólise a vácuo é aquecido fechando os contatos com os pratos quentes. O fato de usar sal fundido como meio de aquecimento proporciona uma efetiva transferência de calor. A vantagem é a rápida remoção dos voláteis desde o reator quente. A construção da primeira planta “Pyrocycling” na Europa foi anunciada para 1997. A operação sob determinadas condições técnicas deverá demonstrar a funcionalidade dos sofisticados detalhes técnicos do sistema, por exemplo, as válvulas ou comportas de entrada e saída.

Na Figura 2.21, mostra-se um esquema do reator da unidade piloto para testes de pirólise rápida em desenvolvimento na Universidade Estadual de Campinas-UNICAMP, o qual é o objeto de estudo deste trabalho de Tese. Maiores detalhes acerca desta instalação experimental são oferecidos no próximo capítulo.

As partes gerais componentes deste sistema são:

- ✓ Reator de leito fluidizado borbulhante ou denso;
- ✓ Sistema contínuo de remoção de carvão vegetal pulverizado;
- ✓ Sistema contínuo de resfriamento, condensação e decantação do Bio-Óleo na fase aquosa;
- ✓ Sistema para a queima e/ou reciclagem do gás combustível produzido durante a pirólise.



FIGURA 2.21. FOTO DO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO DA UNIDADE EXPERIMENTAL DA UNICAMP (OLIVARES ET AL., 2001)

Todos os reatores descritos permitem um rápido aquecimento e uma rápida transferência de massa do reator quente para as partículas.

### 2.5.1. As tecnologias de pirólise rápida para biomassa

Atualmente o maior interesse dos países desenvolvidos em relação à pirólise está direcionado para a obtenção de produtos líquidos, devido à elevada densidade energética e potencial para substituir combustíveis líquidos derivados do petróleo. Esta prática começa a ganhar destaque com a implementação comercial de produtos químicos e combustíveis líquidos, obtidos a partir da pirólise de diversos resíduos agroindustriais, nos Estados Unidos e Canadá, e de combustíveis líquidos e gás para a produção de potência na Europa.

As pesquisas têm demonstrado que as máximas quantidades de líquidos (bio-óleo) são obtidas operando o reator com elevadas taxas de aquecimento, moderadas temperaturas finais de pirólise e curtos tempos de residência, tanto da partícula de biomassa quanto dos produtos voláteis formados (fase vapor), visando minimizar as reações secundárias. Os processos pirolíticos que cumprem com estas condições são os processos de pirólise rápida (*fast pyrolysis*).

Para a realização destes processos o aquecimento pode ser direto ou interno, quando se queima parte do combustível no próprio reator, e indireto ou externo, quando a energia é suprida de fora do reator mediante gases quentes, aquecimento indireto da areia num reator de leito fluidizado circulante, etc. Os dois modos dominantes de transferência de calor durante a realização do processo de pirólise rápida são a condução e a convecção (**BRIDGWATER e PEACOCKE, 1995**). Dependendo da configuração do reator de pirólise a contribuição de um ou outro modo pode ser maximizado.

Da mesma forma, existem dois importantes requisitos a considerar durante a transferência de calor num reator de pirólise:

1. A transferência de calor do reator ao meio de transporte desta energia: sólidos num reator ablativo e mistura de sólidos e gases num reator de leito fluidizado e de transporte pneumático ou de recirculação;
2. A transferência de calor deste meio até as partículas de combustível sendo pirolisadas.

A partir da pirólise rápida, em todas as suas formas, pode ser obtido alcatrão primário (alcatrão que não sofre reações secundárias) de alta viscosidade e grande afinidade pela água (até 50%), em quantidades que variam entre 55% e 80% em peso referido à biomassa alimentada (base seca). Este bio-óleo primário pode ser utilizado como (**BRIDGWATER, 1996**):

1. Combustível direto em substituição de óleo combustível;
2. Fonte de matéria-prima para a obtenção de produtos químicos específicos;
3. Fonte de matéria-prima para a obtenção de hidrocarbonetos tipo diesel ou gasolina, mediante o seu melhoramento através de processos de hidrogenação catalítica ou desoxigenação por tratamento com zeolitas.

Algumas das tecnologias de pirólise rápida em desenvolvimento em centros de pesquisa e universidades reconhecidos (as) nessa área são apresentadas a seguir:

#### □ ENSYN-CANADÁ (**BAKER e ELLIOT, 1988**)

O reator da tecnologia ENSYN apresenta uma capacidade de 4 t/h, operando em leito fluidizado circulante (de transporte de sólidos), que utiliza areia como material inerte. A alimentação da biomassa é realizada diretamente no leito e os sub-produtos obtidos são recuperados e aproveitados. As principais características do bio-óleo obtido são: teor de umidade de 16%, peso específico relativo de 1,21, pH=2,5, relação C/H=9,1, e poder calorífico superior de 19,3 MJ/kg (base úmida). As quantidades, % em peso, de bio-óleo, gás e carvão vegetal obtidas, base seca, são 65, 15 e 10 respectivamente.

□ NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY-NREL-USA

A tecnologia desenvolvida pelo NREL nos Estados Unidos é conhecida como pirólise ablativa. Esta tecnologia tem como objetivo a produção de líquidos em larga escala visando a obtenção posterior de combustíveis sintéticos, por exemplo gasolina sintética, além de compostos aromáticos como benzeno, xileno e tolueno, etc. São geralmente obtidos rendimentos de bio-óleo de 55% (base seca) e 10% (base seca) de carvão vegetal. O líquido pirolítico tem um pH variando entre 2 e 3 e coloração marrom escuro. O carvão obtido possui um teor de voláteis de 15%-45% (base seca), densidade aparente entre 0,18 g/cm<sup>3</sup> e 0,24 g/cm<sup>3</sup> e um poder calorífico superior maior que 33 MJ/kg.

□ PROJETO COPERSUCAR/ENERGY RESOURCES COMPANY-ERCO  
(COPERSUCAR-CTC, 1983)

No Brasil, o interesse da pirólise de resíduos agro-florestais (sub-produtos vegetais de culturas alimentícias, agroindustriais, ou de exploração de florestas) se deu principalmente, no início da década de 80, através da Cooperativa dos Produtores de Cana, Açúcar e Alcool do Estado de São Paulo-COPERSUCAR, que encomendou um teste com bagaço de cana na instalação piloto da ERCO, em Massachussets, Estados Unidos.

A instalação era composta de um reator de leito fluidizado, bateria de ciclones para a separação do carvão vegetal obtido, lavador de gás para a separação do bio-óleo e uma câmara de combustão para a queima do gás. Os testes foram realizados com as temperaturas de 480°C, 590°C e 680°C, consumindo cerca de 400 kg/h de bagaço previamente condicionado a partículas de diâmetro médio de 6,3 mm. A umidade do bagaço utilizado foi de 9,8% (base seca). Obtiveram-se rendimentos de produção de carvão vegetal na ordem de 10% a 20% (base seca), com poder calorífico superior variando entre 31,4 MJ/kg e 31,8 MJ/kg. Outras informações de relevante importância obtidas a partir do balanço de massa do processo e a realização das análises dos produtos, são apresentadas na Tabela 2.18.

TABELA 2.18. RESULTADOS DOS ENSAIOS DE PIRÓLISE RÁPIDA EM LEITO FLUIDIZADO DE BAGAÇO DE CANA REALIZADOS NA INSTALAÇÃO PILOTO DA ERCO (COPERSUCAR-CTC, 1983)

Propriedades	Temperatura do reator, °C		
	480	590	680
Bio-óleo produzido, (%b.s)	9,02	20,6	3,2
Carvão produzido, (%b.s)	18,5	10,7	7,0
Gás produzido, (%b.s)	54,7	57,4	77,4
Poder calorífico do carvão, MJ/kg	31,7	31,4	31,8
Poder calorífico do bio-óleo, MJ/kg	26,0	26,3	25,8
Poder calorífico do gás, MJ/kg	29,0	16,2	24,4

□ PYROVAC/UNIVERSIDADE DE LAVAL-CANADÁ (ROY et al., 1992)

O processo Pyrovac é a tecnologia Canadense que realiza a pirólise a vácuo. Desenvolvida em colaboração com a Université Laval em Quebec, o processo envolve a decomposição térmica de materiais orgânicos sob pressões reduzidas. O processo permite a obtenção de diversos produtos de elevado valor comercial a preços competitivos a partir de resíduos reciclados.

A pirólise a vácuo permite a obtenção de bio-óleo e carvão vegetal e, sob determinadas condições de melhoramento, a obtenção de produtos muito úteis, por exemplo, solventes, compostos farmacêuticos e outros. A quantidade e qualidade destes produtos pirolíticos, depende grandemente das condições de operação do sistema. A baixa pressão no reator é o fator principal que permite o controle da qualidade e quantidade dos produtos obtidos.

O processo de pirólise a vácuo baseia-se na decomposição térmica da matéria orgânica sob pressões reduzidas. As macromoléculas produzidas por decomposição são rapidamente retiradas do reator por meio de uma bomba de vácuo, e recuperadas depois por condensação na forma de óleos pirolíticos. Desta forma as reações secundárias de degradação, as quais acontecem sempre na pirólise a pressões atmosféricas, serão minimizadas. Os gases combustíveis do processo são aproveitados, fornecendo a energia necessária para a secagem e a própria pirólise da biomassa.

O processo é realizado tipicamente à temperatura de 450°C e uma pressão total de 15 kPa. Estas condições de operação permitem a obtenção de elevados rendimentos de bio-óleo e material carbonáceo sólido, com melhores propriedades que os obtidos por meio de tecnologias convencionais. Na Tabela 2.19 é mostrado o balanço de massa da tecnologia Pyrovac para diferentes tipos de resíduos.

TABELA 2.19. QUANTIDADE RELATIVA DE PRODUTOS OBTIDOS A PARTIR DA TECNOLOGIA PYROVAC (ROY ET AL., 1992)

Resíduos reciclados	Bio-óleo, %	Produtos sólidos, %	Água, %	Gás combustível, %
Pneus usados	55	35*	2	8
Sedimentos de petróleo	30	18	50	2
Resíduos bio-médicos**	35	37	16	12
Resíduos de automóveis	18	62***	16	4
Resíduos de casca de árvores	45	30	15	10
Resíduos domésticos	46	33	10	11

\* incluindo-se material orgânico e inorgânico,

\*\* 50% de resíduos médicos e 50% de resíduos biológicos,

\*\*\* aproximadamente 50% de metais (ferro, cobre, alumínio e zinco)



□ PROJETO DA ASTON UNIVERSITY-INGLATERRA (**PEACOCKE et al.,1996**)

As pesquisas sobre pirólise rápida de biomassa visando a produção de grandes quantidades de bio-óleo, para ser utilizado diretamente como combustível ou como matéria-prima na indústria química e farmacêutica, encontram-se numa excelente fase de desenvolvimento, de estabilidade e de aceitação da tecnologia, especificamente na Europa, nos Estados Unidos e no Canadá.

As aplicações diretas mais bem sucedidas até hoje do bio-óleo obtido a partir da pirólise rápida da biomassa têm sido em caldeiras e fornos industriais, sendo já limitadas em motores de combustão interna e turbinas a gás, devido a algumas características físico-químicas deste combustível, por exemplo, alcalinidade, elevado teor de água e baixo pH.

Diante do cenário mundial atual discute-se muito sobre o aspecto competitivo do bio-óleo e da tecnologia de pirólise rápida, quando comparados com os combustíveis fósseis e as tecnologias convencionais de conversão, essencialmente a combustão, sendo esta a tecnologia que domina o setor de produção de energia. Neste contexto os chamados "sistemas de-coupling" poderão providenciar novas oportunidades de mercado para a pirólise rápida a custos efetivos baixos, gerando muitas soluções sem a necessidade de incentivos artificiais.

O "sistema de-coupling" baseia-se na separação em tempo e espaço dos estágios de conversão e geração. A pirólise rápida produz um bio-óleo (líquido orgânico) que pode ser facilmente armazenado, manuseado e transportado. A planta de pirólise rápida e o gerador podem operar em lugares e momentos diferentes, através de um ou vários "de-coupling", em contraste com as tecnologias de combustão e gaseificação, que produzindo vapor de água ou gás de baixo poder calorífico, devem ser usados imediatamente. Nestes casos, tanto o estágio de conversão quanto o de geração devem operar juntos num chamado "sistema close-coupled".

O controle de parâmetros de processo, tais como, temperatura do reator, tempo de residência das partículas de biomassa e da fase gás/vapor, teor de umidade e granulometria da biomassa, além do seu pré-condicionamento através do uso de aditivos, etc., permitiria realizar mudanças significativas nas quantidades e composição do sub-produto líquido obtido.

Dentre as diversas instituições e empresas que realizam pesquisas na área de pirólise rápida de biomassa, destaca-se o grupo de pesquisa em energia do Departamento de Engenharia Química e Química Aplicada da Aston University, em Birmingham, Inglaterra, sob a coordenação do Professor A.V.Bridgwater (**PEACOCKE et al., 1996**).

Os experimentos de pirólise rápida estão sendo realizados em dois tipos diferentes de reatores: um reator ablativo com capacidade de 3 a 5 kg/h, e um reator de leito fluidizado com

capacidade entre 1,5 e 2 kg/h. A biomassa utilizada nos ensaios para cada reator tem sido a madeira de pinho, e a temperatura de operação do reator variou na faixa de 450°C e 600°C. Tempos de residência da fase gás/vapor em torno de 1 segundo foram usados verificando-se a maior quantidade de líquido orgânico entre as temperaturas de 500°C e 515°C em ambos reatores.

Utilizou-se nitrogênio como gás de fluidização e de arraste da biomassa para dentro do reator, e aproximadamente 1,5 kilogramas de areia de granulometria na faixa de 20 a 30 mesh como material inerte do leito. Como fonte de calor foi utilizado o método indireto ou externo, neste caso resistências elétricas aquecem o nitrogênio que fluidiza a areia, sendo que, deste modo, a temperatura do reator é facilmente controlada, sendo medida diretamente através de termopares. O bio-óleo obtido, o qual é parcialmente reciclado, é monitorado usando-se medidores de vazão. O gás combustível obtido, depois de limpo, é medido usando-se um medidor de vazão à temperatura e pressão de saída.

O regime de operação fluidodinâmico do reator permite que o carvão vegetal produzido, que tem uma densidade aparente menor que a da biomassa e muito menor que a da areia, seja arrastado e elutriado do reator através dos vapores e gases quentes produzidos pelas reações químicas de pirólise. Este carvão vegetal é removido do fluxo de gases no ciclone e recolhido num reservatório. A parte superior do reservatório é sempre aquecida visando evitar a condensação dos vapores orgânicos que fixam parte desse carvão.

Os resultados do balanço de massa do reator de leito fluidizado são mostrados na Tabela 2.20 para três ensaios experimentais. A análise elementar e imediata do carvão vegetal foi realizada usando-se a norma técnica britânica BS 5750 e a norma da ASTM 1762-84 respectivamente.

TABELA 2. 20. BALANÇO DE MASSA PARA O REATOR DE LEITO FLUIDIZADO DA ASTON UNIVERSITY (PEACOCKE, ET AL., 1996)

Parâmetros	Ensaio 22	Ensaio 26	Ensaio 25
Temperatura do reator, °C	449	514	562
Tempo de residência fase vapor, seg	1,06	1,19	1,13
Taxa de nitrogênio/biomassa, kg/kg	6,41	8,78	9,08
Temperatura de saída do gás, °C	23,9	13,8	12,6
Rendimento de produtos	% em peso (base madeira seca)		
Carvão vegetal	24,8	10,1	19,9
Bio-óleo	46,2	59,4	39,6
Gás combustível	12,7	15,4	23,8
Água	11,9	12,4	13,7
Fechamento do balanço (100% ideal)	95,6	97,3	97,0
Composição do gás	% volume (base livre de nitrogênio)		
CO	47,9	54,7	55,9
CO <sub>2</sub>	46,9	34,3	28,6
CH <sub>4</sub>	4,1	8,6	12,0
H <sub>2</sub>	n.d	n.d	n.d

#### □ PROJETO CUBANO (GAREA, 1990)

Na Universidade de Camagüey, Cuba, foram realizados experimentos com finos do bagaço de cana-de-açúcar, além de outros resíduos lignocelulósicos, em reatores de leito fluidizado com alimentação semicontínua e contínua do material, visando a obtenção de carvão primário com características de carvão ativado.

Na instalação em regime semicontínuo de alimentação foram avaliados parâmetros tão importantes quanto à taxa de alimentação de combustível, vazão do gás de fluidização (velocidade superficial do gás) e a temperatura na região do leito. Trabalhou-se com temperaturas de 573K, 623K, 673K e 773K, velocidade superficial do gás variando entre 0,10 m/s e 0,62 m/s (considerando-se a temperatura de operação), e quantidade de finos de bagaço de cana variando entre 10 mg e 60 mg.

Experimentos posteriores realizados numa instalação em escala de laboratório com regime contínuo de alimentação de finos de bagaço e sustentável energeticamente, demonstraram a possibilidade de obter carvões primários com boas qualidades para serem usados como carvões ativados. Porém, o controle da temperatura na câmara de carbonização constituiu-se num dos principais problemas a ser resolvido, o que demonstra a necessidade de aprimorar os atuais sistemas de alimentação de biomassa.

A instalação experimental com alimentação contínua de biomassa está constituída basicamente de um reator de leito fluidizado, construído de um tubo de ferro galvanizado de 60 mm de diâmetro interior, 780 mm de altura e 3 mm de espessura. Utilizou-se ar como agente de fluidização e reação, o qual era suprido ao reator através de um compressor e uma placa porosa de cerâmica de 10 mm de espessura. O sistema de alimentação de biomassa utilizado baseia-se na queda livre do material sob o efeito da gravidade e vibrações, e está situado a 80 mm de altura da placa de distribuição de ar. A instalação está formada também por um sistema de separação e recolhimento do carvão vegetal e do líquido orgânico formado.

O suprimento do calor para o processo foi realizado de forma direta, através da queima de GLP dentro do leito de material inerte. O material inerte utilizado foi areia com densidade aparente de 2.600 kg/m<sup>3</sup> e granulometria de 0,315-0,4 mm, sendo 51 mm a altura do leito estacionário.

As grandezas monitoradas durante os ensaios foram: vazão de ar e de biomassa, temperatura em diferentes pontos do reator e quantidade de carvão e líquido recolhido. Além de finos de bagaço de cana foram utilizados outros resíduos lignocelulósicos, por exemplo, serragem e casca de arroz. A qualidade dos carvões obtidos era avaliada a partir da determinação do seu poder de adsorção e volume total de poros. Os resultados experimentais

demonstraram que:

1. Devido às características morfológicas de alguns resíduos lignocelulósicos, como baixa densidade aparente e pouca homogeneidade, foi praticamente impossível, inicialmente, estabilizar a temperatura do reator, o qual era realizado através do controle da taxa de alimentação. Torna-se imprescindível a solução deste problema para projetos de sistemas de grande porte;
2. As características fluidodinâmicas, físicas e de operação do leito influenciam diretamente os rendimentos dos produtos. Deste modo, parâmetros e propriedades tais como granulometria e densidade aparente, velocidade superficial de mínima fluidização, velocidade terminal e propriedades físicas do gás de fluidização, são fatores de extrema importância durante os estudos de pirólise em leito fluidizado;
3. É possível obter carvões primários em sistemas de leito fluidizado a partir de resíduos de origem vegetal, com boas qualidades para serem utilizados como carvões ativados.

#### □ **PIRÓLISE DE RESÍDUOS DA CANA-DE-AÇÚCAR (ZANZI, 2001)**

No Royal Institute of Technology da Suécia foram realizadas pesquisas sobre pirólise rápida de resíduos da indústria da cana-de-açúcar. As principais conclusões deste trabalho se resumem nas seguintes:

- Uma taxa de aquecimento elevada aumenta o rendimento de voláteis e diminui o rendimento de carvão;
- A devolatilização rápida da biomassa resulta na formação de carvão vegetal de elevada porosidade e reatividade. Isto é favorecido também por curtos tempos de residência na pirólise rápida, o que diminui o contato entre o carvão e os voláteis;
- A composição da biomassa influencia a distribuição dos produtos;
- O carvão vegetal obtido de biomassa é muito mais reativo que aquele obtido a partir do carvão mineral;
- A granulometria da biomassa tem um efeito significativo no processo de pirólise devido à sua relação direta com a taxa de aquecimento. Aumentos das dimensões da partícula faz diminuir a taxa de aquecimento aumentando o rendimento de carvão vegetal;
- Elevada temperatura da pirólise faz aumentar o rendimento de gases. Para altas temperaturas a taxa de craqueamento térmico do alcatrão em gases combustíveis é elevada. A elevada temperatura, a taxa de aquecimento é alta e o rendimento de carvão diminui. Elevadas temperaturas favorecem também às reações de craqueamento dos

hidrocarbonetos alifáticos C<sub>1</sub>-C<sub>5</sub> e a formação de hidrogênio;

- Elevados tempos de residência na pirólise rápida aumentam o tempo de contato entre o alcatrão e o carvão, o que torna o carvão vegetal menos reativo.

Na Tabela 2.21 encontram-se reportados os principais resultados da pesquisa.

TABELA 2.21. PIRÓLISE RÁPIDA NO REATOR DE QUEDA LIVRE (ZANZI, 2001)

Parâmetros	madeira	bagaço de cana	palha de cana	carvão mineral
Dimensões da partícula, mm	0,75-1,0	0,5-0,9	0,5-0,9	0,6-0,85
Temperatura de pirólise, °C	800	850	850	1.000
Tempo de resid. das partículas, seg	1,9	-	-	1,0
<b>Rendimento de produtos</b>	<b>% em peso, base seca e livre de cinzas</b>			
Gás	71,2	72,6	61,0	26,1
Bio-óleo	1,1	0,4	0,8	0,5
Carvão vegetal	7,2	5,0	11,4	62,0
Reatividade na gaseificação, %/min	3,1	1,6	-	-
<b>Composição dos produtos gasosos</b>	<b>% vol., base seca e livre de nitrogênio</b>			
H <sub>2</sub>	16,8	15,7	12,7	52,2
CH <sub>4</sub>	16,2	12,0	14,5	19,9
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	6,2	4,8	5,9	1,3
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,3	0,2	0,2	0,05
Benzeno	1,2	1,6	1,0	0,6
Tolueno	0,2	0,3	0,3	-
CO <sub>2</sub>	8,3	9,0	12,4	4,6
CO	50,7	56,2	53,0	21,3

## 2.6. Alguns aspectos relacionados com o “scale-up” de reatores de leito fluidizado borbulhante

Testes usando modelos de “scale-up” em leitos borbulhantes se discutem desde aproximadamente 1980 usando diferentes relações de escala. O trabalho mais antigo esteve relacionado com testes para a verificação experimental das relações de escala.

O comportamento de leitos em operação a quente foram comparados com modelos em escala a frio. Outros estudos compararam leitos em operação a frio de diferentes tamanhos. Para leitos borbulhantes a verificação das relações de “scale-up” precisam considerar, direta ou indiretamente, as medições das características das bolhas. Como as bolhas são o agente motor primário para o deslocamento, tanto do gás como dos sólidos, uma verificação detalhada deve incluir a comparação das propriedades das bolhas através de um leito maior e um modelo em escala.

Para leitos fluidizados com ar em condições ambientais o número de técnicas diretas existentes para medir ou inferir as propriedades das bolhas, incluem testes de capacidade local, reflexão e transmissão da luz, vídeos e técnicas de tomografia computarizada. Estes métodos locais são difíceis de usar em reatores que operam a altas temperaturas. Alternativamente, muitos pesquisadores têm usado a medida das flutuações da pressão para inferir nas características das bolhas. **LIRAG e LITTMAN (1971)** usaram a análise

estatística das flutuações de pressão para estimar o tamanho médio das bolhas que saem do leito borbulhante. **FANT (1981)** concluiu que a formação e união de bolhas são responsáveis pelas flutuações de pressão no leito fluidizado. Eles encontraram também que a amplitude das flutuações de pressão está relacionada com a dimensão da bolha.

Portanto, a medida das flutuações da pressão, quando é feita de maneira adequada, reflete com relativa elevada precisão o comportamento hidrodinâmico do leito. Para comportamentos locais no leito medidas de pressão diferencial devem ser feitas num nível adequado do leito, ao invés de usar simples linhas de pressão no leito e no freeboard.

**ROY e DAVIDSON (1989)** encontraram que a máxima diferença de pressão entre dois pontos poucos espaçados do leito está relacionada com o diâmetro da bolha nesse nível. O uso de um simples ponto de pressão no leito pode ser difícil de interpretar pelo fato de que as flutuações de pressão devem-se a efeitos locais, como “explosão” das bolhas na superfície do leito, ou ainda flutuações provocadas pelo sistema de alimentação do agente de fluidização. Os autores concluíram também que a frequência e a amplitude das flutuações de pressão no leito fluidizado, medidas através de um único ponto de medição de pressão, são independentes da posição no leito.

Resultados sobre a existência de flutuações de pressão em vários pontos localizados dentro do leito fluidizado também foram obtidos por **BI et al. (1995)**. Eles concluíram que testes absolutos não são suficientes para determinar o comportamento das bolhas locais. Embora as características completas das bolhas não possam ser determinadas a partir das medições das flutuações da pressão diferencial, se o sinal de pressão diferencial em tempo real, a partir de várias localizações num leito maior, são idênticas às medições nas correspondentes localizações no modelo em escala, é provável que as características locais das bolhas sejam similares.

Na tabela 2.22 se apresentam as faixas dos parâmetros de escala para testes realizados por diferentes pesquisadores para verificar a relação de escala para leitos borbulhantes.

Neste trabalho foram verificadas consideráveis flutuações de pressão ao longo da altura do reator durante a realização dos experimentos a quente no reator piloto. As informações aqui discutidas foram de grande importância durante a etapa de planejamento dos experimentos e de operação do reator.

TABELA 2.22. FAIXAS DE PARÂMETROS DE ESCALA PARA LEITOS FLUIDIZADOS COM GÁS EM REGIME BORBULHANTE.

Referência	Quente (Q) /Frio (F)	$\rho_g v_{sg} D_r / \mu_g$	$v_{sg}^2 / g D_r$	$\rho_s / \rho_g$	$z / D_r$	$D_r / D_p$	$\phi$	Leis do “scale-up”	$d_p, \mu m$	$R_{ep} = \rho_g v_t D_p / \mu_g$	$v_{sg} / v_{mf}$
Roy e Davidson (1989)	Q	923	0,462	6667		225		Total	600	4,1	5,2
	F	1375	0,49	5882		250			180	5,5	5,0
	F	2970	2,10	5882		90			500	33,0	1,6
	F	5250	5,95	5882		50			900	105	1,3
	F	1388	0,436	2041		188			240	7,4	6,1
	F	5835	0,026	3030		1167			240	5,0	13,5
Almstedt e Zakkay (1990)	Q	54135	0,21	913	3,13	811	0,82	Total	962	66,8	
	F	53861	0,21	1068	3,12	811	0,75		486	66,4	
	F	53861	0,21	911	3,12	811	0,82		486	66,4	
	F	53861	0,21	911	3,12	410	0,82		962	131,4	
DiFelice, Rapagna e Foscolo (1992)	F	1468-8922	0,009-0,331	1126		322	1,0	Total	597	4,6-27,7	1-5,3
	F	1351-8025	0,01-0,34	1128		305	1,0		348	4,4-26,3	1-5,4
	F	1395-8367	0,009-0,33	1136		313	1,0		158	4,6-26,7	1-5
	F	1173-7330	0,007-0,29	1007		304	0,6		163	3,9-24,1	0,4-2,7
	F	1468-8809	0,009-0,323	24444		552	1,0		348	2,7-16,0	1,1-6,5
DiFelice, Rapagna, Foscolo e Gibilaro (1992)	F	31,3-500,4	$(0,21-53)10^{-5}$	769	5,5	3536		Total	14	0,009-0,14	
	F	18,4-402,6	$(9,14-65)10^{-5}$	794	4/5	2824			68		
	F	2078-6928	0,0216-0,240	1100	2,8 5,6*	305			348	0,007-0,14	
	F	2186-7765	0,0192-0,242	1105	2,6 5,2*	322			597	6,8-22,7	
	F	1542-35564	0,346-1,89	2000	1,0 2,0*	112			950	6,8-24,1	
	F	24714-37895	0,834-1,96	2036	1,1 2,1*	115			2400	136,1-317,5	
* Slugging											
Glicksman e Farrell (1995)	Q	188330	0,025	898	“scale-up”	3995	0,82	Simplificada	851	47,1	3,8
	F	22637	0,025	835		1396	0,85		609	16,2	3,8
Mesa-Pérez, Olivares-Gómez, Rocha e Cortez (2002)	Q	533	0,0029	6454	0,39	2543	0,6	Total	164	0,075	2,79
	Q	604	0,0037	6454	0,5	2543	0,6		164	0,237	8,48
	Q	707	0,005	6454	0,6	2543	0,6		164	0,278	10,28

## 2.7. Fluidodinâmica de leitos fluidizados

A fluidodinâmica em reatores de leito fluidizado define em grande medida a maneira em que se desenvolvem as reações químicas e os processos de transferência de calor e massa durante os processos de termoconversão.

O comportamento dinâmico de um sistema bifásico gás-sólido pode ser representado de diversas maneiras, porém quando aumentamos a velocidade superficial dos gases no leito de partículas são obtidos diversos regimes de contato nas fases mais diluídas, sendo que ocorre a transição do leito desde o regime de partículas empacotadas até o regime de transporte pneumático, passando pelos regimes de borbulhamento, turbulento e de leito rápido.

Quando se estudam sistemas em regime de escoamento bifásicos gás-sólido tratamos de assumir, por associação, que os sólidos terão um comportamento similar ao gás em todas as partes do volume de controle do sistema, qualquer que seja a sua concentração. Entretanto, ainda que esta suposição possa ser razoável para alguns sistemas onde a concentração de sólidos no tempo seja baixa, para outros, onde a concentração de partículas sólidas seja elevada, a mesma deixa de ser totalmente válida.

Considerando-se o efeito do gás nos interstícios entre as partículas do sólido, qualquer movimento que resulte num escoamento das duas fases, da fase gasosa e da fase sólida, resultará na influência mútua entre ambas fases. Assim, se o gás se movimenta no sentido vertical ascendente a uma velocidade tal que permita suportar o peso das partículas individuais, o conjunto das partículas sólidas terá um comportamento similar ao do gás. Nesta condição, e considerando-se o sistema operando com elevados tempos de residência dos sólidos de forma a permitir considerar um fluxo consolidado, é convencional ignorar o efeito do gás e tratar o sistema bifásico com sendo um contínuo.

Considerando também a existência de várias situações de fluxo, a condição anterior representa claramente a região diluída do escoamento. Porém, para baixas velocidades do gás no mesmo volume de controle analisado haverá uma maior concentração de partículas sólidas, sendo que a situação de fluxo neste caso representará a região densa do escoamento.

Situações de fluxo bifásico para sistemas de escoamento vertical ascendente podem ser encontradas em sistemas tais como transporte pneumático e processos de termoconversão como combustão, gaseificação e pirólise. Para estas situações os diagramas de fase de ZENZ E OTHMER (DIXON, 1995) descrevem uma ampla faixa de condições de fluxo.



Os diagramas de fase de ZENZ E OTHMER para sistemas de escoamento verticais e horizontais representam a relação entre o gradiente de pressão do fluxo bifásico e a velocidade do escoamento (Figura 2.24). A fase densa nestes diagramas fica representada na parte esquerda do gráfico onde são elevados os gradientes de pressão relativos ao fluxo escoando. O fluxo na fase densa é muito dependente das características do particulado sólido.

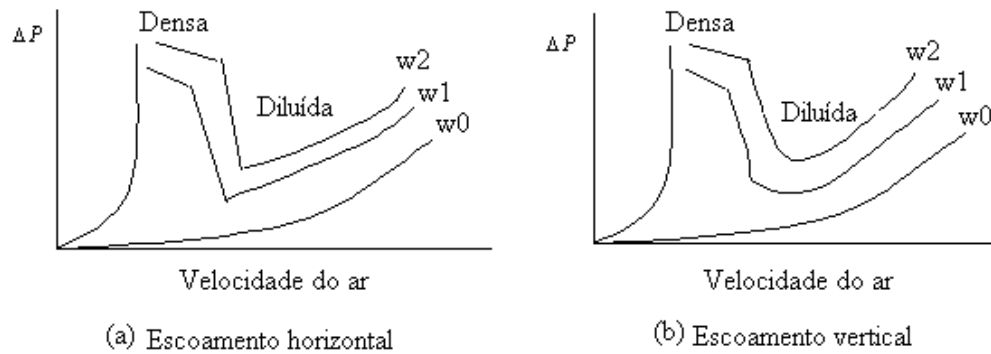


FIGURA 2.23. RELAÇÃO ENTRE O GRADIENTE DE PRESSÃO DO FLUXO BIFÁSICO E A VELOCIDADE DO ESCOAMENTO (DIAGRAMAS DE FASE DE ZENZ E OTHMER): ESCOAMENTO HORIZONTAL E ESCOAMENTO VERTICAL (DIXON, 1995)

Na parte direita do diagrama, onde se representa a fase diluída do fluxo, existem várias linhas de fluxo que representam linhas de concentração constante do sólido no sistema bifásico. Assim, temos linhas de concentração zero, onde se considera o escoamento como sendo só gás, de vazão  $w_0$ , e onde o gradiente de pressão do escoamento está relacionado com a vazão de gás através da equação de Fanning, e linhas para diferentes valores de concentração de sólidos  $w_1$  e  $w_2$ , onde as características do fluxo são similares às características do fluxo com gás só, porém as equações relativas ao gradiente de pressão do fluxo bifásico têm, usualmente, a seguinte forma:

$$\Delta P_{fluxo} = \Delta P_{gás} * (1 + k\Omega) \quad (2.1)$$

onde:

$\Omega$  é a relação entre a vazão mássica de sólidos e a vazão mássica de gás;

$k$  é uma constante (usualmente de valor menor que 1), a qual é função do diâmetro médio equivalente das partículas, da densidade das partículas e do coeficiente de arrasto das

partículas;

$\Delta P_{\text{gás}}$  é o gradiente de pressão relativo ao fluxo de gás só.

Para a mesma velocidade do gás no escoamento, na medida que aumenta a concentração de sólidos aumenta o gradiente de pressão do fluxo bifásico.

Sempre que se trabalha com materiais sólidos porosos em processos que envolvem sistemas de escoamento bifásico gás-sólido, resulta de grande interesse o conhecimento das propriedades físicas dos materiais participantes.

## 2.7.1 Características fluidodinâmicas de um leito fluidizado

### 2.7.1.1. Velocidade superficial de mínima fluidização

A velocidade superficial de mínima fluidização ( $v_{mf}$ ) constitui-se num importante parâmetro que permite verificar se as condições de fluidização no leito de partículas sólidas tem sido alcançadas ou não (SOUZA-SANTOS, 1996).

Se num tubo vertical qualquer se coloca uma partícula sólida e passamos, em sentido ascendente, uma corrente de um gás, com velocidade tal que provoque sobre a partícula uma força de arraste igual ao peso da mesma imersa em gás, a partícula ficará suspensa na corrente de gás. Caso seja um conjunto de partículas, para garantir o fenômeno de suspensão, a velocidade superficial da corrente de gás deverá ser tal que a velocidade superficial real do gás nos interstícios entre as partículas seja aquela que provoque uma força igual ao peso das mesmas.

Segundo KUNII e LEVENSPIEL (1977) o início da fluidização ocorre quando o peso efetivo das partículas do material presente no leito for equilibrado pela força de arraste do gás em movimento. Matematicamente, esta formulação teórica fica definida como:

$$\Delta P_{\text{fluxo}} A = A H L_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) g \quad (2.2)$$

onde:

$\Delta P_{\text{fluxo}}$  é a queda de pressão do gás através do leito, N/m<sup>2</sup>;

A é a área da secção transversal da coluna de fluidização à altura do leito, m<sup>2</sup>;

$H L_{mf}$  é a altura do leito nas condições de mínima fluidização, m;

$\varepsilon_{mf}$  é a porosidade do material do leito nas condições de mínima fluidização;

$\rho_s$  é a densidade do material sólido do leito, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_g$  é a densidade do gás, kg/m<sup>3</sup>;

$g$  é a aceleração da gravidade, m/s<sup>2</sup>.

Nas condições de mínima fluidização temos que:

$$\frac{\Delta P_{\text{fluxo}}}{HL_{\text{mf}}} = (1 - \varepsilon_{\text{mf}})(\rho_s - \rho_g)g \quad (2.3)$$

Por outro lado, sabe-se que a queda de pressão num leito fixo (estacionário) de partículas não esféricas de iguais tamanhos é dada pela equação de Ergun, sendo:

$$\frac{\Delta P_{\text{fluxo}}}{HL_f} \cong 150 \frac{(1 - \varepsilon_f)^2 (\mu_g v_{sg})}{\varepsilon_f^3 (\phi d_{pe})^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_f) (\rho_g v_{sg})^2}{\varepsilon_f^3 (\phi d_{pe})} \quad (2.4)$$

onde:

$HL_f$  altura do leito estacionário de partículas, m;

$\varepsilon_f$  porosidade do material inerte do leito na condição de leito estacionário;

$\mu_g$  viscosidade dinâmica do gás, Pa.s;

$v_{sg}$  velocidade superficial do gás de fluidização, m/s;

$d_{pe}$  diâmetro da esfera com o mesmo volume que a partícula, m;

$\phi$  esfericidade das partículas do leito, adimensional

Na maioria dos materiais, além dos sólidos não serem esféricos, eles são de diferentes tamanhos, sendo necessário caracterizá-los granulometricamente através do chamado diâmetro médio equivalente de partícula ( $D_p$ ). Neste caso, a determinação da queda de pressão no leito fixo de partículas sólidas não-esféricas e com determinada distribuição de tamanho, é definida a partir da equação de Ergun, substituindo o  $d_{pe}$  pelo  $D_p$  da amostra, sendo que:

$$\frac{\Delta P_{\text{fluxo}}}{H_f} \cong 150 \frac{(1 - \varepsilon_f)^2 (\mu_g v_{sg})}{\varepsilon_f^3 (\phi D_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_f) (\rho_g v_{sg})^2}{\varepsilon_f^3 (\phi D_p)} \quad (2.5)$$

Na condição de mínima fluidização, a equação de Ergun para estimar a perda de carga no leito, fica definida quando se combinam as equações 2.2 e 2.4, assim temos

$$\frac{1,75}{(\phi \varepsilon_{mf}^3)} \left[ \frac{D_p v_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right]^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{(\phi^2 \varepsilon_{mf}^3)} \frac{D_p v_{mf} \rho_g}{\mu_g} = \frac{D_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (2.6)$$

onde:

o termo  $\left( \frac{D_p \rho_g v_{mf}}{\mu_g} \right)$  é o número de Reynolds da partícula na condição de mínima fluidização,

$Re_{p_{mf}}$ ;

o termo  $\left[ \frac{D_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right]$  é o número de Arquimedes para o sistema gás-sólido.

WEN e YU, (citados por KUNII e LEVENSPIEL, 1977), sugerem as seguintes relações aplicáveis a uma grande variedade de sistemas sólido-fluido, caso os valores de  $\varepsilon_{mf}$  e  $\phi$  sejam desconhecidos, ou só um deles seja conhecido:

$$\frac{1}{(\phi \varepsilon_{mf}^3)} \cong 14 \quad (2.7)$$

$$\frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{(\phi^2 \varepsilon_{mf}^3)} \cong 11 \quad (2.8)$$

Substituindo as equações 2.7 e 2.8 na equação de Ergun (equação 2.6) para a condição de mínima fluidização, teremos as seguintes equações simplificadas:

- Para partículas pequenas, com baixos valores do número de Reynolds de partícula ( $Re_{p_{mf}} < 20$ ), onde predominam as perdas viscosas:

$$v_{mf} = \frac{D_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu_g} \quad (2.9)$$

- Para partículas grandes, elevados valores do número de Reynolds de partícula ( $Re_{p_{mf}} > 1000$ ), onde predominam as perdas de energia cinética:

$$v_{mf} = \left( \frac{D_p (\rho_s - \rho_g) g}{24,5 \rho_g} \right)^{0,5} \quad (2.10)$$

Para uma grande variedade de sistemas de partículas e válida para toda a faixa de números de Reynolds de partícula  $Re_{p_{mf}}$ :

$$\frac{D_p \rho_g v_{mf}}{\mu_g} = \left( c_1^2 + c_2 \frac{D_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right)^{0,5} - c_1 \quad (2.11)$$

onde:

$c_1$  e  $c_2$  são constantes obtidas experimentalmente, que englobam os valores de esfericidade e porosidade do material do leito. Os valores reportados na literatura são:  $c_1=32,09$  e  $c_2=0,0415$  (SANTANA e D'AVILA, 1986);  $c_1=33,70$  e  $c_2=0,0408$  (WEN e YU, citados por KUNII e LEVENSPIEL, 1977); e  $c_1=25,25$  e  $c_2=0,0651$  (SOUZA-SANTOS, 1996) especificamente para carvão mineral.

#### 2.7.1.2. Velocidade terminal

Num leito fluidização gás-sólido, as partículas sólidas se movimentam sem conservar uma posição definida. Este estado fluidodinâmico é caracterizado por ter uma velocidade superficial superior à velocidade superficial de mínima fluidização e inferior à velocidade terminal de uma partícula ou do conjunto das mesmas, caracterizadas pelo diâmetro médio equivalente ( $D_p$ ).

A velocidade terminal de uma partícula sólida ou do conjunto das mesmas, constitui outra das propriedades fluidodinâmicas dos materiais sólidos e pode ser definida, segundo KUNII e LEVENSPIEL (1977), como a máxima velocidade do gás que limita o leito fluidizado, ou seja, a velocidade da partícula que produz a sua elutriação do reator.

Na prática, para se determinar a velocidade terminal das partículas de um material sólido qualquer, é utilizado o método da medida de velocidade da corrente do fluido necessária para se equilibrar a partícula sólida ou o conjunto das mesmas, mantendo-as suspensas nesta corrente gasosa. Determinações deste tipo têm sido realizadas para bagaço de cana-de-açúcar por NEBRA (1985) e BARBOSA (1992).

A velocidade terminal de uma partícula ou do conjunto delas pode ser estimada, teoricamente, através do uso de diferentes equações que relacionam as propriedades físicas do material sólido e do gás que o percorre. SOUZA SANTOS (1996) utiliza o seguinte procedimento de cálculo iterativo para se estimar a velocidade terminal de partículas esféricas.

#### Procedimento de cálculo:

1. Calcular o número de Reynolds da partícula;

$$R_{ep} = \frac{D_p \rho_g v_t}{\mu_g} \quad (2.12)$$

onde:

$$v_t = \left( \frac{4(\rho_s - \rho_g)^2 g^2}{225 \rho_g \mu_g} \right)^{1/3} D_p \quad (2.13)$$

sendo  $\rho_p$  é a densidade aparente das partículas,  $\text{kg/m}^3$ .

2. Sendo  $0,4 < Re_p < 500$ , então a velocidade terminal fica definida como sendo o valor calculado pela equação 2.13;

3. Caso não seja cumprida a condição para o  $Re_p$  anterior, calcula-se a velocidade terminal através da seguinte equação:

$$v_t = \frac{g(\rho_p - \rho_g)^2 D_p^2}{18 \mu_g} \quad (2.14)$$

4. Calcula-se o  $Re_p$ . Caso esse valor seja menor que 0,4, estima-se a velocidade terminal pela equação 2.14;

1. Finalmente, se  $Re_p > 500$ , a velocidade terminal é calculada da seguinte forma:

$$v_t = \left( \frac{3,1(\rho_p - \rho_g) g D_p}{\rho_g} \right)^{0,5} \quad (2.15)$$

CONCHA E ALMEIDA (**citados por SANTANA e D'AVILA, 1986**), oferecem uma outra metodologia para estimar a velocidade terminal das partículas sólidas. Este outro procedimento é também iterativo e utiliza equações empíricas numa larga faixa de números de Reynolds para partículas esféricas. Esta metodologia é descrita a seguir:

1. Calcula-se a velocidade terminal pela seguinte equação:

$$v_t = v / \left( \frac{0,75 \rho_g}{g \mu_g (\rho_s / \rho_g - 1)} \right)^{0,33} \quad (2.16)$$

onde:

$$v = \frac{20,52}{d} \left[ \left( 1 + 0,0921(d)^{1,5} \right)^{0,5} - 1 \right]^2 \quad (2.17)$$

$$d = D_p / \left( 3 \mu_g^2 / 4 \Delta P_{fluxo} \rho_g g \right)^{0,33} \quad (2.18)$$

Neste caso,  $\Delta P_{fluxo}$  é a queda de pressão no leito calculado pela equação 2.2.

2. Com o valor velocidade terminal determinada anteriormente, calcula-se o número de Reynolds da partícula,  $Re_p$  o coeficiente de arraste  $c_D$  e a velocidade terminal novamente. Assim temos:

$$R_{ep} = \frac{D_p \rho_g v_t}{\mu_g} \quad (2.19)$$

$$C_D = \left( 0,63 + \frac{4,8}{Re_p} \right)^2 \quad (\text{equação de DELLAVALE}) \quad (2.20)$$

$$v_t = \left( \frac{4(\rho_s - \rho_g)gD_p}{3C_D \rho_g} \right) \quad (2.21)$$

3. Os valores da velocidade terminal obtidos a partir das equações 2.16 e 2.21 são comparados. Caso sejam valores próximos, dentro da faixa de da precisão requerida, adota-se como velocidade terminal de cálculo, caso contrário, usa-se algum método iterativo.

### 2.7.1.3 Queda de pressão em leito fluidizado

Um leito de partículas sólidas num reator de leito fluidizado passa por diferentes etapas sucessivas ao se aumentar a vazão do gás ou a velocidade superficial do gás de fluidização.

Pelo menos 5 regimes distintos de contato gás-sólido são verificados, conforme pode ser observado na Figura 2.24 (a) e (b) que representam, de forma ilustrativa, a variação da perda de carga do leito e da fração volumétrica de vazios ou porosidade do leito em função da velocidade superficial do gás de fluidização ao longo de toda a altura do reator. Verifica-se então, o comportamento que adotam as partículas sólidas que formam o leito quando um fluxo gasoso as atravessa.

Considerando um leito de partículas sólidas num reator pela base do qual é alimentado um gás com uma certa velocidade superficial, fazendo crescer gradualmente esta velocidade se produz um aumento progressivo da força de arraste sobre o sólido e, conseqüentemente, da perda de pressão através do leito. Nesta condição, as partículas oferecem menor resistência ao escoamento, havendo neste processo a expansão mais ou menos uniforme do leito. Com novos aumentos na velocidade superficial a expansão continua até ser atingida a velocidade de

mínima fluidização, em correspondência com a qual a força exercida pelo gás sobre o sólido se iguala completamente ao peso das partículas do leito. Este estágio é chamado de fluidização incipiente.

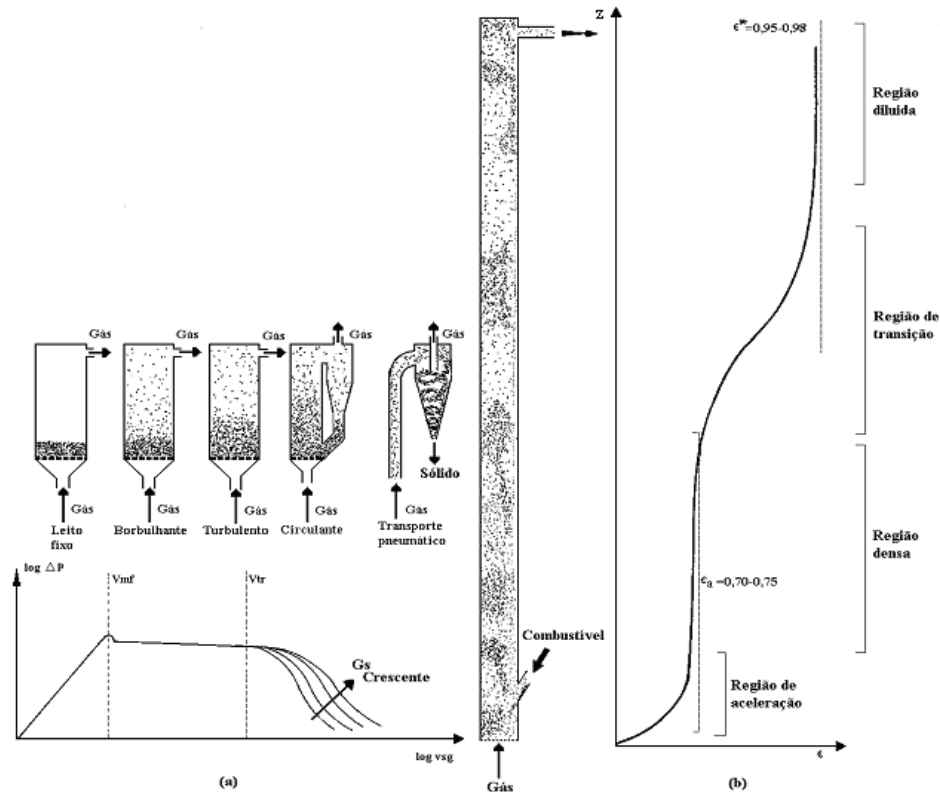


FIGURA 2.24. REGIME FLUIDODINÂMICO DO SISTEMA GÁS-SÓLIDO EM CONDIÇÕES DE FLUXO VERTICAL ASCENDENTE (A) E PERFIL TÍPICO NA FORMA SENOIDAL MOSTRANDO O COMPORTAMENTO DA FRAÇÃO DE VAZIOS OU POROSIDADE DO LEITO DE SÓLIDOS AO LONGO DA ALTURA DO REATOR PARA UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE (B) (COMITATO TERMOTECNICO ITALIANO, 1993)

No estágio de início da fluidização ou fluidização incipiente, a relação  $[\Delta P_{m\acute{x}}/P_{est}]$  é igual a 1. Porém, normalmente a queda de pressão atinge um valor máximo  $\Delta P_{m\acute{x}}$  um pouco maior que a pressão estática do leito  $P_{est}$ .

Com o aumento da velocidade superficial do gás acima da velocidade de mínima fluidização, a perda de pressão através do leito permanece substancialmente constante, enquanto o leito continua expandindo. Nesta etapa o sistema apresenta uma disposição bifásica: por um lado, uma fase densa (fase de emulsão) constituída de sólidos e de gás intersticial e por outro, uma fase diluída constituída de bolhas, as quais aparecem ao longo do



leito (fase de bolhas). Dessa forma, o reator opera em regime de leito fluidizado borbulhante.

Com um aumento posterior na velocidade superficial, a disposição do leito muda gradualmente, passando ao estado turbulento, caracterizado por uma distribuição dispersa do sólido no leito. O leito permanece neste regime até que seja atingida a velocidade de transporte, na proximidade da qual experimenta-se um aumento brusco da quantidade de partículas transportadas, provocando o esvaziamento do leito quando é atingido o regime de transporte pneumático. Este regime é caracterizado por diversas concentrações de sólidos no fluxo de recirculação.

O comportamento da curva na região onde a velocidade superficial do gás é maior que a velocidade de transporte das partículas, ou seja, a região compreendida entre os regimes de recirculação e de transporte pneumático, está grandemente influenciada pela vazão de sólidos realimentados pela base do reator (reator de leito fluidizado circulante). Portanto, existem divergências entre as diferentes curvas paramétricas em  $G_s$  para valores da velocidade superficial do gás crescentes.

O gráfico da perda de carga em função da velocidade superficial do gás é muito útil como indicativo da qualidade da fluidização, especialmente quando a observação visual não é possível. Por outro lado, perdas de energia por colisão e atrito entre as partículas sólidas do leito e entre elas e a superfície das paredes internas do reator provocam desvios dos dados experimentais de queda de pressão em relação aos valores calculados a partir da equação 2.6.

## **2.8. Custos e modelos de custos envolvendo sistemas de pirólise rápida. Princípios para o estudo de viabilidade técnico-econômica**

Sobre funções de custo podemos dizer que, baseados na teoria microeconômica, se define custo de produção de uma quantidade  $\xi$  de um determinado bem, como o custo da combinação mais econômica de fatores de produção ou insumos por meio da qual se pode obter essa quantidade do produto. Assim sendo, se admitimos que a fabricação da quantidade  $\xi$  de um bem qualquer se processa de acordo com a seguinte função de produção:

$$\xi = f(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad (2.22)$$

onde:

$x_1, x_2, \dots, x_n$  são as quantidades mínimas dos insumos 1, 2, ..., n, necessárias para se

produzir a quantidade  $\xi$  do bem em questão, e sendo conhecidos os preços  $p_1, p_2, \dots, p_n$  dos insumos  $x_i$ , então, para cada nível de produção  $s$ , existirá uma combinação de mínimo custo dos insumos  $x$ , tal que,

$$z = p_1x_1 + p_2x_2 + \dots + p_nx_n \quad (2.23)$$

seja um mínimo, satisfazendo as condições:

$$f(x_1, x_2, \dots, x_n) = s \quad (2.24)$$

e,

$$x_i > 0, i = 1, 2, \dots, n$$

A função matemática dada pela expressão 2.22 é uma função que pode representar um modelo de custo.

**BRIDGWATER et al. (1999)**, oferecem um modelo de custo para o bio-óleo obtido por pirólise rápida de biomassa (madeira). A função (equação 2.24) estima os custos, em ECU/GJ (moeda antiga designada pela Comunidade Européia), associados à produção do bio-óleo para plantas deste tipo na Europa. O modelo pode ser usado para estimar os custos de produção de bio-óleo de acordo à capacidade de consumo de biomassa da planta, em ton/h (base seca), e o preço da biomassa, em ECU/ton. Os custos foram expressos em termos do seu poder calorífico inferior (ECU/GJ), com índices de custo e taxa cambial de US\$1,15/ECU referidos ao ano de 1998. O modelo fica da seguinte forma:

$$[ECU / GJ(PCI_{bio-óleo})] = 8,87\{\dot{m}_b(ton / h(b.s.))\}^{-0,3407} + \{CB(ECU / ton(b.s.))/0,625PCI_b(GJ / ton)\} \quad (2.25)$$

No termo da esquerda,  $PCI_{bio-óleo}$  representa o poder calorífico inferior do bio-óleo (veja que os custos estão referidos à unidade de energia GJ). No termo da direita  $\dot{m}_b$  é a capacidade de consumo da planta em ton/h (base seca), CB é o custo da biomassa em ECU/ton (base seca), e  $PCI_b$  é o poder calorífico inferior da biomassa em GJ/ton.

Uma análise de sensibilidade baseada no modelo de custo anterior diria o quanto a parcela que representa o custo da biomassa significaria no custo total de produção do bio-óleo, essencialmente, para plantas de pequena capacidade (menores do que 2 ton/h).

Baseados no modelo de custo dado pela equação 2.25, e considerando uma planta de 1 ton/h (base seca) de capacidade nominal de consumo de biomassa, cujo poder calorífico

inferior é 20 MJ/kg, o custo de produção de bio-óleo seria de 20 US\$/GJ, ou 0,040 US\$/kg.

Num estudo reportado por **GREGORI, (1992)** sobre as características técnicas e econômicas do processo de produção de bio-óleo derivado de vários tipos de resíduos de madeira através da tecnologia de pirólise rápida em reator do tipo de cone rotativo, para uma planta de 42 ton/h de capacidade de biomassa (b.s.) com preço da biomassa seca de cerca de US\$40/ton e taxa de retorno sobre o investimento de 20%, o preço de venda estimado para o bio-óleo foi de US\$ 0,10/kg.

Segundo este mesmo autor, a partir de um estudo econômico posterior realizado usando-se a mais aceita das técnicas de análise econômica, a técnica de “taxa de fluxo de caixa descontada do retorno” e “taxa interna de retorno”, para a mesma capacidade da planta de 42 ton/h de biomassa (b.s.), o preço de venda que se requer visando receber a uma taxa de retorno de 25% é de US\$ 0,15/kg. Logo, se 50% do capital necessário é obtido através de empréstimos, então o preço de venda se reduz para US\$ 0,10/kg.

A Figura 2.25 mostra um esquema do tipo correlativo onde se identificam os principais pontos de consumo econômico. A tecnologia deve prever o emprego dos co-produtos no próprio processo produtivo, como é o caso dos finos de carvão vegetal motivo de estudo nesta Tese, com o menor impacto ambiental possível.

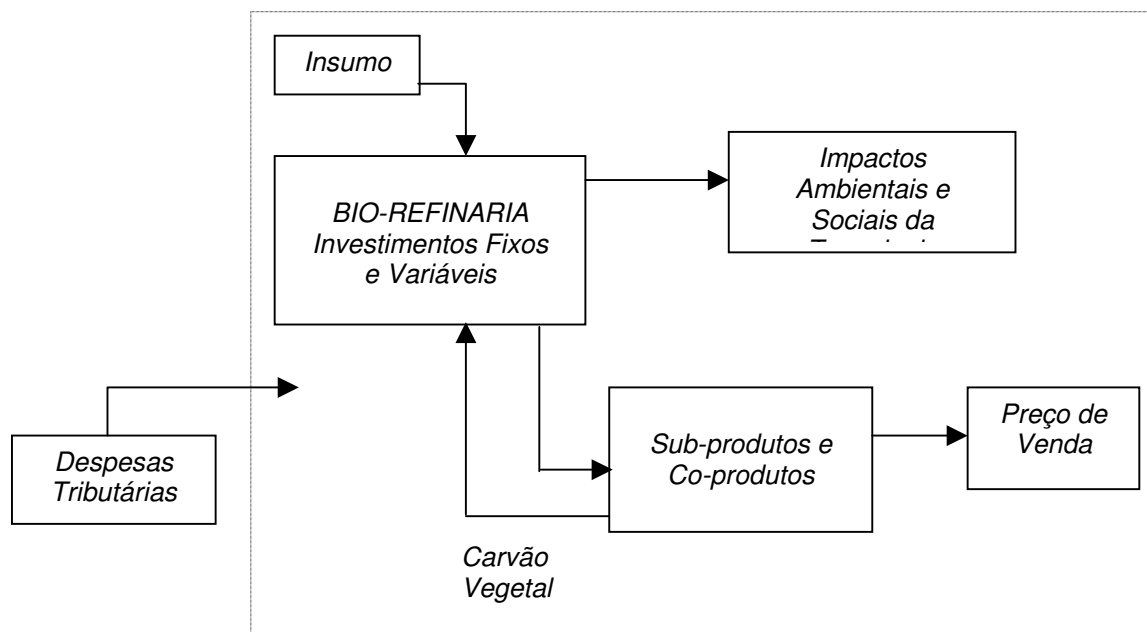


FIGURA 2.25. ESQUEMA ILUSTRATIVO CORRELACIONANDO OS PRINCIPAIS PONTOS DE CONSUMO ECONÔMICO NUM PROJETO TECNOLÓGICO NA ÁREA DE PIRÓLISE RÁPIDA (ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002)

Um estudo econômico preliminar para se verificar os custos de produção de carvão vegetal a partir da pirólise de partículas finas de biomassa usando-se a tecnologia de leito fluidizado, foi realizado pelo autor deste trabalho no ano de 2001. O trabalho foi desenvolvido como parte do projeto PIB - Projeto Integrado de Biomassa, convênio 77.98.0087.00 de 13/02/1998, celebrado entre a Financiadora de Estudos e Projetos-FINEP e o Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo-IPT. No Apêndice A deste trabalho de Tese mostram-se os cálculos correspondentes a esta avaliação econômica. Os resultados demonstraram que esta tecnologia não é economicamente viável para a produção somente de carvão vegetal, como ocorre nos atuais sistemas convencionais de produção de carvão vegetal a partir da madeira. Esta tecnologia deve ser desenvolvida visando-se a produção de bio-óleo de elevada qualidade e obtendo, como co-produto, o carvão vegetal, gás combustível, e outros.

Entretanto, estudos de sensibilidade são importantes na análise econômica de projetos. O gráfico da Figura 2.26 representa a análise de sensibilidade do preço de venda dos finos de carvão vegetal para o projeto antes apresentado, diante de variações nos dados das principais variáveis do modelo. Quanto maior for a barra da variável mais sensível ela é aos resultados do preço de venda. Pode-se observar que as variáveis mais sensíveis ao preço de venda dos produtos e co-produtos do processo em análise relacionam-se àquelas variáveis ligadas ao processo de produção, isto é, o rendimento do processo, o consumo de biomassa e seu preço de venda, e o número de horas diárias trabalhadas.

## **2.9. Considerações gerais do capítulo**

Destacam-se as seguintes questões gerais:

1. Na área de pirólise de materiais lignocelulósicos verifica-se um elevado número de publicações muito dispersas, a grande maioria das quais conduzidas em equipamentos em escala de bancada, visando estudar a influência de parâmetros de processo sobre os rendimentos dos sub-produtos do processo. Neste trabalho, realizou-se um agrupamento bibliográfico extenso de uma considerável quantidade desses trabalhos, destacando-se a necessidade de realizar pesquisas em instalações em nível de planta piloto com o objetivo de obter dados que permitam subsidiar estudos para o “scale-up” da tecnologia;
2. Não foram localizadas referências bibliográficas relacionadas com estratégias gerais para a

análise de processos de termoconversão de materiais lignocelulósicos, baseadas no estudo do efeito das principais variáveis do processo de pirólise rápida sobre a qualidade de um produto ou processo, a geração de alternativas de processo, o “scale-up” e estudos de viabilidade econômica, através da modelagem experimental por meio de técnicas estatísticas de planejamento fatorial;

3. Verifica-se a existência de poucos dados acerca das propriedades físicas, mecanismos de reação e parâmetros cinéticos confiáveis para materiais lignocelulósicos, assim como expressões para estimar coeficientes de transferência de calor e massa para faixas amplas de condições experimentais, que permitam auxiliar no melhor desempenho dos modelos matemáticos existentes;
4. A análise de parâmetros fluidodinâmicos, tais como a velocidade de mínima fluidização e a velocidade terminal de partículas isoladas dos sólidos, resulta de extrema importância no estudo dos sistemas de contato gás-sólido. No caso de reatores de leito fluidizado, estas propriedades devem ser conhecidas, principalmente, para o material inerte do leito, devido a que, durante a fluidização, o mesmo passa a ter o controle da dinâmica do leito;
5. O regime fluidodinâmico num reator de leito fluidizado é caracterizado pela velocidade superficial do gás que escoar através do leito de inertes, e geralmente é expresso em função da razão  $(v_{sg}/v_{mf})$ . Velocidades maiores deslocam a condição fluidodinâmica do leito para regimes além daquele onde a velocidade superficial do gás corresponde com a de mínima fluidização;
6. Na análise de reatores de leito fluidizado borbulhante, comumente costuma-se considerar que as fases que inter-atuam são duas: a fase de emulsão ou fase densa e a fase de bolhas (modelo bifásico), sendo que o fluxo de gás equivalente à mínima fluidização passa através da fase de emulsão, e o fluxo de gás em excesso passa através da fase de bolhas, na qual não existem partículas nem nuvens de partículas ao redor das bolhas;
7. Estudos de sensibilidade paramétrica realizados em processos de termoconversão de biomassa têm demonstrado a sensível dependência de variáveis operacionais e de processo, tais como, rendimento e eficiência do processo, capacidade da planta e custo do insumo biomassa, entre outras, no preço de venda dos produtos.

## Diagrama de sensibilidade paramétrica

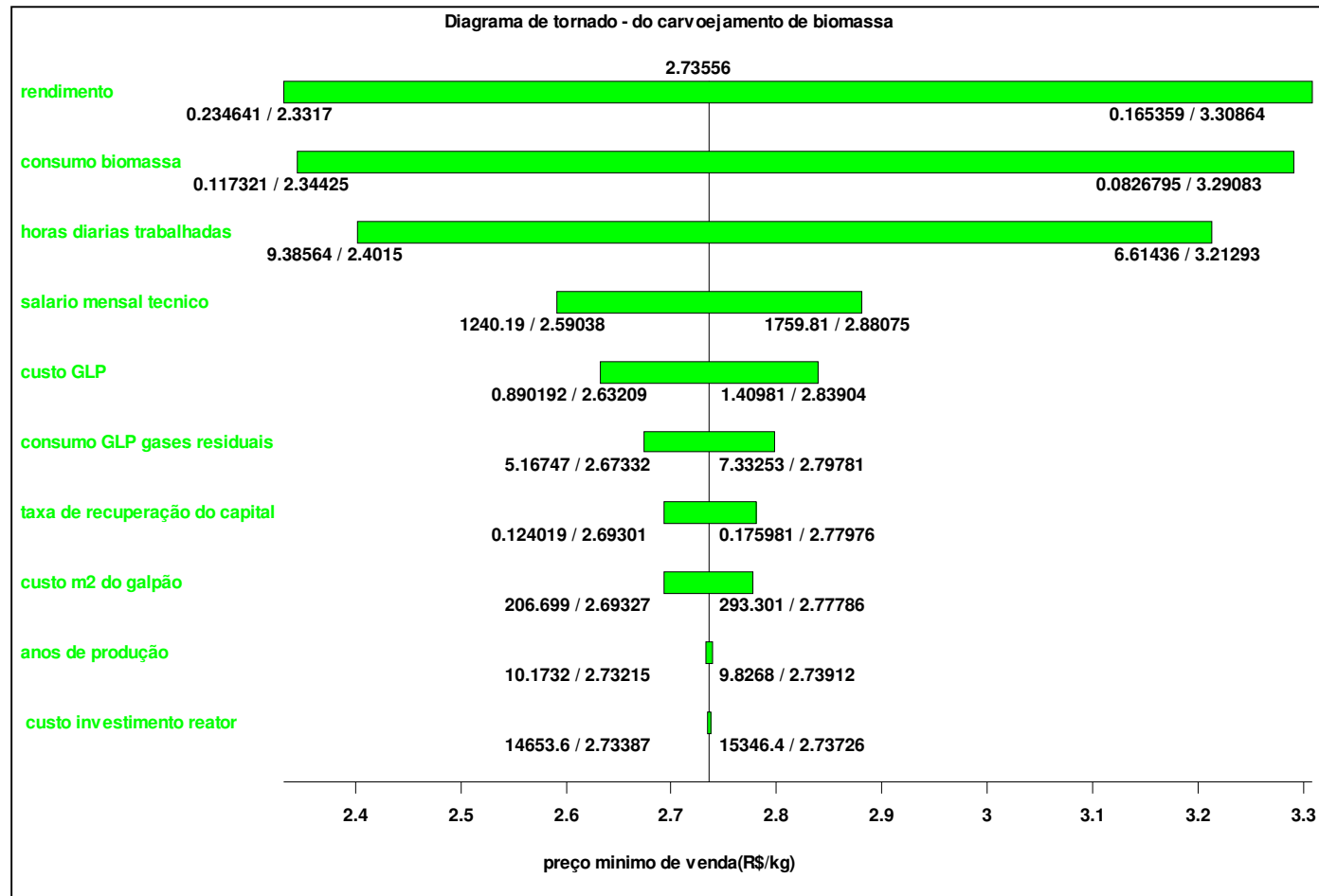


FIGURA 2.26. DIAGRAMA DE SENSIBILIDADE PARAMÉTRICA PARA UMA ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR DA PRODUÇÃO DE CARVÃO VEGETAL EM REATOR DE PIROLÍSE EM LEITO FLUIDIZADO

## Capítulo 3 – Material e Métodos

### 3.1. Introdução

O presente capítulo será apresentado com a seguinte estrutura:

1. Apresentação da bancada de testes para a caracterização fluidodinâmica do material inerte usado nos experimentos de pirólise rápida, a qual inclui a determinação da velocidade de mínima fluidização e velocidade terminal das partículas;
2. Formulação teórica dos modelos para a simulação das propriedades fluidodinâmicas anteriormente colocadas, e sua implementação através de algoritmos de cálculo e de programação em linguagem de MATLAB;
3. Propriedades físicas e distribuição de tamanhos das partículas de material inerte;
4. Apresentação da bancada de testes para caracterização fluidodinâmica da biomassa usada nos testes de pirólise rápida (capim elefante pré-tratado);
5. Caracterização da velocidade de arraste das partículas de capim elefante através do levantamento de dados para a construção das curvas de função mássica de distribuição;
6. Caracterização físico-química, granulométrica, geométrica e térmica para o capim elefante;
7. Detalhamento da unidade piloto para testes de pirólise rápida a quente. Partes componentes e características;
8. Apresentação do planejamento experimental realizado para o levantamento dos dados requeridos à realização deste trabalho;
9. Apresentação de algumas considerações econômicas.

Qualquer tipo de trabalho científico realizado utilizando-se um determinado material, deve partir da sua caracterização físico-química, além de outras propriedades necessárias à pesquisa. No caso da utilização deste material para fins energéticos, o pleno conhecimento das suas propriedades físico-químicas, resulta de imprescindível importância durante os cálculos de projeto das diferentes instalações de conversão termoquímica.

O conhecimento de algumas das principais propriedades físicas dos materiais sólidos porosos é de grande valor, quando se estudam os sistemas em regime de fluidização ou se estudam os fenômenos que caracterizam os sistemas fluído-partícula, por exemplo, a densidade aparente de partícula e real do material, esfericidade, características geométricas, granulometria etc.

A determinação das propriedades químicas e técnicas do material combustível, assim como a composição química elementar, composição imediata e poder calorífico, permitem conhecer a potencialidade do combustível utilizado e constituem a base dos cálculos térmicos dos equipamentos energéticos em geral.

Embora a literatura especializada ofereça informações sobre as características físico-químicas dos combustíveis mais comumente utilizados, é recomendável a sua determinação experimental durante o desenvolvimento da pesquisa. Para algumas biomassas de origem vegetal, geralmente um estudo particular e cuidadoso deve ser realizado, uma vez que existe pouca experiência na determinação experimental de algumas das mais importantes propriedades, por exemplo, propriedades fluidodinâmicas. Nestes casos, os procedimentos de análise devem ser discutidos.

Neste trabalho foram realizadas várias análises experimentais em equipamentos de bancada e próprios de laboratórios, visando-se o levantamento de dados necessários à pesquisa. Entre estas propriedades destacam-se: a velocidade de mínima fluidização e velocidade terminal dos sólidos participantes, densidade aparente de partícula e densidade real, área superficial, análise química imediata, análise química elementar, poder calorífico superior, distribuição granulométrica e análise termogravimétrica-ATG e calorimetria exploratória diferencial-DSC. Apresentamos as principais características destes equipamentos e das análises realizadas.

### **3.2. Preparando os materiais sólidos para os ensaios**

Os materiais ensaiados foram: o material inerte e o capim elefante pré-tratado. O material inerte utilizado nos testes de pirólise foi a areia tipo quartzo classificada com a referência 407/40, e fornecida pela empresa BRASILMINAS Indústria e Comércio Ltda., São Paulo. Foram adquiridas 2 (duas) toneladas deste produto para garantir todos os ensaios no



reator, além de um lote de 40 kilogramas, adquirido para realizar os testes a frio na instalação de bancada. O capim elefante previamente tratado foi cedido por gentileza do Instituto de Zootecnia da cidade de Nova Odessa, São Paulo.

Considerando que os biocombustíveis usados em reatores de leito fluidizado devem apresentar determinadas características em termos de granulometria e teor de umidade, foi necessário, primeiro, realizar a secagem de todo o capim elefante recebido, sempre que este processo não tivesse sido realizado pelo próprio instituto. A secagem do material se realizou ao sol por um período de vários dias até considerarmos, por meio da observação visual e a realização de algumas análises de acompanhamento da sua umidade, que o material tinha atingido a faixa recomendada, em torno de 10% a 15% (base úmida).

A determinação experimental de qualquer uma das propriedades físico-químicas de interesse pressupõe, como etapa inicial, uma adequada seleção das amostras. No caso analisado do capim elefante, foi necessário realizar primeiramente a mistura da quantidade total de material, uma vez que não era possível obter uma adequada uniformidade, mesmo após a trituração e secagem. Foram finalmente selecionadas, cuidadosamente, algumas amostras da quantidade total, coletadas dos extremos e do centro da pilha e colocadas em sacos de plástico de 100 litros de capacidade. Depois de serem misturadas e divididas por várias vezes, um quarto final destas amostras foi hermeticamente vedado num saco plástico para ser usada nas análises de laboratório. O resto do capim preparado e que seria usado nos experimentos de pirólise foi cuidadosamente armazenado em sacos plásticos resistentes e vedados.

### **3.3. Bancada de testes. Experimentos fluidodinâmicos com o material inerte**

#### **3.3.1. Propriedades físicas e distribuição de tamanhos das partículas**

Considerando-se que grande parte do gás de fluidização passa contido nas bolhas, torna-se importante conhecer quão efetivo é o contato entre este gás e os sólidos que o constituem o leito. A interação das bolhas com a fase densa ou de emulsão dentro do leito é fortemente determinada pela densidade e granulometria do material particulado de que este é constituído.

Entre os diferentes tipos de particulados inertes utilizados mais freqüentemente em reatores de leito fluidizado a areia sílica ou areia tipo quartzo ( $SiO_2$ ) ocupa um lugar de destaque. Do ponto de vista fluidodinâmico, estes particulados sólidos têm sido classificados por grupos, segundo a conhecida classificação proposta por Geldart (Figura 3.1), baseada nas propriedades do leito fluidizado e dimensões das partículas que o compõem (diferença entre as massas específicas do sólido e do gás, e o diâmetro equivalente superficial ou diâmetro de Sauter  $\overline{d_p}$ ).

Na maioria das aplicações em leito fluidizado para termoconversão o material inerte do leito pertence ao grupo B ou D, os quais são, tipicamente, particulado com densidade variando entre 1400 e 4000 kg/m<sup>3</sup> e  $\overline{d_p}$  variando entre 40 e 500µm para o tipo B, e densidade > que 4000 kg/m<sup>3</sup> e  $\overline{d_p}$  > 600 µm para o tipo D. Na mesma Figura 3.1, a  $u_{mf}$  é a velocidade de mínima fluidização,  $u_b$  é a velocidade de subida da bolha,  $u_{mb}$  é a velocidade de mínimo borbulhamento, e  $\varepsilon_{mf}$  é a porosidade do leito na condição de mínima fluidização.

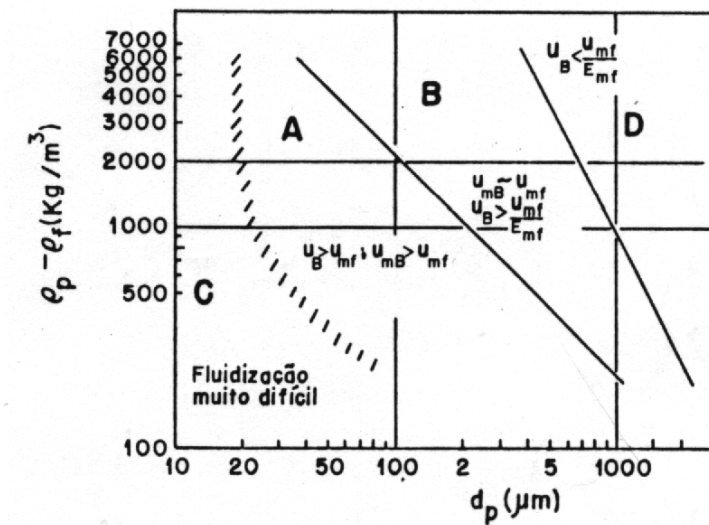


FIGURA 3.1. DIAGRAMA DE GELDART PARA A CLASSIFICAÇÃO DO MATERIAL PARTICULADO DO LEITO (SANTOS, 1991)

Observe-se que variando o  $\overline{d_p}$ , o que pode ser feito acrescentando ou retirando finos no leito, estaríamos variando as características fluidodinâmicas do inerte.

As propriedades físicas determinadas para este material foram a densidade aparente à granel ou do conglomerado de partículas e a esfericidade das partículas, além da análise de distribuição de tamanhos, importantes propriedades necessárias para a estimativa dos parâmetros fluidodinâmicos.

Para a determinação da densidade à granel da areia sílica ensaiada utilizou-se a norma ASTM E 873-82. Foram realizadas 2 réplicas do experimento. A densidade real do material foi cedida pelo fabricante deste produto, e a densidade aparente de partícula foi estimada a partir da equação 4.1, considerando-se uma porosidade para este material de aproximadamente 6% (valor encontrado para a alumina na mesma faixa de tamanhos de partícula).

Forma e tamanho são inseparáveis em um objeto e ambos são necessários para se descrever satisfatoriamente o mesmo. Entre as propriedades físicas forma e tamanho, um dos principais parâmetros a ser definido é a esfericidade (**CAMPOS et al., 1999**).

A esfericidade  $\phi$  constitui um parâmetro físico de marcada importância durante os estudos fluidodinâmicos de sistemas de particulados. O seu conhecimento resulta importante no estudo de reatores em leito fluidizado para múltiplas aplicações, entre elas a pirólise.

A determinação da esfericidade  $\phi$  neste trabalho permitiu caracterizar melhor o material inerte usado, possibilitando contar com um maior número de dados para se realizar a modelagem das características fluidodinâmicas deste sólido para calcular a velocidade de mínima fluidização e velocidade terminal das partículas.

Existem vários métodos para se determinar a esfericidade de um sólido. O fundamento geométrico do conceito deste parâmetro advém da propriedade isoperimétrica da esfera. Segundo **CAMPOS et al. (1999)**, a literatura apresenta uma expressão prática tridimensional para estimar a esfericidade de um objeto, a qual relaciona o diâmetro de uma esfera de igual volume que o objeto e o diâmetro da menor esfera circunscrita.

Um outro método parte do conceito de assumir que o volume de um sólido é igual ao volume de um elipsóide triaxial com seus interceptos, e que o diâmetro de uma esfera circunscrita é o maior intercepto do elipsóide, então:

$$\phi = \left[ \frac{\text{Volume.sólido}}{\text{Volume.esfera.circunscrita}} \right]^{1/3} \quad (3.1)$$

Nestes dois primeiros métodos é necessário realizar determinações, por exemplo, do volume do objeto sólido e a área superficial, o que pode eventualmente, resultar inviável em economia e tempo, dada o tipo de pesquisa realizada.

Se oferece então uma terceira definição muito simples mas de resultados satisfatórios (PEÇANHA e MASSARANI, 1980), a qual estabelece que:

$$E = \frac{d_i}{d_c} \quad (3.2)$$

onde  $d_i$  é o diâmetro do maior círculo inscrito ao sólido, e  $d_c$  é o diâmetro do menor círculo circunscrito ao sólido, como mostra a Figura 3.2. Na Figura 3.3 mostra-se uma foto obtida em microscópio de varredura para o material inerte ensaiado.



FIGURA 3.2. ESQUEMA MOSTRANDO A LOCALIZAÇÃO DOS DIÂMETROS  $d_i$  E  $d_c$  (ELABORAÇÃO PRÓPRIA)

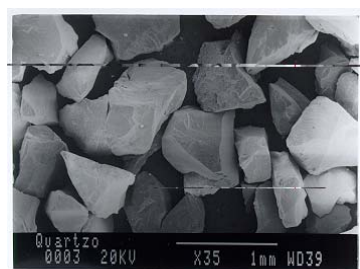


FIGURA 3.3. FOTO DE MICROSCÓPIO DO MATERIAL INERTE ESTUDADO (AREIA SÍLICA 407/40 DA BRASILMINAS INDÚSTRIA E COMÉRCIO LTDA.) (ELABORAÇÃO PRÓPRIA)

As medições dos diâmetros  $d_i$  e  $d_c$  foram realizadas diretamente num papel usando-se uma fotocópia ampliada de cada uma das fotos.

A análise granulométrica para este material foi realizada nas dependências do Centro de Tecnologia Copersucar-CTC, em Piracicaba-SP. O método utilizado foi o tradicional

usando-se uma série de peneiras e a norma ASTM D 293-93. A série de peneiras utilizadas, segundo sua classificação variou desde a número 14 até a número 200, mais o fundo, de forma que pode ser representada da seguinte forma: -14+200 (ABNT), ou -1,41+0,074 mm (ABNT).

O diâmetro equivalente das partículas, baseado na análise granulométrica, foi obtido usando-se a média Sauter  $\bar{d}_p$  (SILVA, 1991). Os dados acerca da forma das partículas (fator de forma para cada faixa de diâmetro de partícula) e a densidade para cada classe de tamanhos de partícula, permitem realizar cálculos mais precisos acerca do diâmetro de Sauter. Neste caso foi possível, considerando-se constância da densidade de partícula para cada classe de tamanho, o que na realidade não é bem assim, estimar o diâmetro de Sauter pela equações 3.3.

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^k \frac{\phi_m(d_{pi})m_{pi}}{d_{pi}}} \quad (3.3)$$

ou,

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^k m_{pi} \rho_p \sum_{i=1}^k \frac{m_{pi}}{\rho_p d_{pi}}} \quad (3.4)$$

onde:

$\phi_m(d_{pi})m_{pi}$  é a fração ponderada retida na peneira de abertura i, adimensional;

$d_{pi}$  é o diâmetro de partícula calculado entre duas peneiras consecutivas, mm;

$\rho_p$  é a densidade efetiva do material (densidade real);

$m_{pi}$  é a fração mássica retida de material de diâmetro i.

O diâmetro  $d_{pi}$  pode ser estimado a partir de diferentes expressões. As equações 3.5 e 3.6 representam só duas das mais usadas. Entretanto, neste trabalho usou-se a expressão dada por BERNHARDT (1993), dada pela equação 3.7.

$$d_{pi} = \sqrt[3]{\frac{2(e_s * e_i)^2}{e_s + e_i}} \quad (3.5)$$

$$d_{pi} = \ln \frac{Lne_s + Lne_i}{2} \quad (3.6)$$

onde

$e_s$  é a abertura da peneira superior, mm

$e_i$  é a abertura da peneira inferior, mm

Foi comprovado que a utilização de cada uma destas expressões oferece valores médios significativamente iguais.

**BERNHARDT (1993)**, usa a chamada dimensão característica das partículas, conceito que foi utilizado neste trabalho para representar o conglomerado de partículas.

A dimensão característica da n-ésima fração mássica  $X_i$  é estimada da seguinte forma:

$$X_i = \bar{X}_{n-ésima} = \left[ \frac{(X_2^2 + X_1^2)(X_2 + X_1)}{4} \right]^{1/3} \quad (3.7)$$

onde:

$X_1$  é a abertura estandardizada da peneira que permite que a fração passe, mm;

$X_2$  é a abertura estandardizada da peneira onde a fração fica retida, mm.

### 3.3.2. Velocidade de mínima fluidização

Os experimentos para a determinação da velocidade de mínima fluidização foram realizados no Laboratório de Fluidodinâmica do Departamento de Termofluidodinâmica da Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP.

Uma foto da unidade experimental é mostrada na Figura 3.4. Os principais dados de projeto e operacionais são os seguintes:

1. A coluna de fluidização compõe-se de um tubo de acrílico de 143 mm de diâmetro interior e aproximadamente 1000 mm de altura;
2. Usou-se um compressor radial da IBRAM modelo CR-6;
3. Para a medição da vazão de ar para cada condição experimental empregou-se um medidor tipo placa de orifício com diâmetro do orifício de 12,2 mm;
4. A placa de distribuição de ar utilizada foi do tipo placa perfurada;
5. Usou-se ar como agente fluidizante. Usando-se um trocador de calor a água procurou-se manter controlada a temperatura do ar, evitando a influência da sua variação nos ensaios;

6. O arranjo instrumental incluiu a medição da temperatura do ar, valendo-nos de termopares tipo cobre/constantan e registrador digital marca IOPE modelo SP-G22 C8 com 8 canais e a medição indireta da vazão através da medição da queda de pressão na placa de orifício. Como líquido manométrico usou-se líquido orgânico de densidade igual a  $0,75 \text{ g/cm}^3$ . A medição da massa de sólidos foi realizada usando-se uma balança marca Marte com 2 casas decimais.



FIGURA 3.4. FOTO DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO – FEQ/UNICAMP

As principais equações utilizadas para o cálculo da vazão de ar e a sua respectiva correção por efeito da temperatura, pressão e umidade ambiente são oferecidas a seguir:

Queda de pressão na placa de distribuição de ar:

$$\Delta P_{distribuidor} (\text{mm.col.líqu}) = 0,184 * \Delta P_{placa} (\text{mm.col.líqu}) \quad (3.8)$$

onde:

$\Delta P_{placa}$  é a queda de pressão experimentada na placa de orifício.

Queda de pressão no leito de material sólido:

$$\Delta P_{leito} = \Delta P_{total} - \Delta P_{distribuidor} \quad (3.9)$$

onde:

$\Delta P_{total}$  é a queda de pressão total medida experimentalmente.

Vazão mássica de ar nas condições normais de temperatura e pressão-CNTP (curva de calibração da placa de orifício), em kg/min:

$$\dot{m}_{ar}^{CNTP} = 0,02688 * (\Delta P_{plca})^{0,45032} \quad (3.10)$$

Correções para a vazão do ar úmido:

$$\dot{Q}_{ar}^{CNTP} = \dot{Q}_{ar} * \frac{\mu^{NTP}}{\mu} * \frac{P_{esc}(t^{NTP} + 273,15)}{P_{esc}^{NTP}(t + 273,15)k} \quad (3.11)$$

As propriedades termodinâmicas de T e P (valores absolutos) podem ser obtidas através de medições diretas. No caso da pressão estática absoluta do escoamento  $P_{esc}$  na entrada da placa de orifício, seu valor pode ser estimado também por meio da curva de calibração do ventilador  $P_{total}$  vs Vazão de ar.

A viscosidade absoluta do ar  $\mu$  pode ser obtida nas Tabelas existentes, e  $k$ , o coeficiente de compressibilidade do gás pode ser estimado através de cálculos, usando-se gráficos ou tabelas disponíveis na literatura, ou programas de computação.

$\dot{Q}_{ar}$ ,  $\dot{Q}_{ar}^{CNTP}$  são a vazão de ar nas condições de operação e nas condições normais, m<sup>3</sup>/min

Se quisermos considerar só a vazão da parte seca do ar (ar seco), a equação de correção ficaria assim:

$$\dot{Q}_{ar seco}^{CNTP} = \dot{Q}_{ar úmido}^{CNTP} \left( (P - \phi P_v)(T^{CNTP} + 273) / P^{CNTP}(T_{ar} + 273) \right) \quad (3.12)$$

onde:

$\phi$  é a umidade relativa do ar ambiente, parâmetro que pode ser medido ou estimado.

Segundo a técnica experimental utilizada a velocidade de mínima fluidização  $v_{mf}$  foi determinada obtendo-se, graficamente, o ponto de intercepção entre as duas seqüências de dados experimentais previamente ajustadas através de um modelo linear. A primeira seqüência na etapa de crescimento da perda de carga com a velocidade superficial do gás, e a segunda seqüência na etapa onde a perda de carga mantém-se quase invariável com a velocidade.



### **3.3.3. Formulação teórica dos modelos para a obtenção da velocidade de mínima fluidização e velocidade terminal. Implementação no MATLAB**

Existem, na literatura, um grande número de equações empíricas e semi-empíricas desenvolvidas para estimar os parâmetros fluidodinâmicos: velocidade de mínima fluidização, velocidade terminal e coeficiente de arraste, para partículas esféricas e não-esféricas. A escolha de uma ou outra equação depende dos dados que se tenham das propriedades físicas do gás e do sólido e da precisão desejada na convergência do método.

Foi levantado um simples modelo teórico para realizar simulações e estimar a velocidade de mínima fluidização. Este modelo mostrou ser eficiente para partículas com forma bem definida e esfericidade acima de 0,5, como é o caso do inerte usado nos testes de pirólise rápida. Assim, foram elaborados dois algoritmos de cálculo, um para estimar a velocidade de mínima e outro para a velocidade terminal e coeficiente de arraste de partículas individuais, baseados em equações aplicáveis a materiais porosos não esféricos. Os algoritmos foram programados em linguagem de MATLAB e são apresentados nas Figuras 3.5 e 3.6.

O diâmetro de partícula utilizado nas equações é sempre o diâmetro médio de uma dada classe de tamanhos, o qual pode ser estimado pelas equações clássicas dadas na literatura, por exemplo, a equação de Sauter, ou utilizar a dimensão característica das partículas estimada por alguma das equações anteriormente colocadas.

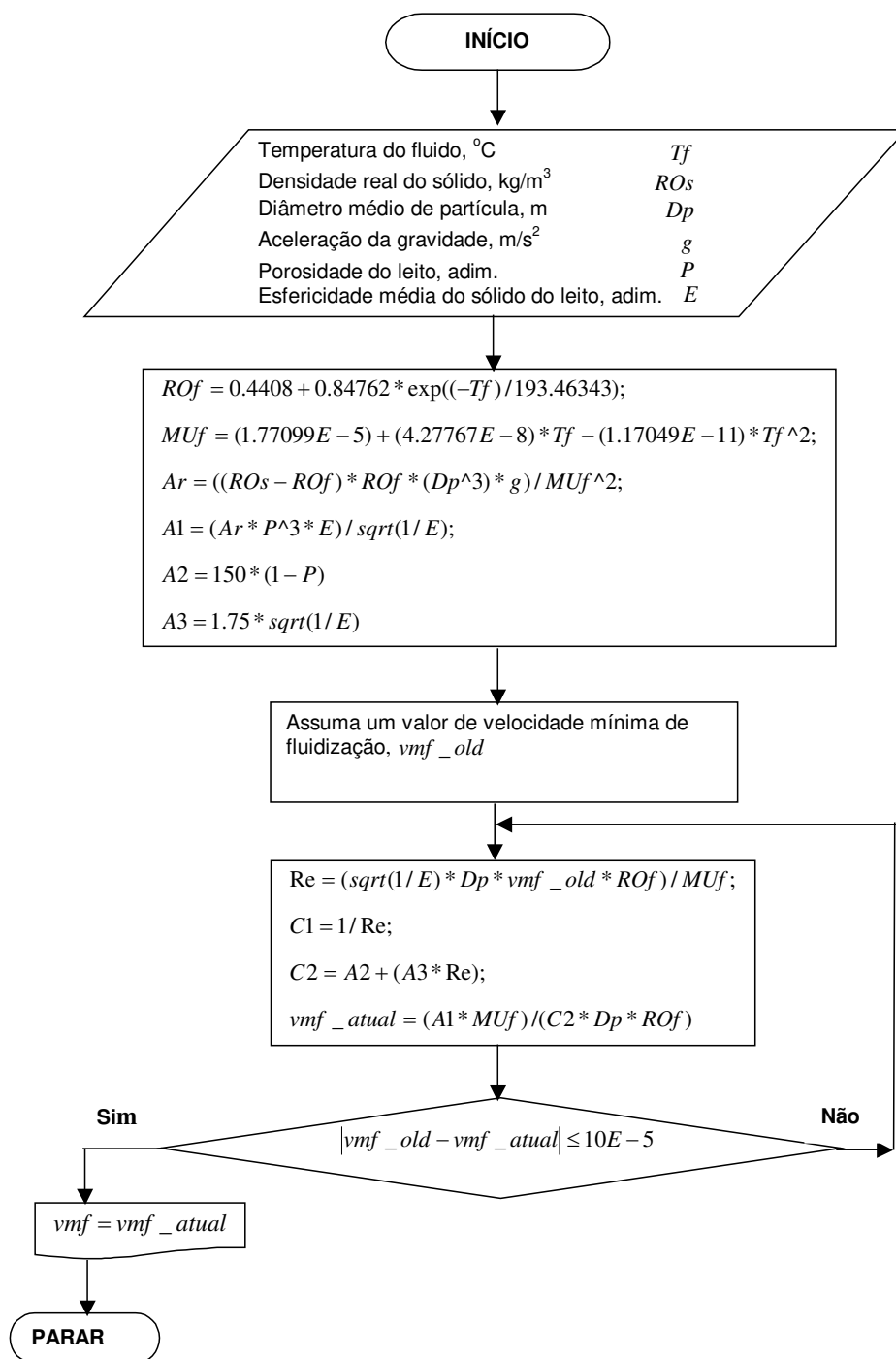


FIGURA 3.5. ALGORITMO DE CÁLCULO PARA ESTIMAR A VELOCIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO (ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002)

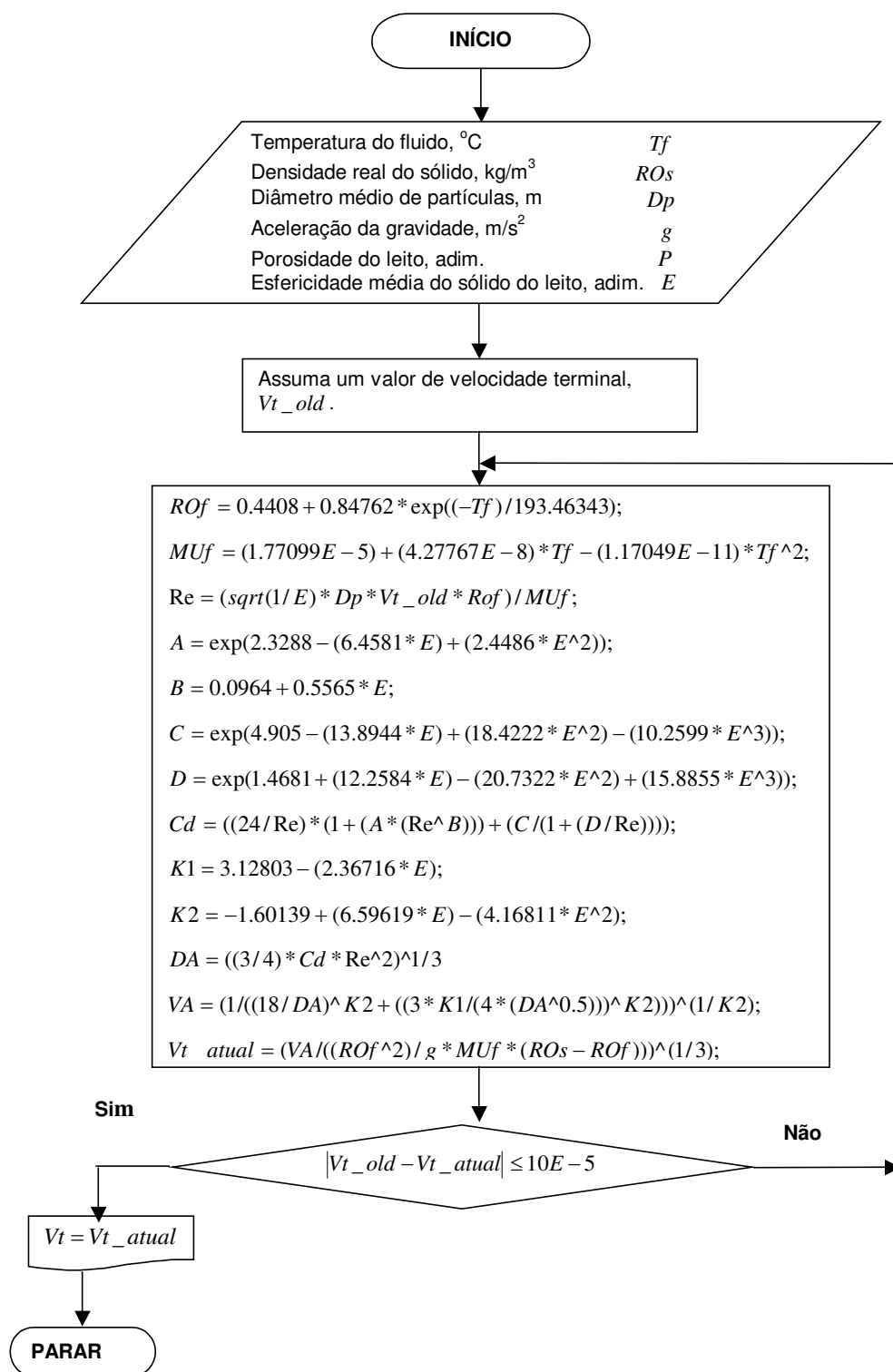


FIGURA 3.6. ALGORITMO DE CÁLCULO PARA ESTIMAR A VELOCIDADE TERMINAL DE PARTÍCULAS ISOLADAS (ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002)

Com a ajuda destes programas foram simuladas diferentes condições fluidodinâmicas para as partículas, e determinadas as referidas propriedades. A análise da concordância entre os resultados experimentais e os valores simulados é dada no próximo capítulo.

### **3.4. Bancada de testes. Experimentos fluidodinâmicos com o capim elefante**

#### **3.4.1. Distribuição de tamanhos de partícula**

Uma das análises físicas mais importantes em termos de caracterização dos combustíveis sólidos é a determinação da sua distribuição granulométrica. Esta análise caracteriza a distribuição das partículas do material em frações atendendo às suas dimensões. O processo de caracterização de tamanhos das partículas do combustível é muito delicado, isto porque os resultados finais dependerão, segundo o método utilizado, de fatores tais como: metodologia e normas utilizadas, equipamento, tempo de análise, tamanho da amostra, além de outros.

Para a determinação da distribuição de tamanhos das partículas de capim elefante optou-se, neste trabalho, pelo método das peneiras padronizadas. O resultado da análise por peneiragem é influenciado pelo tamanho relativo da amostra, pelo tempo de peneiragem ou classificação e pelo equipamento utilizado.

Baseado nestes critérios e considerando as normas existentes para a realização deste tipo de análise para outros materiais (veja item 3.3.2), decidiu-se trabalhar segundo o seguinte método:

- Nas amostras previamente seleccionadas de material foi tirada uma sub-amostra. Esta sub-amostra foi quarteada várias vezes e um quarto dela foi seca em estufa durante 24 horas. Esta amostra seca em estufa foi novamente quarteada e um quarto deixada em um saco aberto à atmosfera, por vários dias, até atingir a umidade de equilíbrio à temperatura ambiente;
- Colocou-se a série de peneiras seleccionadas no equipamento vibratório;

A série consistiu de 14 peneiras metálicas de secção circular com malha metálica e orifícios quadrados, divididas em 3 baterias, duas (2) de 5 peneiras e a outra (1) de 4 peneiras, quando montadas no equipamento vibrador.

Procuramos seguir, quando possível, a norma de formar uma série tipo  $a_n = a_{n-1}\sqrt{2}$ , e de usar um número viável de peneiras, de acordo com a observação realizada de que este material apresentava uma elevada dispersão de tamanhos de partícula. Utilizou-se as peneiras padronizadas da série ABNT com as características listadas na Tabela 3.1.

TABELA 3.1. SÉRIE DE PENEIRAS UTILIZADAS NA ANÁLISE DE DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DO CAPIM ELEFANTE

Série ABNT	Abertura, mm
1/2*	12,7
3/8*	9,52
1/4*	6,35
4	4,76
6	3,36
8	2,38
10	2,00
12	1,68
16	1,19
18	1,00
20	0,84
30	0,59
40	0,42
50	0,297

**Observações:** O sobrescrito (\*) na série ABNT indica polegadas. Os outros valores indicam mesh.

- 40 gramas de capim pré-tratado foram colocadas na peneira superior (peneira de maior abertura). Coloca-se uma tampa e o conjunto é fixado na máquina vibratória;
- Algumas experiências prévias realizadas com este tipo de material, permitiram comprovar que o tempo tecnicamente confiável e econômico para a peneiragem era de aproximadamente 20 minutos;

- Foram pesadas em balança eletrônica digital de até 2 casas decimais as frações retidas em cada peneira, e posteriormente calculadas as porcentagens com relação ao peso total da amostra final.

Comumente calcula-se a dimensão característica (diâmetro de partícula) da enésima fração mássica, considerada entre a abertura de duas peneiras adjacentes, para as análises posteriores (**BERNHARDT, 1993**).

Para o conjunto de partículas (de forma não esférica e de variados tamanhos) que compõem a biomassa, pode-se definir um diâmetro médio. O diâmetro médio definido em termos da área superficial das partículas, como descrito por **KUNII e LEVENSPIEL (1977)**, é calculado a partir da seguinte equação:

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{p_i}}} \quad (3.13)$$

onde:

$x_i$  é a fração mássica das partículas com diâmetro médio igual a  $d_{p_i}$ ;

$d_{p_i}$  é o diâmetro médio das partículas retidas entre uma peneira e a sua subsequente, mm.

### 3.4.2. Arranjo experimental para a determinação da velocidade de arraste

Os experimentos de velocidade de arraste para as partículas de capim elefante foram realizados numa instalação experimental construída por este autor na Faculdade de Engenharia Agrícola-FEAGRI da UNICAMP. Uma foto do sistema de testes é mostrada na Figura 3.7 e um esquema da instalação experimental se mostra na Figura 3.8.



FIGURA 3.7. FOTO DO SISTEMA EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE ARRASTE DAS PARTÍCULAS DE CAPIM ELEFANTE

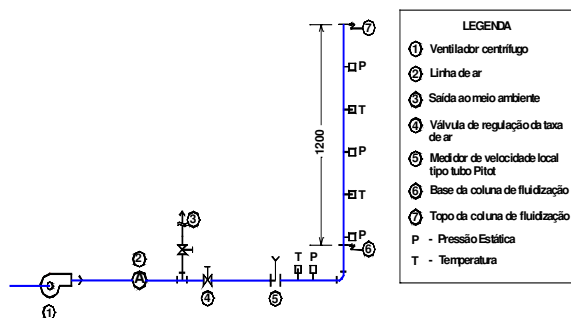


FIGURA 3.8. ESQUEMA DO SISTEMA EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE ARRASTE DAS PARTÍCULAS DE CAPIM ELEFANTE

A instalação é do tipo de coluna de fluidização, sendo suas principais partes as seguintes:

1. uma coluna de fluidização de 1200 mm de altura e 25 mm de diâmetro interior, construída em vidro;
2. uma base metálica que serve de suporte à coluna de fluidização e onde a biomassa era colocada no início de cada ensaio;
3. uma placa distribuidora do gás de fluidização (ar), de orifícios redondos de 0,6 mm de diâmetro, área aberta de 19,2% e densidade de orifícios de 70 orifícios/cm<sup>2</sup>;
4. o ar era suprido por um ventilador centrífugo com motor elétrico JOMAR tipo ET2, potência de 1 CV e 3600 r.p.m.;
5. a medida da velocidade do ar era conseguida através de um tubo estático de Pitot situado na tubulação de ar à distância recomendada;
6. as medidas de temperatura eram realizadas com termômetro de líquido em vidro de mercúrio e escala de 0°C a 60°C para a medida da temperatura ambiente, precisão de 0,5°C, e escala de 0°C a 210°C, precisão de 1°C, para a medida da temperatura do ar;
7. um manômetro de coluna inclinada para a medição da pressão dinâmica e estática fabricado pela Airflow Developments Ltda., modelo tipo 5, de escala de 0 a 250 mm

- CA (coluna de água) e precisão de 1 mm CA, usando-se como líquido manométrico um óleo (do fabricante) de gravidade específica igual a 0,784 a 20°C;
8. um manômetro diferencial para a medição da perda de carga na placa distribuidora com água como líquido manométrico, de gravidade específica igual a 1 a 20°C, escala de 0 a 430 mm CA e precisão de 1 mm CA;
  9. balança de laboratório GEHAKA, modelo BG 2000, de carga máxima de 2000 gramas e precisão de 0,01 gramas;
  10. válvulas e acessórios completam o sistema.

Os experimentos foram realizados com capim elefante para várias faixas de tamanhos de partículas, e os resultados levantados correspondem com as curvas de função de distribuição da velocidade terminal. A curva de densidade de distribuição nos oferece o valor mais provável deste parâmetro para a classe de tamanhos das partículas considerado.

### **3.5. Propriedades físico-químicas e da análise termogravimétrica e calorimetria exploratória diferencial**

#### **3.5.1. Análise química imediata**

A análise química imediata de um combustível qualquer oferece as frações em peso de umidade, voláteis, cinzas e carbono fixo da amostra. A análise imediata foi efetuada segundo as normas correspondentes da ASTM para madeira e resíduos.

Para a realização das análises foram utilizados os seguintes materiais:

1. cadinhos com tampa;
2. estufa (Marca QUIMIS modelo Q.314.242);
3. mufla (Marca MERSE modelo Melf, 1992);
4. balança eletrônica de laboratório (Marca MICRONAL, modelo B200), precisão de 0,001g;
5. dessecador;



As técnicas de análise inicialmente utilizadas foram as relacionadas a seguir:

<b>Norma utilizada (ASTM)</b>	<b>Parâmetro medido</b>
E 872 e E 897 (valor calculado)	carbono fixo
E 871	Umidade
E 830 e E 1102	Cinzas
E 872 e E 897	Voláteis

As análises anteriores foram realizadas no Centro de Tecnologia Copersucar-CTC de Piracicaba, dado que o modelo de reator piloto está instalado nas dependências deste centro.

### **3.5.2. Análise química elementar**

A análise química elementar fornece os teores de carbono, hidrogênio e nitrogênio de uma amostra de material carbonoso. Esta análise foi realizada para o capim elefante e para os finos de carvão vegetal primário elutriados do reator.

Sua determinação foi tarefa da Central Analítica do Instituto de Química da UNICAMP, e as normas utilizadas neste caso são as seguintes:

<b>Norma utilizada (ASTM)</b>	<b>Parâmetro medido</b>
E 777	carbono
E 777	hidrogênio
E 778	nitrogênio
E 775	enxofre

O equipamento utilizado para a análise de CHN foi o Perkin Elmer, series II 2400.

### **3.5.3. Teor de lignina**

A análise do teor de lignina em materiais orgânicos resulta uma informação interessante, particularmente quando se trata de estudos de processos onde o material é submetido a aquecimento, visando-se levantar dados da sua decomposição térmica no tempo. Este é o caso das análises termogravimétricas.

Neste trabalho esta análise foi realizada pelo fato de que não foram encontrados dados do teor de lignina para o capim elefante, embora trabalhos científicos acerca do uso desta biomassa como energético estejam em andamento em alguns centros de pesquisa no mundo.

A análise do teor de lignina para o capim elefante foi realizada no Laboratório de Celulose e Papel do Departamento de Engenharia Florestal da Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, Minas Gerais. O método de análise utilizado foi o método de Klason baseado em modificações do método padrão (**GOMIDE e DEMUNER, 1986**).

#### **3.5.4. Densidade real, aparente de partícula e área superficial**

A densidade real, aparente de partícula e área superficial são propriedades físicas dos sólidos de grande importância no desenvolvimento de estudos fluidodinâmicos e de modelagem matemática de processos de termoconversão de biomassa.

A análise destas propriedades geralmente é realizada pelo método de adsorção de gás e pelo método de porosimetria de intrusão de mercúrio. O primeiro dos métodos é recomendável quando se precisa de uma avaliação mais rigorosa acerca da estrutura de poros do material, pelo fato de que é possível obter a contribuição na área superficial interna e no volume de poros, dos micro, meso e macroporos. Enquanto, a partir do método de porosimetria de intrusão de mercúrio, é possível só obter informações acerca da contribuição dos meso e macroporos na área superficial interna e no volume de poros do material.

Neste trabalho, foram analisadas amostras de capim elefante e de finos de carvão vegetal utilizando-se a técnica de porosimetria por intrusão de mercúrio, visando-se obter dados acerca das propriedades físicas antes descritas.

As análises foram realizadas no Laboratório de Combustíveis Alternativos do Grupo de Combustíveis Alternativos do Instituto de Física “Gleb Wataghin” da UNICAMP, Campinas São Paulo, usando-se um equipamento Autoscan-60 Porosimeter (Quantachrome) e um Autoscan Filling Apparatus (Quantachrome). A norma para o ensaio é a ASTM D 4404-84 de 1998.

### **3.5.5. Características geométricas**

As mais importantes propriedades geométricas do capim elefante foram estudadas usando-se para isto algumas amostras representativas deste material e equipamentos de laboratório como microscópio óptico e lupa.

Assumiu-se um modelo geométrico que representa-se as partículas, neste caso foi um prisma de secção retangular, a partir do qual foram tomadas as medidas lineares para as partículas selecionadas aleatoriamente de cada classe de tamanhos.

Baseados nestas medidas foram estimadas, conceitualmente, propriedades tais como, esfericidade, fator de forma de área e de volume, diâmetro equivalente das partículas, área projetada, volume da partícula, área superficial específica e área superficial específica do material. No apêndice B deste trabalho, podem ser encontrados maiores detalhes a respeito do cálculo destas propriedades.

### **3.5.6. Análise termogravimétrica-ATG e calorimetria exploratória diferencial-DSC**

A análise térmica é a análise do comportamento físico de uma substância, bem como das transformações químicas que podem ocorrer, através de um processo de aquecimento ou resfriamento da amostra. Neste caso, a perda de massa da amostra é registrada no tempo em função da temperatura.

Estas análise mais específicas são comumente realizadas em materiais de natureza diversas, desde plásticos até materiais orgânicos compostos de polímeros naturais como é o caso da biomassa.

As análises de termogravimetria para as amostras de capim elefante foram realizadas na Central Analítica-CA do Instituto de Química-IQ da UNICAMP, Campinas, São Paulo.

O equipamento utilizado para estas análises foi o Universal V2.3C TA Instruments. Os procedimentos utilizados em ambas análises foram: para a análise termogravimétrica partiu-se da temperatura ambiente e aqueceu-se até 1000°C com rampa de aquecimento de 20°C/min (ou 20K/min), sob atmosfera oxidante, e para a análise de calorimetria diferencial de varredura, como também se conhece esta análise, partiu-se da temperatura ambiente e aqueceu-se até 300°C com rampa de aquecimento de 10°C/min (ou 10K/min) sob atmosfera oxidante. No caso desta última análise, houveram também resultados em atmosfera inerte.

Para a determinação dos parâmetros cinéticos a partir dos resultados obtidos da análise termogravimétrica foi elaborado um programa em linguagem MATLAB, baseado no modelo cinético de Arrhenius. O fundamento teórico do método apresenta-se no capítulo 4 deste trabalho de Tese.

### **3.5.7. Poder calorífico superior**

A determinação do poder calorífico superior de amostras de capim elefante foi realizada utilizando-se a técnica da bomba calorimétrica. Foi empregado o calorímetro isotérmico do Laboratório de Combustíveis e Combustão do Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP, e procedimento experimental descrito pela norma E 711-87.

Neste tipo de ensaio uma amostra de aproximadamente 1 grama é queimada no interior da bomba do calorímetro com atmosfera de oxigênio sob alta pressão (aproximadamente 2.549 kPa).

O poder calorífico superior do combustível pode também ser determinado através de equações empíricas à partir da composição elementar do mesmo. Uma das equações que permite obter boas estimativas do poder calorífico superior de biomassas é a equação desenvolvida pelo Institute of Gas Technology-IGT (**MAKRAY, 1984**). Outras equações empíricas são reportadas na literatura, sendo que a equação de Mendeleiev oferece uma boa exatidão dos cálculos.

O poder calorífico superior do combustível seco obtido experimentalmente através de ensaios de laboratório, pode ser convertido a poder calorífico superior (base úmida) e poder calorífico inferior (base úmida) através de métodos analíticos.

A equação utilizada, neste trabalho, para determinar o poder calorífico inferior (base úmida) do capim elefante, a partir do poder calorífico superior (base seca) obtido por meio de ensaios de laboratório e cálculo posterior, é a equação reportada por **MAKRAY (1984)**. Nesta equação é descontado do poder calorífico superior (base seca), a água da biomassa, a energia

necessária para vaporizar essa água e o calor latente de vaporização da água formada na combustão. A equação é a seguinte:

$$PCI(b.u.) = [(PCS(b.s.)(100 - U/100)) - 22,1H - 0,442((U/18) - (HU/2))] \quad (3.14)$$

onde:

PCI é o Poder Calorífico Inferior em MJ/kg (base úmida);

H é a fração em peso de hidrogênio na biomassa (base seca);

U é o teor de umidade em % da biomassa (base úmida);

PCS é o Poder Calorífico Superior da biomassa (base seca)

### **3.5.8. Densidade à granel**

O capim elefante é um sólido poroso, portanto, possui densidade real ou da fibra, a qual considera o volume realmente ocupado pelo sólido, densidade aparente de partícula, que considera o volume aparente, ou seja, o sólido e os poros, e a densidade aparente do material amontoado ou à granel, que leva em conta os vazios existentes entre as partículas quando estas são colocadas formando uma camada.

Este parâmetro foi determinado experimentalmente, toda vez que foi necessário conhecer seu valor nas condições da biomassa como alimentada ao reator, especificamente relacionado com seu teor de umidade.

A análise foi realizada nos laboratórios da Faculdade de Engenharia Agrícola-FEAGRI da UNICAMP, e o procedimento experimental está baseado na norma E 873-82.

## **3.6. Unidade piloto para testes de pirólise rápida**

### **3.6.1. Características gerais**

A planta de pirólise rápida onde foram conduzidos os experimentos é uma unidade experimental com reator de leito fluidizado em escala piloto. Os cálculos de projeto original foram realizados e publicados por este mesmo autor no ano de 1996 por ocasião da dissertação da sua Tese de Mestrado (**OLIVARES, 1996**). O projeto foi desenvolvido em colaboração com o Departamento de Engenharia Térmica e de Fluidos da Faculdade de Engenharia Mecânica-FEM da UNICAMP.

O protótipo de reator desenvolvido apresenta característica modular. Cada um dos módulos foi interligado através de flanges visando facilitar a sua manutenção, limpeza e modificações, caso fosse necessário. Na Figura 3.9 mostra-se um desenho tridimensional da unidade piloto onde foram realizados os experimentos de pirólise rápida. As Figuras 3.10 e 3.11 mostram uma vista fotográfica e um esquema geral da planta respectivamente.

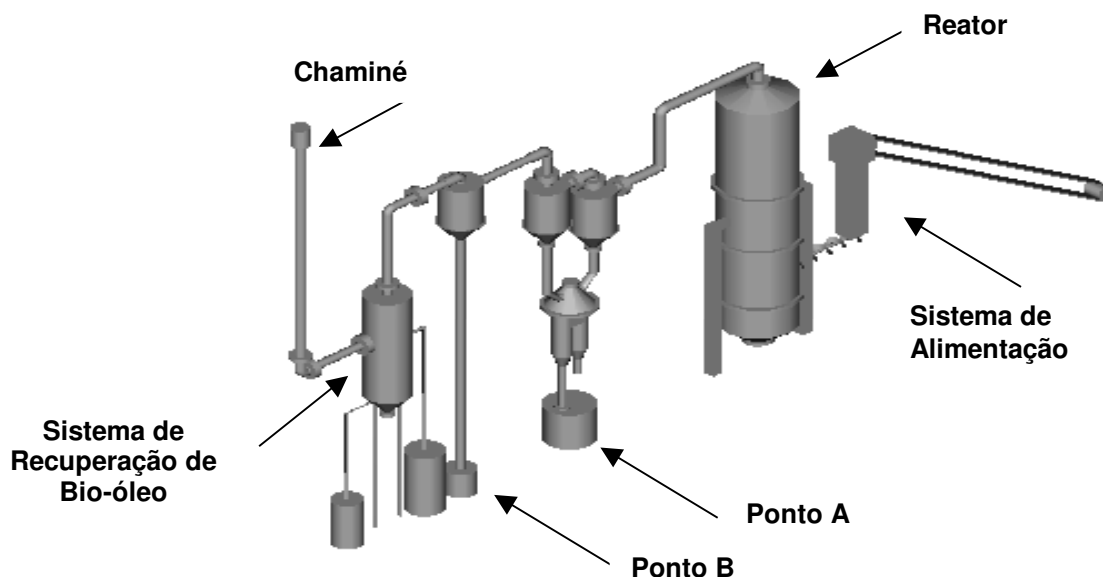


FIGURA 3.9. ESQUEMA 3D DA PLANTA PILOTO DE LEITO FLUIDIZADO PARA TESTES DE PIRÓLISE RÁPIDA



FIGURA 3.10. FOTO DA PLANTA PILOTO DE LEITO FLUIDIZADO PARA TESTES DE PIRÓLISE RÁPIDA

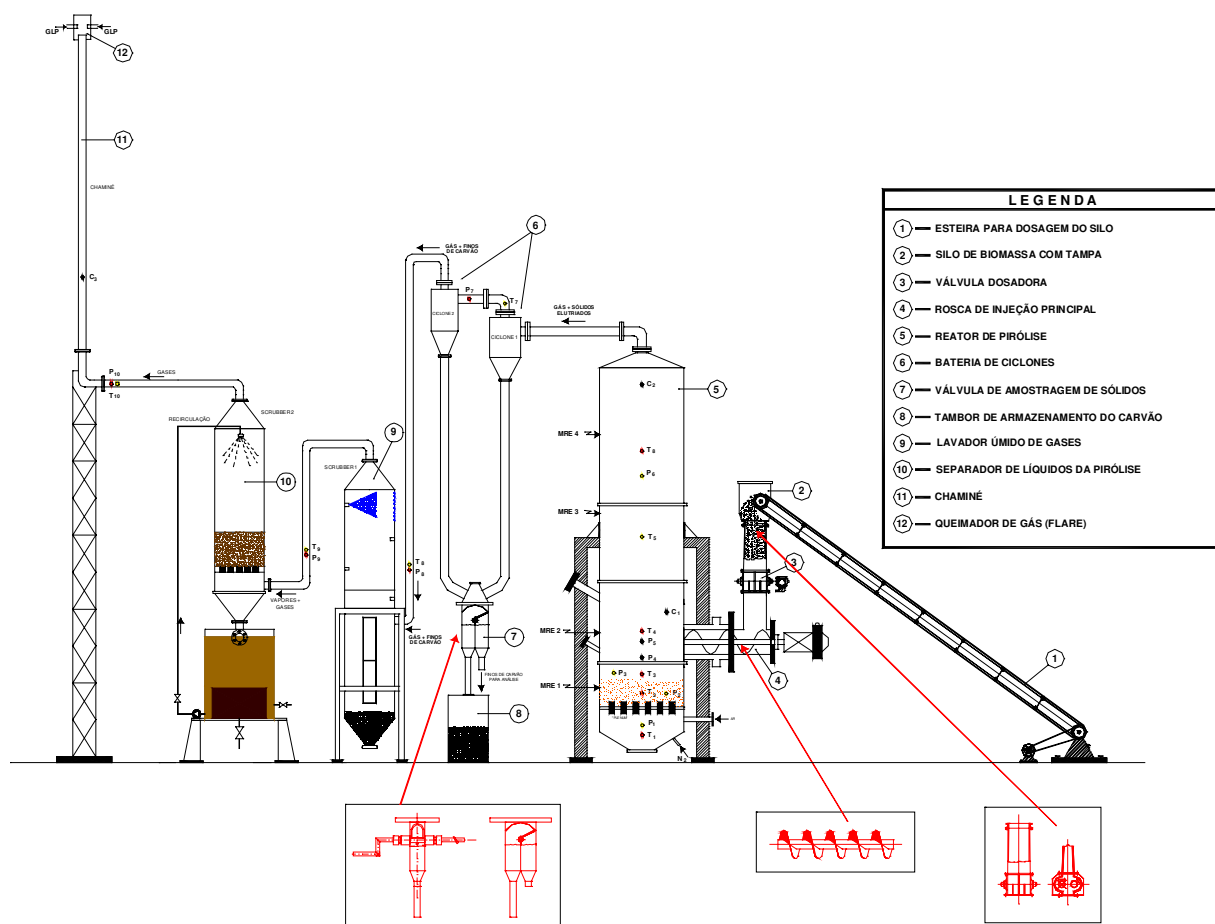


FIGURA 3.11. ESQUEMA GERAL DA PLANTA PILOTO DE LEITO FLUIDIZADO PARA TESTES DE PIROLÍSE RÁPIDA

As principais partes do sistema são:

1. O reator, propriamente dito, constituído pelo plenum, a região do leito e a região do freeboard. Acima do plenum situa-se a placa de distribuição de ar;
2. O sistema de alimentação de combustível tipo rosca-sem-fim com silo de alimentação e dosador de biomassa;
3. O sistema de distribuição de ar constituído por ventilador radial CR-8, medidor de vazão tipo placa de orifício, tubulações e acessórios e o distribuidor tipo de bicos ou borbulhadores;

4. O sistema de limpeza para a coleta do particulado sólido elutriado do reator, neste caso, duas baterias de ciclones. Na primeira bateria encontra-se uma válvula de amostragem que permitiu a coleta contínua dos finos de carvão;
5. Esteira para o transporte da biomassa até o sistema silo-dosador;
6. Queimador para os gases produzidos no processo;
7. Separador dos líquidos da pirólise

O reator de leito fluidizado foi construído em aço carbono com chapas de 3,17 mm e diâmetro exterior de 577 mm, revestido internamente de isolamento térmico refratário até uma altura correspondente à altura do freeboard, sendo neste caso de aproximadamente 3900 mm. O diâmetro interior do reator é de 417 mm e a espessura do concreto refratário de 80 mm.

O ar foi fornecido por um ventilador radial modelo CR-8 pela base da placa de distribuição visando-se garantir a sua distribuição uniforme na secção do leito. A placa de distribuição de ar, do tipo de bicos de ar, foi projetada para evitar os possíveis entupimentos que ocorrem quando se utilizam placas perfuradas, além de ter outras vantagens. Seu diâmetro exterior, considerando a flange, é de 630 mm. O sistema está composto de 69 bicos de ar de 12 mm de diâmetro interno situados triangularmente em toda a secção transversal da placa. A placa tem uma espessura de 9,52 mm. A altura dos bicos é de 111 mm e a altura até os orifícios de saída de cada bico é de 103 mm. Cada bico de ar tem 4 orifícios de saída do ar de 4 mm de diâmetro situados a 45°.

Nesta região foi acoplado também o alimentador de combustível do tipo rosca-sem-fim, de passo constante e 280 mm de diâmetro, o qual funciona como injetor da biomassa para o interior do reator, acoplado ao conjunto motor elétrico-redutor e, completando o sistema com o reservatório de combustível sendo alimentado (silo). O ponto de injeção de combustível ao leito está situado no próprio volume do leito a 70 mm a partir dos orifícios dos bicos, de maneira que para qualquer altura do leito ensaiada a injeção é feita dentro do leito fluidizado de inertes;

Acima da secção do leito está localizada a região do freeboard, definida como região compreendida desde a superfície do leito fluidizado até uma altura onde a porosidade da suspensão gás-sólido alcança valores em torno de 1. A região do freeboard é definida também como sendo a distância (altura axial) até onde chegam as partículas que são jogadas desde a superfície do leito, por arraste (partículas com velocidade terminal maior que a velocidade



superficial do gás), ou devido às explosões que ocorrem na superfície do leito (regime de bolhas), fixando assim, a altura mínima que deve ter o reator para evitar a extração do seu interior das partículas que o compõem (TDH-Transport Disengaging Height);

Um outro conceito, este mais prático, define a TDH como a altura na qual não se observa uma diminuição adicional significativa no fluxo de sólidos (número de partículas) que retornam ao leito. O número de partículas que retornam ao leito decresce de forma exponencial e assintótica com a altura do reator. Na verdade, dado que a velocidade superficial do gás no freeboard diminui na região perto das paredes do reator, o fluxo de partículas que retornam nunca será constante, embora diminua assintoticamente. Este fato impõe uma dificuldade teórica na hora de definir a altura à qual o fluxo de partículas permanece constante, sendo possível só usar um critério aproximado para definir a TDH.

As correlações existentes na literatura, e usadas na maioria dos modelos matemáticos, para definir matematicamente a TDH são variadas. Algumas só consideram que a TDH é função só da velocidade superficial média do gás, ignorando a natureza intrínseca do fenômeno e desprezando as características das partículas a diferentes alturas do freeboard. Assim, por exemplo, temos a expressão dada pela equação 3.15 (**SOUZA-SANTOS, 1987**):

$$z_{TDH} = z_D + 0,369(v_{sg})^{1,2}(16,87 - 1,2Ln v_{sg}) \quad (3.15)$$

onde:

$z_{TDH}$  é a altura TDH, m;

$z_D$  é a altura dinâmica do leito, m;

$v_{sg}$  é, neste caso, a velocidade superficial média do gás.

Já, em **SOUZA-SANTOS (1987)**, define-se a TDH como a altura à qual a taxa de arraste encontra-se dentro do 1% da taxa de elutriação, sendo então definida como:

$$z_{TDH} = z_D + (1/a)Ln\left(\dot{m}_{sa,z=z_D}/0,01\dot{m}_{se}\right) \quad (3.16)$$

onde:

$a$  parâmetro estequiométrico;

$\dot{m}_{sa,z=z_D}$  é a vazão de sólidos arrastados a partir de  $z = z_D$ ;

$\dot{m}_{se}$  é a vazão de sólidos elutriados.

Neste trabalho foi usada a equação 3.15 para estimar a TDH, sendo o valor teórico estimado de 2340 mm, considerando-se uma altura dinâmica do leito  $z_D=400$  mm e uma velocidade superficial média do gás, nas condições de operação do reator em regime de pirólise rápida, de 0,4 m/s. A altura total do reator a partir dos orifícios dos bicos é de 3200 mm aproximadamente.

Após a região do freeboard duas (2) baterias de ciclones, sendo composta a primeira por dois (2) ciclones e a segunda por um (1) ciclone, fazem a separação das partículas dos finos de carvão primário. Os ciclones da primeira bateria foram construídos de chapas de aço inoxidável de 2,5 mm de espessura, e o ciclone da segunda bateria foi construído de aço carbono com chapas de 3 mm;

Os gases oriundos do processo de pirólise foram queimados num queimador composto de 4 maçaricos para GLP-Gás Liquefeito de Petróleo.

Todo o sistema foi montado sobre uma estrutura de aço carbono constituída de vigas tipo U. A estrutura foi fixada no chão (piso estruturado de concreto) através de chumbadores. Durante o projeto mecânico do equipamento e a posterior etapa de construção e montagem, procuramos levar em consideração os efeitos das dilatações térmicas na resistência mecânica do metal do reator e, conseqüentemente, no funcionamento seguro da instalação. Para tais fins, o reator está fixado à estrutura de suporte só na zona do leito embora a parte superior do reator seja praticamente fixada pela tubulação de saída do gás. Isto permite que o corpo metálico se dilate livremente tanto para cima quanto para baixo, não interferindo no funcionamento da rosca de alimentação.

### **3.6.2. Dimensionamento e detalhes construtivos das principais partes componentes da planta piloto**

#### *3.6.2.1. Dimensionamento*

No início deste projeto, não se tinha verificado na literatura a existência de metodologias bem estabelecidas para realizar o projeto de um reator de leito fluidizado borbulhante para realizar-se a pirólise ou a gaseificação de biomassa, em termos do seu

diâmetro interno, altura do reator e dimensões de cada um dos periféricos baseadas nas exigências da instalação.

Baseados neste fato, e levando-se em conta que não se possuíam ferramentas de simulação rigorosas para obter dados de projeto, foram usados critérios empíricos para o dimensionamento de cada uma das partes componentes da planta, de forma independente, equações relacionadas com aspectos fluidodinâmicos e de transporte.

Alguns dos parâmetros necessários para os cálculos de projeto, segundo a metodologia utilizada, são os seguintes:

1. Considerar uma capacidade de alimentação de biomassa ou uma demanda de energia para um processo qualquer;
2. Composição química elementar e imediata do combustível;
4. Considerar uma razão limite da quantidade de ar real à quantidade estequiométrica. Este fator leva em conta o tipo de biomassa e as condições de processo (pirólise ou gaseificação);
5. Temperatura média do leito recomendada para a operação do reator sob as condições do processo pretendido;
6. Velocidade superficial do gás recomendada para a operação do reator em regime de fluidização borbulhante (valor médio recomendado);
7. Poder calorífico inferior do gás (valor médio recomendado de acordo ao tipo de biomassa e condições de operação do reator);
8. Dados relativos ao sistema gás-sólido, isto é, velocidade de mínima fluidização, velocidade terminal das partículas sólidas que participam da suspensão, altura inicial do leito estático, porosidade do leito da condição de fixo, porosidade do leito da condição de mínima fluidização e esfericidade das partículas de inerte.

Os parâmetros estimados a partir dos cálculos correspondem com a porosidade e altura do leito expandido na condição de operação, gradientes de pressão no leito, área da secção transversal do reator, diâmetro da secção transversal do reator, altura do reator, além de outros parâmetros fluidodinâmicos como número de Reynolds de partícula, número de Reynolds de operação e razão da velocidade superficial do gás pela velocidade de mínima fluidização do inerte. O diâmetro da secção transversal do reator calculado a partir da metodologia proposta corresponde ao diâmetro tanto à altura do leito como à altura do freeboard.

O metal do reator em ambas as zonas é protegido das elevadas temperaturas mediante a utilização de uma camada de concreto refratário isolante, marca CASTIBAR HVL 241 (classe B conforme norma PETROBRÁS), de 80 mm de espessura. A sua condutibilidade térmica varia desde 0,26 W/mK à 200°C até 0,33 W/mK à 600°C.

Foi realizada uma estimativa da perda de carga do gás ao atravessar o leito, o distribuidor de bicos, e a bateria de ciclones da instalação experimental, visando comprovar se o ventilador radial disponível para a realização dos testes garantiria a vazão de ar requerida, considerando-se sua curva de operação.

Os detalhes relativos aos cálculos de projeto não foram incluídos neste trabalho por não constituírem objetivo do mesmo. Entretanto, salientamos que os cálculos básicos dos principais componentes podem ser encontrados em **OLIVARES (1996)**.

#### *3.6.2.2. Dimensionamento do sistema de distribuição de ar (distribuidor)*

Devido as suas vantagens sobre as placas planas perfuradas, decidiu-se projetar um distribuidor de ar tipo “com bicos ou borbulhadores tampados”. A metodologia aqui descrita foi desenvolvida por **BASU (1984)** para combustores de leito fluidizado. O procedimento de cálculo ilustra a aplicação de princípios gerais incluídos em projetos típicos de placas de distribuição de gás para reatores de leito fluidizado.

### • **PARÂMETROS DE PROJETO DO DISTRIBUIDOR DE AR**

Tipo: placa de bicos de ar (borbulhadores com tampa ou “bubble cap type distributors”), calculado com configuração triangular;

$v_{mf}$  velocidade mínima de fluidização do inerte do leito, m/s;

$v_{sg}$  velocidade superficial do gás de operação (ar), m/s;

$HL_{mf}$  altura do leito na condição de mínima fluidização, m;

$D_p$  diâmetro médio equivalente das partículas de material inerte do leito, m;

$A$  área da secção transversal do reator. Seu valor foi calculado como sendo 0,1366 m<sup>2</sup>;

$A_{plenum}$  área da secção transversal da tubulação de entrada de ar no plenum. Considerando um diâmetro de entrada de 76,2 mm, seu valor é 0,0045 m<sup>2</sup>;

$\varepsilon_{mf}$  porosidade do leito na condição de mínima fluidização. Seu valor foi estimado como sendo igual à porosidade da fase de emulsão igual a 0,52, adimensional;

$\rho_s$  densidade do material sólido inerte do leito, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_g$  densidade do gás de operação (ar) nas condições de entrada ao distribuidor, kg/m<sup>3</sup>;

$\mu_g$  coeficiente dinâmico de viscosidade do gás de operação (ar) nas condições de entrada ao distribuidor;

$T_g$  Temperatura do gás de operação (ar) nas condições de entrada ao distribuidor, °C.

#### • PROJETO DO DISTRIBUIDOR (BASU, 1984)

As principais dimensões calculadas a partir da metodologia anteriormente oferecida são as seguintes:

1. Número de orifícios por borbulhador (bico)	4
2. Diâmetro dos orifícios	4mm
3. Diâmetro interno do borbulhador	12mm
4. Altura do borbulhador	82mm
5. Altura dos orifícios no borbulhador	19mm
6. Espessura da placa	9mm
7. Passo dos borbulhadores na placa	42mm

Algumas dimensões não calculadas pela metodologia foram aceitas considerando as características construtivas da placa e os recursos materiais disponíveis para a sua construção.

#### 3.6.2.3 Dimensionamento do ciclone (CALVERT e ENGLUND, 1984)

Visando-se separar as partículas de carvão vegetal elutriadas da corrente gasosa saindo pelo topo do reator, foi projetada uma bateria de separadores ciclônicos composta de dois (2) ciclones em série. A metodologia do projeto aparece descrita em OLIVARES (1996). As principais características construtivas destes componentes da planta são:

1. Ciclone de entrada tangencial;
2. Ângulo do cone da base do ciclone variando na faixa de 7° a 8° visando-se facilitar a queda dos finos de carvão;
3. O material de construção é aço inoxidável;

A queda de pressão do gás através do ciclone foi estimada pelo método de SHEPHERD e LAPPLE, corrigida para operação com gases carregados de pó, é a seguinte:

$$\Delta P_{\text{ciclone}} = 5,12 \rho_{pg} v_{tg}^2 N_H \quad (3.17)$$

onde:

$\Delta P_{\text{ciclone}}$  é a queda de pressão em mm coluna de água (mm CA);

$N_H$  é o número de unidades de velocidade de entrada. É um número adimensional que relaciona as características geométricas e as perdas por atrito no ciclone com a queda de pressão. Segundo o modelo adotado para os ciclones projetados este valor foi considerado como sendo igual a 9,24 (**CALVERT e ENGLUND, 1984**);

$v_{tg}$  é a velocidade tangencial do gás à entrada do ciclone (valor assumido para os cálculos de projeto, comumente em torno de 20 m/s);

$\rho_{pg}$  é a densidade da suspensão gás sujo-partícula, gr/cm<sup>3</sup>.

Para se estimar a eficiência de separação dos ciclones foram utilizadas as equações empíricas desenvolvidas por **LEITH e LICHT (1972)**. Este modelo empírico é válido para ciclones com diâmetro maior que 203 mm, operando em condições de baixa pressão.

A eficiência do ciclone para uma fração i de partículas de granulometria conhecida é calculada segundo o modelo de LEITH e LICHT pela seguinte equação:

$$E_{fi} = 1 - \exp(-M d_p^N) \quad (3.18)$$

onde:

$d_p^N$  é o diâmetro da partícula na fração i, metros;

$$M = 2 \left[ \frac{k \dot{V}_g^{ts} \rho_p^i (n+1)}{D_c^3 18 \mu_g} \right]^{0,5N} \quad (3.19)$$

$\rho_p^i$  é a densidade aparente das partículas na fração i, kg/m<sup>3</sup>;

$k$  é o parâmetro de configuração do ciclone. Segundo o modelo de SWIFT,  $k=699,2$  (**CALVERT e ENGLUND, 1984**);

$\mu_g$  é a viscosidade dinâmica do gás, Pa.s;

$$n = 1 - \left[ 1 - 0,67(D_c)^{0,14} \left[ \frac{T_s}{283} \right]^{0,3} \right] \quad (3.20)$$

$n$  é o parâmetro que define a velocidade tangencial do gás no interior do ciclone em relação à posição radial, e evidentemente, define a força centrífuga e a eficiência de separação, adimensional;

$T_s$  é a temperatura absoluta do gás na entrada do ciclone (saída do reator), K;

$$N = \frac{1}{n + 1}$$

Para um diâmetro das partículas a serem separadas no ciclone de  $2,5 \times 10^{-6}$  metros a eficiência do ciclone estimada a partir da equação 3.17 é de 38%. Para partículas de maior diâmetro a eficiência será maior.

A perda de carga total do conjunto placa de distribuição-leito de material sólido inerte-ciclone (sistema) fica definida a partir de equação 3.21 a seguir:

$$\Delta P_{\text{sistema}} = \Delta P_{\text{distribuidor}} + \Delta P_{\text{leito}} + \Delta P_{\text{ciclone}} \quad (3.21)$$

Conhecendo-se a perda de carga no sistema e estimando-se uma queda de pressão do gás e do ar nos dutos da instalação, pode-se selecionar o ventilador (ou compressor) a ser utilizado na planta.

#### 3.6.2.4. Sistema de alimentação de biomassa

O sistema de alimentação e injeção de biomassa ao reator é do tipo mecânico composto de esteira de transporte, silo-dosador para alimentação do injetor e rosca-sem-fim de injeção de biomassa.

Os cálculos deste sistema estiveram baseados em dimensionar um silo de armazenamento de volume o suficiente que garantisse seu quase enchimento durante os ensaios, trabalhando em conjunto com a esteira de transporte em regime contínuo de operação.

A esteira foi projetada considerando as características físicas do material a ensaiar baseadas em ensaios prévios numa esteira de menor tamanho. O objetivo destes testes foi observar o comportamento do material transportado, já que não foi determinado seu ângulo de repouso.

O dosador, na base do silo, tinha por objetivo garantir a alimentação contínua da rosca de injeção. Experimentos realizados a frio e a quente demonstraram boa estabilidade, embora tenham-se verificado problemas de bloqueio do material dentro do silo, problema que foi contornado fazendo limpezas periódicas deste componente.

Tanto a esteira de transporte como o dosador de biomassa são componentes novos que não foram considerados nos cálculos de projeto iniciais.

### 3.6.3. Calibração do sistema de alimentação de capim elefante

A calibração do sistema de alimentação de biomassa polidispersa foi realizada usando-se o capim elefante utilizado nos testes de pirólise. Os resultados experimentais e a análise estatística dos mesmos são apresentados a seguir. Buscou-se, durante os ensaios, uma condição operacional do conjunto de alimentação que garantisse uma alimentação contínua ao reator. As variáveis medidas foram as velocidades de cada elemento e as massas de capim descarregado no tempo. As Figuras 3.12, 3.13 e 3.14 mostram os resultados deste trabalho.

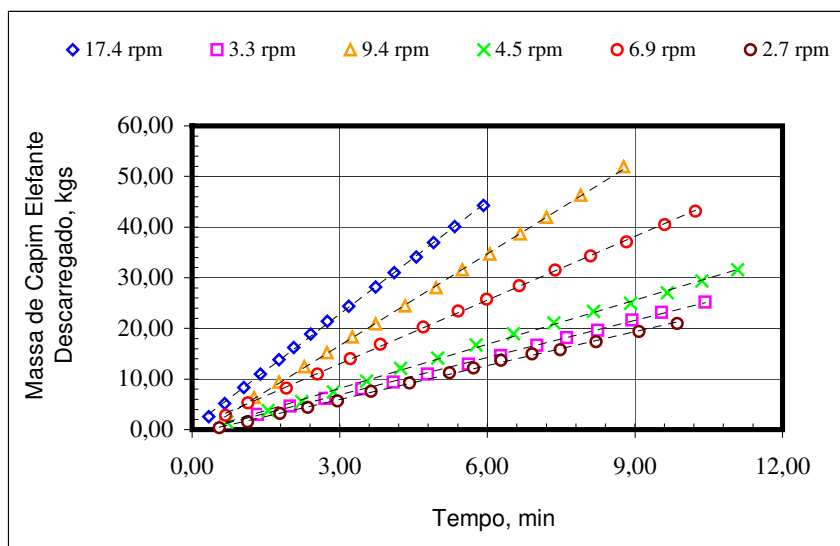


FIGURA 3.12. VARIAÇÃO DA MASSA DE CAPIM ELEFANTE NO TEMPO



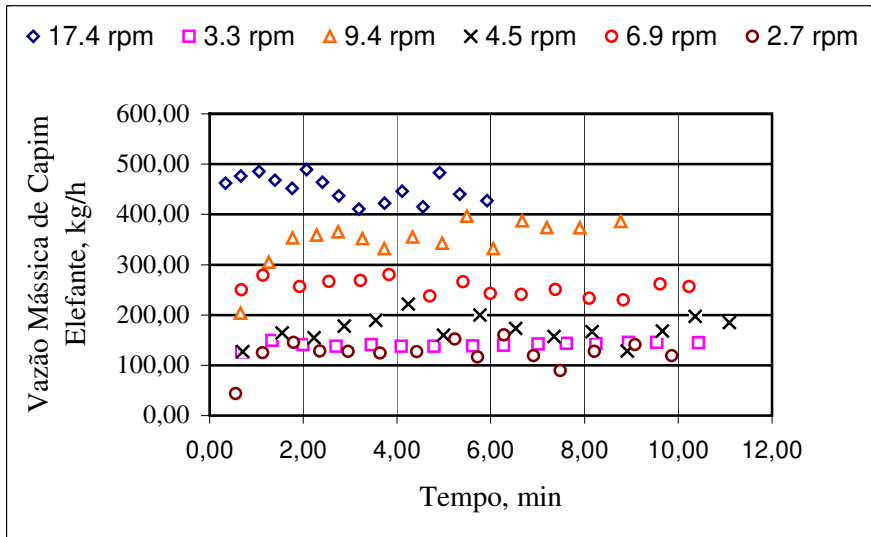


FIGURA 3.13. VARIAÇÃO DA VAZÃO MÁSSICA DE CAPIM ELEFANTE NO TEMPO

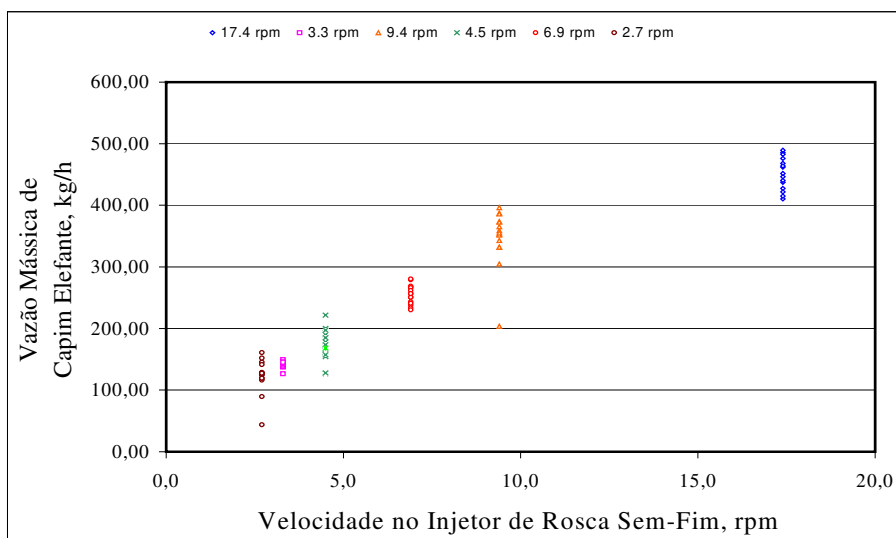


FIGURA 3.14. VARIAÇÃO DA VAZÃO MÁSSICA DE CAPIM ELEFANTE COM A VELOCIDADE DO INJETOR

A análise estatística dos resultados mostrados na Tabela 3.2 revela que existe uma dependência perfeita entre as condições de operação assumidas para o dosador e a esteira. Esta relação foi propositada pela necessidade de determinadas exigências técnicas. Devido a este fato, qualquer uma dessas variáveis não informa acerca do resultado observado.

TABELA 3.2. CORRELAÇÕES ENTRE AS VARIÁVEIS ESTUDADAS PARA A DETERMINAÇÃO DA VAZÃO MÁSSICA DE BIOMASSA

	<b>ROSCA</b>	<b>DOSADOR</b>	<b>ESTEIRA</b>	<b>TAXA</b>
ROSCA	1,00	0,95	0,93	0,94
DOSADOR	0,95	1,00	1,00	0,94
ESTEIRA	0,93	1,00	1,00	0,92
TAXA	0,94	0,94	0,92	1,00

Consideram-se então como variáveis explicativas a velocidade da rosca e a velocidade do dosador.

Na Tabela 3.3 aparecem os resultados gerais da análise de regressão linear múltipla para os dados considerados nesta análise.

TABELA 3.3. ANÁLISE DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA

Sumário da regressão para a variável dependente: Vazão mássica de capim elefante				
R=0,95		R <sup>2</sup> =0,90		R <sup>2</sup> aj=0,90
F(2,87)=387,39		Desvio Padrão s=0,01127		
		DesvioPad.		
	Coef.	dos Coef.	t(87)	p-valor
<b>Intercepto</b>	0,005251			
<b>ROSCA</b>	0,512312	0,111213	4,606604	0,000014
<b>DOSADOR</b>	0,447418	0,111213	4,023085	0,000122

Desta forma, quanto maior o valor da velocidade na rosca e no dosador maior será a vazão mássica de capim elefante obtida. É claro que isto é válido, unicamente, no intervalo considerado para cada variável, ou seja, para a rosca de 2,7 até 17,4 r.p.m. e para o dosador desde 16,7 Hz até 52,0 Hz. O modelo ajusta 90% da variação dos dados (R<sup>2</sup>).

No gráfico da Figura 3.15 pode-se o valor predito pelo modelo, segundo a linha contínua em vermelho, e os círculos mostram os valores observados. Além disso, as linhas descontínuas delimitam o intervalo de 95% de confiança da regressão, ou seja, o intervalo no qual devem se encontrar a maioria das observações. Somente quando o valor predito é 0,09

kg/s, os valores observados fogem deste intervalo significativamente. Nas outras situações o ajuste do modelo é altamente significativo.

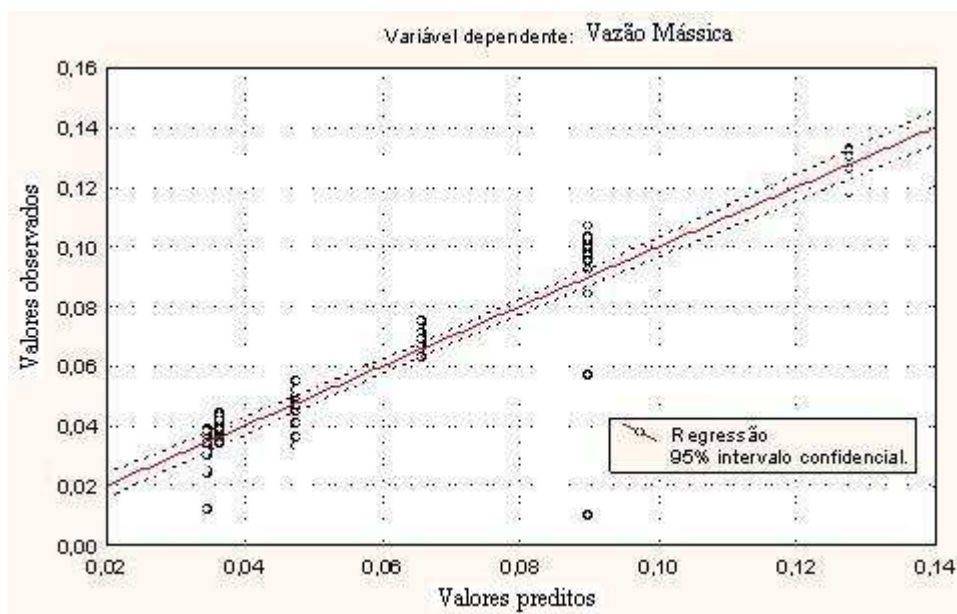


FIGURA 3.15. VARIAÇÃO ENTRE OS DADOS OBSERVADOS E O MODELO

Para a calibração do sistema de alimentação de capim elefante foram medidos os seguintes parâmetros:

#### 1. Massa de capim elefante

O peso dos sacos de capim elefante utilizados nestes ensaios e a quantidade descarregada pela rosca após cada ensaio, foram medidos numa balança eletrônica FILIZOLLA modelo ID-1500 para 30 kg de carga máxima e precisão de 0,001 kg, inicialmente aferida.

#### 2. Tempo

O tempo de descarregamento da rosca foi medido com cronômetro digital CASIO modelo HS-20 e precisão de 0,01 segundos.

#### 3. Velocidade de rotação da rosca

A velocidade de rotação da rosca sendo calibrada, foi medida com tacômetro digital do tipo ótico-contato, marca LUTRON modelo DT-2236, para medir velocidade de rotação na

faixa de 0,5 até 99.999 r.p.m., com precisão de  $\pm 0,05\% \pm 1$  dígito. Esta velocidade medida com tacômetro foi comprovada medindo-se diretamente o número de voltas/minuto da rosca.

O procedimento de calibração foi simples e consistiu em quantificar o material descarregado pela rosca de forma contínua, visando-se verificar a estabilidade na alimentação. Este procedimento foi repetido para cada velocidade de rotação da rosca.

### 3.6.4. Sistema de distribuição de ar para o processo de pirólise rápida

O sistema de distribuição de ar utilizado nesta planta está composto dos seguintes elementos:

1. Ventilador radial CR-8 da IBRAM Indústria de Máquinas Ltda.,
2. Medidor de vazão tipo placa de orifício: diâmetro da placa de 34 mm e com flanges;
3. Tubulações e acessórios (válvulas principalmente);
4. Trocador de calor de tubos concêntricos.
5. Termopar e colunas em U para a medição da temperatura e a pressão estática respectivamente;
6. A relação diâmetro do orifício ao diâmetro da tubulação  $d_o/D_t$  é igual a 0,61.

Na Figura 3.16 se mostra um esquema da instalação de distribuição de ar da planta piloto de pirólise rápida.

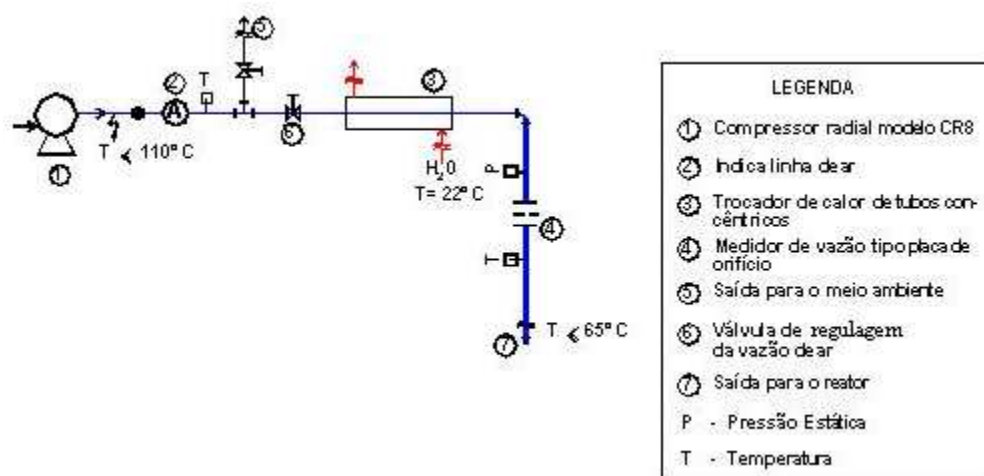


FIGURA 3.16. SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE AR DA PLANTA PILOTO DE PIRÓLISE RÁPIDA

Para facilitar os cálculos da vazão mássica de ar, coeficiente de descarga da placa, velocidades do gás e vazão volumétrica de ar, foi desenvolvido um programa de computador em linguagem MATLAB. A rotina de cálculo é iterativa e parte de um valor assumido do coeficiente de descarga da placa de 0,61.

Os resultados obtidos da calibração da placa de orifício usada na instalação experimental são mostrados nos gráficos das Figuras desde 3.17 a 3.19.

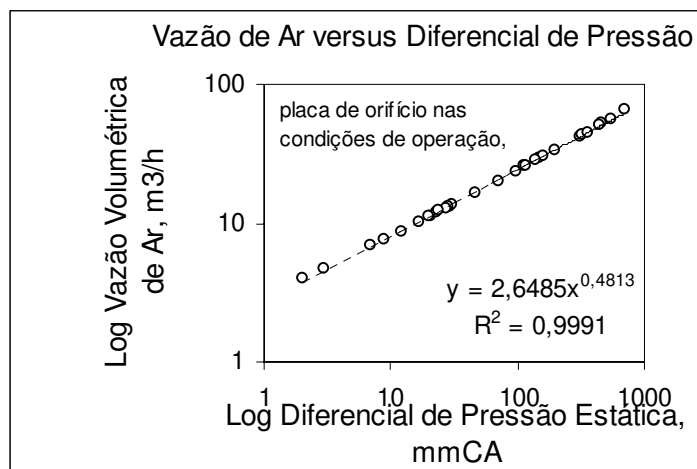


FIGURA 3.17. VAZÃO VOLUMÉTRICA DE AR VERSUS DIFERENCIAL DE PRESSÃO ESTÁTICA

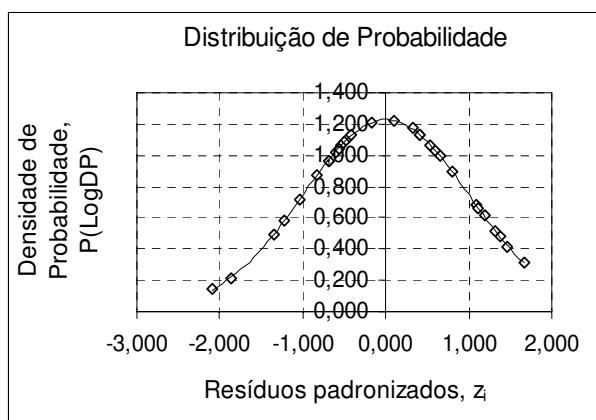


FIGURA 3.18. DISTRIBUIÇÃO DE PROBABILIDADE DO LOGARITMO DO DIFERENCIAL DE PRESSÃO VERSUS OS RESÍDUOS PADRONIZADOS

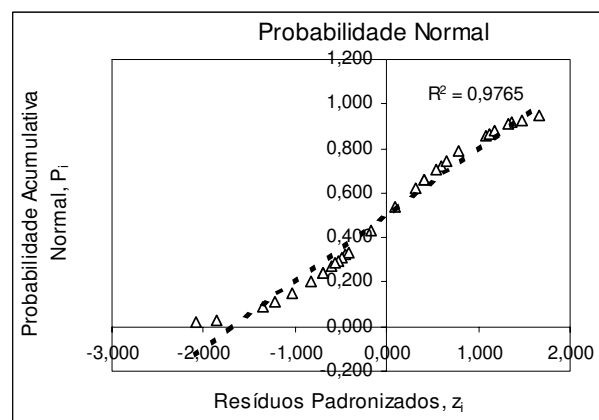


FIGURA 3.19. NORMALIDADE DOS RESÍDUOS PADRONIZADOS

### 3.6.5. Incertezas nas medições

Pelo teorema de Taylor, e em especial as aplicações da série de Taylor, é possível determinar a propagação de incertezas para funções do tipo  $f(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n)$  das medições de grandezas físicas  $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$  (BECKWITH, 1981). A série de Taylor pode ser expressa como segue, onde os termos de alta ordem são desprezados por introduzirem variações desprezíveis.

$$f[(x_1 + \Delta x_1), (x_2 + \Delta x_2), \dots, (x_n + \Delta x_n)] = f(x_1, x_2, \dots, x_n) + \Delta x_1 \frac{\partial f}{\partial x_1} + \Delta x_2 \frac{\partial f}{\partial x_2} + \dots + \Delta x_n \frac{\partial f}{\partial x_n} \quad (3.22)$$

onde os  $x_n$ 's são as variáveis e os  $\Delta x_n$ 's, os erros determinados ou assumidos para cada variável da função.

Chamando as incertezas de  $u_n$ 's, e efetuando-se as transformações necessárias na equação (3.21), obtém-se o máximo valor da incerteza (equação (3.22)), ou seja, o máximo erro da função ( $u_f$ ).

$$u_f = \sqrt{\left(u_{x_1} \frac{\partial f}{\partial x_1}\right)^2 + \left(u_{x_2} \frac{\partial f}{\partial x_2}\right)^2 + \dots + \left(u_{x_n} \frac{\partial f}{\partial x_n}\right)^2} \quad (3.23)$$

Para determinar o erro da grandeza calculada utilizando-se a equação (3.22), por exemplo da vazão mássica de capim elefante, basta determinar o erro de leitura dos valores de velocidade angular de rotação da rosca e da densidade aparente a granel deste material, e derivar a função que relaciona estes parâmetros com a vazão mássica.

A derivada da função vazão mássica em relação à velocidade angular multiplicada pelo erro individual na leitura da velocidade ao quadrado, somada à derivada da função vazão mássica em relação à densidade aparente a granel multiplicada pelo erro individual na leitura da densidade elevado ao quadrado, é o quadrado do erro da vazão mássica. Extraíndo-se a raiz quadrada tem-se a incerteza desta propriedade.

### **3.6.6. Descrição da instrumentação**

Os principais instrumentos de medida usados na planta de pirólise rápida são os seguintes:

1. Manômetros de coluna de água para a medição de pressão estática em cada ponto do reator;
2. Controladores de frequência para a medição e controle da velocidade de rotação do dosador e velocidade linear da esteira de transporte;
3. Estação meteorológica para a medição das condições do meio ambiente (umidade relativa do ar, temperatura ambiente e pressão atmosférica);
4. Manômetro de coluna de mercúrio para a medição da pressão estática do ar escoando pela tubulação do sistema de distribuição de ar;
5. Sistema de aquisição de dados via computador para a medição da temperatura em 14 pontos da planta. Os termopares usados foram do tipo K (cromel-alumel), calibrados pelo fabricante e calculadas as incertezas das suas medidas. A incerteza média na medida dos termopares usados na planta está ao redor de 1%, a qual pode variar dependendo da faixa de temperatura em que se mede e as condições do elemento de medida.

## **3.7. O planejamento experimental**

### **3.7.1. Introdução**

A Estratégia de Otimização Experimental – EOE foi usada para avaliar a influência de alguns dos mais importantes fatores operacionais sobre as principais propriedades que caracterizam quantitativa e qualitativamente os finos de carvão vegetal obtidos a partir do processo de pirólise rápida em leito fluidizado.

### ***Como opera a EOE?***

Suponhamos que se deseja otimizar um processo cujos contornos apresentam um ótimo no ponto C (Figura. 3.20). A estratégia para localizar os níveis dos fatores que geram uma reposta ótima, neste caso  $X_{1c}$  e  $X_{2c}$ , consiste em escolher uma região que contenha o ponto I, realizar uma série de experimentos planejados convenientemente e determinar um modelo de primeira ordem que somente será válido para a região escolhida.

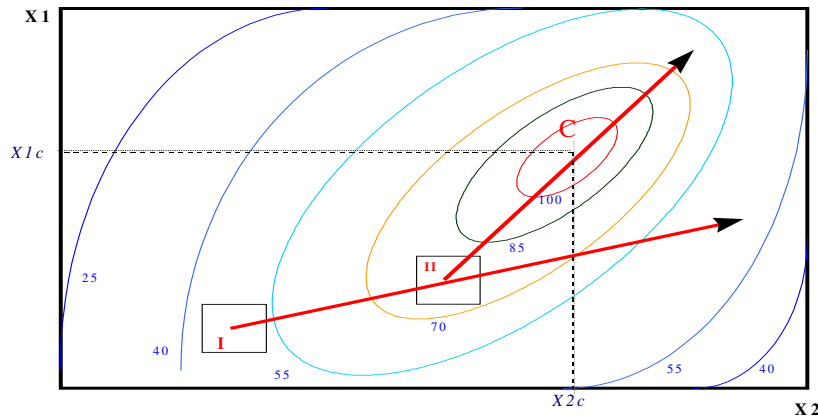


FIGURA 3.20 . SUPERFÍCIE DE RESPOSTA COM UM ÓTIMO EM C (MESA PÉREZ ET AL., 1998)

O modelo ajustado indicará a direção onde a reposta se aproxima mais rapidamente ao ótimo procurado, podendo ser um ponto de máxima ou mínima resposta. Uma vez determinada esta direção, que neste caso corresponde ao vetor I-II, realizam-se experimentos sobre a trajetória até obter uma reposta significativa menor que a anterior, quando isto ocorre se toma o ponto de mais alta resposta como o centro de um novo planejamento experimental (II), também de primeira ordem.

O número de passos necessários para chegar ao ótimo depende da localização da região onde são planejados os primeiros experimentos. O número de etapas para atingir o ponto ótimo depende do pesquisador e do conhecimento que o mesmo possa ter sobre o assunto pesquisado.

Quando a região que se estuda encontra-se contendo um ponto estacionário, um modelo de primeira ordem é insuficiente para descrever o comportamento da reposta que se estuda, precisando-se acrescentar o número de níveis e de experimentos. Desta maneira é possível estimar os novos coeficientes contidos na correlação de segunda ordem. Finalmente são realizadas manipulações matemáticas ao modelo visando determinar o ponto ótimo e efetivar experimentos em seu entorno para determinar a estabilidade da reposta.



O anterior pode ser resumido em quatro fases fundamentais, as quais compõem a Estratégia de Otimização Experimental - EOE (MESA PÉREZ et al., 1998):

- 1) Identifica-se um modelo de primeira ordem para determinar a direção mais favorável da busca experimental (máximo ou mínimo);
- 2) Realizam-se experimentos segundo a direção mais favorável;
- 3) Quando os resultados obtidos segundo a direção mais favorável são indesejáveis, se ajusta uma correlação de segunda ordem;
- 4) Finalmente se determina a solução ótima do problema através da análise da correspondente superfície de resposta, seja por métodos analíticos ou numéricos, ou ambos.

A seguir são desenvolvidos os passos necessários que antecedem à experimentação e posterior obtenção de modelos matemáticos. Estes passos são:

- a) Identificação dos fatores de possível influência e variáveis de resposta;
- b) Realização de testes exploratórios;
- c) Definição dos níveis dos fatores independentes identificados.

### 3.7.2. Identificação dos fatores de possível influência e variáveis de resposta

Uma análise acerca das variáveis ou parâmetros independentes de possível influência na operação de um reator de leito fluidizado, possibilita diferenciá-las em quatro (4) grupos principais. Eles são:

<b>Grupo 1:</b> Variáveis relacionadas com a biomassa	<b>Grupo 2:</b> Variáveis relacionadas com o inerte do leito
1. Diâmetro mais provável de acordo às funções de distribuição (densidade de distribuição); 2. Densidade aparente e real; 3. Umidade; 4. Tipo de biomassa (capim elefante e bagaço de cana-de-açúcar)	1. Diâmetro mais provável de acordo às funções de distribuição (densidade de distribuição); 2. Densidade aparente do leito de partículas; 3. Tipo de inerte.

**Grupo 3:** Uma única variável é definida neste grupo que é a altura estática inicial de material inerte do leito (*HL*)

Quando se alimenta biomassa de baixa densidade (comumente biomassa polidispersa) dentro do leito de material inerte os gases produtos da termoconversão precisam vencer a

resistência provocada pela alta concentração das partículas de inerte. O tempo de residência dos gases produtos está relacionado com a altura dinâmica e a porosidade do leito de material inerte. Uma consequência das altas resistências que oferece o leito de material de inerte ao escoamento dos gases produtos é o refluxo dos gases da pirólise pelo sistema de alimentação, situação que pode ser controlada atuando, principalmente, nas variáveis altura dinâmica do leito de inertes, e vazão mássica do agente de fluidização (ou da razão agente de fluidização à vazão de biomassa). Tem-se verificado que a intensidade deste vazamento de gás é função da queda de pressão que se estabelece entre a parte inferior do leito e ao nível correspondente da descarga do sistema de alimentação.

**Grupo 4:** Três (3) variáveis são definidas neste grupo que são as variáveis relacionadas com os fluxos de entrada

1. Vazão mássica de biomassa alimentada;
2. Vazão mássica de ar suprido ao reator;
3. Temperatura do ar na entrada ao distribuidor;

***Vejamos a análise realizada sobre o total das variáveis...***

Considerando-se que a temperatura do ar permanece praticamente constante, para um tipo específico de biomassa (mesma natureza, fonte de suprimento, e características físicas) e de material inerte do leito, as variáveis envolvidas nos grupos 1 e 2 não podem ser alteradas. As variáveis correspondentes aos grupos 3 e 4 constituiriam as possíveis variáveis independentes, que pelas suas características, podem ser controladas pelo pesquisador. Elas são:

1. Relação mássica ar/biomassa  $R_{a/b}$ ;
2. Altura estática do leito de material inerte  $HL$

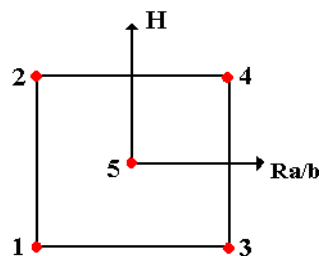
Podemos definir também as ***principais variáveis dependentes ou respostas de um planejamento***, as quais ficariam agrupadas em duas categorias principais, como:

Variáveis de processo	Variáveis de Qualidade
1. Distribuição da temperatura, pressão, porosidade, velocidade e concentração de sólidos ao longo da altura do reator, entre outras;	4. Rendimento em carvão e bio-óleo.
2. Tempo de residência das partículas sólidas no reator.	5. Características dos subprodutos da pirólise rápida (carvão e bio-óleo)
3. Composição dos gases na saída.	

Do total destas variáveis respostas, neste trabalho foram, apenas, consideradas a primeira das variáveis de processo e as duas variáveis de qualidade, desconsiderando-se o estudo do bio-óleo devido a que este produto não foi obtido. A análise dos gases da pirólise não foi realizada pela ausência de equipamentos apropriados para esta finalidade. No caso do estudo do tempo de residência dos sólidos, gases e vapores pretende-se, para trabalhos futuros, a análise desta variável usando-se ferramentas de modelagem e simulação do processo ainda em andamento.

Considerando-se então 2 as duas (2) variáveis independentes analisadas anteriormente temos que, um planeamento fatorial a 2 níveis com dois fatores independentes conduziria à realização de 4 experimentos, os quais são representados nas esquinas do quadrado e numerados desde 1 até 4, na matriz dos experimentos (Figura 3.21a e 3.21b).

No esquema apresenta-se só um ponto central definido pelo código zero (0), porém este ponto pode ser replicado para o cálculo do erro experimental. Considere-se a variável definida por  $H$  como sendo aquela que deve ser  $HL$ , ou seja,  $H = HL$ .



$$[X] = \begin{bmatrix} \text{Exp} & H & Rb/a \\ 1 & -1 & -1 \\ 2 & +1 & -1 \\ 3 & -1 & +1 \\ 4 & +1 & +1 \\ 5 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

**H - Altura Estática do leito de Inerte**

**Ra/b - Relação Mássica Ar/Biomassa**

FIGURA 3.21 A). REGIÃO EXPERIMENTAL PARA DOIS FATORES INDEPENDENTES.

FIGURA 3.21 B) MATRIZ DOS EXPERIMENTOS PARA DOIS FATORES INDEPENDENTES.

### **3.7.3. Os primeiros testes experimentais**

Visando-se garantir a operação estável do reator de leito fluidizado em regime de pirólise rápida, assim como estabelecer os níveis dos fatores independentes acima identificados, foram realizados vários testes experimentais exploratórios, a partir dos quais também foi possível identificar as principais dificuldades associadas com a operação da planta piloto.

A partir dos resultados obtidos nos testes exploratórios e levando-se em consideração as dificuldades encontradas, foi possível encontrar regimes estáveis de operação do reator, um maior conhecimento dos fenômenos que ocorrem durante a pirólise rápida em leito fluidizado, e com isto, obter a informação necessária para o estabelecimento dos níveis adequados para os fatores independentes identificados.

### **3.7.4. Definição dos níveis dos fatores independentes identificados**

O processo de pirólise rápida em reatores de leito fluidizado utilizando ar como agente de fluidização resulta complexo. Isto é provocado pelas quantidades de restrições que devem ser cumpridas, tais como:

1. A vazão de ar utilizada deve ser tal que garanta uma adequada fluidização do leito de inertes, porém com valores de velocidade superficial do gás perto da velocidade de mínima fluidização;
2. As vazões de ar devem corresponder com não mais do que um 10 a 15 % do ar estequiométrico;
3. Atingir baixos tempos de residências da fase gasosa dentro do reator. Procura-se evitar reações secundárias significativas;
4. Conseguir uma adequada distribuição de temperatura ao longo da altura do reator.

O cumprimento das condições anteriores depende dos níveis estabelecidos para os fatores que influenciam na operação do reator, tais como: diâmetro mais provável do inerte, altura inicial do leito fixo de material inerte, velocidade de mínima fluidização do inerte e a relação ar/biomassa (ou razão ar real ao ar estequiométrico), entre outras variáveis.

A partir dos testes exploratórios, e usando-se o conhecimento anterior obtido da bibliografia, foram identificados os níveis dos fatores altura inicial estática do leito fixo de inertes e a relação ar/biomassa. Entretanto, devido que a relação ar/biomassa está

estritamente relacionada com a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico  $Pae$ , foi substituída a relação  $Ra/b$  por  $Pae$ .  $Pae$  é um parâmetro que, em termos práticos, permite identificar mais claramente quanto de ar está sendo suprido ao reator em relação ao seu valor estequiométrico (ao falarmos de qual porcentagem de ar em relação ao estequiométrico está sendo utilizada).

Os valores da  $Pae$  foram determinados através do conhecimento das relações estequiométricas ar/combustível para a combustão total da biomassa estudada (capim elefante). Os resultados obtidos são os seguintes:

Tipo de Biomassa	Relação mássica ar/biomassa (base seca)
<u>Capim Elefante</u>	<u>4,69</u>
Bagaço de Cana-de-Açúcar	5,93

Pode-se observar contudo, que o capim elefante estudado necessita menos ar, teoricamente, que o bagaço de cana para sua completa combustão.

Finalmente os níveis estabelecidos para a altura do leito estático de material inerte  $HL$  e a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico ( $Pae$ ) são os seguintes:

Fatores independentes	Nível Inferior	Nível Superior
Altura do leito de material inerte $HL$ (mm)	164	250
Porcentagem de ar em relação ao estequiométrico ( $Pae$ ) (%)	7	9

### 3.7.5. O Planejamento Experimental

O estudo do efeito da porcentagem de ar em relação ao estequiométrico  $Pae$  e a altura do leito estacionário de inerte  $HL$  foi encaminhado segundo a metodologia da Estratégia de Otimização Experimental- EOE discutida anteriormente.

O primeiro passo consistiu no ajuste de uma correlação de primeira ordem visando encontrar condições de operação no reator que nos pudessem levar a maximizar ou minimizar os parâmetros de qualidade dos produtos da pirólise rápida. Para este estudo foi considerado somente o carvão vegetal pelo fato que o bio-óleo, embora sendo o produto mais importante, encontra-se ainda em processo de viabilizar sua recuperação.

Para isto, um planejamento fatorial é adequado pelas seguintes razões (**BOX et al., 1993; BARROS NETO, 2001 e LOPEZ PLANES, 1984**):

1. Requerem relativamente poucos experimentos básicos por cada fator, e embora não permitam explorar exaustivamente uma ampla região do espaço dos fatores, podem indicar tendências e assim determinar uma interessante direção para futuros experimentos;
2. Podem ser ampliados para formar um planejamento mais sofisticado se quisermos conhecer melhor a relação entre as respostas e os fatores independentes;
3. A interpretação das observações produzidas pode ser realizada, em grande medida, a partir da base do senso comum e da aritmética elementar;
4. Permite o estudo dos efeitos dos fatores independentes e suas interações.

A partir do conhecimento dos fatores independentes que afetam a hidrodinâmica do leite fluidizado e os níveis estabelecidos para cada fator, são planejados testes segundo a estrutura de um planejamento fatorial completo com duas (2) variáveis independentes e dois (2) níveis para cada fator. Alguns dos testes podem ser replicados visando-se o cálculo do erro experimental.

No nosso caso, os pontos replicados correspondem àqueles onde o reator trabalha de forma menos estável. Esta decisão visa que a medida dos erros experimentais seja a maior possível, e as análises derivadas da informação estatística sejam mais confiáveis.

### **3.7.6. Matriz dos experimentos**

Quando um planejamento fatorial completo é usado o número máximo de experimentos independentes (NME) derivados de k fatores e 2 níveis é obtido da seguinte maneira:

$$NME = 2^k$$

onde:

$k$  é o número de fatores envolvidos

No nosso caso  $k$  é 2, então o NME é  $2^2 = 4$  experimentos

Os 4 experimentos permitem estimar os coeficientes do polinômio linear:

$$y = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_{12} X_1 X_2 \quad (3.24)$$

Visando-se facilitar os cálculos, aumentar a precisão, garantir a ortogonalidade e generalizar as expressões para o cálculo dos coeficientes do polinômio, costuma-se codificar as variáveis de forma que tomem valores de +1 para o nível alto, 0 para o nível central e -1 para o nível baixo, mediante:

$$(Pae)_c = \frac{Pae - \frac{Pae(alto) + Pae(baixo)}{2}}{\frac{Pae(alto) - Pae(baixo)}{2}} \quad (3.25)$$

$$(HL)_c = \frac{HL - \frac{HL(alto) + HL(baixo)}{2}}{\frac{HL(alto) - HL(baixo)}{2}} \quad (3.26)$$

O termo do denominador em ambas equações é chamado de módulo, e  $Pae$  e  $HL$  são os valores naturais dos fatores envolvidos nos experimentos.

Os níveis dos fatores estudados quando são codificados e seus respectivos valores naturais ficam da seguinte forma:

<b>Fatores independentes</b>	<b>Nível Inferior -1</b>	<b>Nível Central 0</b>	<b>Nível Superior +1</b>
Altura do leito inicial de material inerte, $HL$ , (mm)	164	207	250
Porcentagem de ar em relação ao estequiométrico, $Pae$ , (%)	7	8	9

Para o caso de 2 variáveis codificadas ( $Pae$  e  $HL$ ) os 4 experimentos que devem ser realizados são dados pela matriz codificada dos experimentos  $[ME]$  dada a seguir:

$$[ME] = \begin{bmatrix} Pae & HL \\ -1 & -1 \\ +1 & -1 \\ -1 & +1 \\ +1 & +1 \end{bmatrix} \quad (3.27)$$

É útil fazer experimentos no ponto central do planejamento já que o resultado ajuda a prever a existência ou não de curvatura na região estudada. Neste caso considerando-se o ponto central (0,0), a matriz dos experimentos toma a seguinte forma:

$$[ME] = \begin{bmatrix} Pae & HL \\ -1 & -1 \\ +1 & -1 \\ -1 & +1 \\ +1 & +1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (3.28)$$

Para cada experiência anterior é possível determinar as variáveis de resposta identificadas, cada uma das quais é representada através de uma matriz coluna associada à matriz dos experimentos.

### 3.7.7. Obtenção dos modelos matemáticos codificados que correlacionam cada variável resposta com os fatores independentes

Os modelos matemáticos obtidos a partir do uso de planejamentos experimentais correlacionam cada variável resposta com os fatores independentes estudados.

O planejamento fatorial  $2^2$  que estamos estudando, permite calcular os coeficientes do polinômio linear, dado pela equação (3.24) já vista anteriormente.

$$y = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_{12} X_1 X_2 \quad (3.29)$$

Pode-se demonstrar que, para calcular os coeficientes deste polinômio, pode ser usado o seguinte sistema matricial, que representa as chamadas equações normais de regressão:

$$[b] = \begin{bmatrix} b_0 \\ b_1 \\ b_2 \\ b_{12} \end{bmatrix} = [X'X]^{-1} [X'y] \quad (3.30)$$

onde:

$X$  : Matriz do planejamento, gerada a partir do polinômio linear:

$$[X] = \begin{bmatrix} X_0 & X_1 & X_2 & X_1 X_2 \\ 1 & -1 & -1 & +1 \\ 1 & +1 & -1 & -1 \\ 1 & -1 & +1 & -1 \\ 1 & +1 & +1 & +1 \end{bmatrix} \quad (3.31)$$

onde:

$[X']$ : Transposta de  $X$ .

$[b]$ : Matriz dos coeficientes,



[y]: Matriz coluna das variáveis de resposta;

### 3.7.8. Análise de variância

A análise dos resíduos é fundamental para que possamos avaliar a qualidade do ajuste de qualquer modelo.

Em primeiro lugar, os resíduos devem ser pequenos. Se um determinado modelo deixa consideráveis resíduos, ele será um modelo estatisticamente não aceito. No modelo ideal, todas as previsões (ou predições) coincidiriam exatamente com as respostas observadas, e não haveria resíduos nenhum.

O método mais usado para se avaliar numericamente a qualidade do ajuste de um modelo é a **Análise de Variância**. (BARROS NETO et al, 2001)

Os resultados obtidos neste trabalho de Tese para a análise dos modelos matemáticos, são resumidos em Tabelas do tipo abaixo mostrada (Tabela 3.4), a qual é chamada **Tabela de Análise de Variância** (ou simplesmente **ANOVA**, um acrônimo de *Analysis of Variance*). Dividindo-se as somas quadráticas pelos seus respectivos números de graus de liberdade, obtemos as chamadas **médias quadráticas** ( $MQ's$ ), que são mostradas na última coluna da tabela.  $R^2 = \frac{SQ_R}{SQ_T}$  é chamado de coeficiente de determinação do modelo. O valor máximo de

$R^2$  é 1, e só ocorrerá se não houver resíduos nenhum, portanto toda variação em torno da média será explicada pela regressão. Quanto mais perto de 1 estiver o valor de  $R^2$ , melhor terá sido o ajuste do modelo às respostas observadas.

TABELA 3.4. TABELA DE ANÁLISE DE VARIÂNCIA-ANOVA

Fonte de variação	Soma Quadrática	Nº de g.l.	Média Quadrática
Regressão	$\sum (\hat{y}_i - \bar{y})^2$	1	$MQ_R = SQ_R$
Resíduos	$\sum (y_i - \hat{y}_i)^2$	$n - 2$	$MQ_r = \frac{SQ_r}{n - 2} = s^2$
Total	$\sum (y_i - \bar{y})^2$	$n - 1$	

onde:

$e_i = y_i - \hat{y}_i$  são os resíduos deixados pelo modelo linear. Um resíduo é uma diferença entre um valor observado  $y_i$  e a sua estimativa de acordo com o modelo  $\hat{y}_i$ .

- (Soma Quadrática Total) = (S.Q. regressão) + (S.Q.residual)

$$SQ_T = SQ_R + SQ_r \quad (3.32)$$

- (S.Q. residual) = (S.Q. devida ao erro puro) + (S.Q. devida à falta de ajuste)

$$SQ_r = SQ_{ep} + SQ_{fa} \quad (3.33)$$

A soma quadrática de regressão inclui todas as somas quadráticas dos coeficientes do modelo matemático, o seja:

$$SQ_R = SQ_{b1} + SQ_{b2} + SQ_{b12} \quad (3.34)$$

$$SQ_R = [b' X' y] \quad (3.35)$$

Quando mais de uma condição experimental é replicada, a estimativa do erro puro é uma média das variâncias das amostras em cada ponto, ponderadas pelos respectivos graus de liberdade:

$$s^2 = \frac{(na-1)s_A^2 + (nb-1)s_B^2 + \dots + (nn-1)s_N^2}{(na-1) + (nb-1) + \dots + (nn-1)} \quad (3.36)$$

### 3.7.9. Quando um modelo fatorial é inadequado

Quando um modelo de primeira ordem é inadequado para descrever o comportamento da resposta estudada, a falta de ajuste resulta significativa e o coeficiente de determinação  $R^2$  adquire um baixo valor. Por outro lado, se comparamos a média da resposta estimada através do modelo ( $b_0$ ) com a obtida experimentalmente no ponto central (0,0), encontraremos diferenças significativas. Nestes casos, é freqüente constatar que os valores dos coeficientes que estimam as interações sejam em magnitude maior que aqueles estimados para os fatores independentes. (MESA PÉREZ et al., 1998).

Uma solução ao problema é a introdução de novos coeficientes que levem em conta os efeitos de curvatura. Estes novos coeficientes são estimados a partir de novos testes experimentais, os quais se planejam antecipadamente. Os pontos onde se realizam os testes adicionais se chamam pontos estrelas e encontram-se localizados sobre os eixos a determinada

distância ( $\alpha$ ) do ponto central do planejamento. O valor de  $\alpha$  depende do número de fatores independentes ( $k$ ) que se estudam.

Alguns dos planejamentos experimentais mais usados para estimar curvaturas são:

- Planejamentos Centrais Compostos Ortogonais (PCCO).
- Planejamentos não Centrais (PNC).
- Planejamento Central Composto não Ortogonal (PCNO).

Se fosse preciso descrever comportamentos curvos para alguma variável de resposta estudada neste trabalho, será usado um Planejamento Central Composto Ortogonal. Esta decisão se fundamenta em que estes tipos de planejamentos são mais precisos quando o ponto de máximo ou mínimo se encontra ao redor do ponto central. O uso adequado da EOE, garante esta condição.

A estrutura de um PCCO é a seguinte:

- O núcleo do planejamento (planejamento fatorial completo ou uma fração  $2^k$ );
- Pontos axiais (ou estrelas) distribuídos dois por cada eixo ( $2k$ );
- Um ponto central  $(0,0)$ .

Para dois fatores independentes, os novos pontos a experimentar são:

$$\begin{bmatrix} Paec & HLC \\ -\alpha & 0 \\ +\alpha & 0 \\ 0 & -\alpha \\ 0 & +\alpha \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (3.37)$$

O modelo matemático acrescentado com os coeficientes quadráticos fica como:

$$y = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_{12} X_1 X_2 + b_{11} X_1^2 + b_{22} X_2^2 \quad (3.38)$$

### 3.7.10. Considerações gerais para a análise dos modelos matemáticos

Levando em consideração o tamanho da planta de pirólise rápida onde se realizam os testes experimentais, e que vários outros fatores durante o processo não são rigorosamente controlados como é a umidade e diâmetro das partículas de biomassa, etc., os modelos obtidos serão analisados sob considerações especiais.

Uma condição indispensável para a análise dos resultados a partir do teste F, obtido da ANOVA, é que os resíduos estejam distribuídos de forma normal. O cumprimento da

condição anterior garante credibilidade nas decisões decorrentes do modelo matemático e a superfície de resposta, sempre que, o modelo prediga com certa precisão os dados experimentais.

Outra condição que trataremos com cuidado, porém com bastante liberdade, é a aceitação do modelo como sendo adequado através da análise da falta de ajuste do modelo e o coeficiente de determinação  $R^2$ . Embora a falta de ajuste em alguns modelos seja significativa, indicando possibilidades de melhoras no modelo se acrescentarmos o número de coeficientes, consideraremos o modelo adequado para  $R^2$  acima de 70% independentemente da falta de ajuste. O anterior se fundamenta porque nesta primeira etapa de experimentação visa-se encontrar direções favoráveis para a otimização das principais características dos subprodutos da pirólise para uma aplicação definida e não a obtenção de modelos matemáticos rigorosos.

Resulta de extrema importância neste trabalho o conhecimento da forma das superfícies de resposta geradas pelo modelo, pelo fato que em reatores de leito fluidizado, fatores tais como, velocidade superficial do gás, diâmetro médio de partícula e temperatura, podem ser consideradas *variáveis naturais* porque podem ser medidas convenientemente em separado. *Variáveis fundamentais*, que não são diretamente medidas mas que podem descrever melhor o comportamento do sistema (por exemplo, número de Reynolds, número de Archimedes, número de Froude, etc.), são freqüentemente função de duas ou mais variáveis naturais. Nesses casos, as superfícies do tipo “telha” são freqüentes durante a análise canônica, indicando relação entre as variáveis naturais. A análise dimensional determina a forma na qual se encontram relacionadas as variáveis fundamentais com as naturais.

### **3.8. Estudo do efeito da porcentagem de ar relacionado ao estequiométrico e da altura inicial estática do leito fixo de inerte nas principais características de qualidade dos finos de carvão.**

#### **3.8.1. Procedimento Experimental**

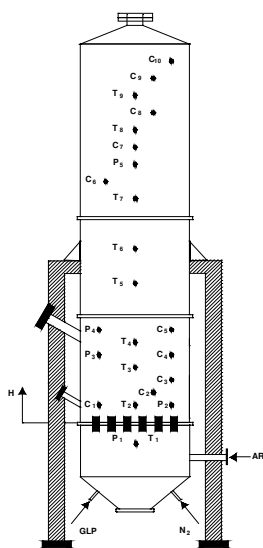
Os experimentos de pirólise rápida foram realizados em uma instalação experimental em escala piloto, baseada na tecnologia de leito fluidizado. As principais partes da planta são: um reator do tipo de leito fluidizado, uma primeira bateria de ciclones (2 ciclones) de eficiência média que separam os finos de carvão até uma determinada classe de tamanhos (**Ponto A**), uma segunda bateria de ciclones (1 ciclone) de alta eficiência para separar

partículas de carvão de menor tamanho (**Ponto B**), um sistema de recuperação de bio-óleo, o qual encontra-se ainda em processo de estudo do projeto e montagem na sua primeira fase, e um sistema de alimentação de biomassa (Figura 3.09 p.103).

A Figura 3.22 A e B mostram um esquema do reator com a localização das tomadas de pressão estática e temperatura ao longo da altura do reator.

Os experimentos foram realizados logo que o reator encontrava-se em regime de operação permanente, o que era verificado pela constância nos valores das temperaturas para cada perfil.

O monitoramento dos dados incluiu a retirada de uma amostra de finos de carvão vegetal num ponto abaixo dos ciclones e a leitura dos parâmetros necessários aos cálculos da vazão de ar e de biomassa.



(A)



(B)

FIGURA 3.22. ESQUEMA DO REATOR COM A LOCALIZAÇÃO DAS TOMADAS DE PRESSÃO ESTÁTICA E TEMPERATURA AO LONGO DA ALTURA DO REATOR (A) E FOTO DO REATOR DE PIRÓLISE (B) (ELABORAÇÃO PRÓPRIA, 2002)

### 3.8.2. Coleta das amostras

O reator é inicialmente aquecido utilizando finos de carvão vegetal oriundos do processo de carbonização da lenha, processo que se sucede até que o leito de areia sílica atinge uma temperatura média entre 550°C e 600°C. Nestas condições, e encontrando-se a vazão mássica de ar no valor estabelecido segundo a matriz dos experimentos, alimenta-se a

biomassa vegetal em vazão de 62 kg/h base seca. Para realizar a coleta das amostras de carvão vegetal espera-se que a distribuição de temperaturas ao longo da altura do reator seja aquela correspondente às condições de regime estacionário.

As amostras foram colhidas mediante o uso de válvulas amostradoras situadas nos respectivos pontos de amostragem A e B (Figura 3.09 p. 103). Os recipientes utilizados para a coleta eram de vidro, e depois da amostragem os mesmos, contendo as amostras de finos de carvão, foram hermeticamente fechados. As amostras nos pontos A e B (Figura 3.09 p. 103) eram tomadas ao mesmo instante de tempo. Paralelamente, mede-se o tempo entre o início e o fim da amostragem, visando-se estimar a vazão em massa de finos de carvão vegetal elutriados. Leituras de pressão estática e temperatura ao longo do reator eram também realizadas.

Viu-se necessário realizar as leituras de pressão estática de forma instantânea devido às significativas flutuações de pressão em vários pontos ao longo da altura do reator. Para isto, foi utilizada uma câmera fotográfica e fazer cada foto durante o momento em que não se verificavam as flutuações.

### **3.9. Alguns aspectos teóricos sobre o mecanismo de primeira ordem para o estudo da cinética da volatilização da biomassa**

Primeiramente vamos a apresentar alguns aspectos teóricos sobre a cinética das reações de decomposição de materiais orgânicos, baseados num mecanismo de primeira ordem para as reações que se sucedem.

São vários os modelos cinéticos propostos para descrever a cinética de decomposição de biomassa, desde os mais simples, os que não representam o complexo processo de pirólise na sua completa faixa de operações, até aqueles mais complexos que consideram aspectos mais detalhados da cinética química, aspectos que não são considerados nos anteriores.

Entretanto, a realidade é que, mesmo nos modelos mais completos, resulta quase que impossível descrever um mecanismo detalhado do processo que transcorre devido ao elevado grau de heterogeneidade destes materiais. Na revisão bibliográfica desta tese são descritos alguns dos principais mecanismos cinéticos propostos até agora para descrever a cinética da devolatilização de biomassa, cada um deles, considerando um determinado número de reações individuais de primeira ordem, e tendo como produtos voláteis, gás e carvão vegetal residual.

De forma geral, podemos dizer que , embora uma expressão global de primeira ordem simplifica grandemente a representação da taxa de decomposição, do ponto de vista da engenharia, este modelo simples fornece um número adequado de parâmetros cinéticos que possibilita a sua aplicação na modelagem do processo de pirólise (**REINA et al. (1998), ÖRFAO et al. (1999) e CORDERO, et al. 1990**).

Por outro lado, um estudo cinético da pirólise de um material carbonáceo qualquer, pode ter vários enfoques dependendo da categoria da análise realizada. Assim, por exemplo, o estudo cinético durante a pirólise pode considerar só a volatilização da matéria orgânica, ou a decomposição da matéria orgânica, ou a produção de óleo ou gás, ou mesmo, a produção de produtos intermediários.

Na segunda categoria, os parâmetros cinéticos referem-se à perda de massa que ocorre na biomassa durante o processo de decomposição em atmosfera inerte ou oxidante. Esta perda de massa é monitorada através de um sistema que mede continuamente a massa da amostra de material. Os voláteis são considerados como sendo, vapores orgânicos (óleo), gás e vapor de água. Depois de transcorrido o processo a quantidade de carvão vegetal residual é medida. Se o processo ocorrer em atmosfera oxidante o resíduo será constituído, basicamente, pelo material inorgânico presente no material (cinzas).

O estudo da volatilização da matéria orgânica torna-se especialmente atrativo devido à possibilidade de obtenção de dados experimentais, a partir dos quais, é possível estimar parâmetros cinéticos de grande importância para a modelagem do processo de pirólise.

Um estudo da volatilização de biomassa em aparelhos termogravimétricos padrões, onde é possível reduzir os efeitos da resistência ao transporte intra-partícula, devido a que se usa uma pequena quantidade de material e pequeno diâmetro de partícula, resulta útil, além do que, os dados obtidos da cinética química do processo são bastante precisos.

O estudo realizado neste trabalho fornece dados relativos ao processo de decomposição da matéria orgânica presente inicialmente na biomassa.

### **3.9.1. Métodos de obtenção de parâmetros cinéticos para um mecanismo de primeira ordem**

Existem vários métodos de obtenção de parâmetros cinéticos considerando-se mecanismos de reações de primeira ordem. Neste trabalho usou-se o chamado método não

isotérmico. Este mecanismo considera que, durante o período de aquecimento da partícula para ela atingir a temperatura desejada, o material já tinha perdido massa em quantidades, às vezes, significativas, dependendo das condições do processo. Os dados experimentais, neste caso, são obtidos a uma taxa de aquecimento constante  $\beta$ , definida como:

$$\beta = dT/dt \quad (3.39)$$

onde:

$T$  é a temperatura, °C;

$t$  é o tempo

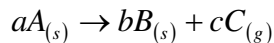
Observa-se um comportamento linear entre ambos parâmetros, sendo  $\beta$  então a inclinação da linha reta.

Para obter os parâmetros cinéticos, a equação geral que caracteriza a taxa de decomposição do material no tempo tem a seguinte estrutura:

$$(d\alpha/dT) = (k_o/\beta)e^{(-E/RT)}(1-\alpha) \quad (3.40)$$

A equação anterior é a equação básica da qual diversas outras equações são derivadas, as quais permitem o cálculo dos parâmetros cinéticos.

Para a reação do tipo:



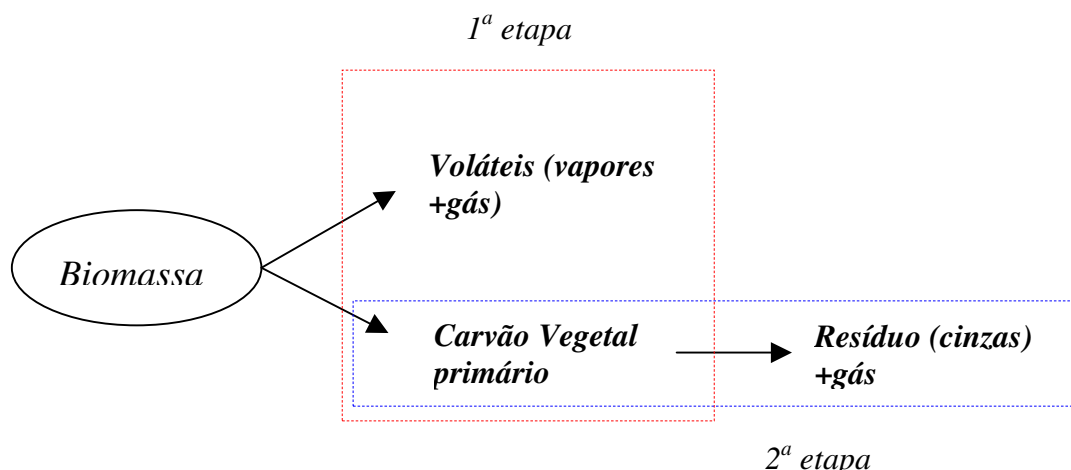
O mecanismo geral proposto para o estudo da decomposição da biomassa, considerando uma atmosfera oxidante em torno da amostra e um mecanismo de duas etapas consecutivas de primeira ordem.

O modelo de reações proposto considera:

1. Reações em paralelo e duas (2) etapas de reação consecutivas bem identificadas. A primeira etapa corresponde com o processo de volatilização propriamente dito, e a segunda etapa, a conversão do carvão vegetal primário em cinzas;
2. Mecanismo de primeira ordem para as reações de decomposição;
3. Parâmetros cinéticos diferentes para cada zona de reação.



### Mecanismo para o estudo cinético



Os parâmetros cinéticos foram calculados considerando-se o intervalo de temperatura correspondente a cada etapa do processo de decomposição da biomassa, ou seja, a etapa de devolatilização e a etapa de combustão do carvão vegetal residual. Uma análise das curvas de TG e de DTG permite diferenciar os seguintes pontos:

1. Temperatura de início da volatilização, °C, quando  $(dm/dT)=0$ ;
2. Temperatura final da volatilização °C, quando  $(dm/dT)=0$ ;
3. Temperatura onde ocorre a máxima volatilização, °C;
4. Taxa de volatilização, %/°C: Este valor corresponde com a razão em % de voláteis liberados no intervalo de temperatura em que se verifica este processo;
5. Quantidade total de voláteis liberados da amostra durante a pirólise, %;
6. Temperatura de início da combustão do carvão vegetal, °C, quando  $(dm/dT)=0$ ;
7. Temperatura final da combustão do carvão vegetal, °C, quando  $(dm/dT)=0$ ;
8. Temperatura de máxima decomposição do carvão vegetal, °C;
9. Teor de carbono fixo na amostra de biomassa, %
10. Teor de cinzas na amostra de biomassa, %

Calculando os valores da constante pseudo-cinética da velocidade da reação  $k$  para cada ponto dentro do intervalo de temperatura considerado, para cada taxa de aquecimento  $\beta$

considerada, pode-se estimar o valor da energia aparente de ativação  $E$  no intervalo, para um valor constante do fator pré-exponencial  $z$ , através da seguinte expressão (método de Arrhenius):

$$E = Ln(k_1/k_2) \left[ R / \left[ (1/T_2) - (1/T_1) \right] \right] \quad (3.41)$$

onde:

$k_1$  é o valor da constante pseudo-cinética no início de cada etapa;

$k_2$  é o valor da constante pseudo-cinética no final de cada etapa;

$T_1, T_2$  são as temperaturas no início e no final de cada etapa;

$R$  é a constante universal dos gases dada na equação de Arrhenius, kJ/mol.K

A partir da análise dos dados termogravimétricos obtidos e assumindo-se um modelo simples de reações de primeira ordem ( $n = 1$ ), onde  $n$  é a ordem aparente da reação, podemos obter, para cada taxa de aquecimento e faixa de temperatura correspondente a cada etapa, uma expressão para a constante pseudo-cinética da velocidade da reação de primeira ordem, a qual governa o processo de decomposição térmica na etapa correspondente.

Assim os modelos que governam a decomposição térmica do capim elefante, para uma taxa de aquecimento de  $\beta = 20$  K/min e diâmetro de partícula menor de 0,15 mm, podem ser representados pelas seguintes expressões:

Para o primeiro pico de decomposição (volatilização), válido na faixa de temperatura entre 148°C e 364°C, onde a  $T_{pico} = 268^\circ\text{C}$ ;

$$k(s^{-1}) = 6,39 \cdot 10^{-4} \exp(72,51/RT)$$

Para o segundo pico de decomposição (combustão do carvão vegetal), válido na faixa de temperatura entre 364°C e 544°C onde  $T = 415^\circ\text{C}$ ;

$$k(s^{-1}) = 1,63 \cdot 10^{-3} \exp(125,33/RT)$$

Da mesma forma teríamos expressões da constante  $k$  para as outras condições estudadas.

Resumindo, podemos dizer que, de acordo com os trabalhos publicados sobre cinética da pirólise de materiais orgânicos, é aceito que a mesma pode ser escrita por uma reação de primeira ordem relativa à concentração do material a ser volatilizado, o qual tem sido

realizado com sucesso. O método baseia-se em obter dados experimentais da perda de massa e da temperatura da amostra ao longo do tempo, e interpretar estes dados segundo uma reação de primeira ordem.

### **3.10. Modelo Preliminar para Estudos de Viabilidade Econômica**

O objetivo fundamental de estudos de viabilidade econômica é avaliar as potencialidades de um empreendimento ou projeto ser rentável financeiramente. Isto significa que este deverá apresentar lucro, ou seja deve ter receitas suficientes para superar as despesas e os investimentos feitos.

Em última instância, portanto, está-se avaliando se vale a pena fazer inversões de capital no empreendimento foco de análise. Se não for assim, o investidor desistirá ou irá direcionar seus recursos para outras alternativas que sejam mais interessantes economicamente. Vale ressaltar ainda que um estudo de viabilidade econômica pressupõe, anteriormente, um estudo de viabilidade técnica, onde são avaliados os aspectos técnicos e de engenharia do projeto.

Uma complexidade de fatores influencia, direta ou indiretamente, a decisão por um novo empreendimento. Conforme **SIMONSEN e FLANZER (1974)** estes fatores são de ordem jurídica, administrativa, mercadológica, técnica e econômico-financeira. Estes autores consideram ainda, que tais fatores permitirão avaliar a sanidade do empreendimento através da ótica da rentabilidade e da liquidez, ou seja, verificando se o lucro é compensador, como remuneração do esforço empresarial e do capital investido, e se os recursos captados e gerados pela iniciativa em questão serão suficientes para cobrir os desembolsos necessários.

Uma outra característica de estudos de viabilidade econômica é descrita por **MELNICK (1978)**: “O objetivo de todo estudo econômico é avaliá-lo, ou seja, qualificá-lo e compará-lo com outros projetos, de acordo com uma determinada escala de valores, a fim de estabelecer uma ordem de preferência. Esta tarefa exige precisar o que em definição se chama vantagens e desvantagens da dotação de recursos para um determinado fim”. Desta forma, quando se trata de estudos de viabilidade econômica, é inevitável a comparação com outras alternativas de investimento.

Por se tratar de investimento de capital, a comparação direta e imediata é aquela pertinente às alternativas de baixo risco que o mercado financeiro dispõe, cuja referência de avaliação é a rentabilidade que estas oferecem, vista através da taxa de juros, tais como

aplicações na caderneta de poupança (6% ao ano), fundos de renda fixa (8 a 10%) e Certificados de Depósitos Bancários – CDB - (10 a 12%).

Em estudos de viabilidade econômica, o rendimento que pode ser obtido nestas aplicações encontradas no mercado financeiro, é o parâmetro mínimo de referência e é denominado Custo de Oportunidade do Capital, pois o resultado financeiro do empreendimento deverá, no mínimo, indicar rentabilidade (em torno de 15%) um pouco superior a essas aplicações de baixo risco, caso contrário, será inviável economicamente, dado que o mercado financeiro estará proporcionando rendimento semelhante sem estar sujeito aos riscos inerentes a qualquer empreendimento comercial.

Em síntese, portanto, um estudo de viabilidade econômica simula o empreendimento no futuro, levando-se em conta os principais aspectos técnicos (projeto básico, engenharia, tecnologia) e econômicos (investimentos, preços, vendas, custos, concorrência).

Com base nas informações técnicas e econômicas levantadas, simula-se o fluxo de caixa do empreendimento (receitas menos despesas e investimentos), para um determinado período, a partir do qual se calcula a rentabilidade do mesmo. As técnicas utilizadas nestes cálculos são baseadas nas disciplinas de matemática financeira e engenharia econômica.

Os principais parâmetros de análise utilizados em estudos de viabilidade econômicos são o Valor Presente (VP) e a Taxa Interna de Retorno (TIR).

Valor Presente é o montante acumulado de capital que o empreendimento poderá propiciar durante um determinado período, considerando uma taxa de juros ou, especificamente para o VP, uma taxa de desconto. Em linhas gerais, pode-se dizer que o VP é o inverso de um empréstimo ou financiamento bancário onde, a partir do valor de empréstimo, do prazo de pagamento e da taxa de juros, chega-se à prestação. No caso do VP, a partir das estimativas dos resultados do fluxo de caixa (equivalente às prestações), do prazo do empreendimento (prazo do empréstimo) e da taxa de desconto (taxa de juros), chega-se ao VP (valor do empréstimo).

Quando se abate do VP o valor do investimento feito, o qual geralmente ocorre no início do prazo do empreendimento (ano zero do fluxo de caixa), o VP é denominado de Valor Presente Líquido (VPL). Desta maneira, se o VPL for positivo significa que o empreendimento estaria propiciando rendimento superior ao pretendido, pois as receitas

obtidas estariam ressarcindo as despesas e o investimento, além de satisfazer à taxa de juros considerada (taxa de desconto).

Uma outra forma de se avaliar a viabilidade de um empreendimento, é calcular e analisar qual seria a taxa de juros que este “negócio” estaria proporcionando, para então compará-la com as taxas de juros do mercado. Esta taxa interna do empreendimento é denominada de Taxa Interna de Retorno (TIR). Portanto, em síntese, a Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de desconto (taxa de juros) que o empreendimento estaria proporcionando, ou seja, é a taxa que torna o VPL sempre igual a zero.

O objetivo de realizar um estudo preliminar de viabilidade técnico-econômica da planta de pirólise rápida foi o de estimar índices econômicos e financeiros referidos à obtenção do seu principal produto, o bio-óleo. Índices, tais como, custo de produção por unidade de referência do bio-óleo (kg), ponto de equilíbrio, lucros ou prejuízos, rentabilidade, etc., foram considerados. Partiu-se da necessidade de avaliar-se a viabilidade econômica do processo, além de realizar-se uma análise de sensibilidade econômica paramétrica visando verificar a influência de parâmetros econômicos e financeiros na lucratividade do processo.

## Capítulo 4 - Resultados e Discussão

### 4.1. Introdução

Este capítulo será dividido em 2 (duas) secções principais. Na primeira sessão discutem-se os resultados experimentais obtidos nas instalações em nível de bancada para os diferentes materiais sólidos caracterizados, isto é, a biomassa (capim elefante) e o inerte utilizado no reator (areia quartzo de granulometria 407/40), e na segunda sessão, os testes a frio e a quente realizados na instalação experimental piloto de leito fluidizado.

O material inerte utilizado nos testes, embora caracterizado pela empresa fornecedora (BRASILMINAS Indústria e Comércio Ltda. de São Paulo), foi submetido a novos testes de granulometria e fluidodinâmicos, visando-se realizar a verificação dos dados granulométricos e obter parâmetros fluidodinâmicos deste sólido tais como a velocidade mínima de fluidização e velocidade de arraste das partículas. A determinação analítica de propriedades que caracterizam a forma das partículas de inerte (esfericidade) constituiu também parte deste trabalho.

A biomassa foi caracterizada através da análise termogravimétrica TG, diferencial termogravimétrica DTG, calorimetria exploratória diferencial DSC, análise química elementar, análise química imediata, poder calorífico superior PCS, área superficial, volume e distribuição de poros, velocidade de arraste das partículas, densidade esquelética (ou real) e aparente de partícula e do material amontoado (material à umidade de equilíbrio de 10 a 12% base úmida à temperatura ambiente de 25°C e umidade relativa média do ar de 60%), além de uma ampla caracterização deste material a partir da análise granulométrica, o qual resultou no levantamento de um amplo número de propriedades úteis para estudos do tipo apresentado nesta Tese.

As propriedades fluidodinâmicas apresentadas neste trabalho, isto é, a velocidade de mínima fluidização e velocidade de arraste para o inerte e a velocidade de arraste para a biomassa, foram obtidas pela via experimental e numérica. No caso da biomassa foi estabelecido um método que permitiu estimar a velocidade de arraste para uma dada porcentagem mássica de partículas dentro das faixas de tamanhos estudadas. No caso do

inerte, a simulação numérica, permitiu calcular as propriedades antes ditas a partir de dados obtidos experimentalmente, além dos testes realizados no laboratório para a velocidade de mínima fluidização. No capítulo 3 foram apresentados os equipamentos utilizados e se discutiram os algoritmos das rotinas iterativas de cálculo para ambas propriedades, baseadas em equações empíricas, corrigidas para materiais não-esféricos.

Os resultados experimentais na planta piloto com reator em leito fluidizado abrangeram ensaios a frio, a partir dos quais foram obtidas informações acerca da dinâmica do leito, dada as curvas de fluidização verificadas, além de outros dados importantes, e os ensaios a quente, onde as variáveis medidas foram monitoradas desde a fase de regime transiente (início do experimento) até o regime de operação permanente quando foi verificada a estabilidade térmica do reator.

Os resultados mostram-se na forma de gráficos e tabelas de maneira a melhor propiciar a sua discussão. No caso dos modelos matemáticos empíricos decidiu-se mostrar só alguns aspectos estatísticos para não sobrecarregar o texto, assim apresentamos o modelo matemático decodificado para cada variável dependente estudada, a tabela de análise de variância, o gráfico de contorno, e aqueles casos quando o coeficiente de determinação tiver os menores valores, o gráfico de distribuição dos resíduos.

## **4.2. Estudo teórico e experimental das principais propriedades físicas e fluidodinâmicas do material inerte.**

### **4.2.1. Análise granulométrica e propriedades físicas**

O material inerte utilizado nos testes de pirólise foi areia sílica (dióxido de silício  $\text{SiO}_2$ ) identificada com a ordem de 407/40, com retenção de, no máximo, 2,0% em peso na peneira ABNT 30 (valor acumulativo), de cor ocre e características físico-químicas detalhadas na Tabela 4.1. A empresa fabricante é a BRASILMINAS Indústria e Comércio Ltda., de São Paulo.

TABELA 4.1. PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DA AREIA SÍLICA 407/40 USADA NOS TESTES DE PIRÓLISE RÁPIDA (BRASILMINAS, COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2002)

Análise Química		Análise Física	
Elementos	% em massa	Características	Limite de Variação
SiO <sub>2</sub>	99,66	PH (sol. Aquosa 5%)	4,5 a 7,0
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,15	Densidade Aparente à granel, kg/m <sup>3</sup>	1400 a 1600
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,04	Densidade real, kg/m <sup>3</sup>	2700 a 2920
TiO <sub>2</sub>	0,01	Adsorção DOP	Não apresenta
		Adsorção óleo linhaça	Não apresenta
		Perda ao fogo (850°C)	Máximo 0,25%

Em princípio, de acordo com as propriedades físicas apresentadas este material pode ser considerado idôneo para fins de testes de pirólise em reator de leito fluidizado, pois é praticamente sílica pura com adequada densidade e insignificante perda de material a temperatura acima das pretendidas nos ensaios. Na Tabela 4.2 mostram-se os resultados da análise granulométrica.

TABELA 4.2. RESULTADOS DA ANÁLISE GRANULOMÉTRICA PARA A AREIA SÍLICA REFERÊNCIA 407/40

1	2	3	4	5	6	7	8
Peneiras ABNT	Faixa ABNT	Abertura Peneiras, mm	Dimensão Característica, mm	Dimensão Característica, mm	Dimensão Característica, mm	Retenção, %	Diâmetro Sauter, mm
14	+14	1,410	1,187434	1,148569	1,412808	0	<b>0,164</b>
20	-14+20	0,840	1,088301	0,722211	1,076337	0	
30	-20+30	0,590	0,703989	0,509725	0,700356	0	
40	30+40	0,420	0,497795	0,361983	0,495416	0,4	
50	-40+50	0,297	0,353186	0,274171	0,351432	13,9	
60	-50+60	0,250	0,272489	0,23152	0,272152	12,4	
70	-60+70	0,212	0,230217	0,182314	0,229957	36,1	
100	-70+100	0,149	0,17773	0,128258	0,176816	32,4	
140	-100+140	0,105	0,12508	0,090386	0,124446	4,6	
200	-140+200	0,074	0,088148	0,046617	0,087701	0,2	
fundo	-200	0		0	0	0	
						100,0	

As colunas 4, 5 e 6 correspondem ao cálculo da dimensão característica para cada faixa de tamanhos de partícula a partir de diversas equações já apresentadas no capítulo 3 (equações 3.3, 3.4 página 90 e equações 3.5, 3.6, 3.7 página 91). Este termo, bastante utilizado nestas



análises, permite definir um diâmetro de partícula do sólido característico entre duas peneiras consecutivas (considerando-se os diâmetros de abertura das peneiras). Os valores da dimensão característica da coluna 5 correspondem com aqueles estimados a partir da equação apresentada por **BERNHARDT, (1993)**, e utilizados neste trabalho.

A Figura 4.1 mostra as curvas de distribuição acumulativa mássica de partículas com diâmetro médio menor que a dimensão característica correspondente e de densidade mássica de distribuição para este tipo de inerte.

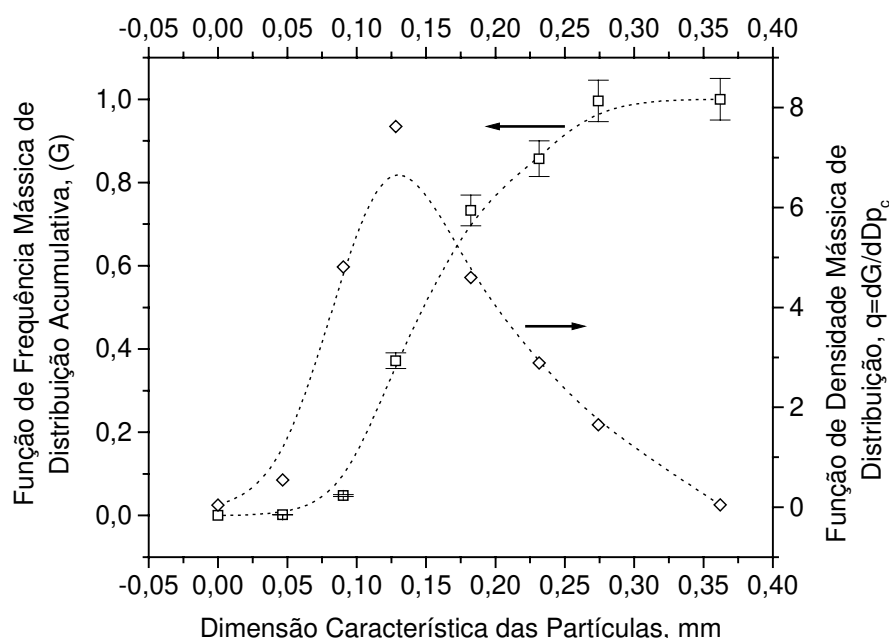


FIGURA 4.1. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO MÁSSICA ACUMULATIVA DE PARTÍCULAS COM DIÂMETRO MÉDIO MENOR QUE A DIMENSÃO CARACTERÍSTICA CORRESPONDENTE E DE DENSIDADE MÁSSICA DE DISTRIBUIÇÃO

Numa curva de valores discretos de fração acumulativa de tamanhos de partícula é possível definir o diâmetro para o qual o valor da função de distribuição acumulativa  $G$  é 0,5, onde a metade das partículas tem um diâmetro, representado pela sua dimensão característica, maior e metade têm um diâmetro menor que o diâmetro correspondente a  $G=0,5$ . Neste caso, este valor é de 0,147 mm, valor próximo ao diâmetro de Sauter estimado de 0,164 mm. Na Figura 4.2 o ponto  $G=0,5$  se define na intercepção entre ambas funções de distribuição acumulativas.

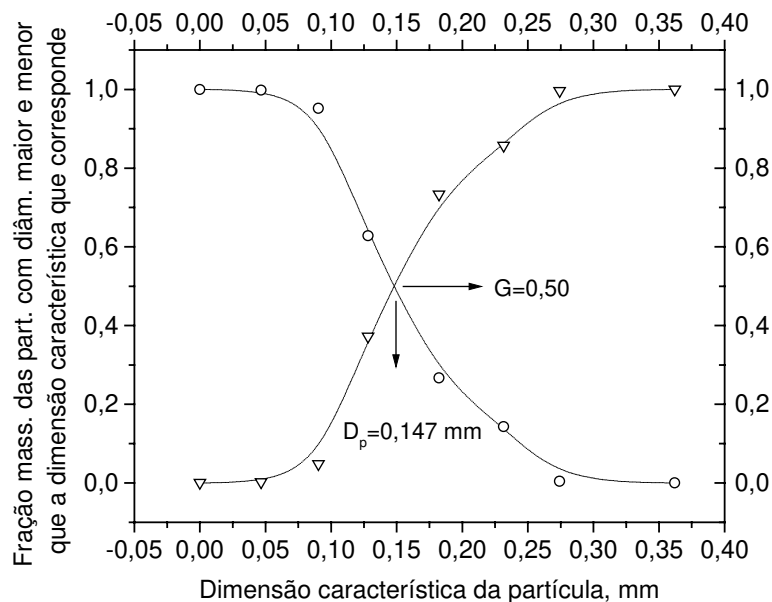


FIGURA 4.2. VALOR DA DIMENSÃO CARACTERÍSTICA DAS PARTÍCULAS PARA O QUAL  $G=0,50$

Em análises relacionadas com curvas de função de distribuição, tipos como as obtidas neste trabalho, interesse especial é dado à curva de densidade de distribuição ou função diferencial de distribuição referida à dimensão característica das partículas. Esta função, neste caso com distribuição bastante próxima à distribuição normal, oferece um valor do diâmetro de partícula para o qual se define o máximo da curva, valor considerado como sendo o mais provável dentro da faixa ampla de diâmetros de partículas estudados. O valor estimado para a dimensão característica no ponto de inflexão da curva de densidade é de 0,13 mm.

Outras duas das análises realizadas para o material inerte foram a de densidade à granel e esfericidade das partículas, esta última para cada classe de tamanhos das partículas. A análise de densidade à granel a qual, embora oferecida pelo fabricante deste material, permitiu verificar os resultados. As características deste tipo de análise foram descritas no Capítulo 3. O valor médio obtido a partir de 6 observações realizadas nas mesmas condições foi de  $1.592,62 \text{ kg/m}^3$ , com desvio padrão e intervalo de confiança para a média de  $47,84 \text{ kg/m}^3$  e  $\pm 38,28 \text{ kg/m}^3$  respectivamente.

No caso da esfericidade das partículas da areia sílica estudada foi realizada a sua determinação para cada classe de tamanhos das partículas. Os resultados obtidos encontram-se agrupados na Tabela 4.3.

TABELA 4.3. RESULTADOS DA ANÁLISE DE ESFERICIDADE DA AREIA SÍLICA REFERÊNCIA 407/40

1	2	3	4	5
Peneiras ABNT	Faixa ABNT	Abertura Peneiras, mm	Dimensão Característica, mm	Esfericidade, adimensional*
40	30+40	0,420	0,361983	0,57
50	-40+50	0,297	0,274171	0,59
60	-50+60	0,250	0,23152	0,59
70	-60+70	0,212	0,182314	0,61
100	-70+100	0,149	0,128258	0,62
140	-100+140	0,105	0,090386	0,63
200	-140+200	0,074	0,046617	0,63
Valor Médio				0,60

\* CAMPOS et al. (1999)

O valor médio obtido encontra-se na faixa esperada para materiais granulares deste tipo produzidos industrialmente, variando entre 0,60 a 0,95 (HOWARD, 1989).

A densidade real ou esquelética do sólido foi considerada como sendo aquela oferecida pelo fabricante, cujo valor foi dado na Tabela 4.1, e pode variar na faixa de 2.700 a 2.920 kg/m<sup>3</sup>. Já a densidade aparente de partícula é um parâmetro não oferecido nem determinado.

Se considerarmos uma densidade real média do sólido de 2.810 kg/m<sup>3</sup> e assumirmos uma porosidade aparente média típica de partícula para materiais deste tipo de um 6%, igual àquela da alumina grão tipo 46 da MINASOLO Comércio e Representações Ltda., SP, podemos então fazer uma estimativa preliminar do valor da densidade aparente de partícula (considerando constante a porosidade de partícula na faixa integral de tamanhos), a partir da seguinte expressão:

$$P = 100 - 100(\rho_{ap} / \rho_r) \quad (4.1)$$

onde:

$P$  é a porosidade aparente de partícula, %;

$\rho_{ap}$  é a densidade aparente de partícula, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_r$  é a densidade esquelética ou real do sólido, kg/m<sup>3</sup>.

O valor de densidade aparente de partícula estimada para o material estudado foi de aproximadamente  $2.640 \text{ kg/m}^3$ . Este valor pode ser considerado razoável para os cálculos de velocidade mínima de fluidização e velocidade terminal do inerte, toda vez que o cálculo da porosidade aparente de um leito fixo deste material, a partir do valor anteriormente calculado para a densidade aparente de partícula, ofereceu valores concordantes com aqueles considerados na maioria dos projetos de reatores de leito fluidizado (**SANTANA e D'AVILA, 1986**).

Desta forma, e conhecendo-se os valores de densidade aparente de partícula  $\rho_{ap}$  e de densidade à granel ou densidade aparente de um leito empacotado deste material  $\rho_g$ , pode-se estimar a porosidade aparente a partir da seguinte expressão:

$$(1 - \varepsilon_{LF}) = \rho_g / \rho_{ap} \quad (4.2)$$

O valor obtido pela expressão anterior para a porosidade de um leito empacotado deste material foi de aproximadamente 0,4, valor aceito para as estimativas da expansão do leito na condição de mínima fluidização necessários para o cálculo da velocidade mínima de fluidização e estudo do comportamento da velocidade terminal das partículas

Fazendo-se uma análise conclusiva acerca dos aspectos tratados até o momento, podemos dizer que, conforme destaca **SANTOS (1991) e COMITATO TÉCNICO ITALIANO (1993)**, na maioria das aplicações em leito fluidizado para termoconversão o material inerte do leito pertence aos grupos B e D, segundo a classificação proposta por Geldart (**HOWARD, 1989**), o qual é, tipicamente, particulado com densidade variando entre  $1.400$  e  $4.000 \text{ kg/m}^3$  e  $\overline{d_p}$  (diâmetro de Sauter) variando entre  $40$  e  $500 \text{ }\mu\text{m}$  para o tipo B, e densidade  $>$  que  $4000 \text{ kg/m}^3$  e  $\overline{d_p} > 600 \text{ }\mu\text{m}$  para o tipo D, a areia sílica ensaiada e testada neste trabalho pertence ao grupo B segundo esta classificação, situada numa região onde a fluidização das partículas é possível.

#### 4.2.2. Velocidade mínima de fluidização

As características do inerte utilizado num reator de leito fluidizado determinam, em grande medida, a dinâmica dos fenômenos de contato gás-sólido. Variando, por exemplo, o

diâmetro mais provável do conglomerado de partículas de material inerte, se estará mudando as características fluidodinâmicas do mesmo, e com isto, a dinâmica da fluidização.

Existem métodos analíticos e gráficos para a obter a velocidade de mínima fluidização  $v_{mf}$ . Várias são as expressões matemáticas para tais fins, entretanto, neste trabalho, foi usado um método gráfico-analítico para obter seu valor sob determinadas condições experimentais, método utilizado por **TANNOUS (1993)** e **HOWARD (1989)**. Este método considera a velocidade mínima de fluidização como sendo aquela que corresponde com a intercepção entre a parte da curva que representa a evolução da perda de pressão através do leito com a parte da curva onde ocorre o seu decréscimo imediato. As Figura 4.3 e 4.4 mostram os resultados obtidos considerando-se apenas uma faixa de tamanhos de partícula,  $d_p = 0,297+0,250$  mm, obtida a partir da análise granulométrica.

Os parâmetros identificados nos gráficos são os seguintes:

$m_i$  é a massa de inertes dentro de um leito fixo deste material, kg;

$HL$  é a altura estática do leito de material inerte;

$d_p$  é o diâmetro de peneira que caracteriza o material, mm;

$\varepsilon_{LF}$  é a porosidade do leito na condição de estático ou fixo, mm';

$\varepsilon_{mf}$  é a porosidade do leito na condição de mínima fluidização, mm.

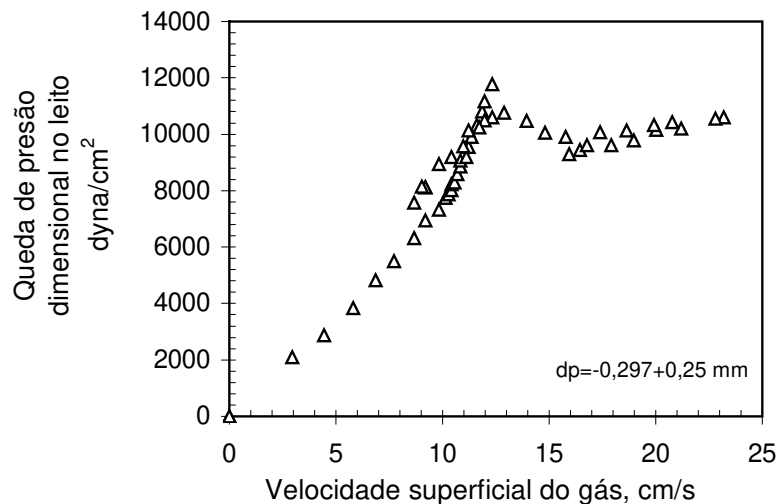


FIGURA 4.3. EVOLUÇÃO DA PERDA DE CARGA COM A VELOCIDADE DO GÁS (ALUMINA,  $d_p = -0,297 + 0,250$  MM  $m_i = 2,362$  KG,  $HL = 0,075$  M,  $\varepsilon_{LF} = 0,491$ ,  $\varepsilon_{mf} = 0,522$ ,  $T_a = 298,15$ K)

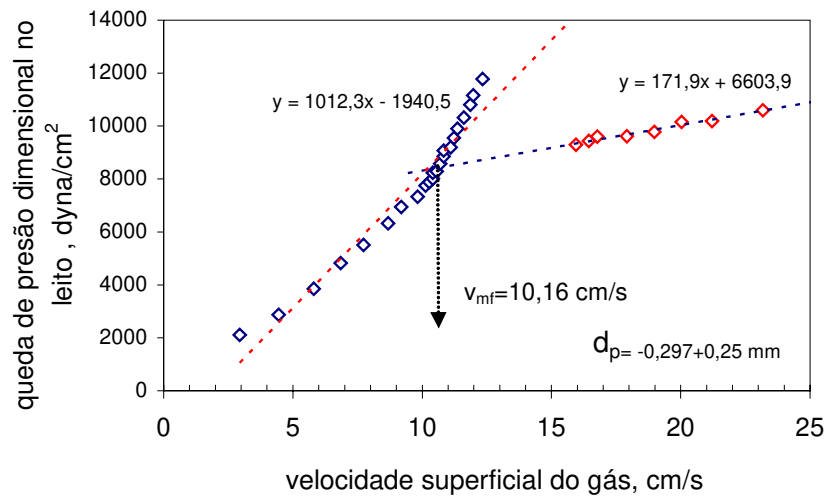


FIGURA 4.4. DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO (AREIA QUARTZO REF.407/40 E  $d_p = -0,297+0,250 \text{ mm}$   $m_i = 2,362 \text{ kg}$ ,  $HL = 0,075 \text{ m}$ ,  $\varepsilon_{LF} = 0,491$ ,  $\varepsilon_{mf} = 0,522$ ,  $T_a = 298,15 \text{ K}$ )

Decidiu-se realizar a determinação experimental da velocidade mínima de fluidização só para 1 (uma) classe de tamanhos, dada a possibilidade de realizar os cálculos de forma numérica através de uma rotina programada em linguagem de MATLAB, versão 5.3. O algoritmo de cálculo foi apresentado no Capítulo 3 da Tese. Outros ensaios realizados em etapas anteriores deste trabalho com alumina e quartzo de diferentes classes de tamanhos de partícula, permitiram validar o algoritmo numérico implementado. Os resultados obtidos através da simulação são mostrados no gráfico da Figura 4.5.

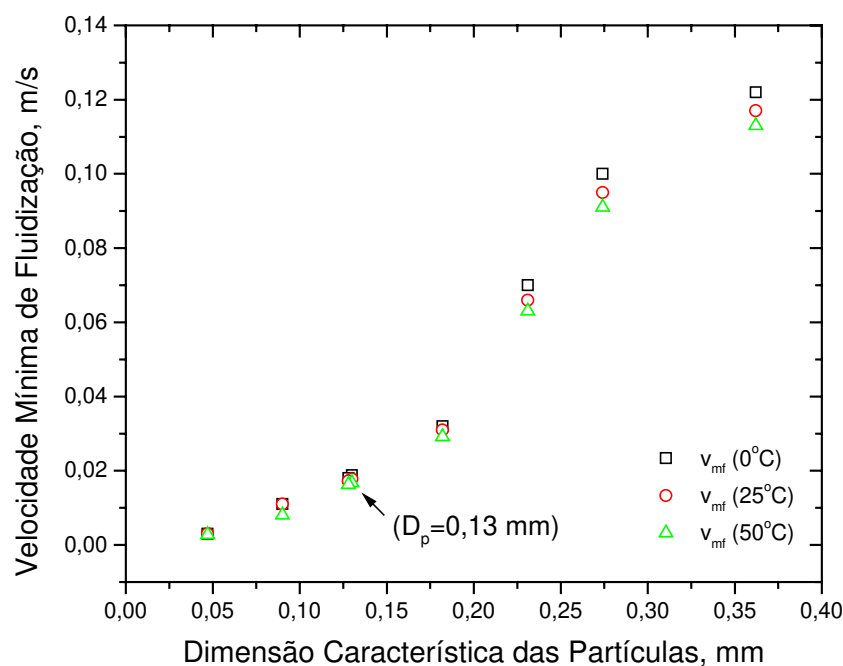


FIGURA 4.5. RESULTADOS OBTIDOS PARA A VELOCIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO DA AREIA SÍLICA 407/40 ATRAVÉS DA SIMULAÇÃO NUMÉRICA

Os resultados gerados pelo programa partem das mesmas condições observadas durante os experimentos, em termos das propriedades físicas do sólido e do gás (ar). Observa-se contudo, que os valores obtidos por ambos tratamentos apresentam boa concordância, sendo que, para as mesmas condições do gás e do sólido a velocidade de mínima aumenta com o aumento do diâmetro de partícula. Por outro lado, na faixa de tamanhos de partícula estudada, para a mesma partícula, na medida que a temperatura da fase gasosa aumenta a velocidade de mínima fluidização diminui. Este fato é muito importante porque durante o processo de

termoconversão, o qual se realiza a temperaturas relativamente elevadas, a velocidade mínima de fluidização, para o mesmo material inerte aqui estudado, será menor. Com o programa também é possível prever valores para este parâmetro em condições de elevada temperatura. Na Figura 4.6 apresenta-se a curva do comportamento da velocidade de mínima fluidização com a temperatura da fase gasosa. Observa-se uma tendência bem definida de diminuição da velocidade com o aumento da temperatura.

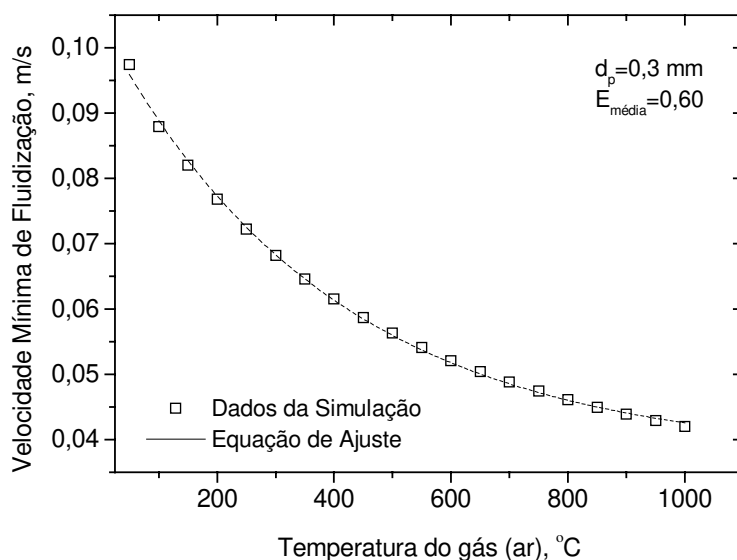


FIGURA 4.6. VELOCIDADE DE MÍNIMA FLUIDIZAÇÃO DA AREIA SÍLICA 407/40 EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA DA FASE GASOSA (VALORES SIMULADOS)

Na Figura 4.7 observam-se pontos discretos de valores de velocidade de mínima fluidização para os diferentes valores de esfericidade das partículas reportados na Tabela 4.3.

O conhecimento da velocidade de mínima fluidização do inerte e seu comportamento em função de parâmetros como temperatura da fase gasosa e esfericidade do material sólido, resultou de grande importância para o melhor desenvolvimento dos trabalhos de experimentação no protótipo piloto. As análises realizadas permitiram fazer avaliações quanto à classe de tamanhos de partículas utilizadas no reator.

Assim, foi possível prever as faixas recomendáveis de velocidade superficial de fluidização (referida à condição de entrada do ar no reator), visando uma boa qualidade da fluidização, com o mínimo necessário deste gás que permitisse o desenvolvimento do processo



de pirólise com as características pretendidas (em atmosfera oxidante), evitando-se ao máximo, diluir os gases produzidos ou tornar o processo tecnicamente equívoco.

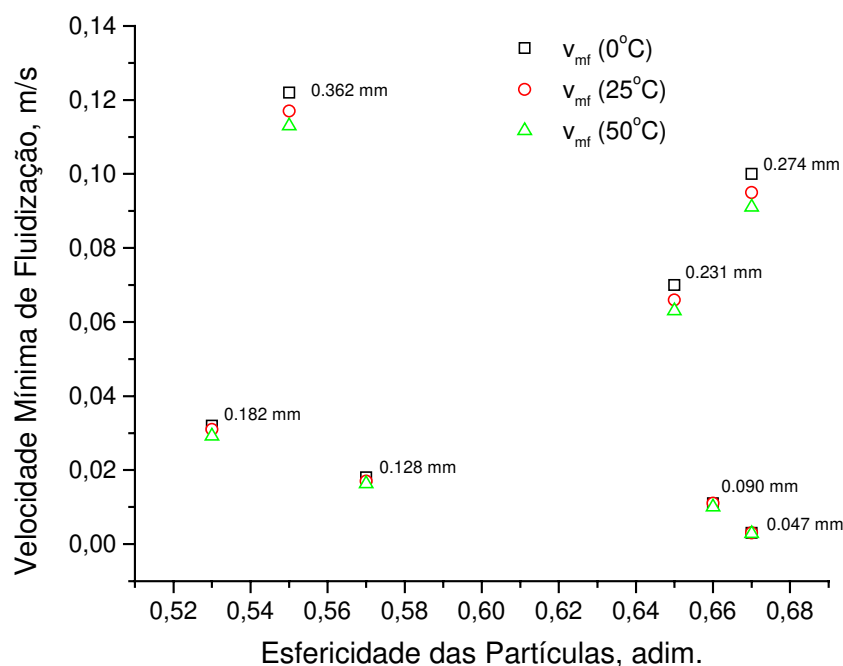


FIGURA 4.7. VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO DA AREIA SÍLICA 407/40 PARA DIFERENTES DIÂMETROS DE PARTÍCULAS CONSIDERADOS.

Pode-se observar contudo que para a areia sílica estudada, com diâmetro mais provável do conglomerado de 0,130 mm e porosidade em torno de 0,57, o valor da velocidade encontra-se perto de 2 cm/s para as temperaturas estudadas. Para as porosidades estimadas neste trabalho e um diâmetro de partícula de 0,130 mm, a velocidade estará na faixa de 2 a 4 cm/s. Observe-se que os valores obtidos de velocidade de mínima correspondem a uma determinada classe de partículas com propriedades bem definidas.

Na prática, é comum falar da velocidade de operação do reator de leito fluidizado ou, simplesmente, velocidade superficial do gás, que gera uma dada condição fluidodinâmica para o sistema gás-sólido.

As velocidades reais (consideradas para a fase gasosa) com que se trabalha no leito de um reator deste tipo, dependem de fatores geométricos (diâmetro do reator), do comportamento térmico e da cinética das reações que se desenvolvem, e fatores

fluidodinâmicos (que caracterizam o material inerte e as condições de escoamento do gás e de contato das fases). Além disso, no caso de processos onde ocorrem reações químicas com elevadas taxas de liberação de gases, como é o nosso caso, deve-se levar em conta o aumento da vazão de gases pelo fato da constante decomposição do material. Nesta situação, a velocidade real para a fase de emulsão e de bolhas, (no caso de considerar o modelo bifásico) nas condições de operação do reator, deve ser estimada através da modelagem matemática do processo de pirólise em estudo.

Os valores básicos de velocidade de operação do reator, baseados no agente de fluidização nas condições de entrada no distribuidor (considerado constante), os quais foram estimados neste trabalho, são os seguintes:

1ª condição:  $P_{ae} = 7\%$  ou  $r_{a/b} = 0,342$  (b.s.), e  $T_{aed} = 52^\circ\text{C}$ ;

$$v_{sg}^{52^\circ\text{C}} = 0,0396 \text{ m/s}$$

2ª condição:  $P_{ae} = 8\%$  ou  $r_{a/b} = 0,389$  (b.s.), e  $T_{aed} = 52^\circ\text{C}$ ;

$$v_{sg}^{52^\circ\text{C}} = 0,0445 \text{ m/s}$$

3ª condição:  $P_{ae} = 9\%$  ou  $r_{a/b} = 0,429$  (b.s.), e  $T_{aed} = 52^\circ\text{C}$ ;

$$v_{sg}^{52^\circ\text{C}} = 0,0493 \text{ m/s}$$

Estes valores foram praticamente constantes durante a realização dos experimentos de pirólise. Entretanto, observe-se que estas velocidades são referidas a uma única condição de temperatura fixa do ar entrando pelo plenum.

#### 4.2.3. Velocidade terminal e coeficiente de arraste

Os valores de velocidade terminal das partículas de inerte em função das características físicas deste material e temperatura da fase gasosa, são apresentados nos gráficos das Figuras 4.8, 4.9 e 4.10.

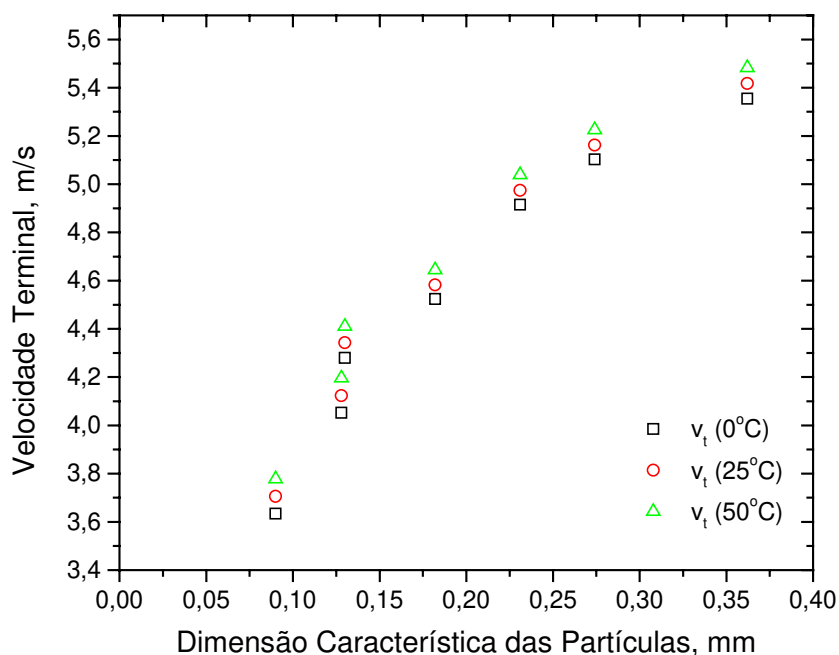


FIGURA 4.8. VELOCIDADE TERMINAL (OU DE ARRASTE) DAS PARTÍCULAS DE AREIA SÍLICA 407/40 EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO CARACTERÍSTICO DAS PARTÍCULAS (VALORES SIMULADOS)

Observa-se uma tendência bem definida para o comportamento da velocidade terminal das partículas de inerte com o aumento da dimensão característica (baseada no diâmetro das partículas), sendo que, as partículas de maior diâmetro terão as maiores velocidades. Para partículas com as mesmas propriedades físicas e tamanhos de partícula, a velocidade terminal será maior na medida que aumenta a temperatura da fase gasosa.

Na Figura 4.9 mostra-se o efeito da esfericidade das partículas na velocidade terminal para cada diâmetro característico das mesmas e temperatura da fase gasosa. Uma partícula de 0,130 mm de diâmetro característico (dimensão característica) e esfericidade média próxima a 0,57, terá sua velocidade terminal variando em torno de 4,4 m/s para temperaturas na faixa de 0 °C a 52°C. Estes resultados resultam importantes, principalmente, nos casos em que se deseja avaliar o efeito do diâmetro do inerte na fluidodinâmica do reator e controle do processo de pirólise. Mudando-se o diâmetro característico do inerte, o que pode ser feito colocando-se mais ou menos material de menor granulometria no conglomerado, induziríamos um novo valor para este parâmetro.

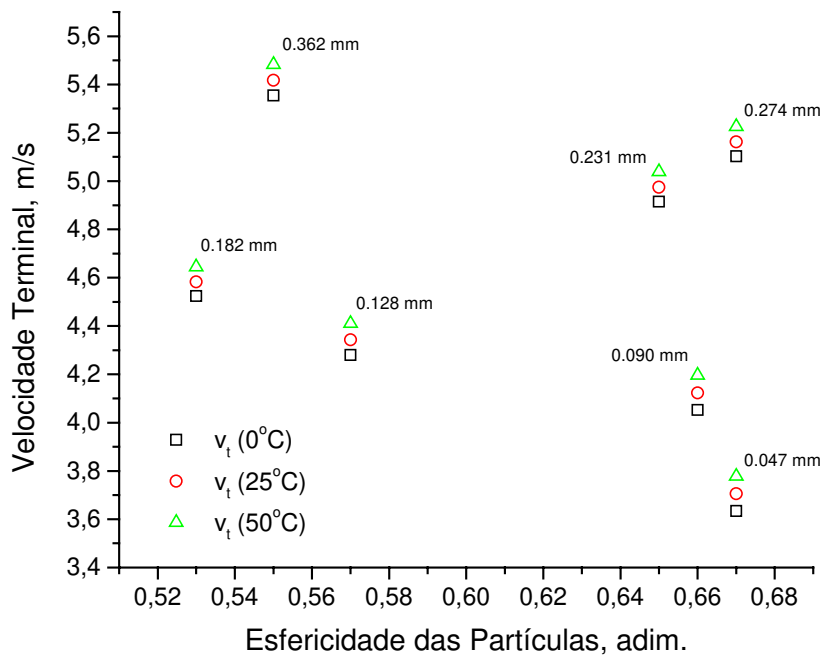


FIGURA 4.9. VELOCIDADE TERMINAL (OU DE ARRASTE) DAS PARTÍCULAS DE AREIA SÍLICA 407/40 EM FUNÇÃO DA ESFERICIDADE DAS PARTÍCULAS PARA DIFERENTES DIÂMETROS DE PARTÍCULA E TEMPERATURA DA FASE GASOSA (VALORES SIMULADOS)

Na Figura 4.10 vemos o comportamento da velocidade terminal em função do diâmetro equivalente das partículas de inerte, considerado como o diâmetro da partícula que tem o mesmo volume que a esfera. Observam-se valores maiores da velocidade terminal segundo os resultados apresentados neste gráfico, quando comparados com aqueles apresentados no gráfico da Figura 4.8, diferenças que se associam com a estimativa dos diâmetros em ambos os casos, o diâmetro equivalente de partícula e o diâmetro característico da partícula.

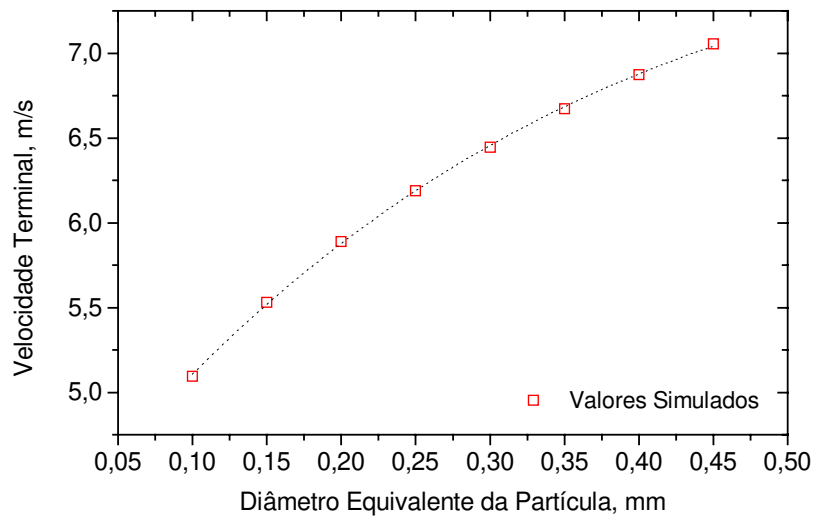


FIGURA 4.10. VELOCIDADE TERMINAL (OU DE ARRASTE) COMO FUNÇÃO DO DIÂMETRO EQUIVALENTE DA PARTÍCULA (VALORES SIMULADOS)

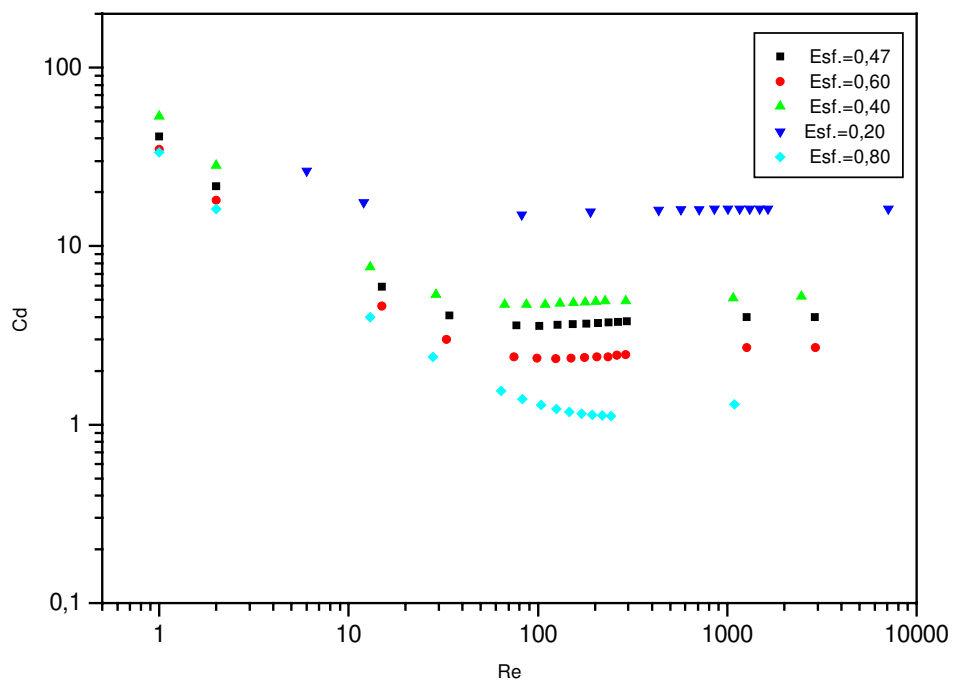


FIGURA 4.11. COEFICIENTE DE ARRASTE DE PARTÍCULAS INDIVIDUAIS BASEADO NO SEU DIÂMETRO EQUIVALENTE PARA DIFERENTES VALORES DE ESFERICIDADE (VALORES SIMULADOS)

Os resultados para o coeficiente de arraste  $C_D$  de partícula, baseado no seu diâmetro equivalente, são mostrados na sua forma gráfica na Figura 4.11. Estes resultados foram obtidos a partir dos valores de velocidade terminal para partículas de diferentes esfericidades. O número de Reynolds é o do sistema gás-sólido baseado no diâmetro equivalente da partícula.

### **4.3. Resultados experimentais acerca do estudo das características do capim elefante (*Pennisetum Purpureum* K. Schumach)**

#### **4.3.1. Introdução**

Visando-se realizar estudos de caracterização física, geométricas, granulométricas, químicas, fluidodinâmicas, análises térmicas, etc., na grande maioria dos trabalhos reportados na literatura, o material é submetido a um manuseio direto, de forma a bem diferenciar suas dimensões, morfologia, estrutura e formas das partículas.

Em todos os casos, é preciso associar a forma das partículas a algum modelo geométrico conhecido, o que permite representar as dimensões das partículas no espaço, e assim determinar parâmetros relevantes como área superficial da partícula, área da superfície específica do material, diâmetro equivalente das partículas, etc.

No caso de materiais lignocelulósicos, como o bagaço de cana-de-açúcar, por ser este um material muito pesquisado, as publicações em torno deste assunto são freqüentes. Pesquisadores como **PONCE et al. (1983)**, **BARBOSA e MENEGALLI (1986)**, **RASUL et al. (1999)**, **NEBRA (1985)**, **NEBRA e MACEDO (1988)** e **BERNHARDT (1993)**, realizaram trabalhos sobre caracterização de partículas de bagaço de cana, selecionando as partículas deste material em 2 (dois) ou 3 (três) grupos de acordo com suas características físicas, e associando-as logo a modelos geométricos básicos, como prismas de base elíptica ou retangular, dependendo qual deles está mais próximo do formato das partículas.

Em qualquer um destes estudos o primeiro passo é realizar uma caracterização de tamanhos das partículas. Neste trabalho, esta caracterização foi realizada usando-se o método tradicional de peneiramento.

### 4.3.2. Propriedades físico-químicas e distribuição de tamanhos das partículas

Neste item abordaremos os aspectos relacionados com os resultados da caracterização físico-geométrica e de distribuição de tamanhos das partículas de capim elefante previamente condicionado, material lignocelulósico utilizado nos ensaios de pirólise rápida.

#### 4.3.2.1. Distribuição de tamanhos das partículas

A análise de distribuição de tamanhos das partículas de uma amostra de capim elefante foi realizada usando-se o método clássico de peneiramento, baseado na utilização de uma série de peneiras metálicas padronizadas. A aplicação deste método comportou-se adequada dada às características físicas deste material logo de pré-tratado. As partículas de capim apresentaram um formato bastante regular, embora suas dimensões características tivessem uma distribuição bastante ampla, porém não havia massa de partículas significativa no extremo inferior da série, ou seja, com pequenos diâmetros (veja a distribuição na Tabela 4.4). Trata-se neste caso também, a dimensão característica da partícula ( $x_i$ ), como sendo a apresentada por **BERNHARDT (1993)**. Os resultados obtidos da análise granulométrica para 2 (duas) amostras diferentes tomadas do mesmo lote, são mostrados na Tabela 4.4.

A partir dos resultados de peneiração são obtidas as funções de distribuição, as quais caracterizam a distribuição das partículas dentro do conglomerado, baseadas na sua frequência ou na sua massa. Neste caso, foram obtidas as funções de distribuição mássicas para o capim elefante estudado, isto é, a curva de distribuição acumulativa para partículas de diâmetro menor que a dimensão características correspondente  $G = g(x_i)$ , e a curva de densidade de distribuição  $q = (dG/dx_i)$ . Na Figura 4.12 se mostram as funções de distribuição para o capim elefante usado nos testes de pirólise (com nível de significância de 5%).

TABELA 4.4. RESULTADOS DA ANÁLISE GRANULOMÉTRICA PARA 2 AMOSTRAS DE CAPIM ELEFANTE

Peneiras ABNT	Abertura, mm	Classe de tamanhos das partículas	Dimensão Característica $X_i$ , mm	Retenção Média, %	Retenção Média, %
1/2"	12,7	+12,7	<b>11,19</b>	9,4	4,51
3/8"	9,52	-12,7+9,52	<b>8,04</b>	0,13	0,32
1/4"	6,35	-9,52+6,35	<b>5,59</b>	1,15	1,85
4	4,76	-6,35+4,76	<b>4,10</b>	2,01	2,89
6	3,36	-4,76+3,36	<b>2,90</b>	4,13	5,28
8	2,38	-3,36+2,38	<b>2,20</b>	5,65	8,43
10	2,00	-2,38+2,00	<b>1,84</b>	2,68	4,06
12	1,68	-2,00+1,68	<b>1,45</b>	2,18	3,13
16	1,19	-1,68+1,19	<b>1,10</b>	3,6	5,60
18	1,00	-1,19+1,00	<b>0,92</b>	1,97	2,71
20	0,84	-1,00+0,84	<b>0,72</b>	1,99	2,53
30	0,59	-0,84+0,59	<b>0,51</b>	1,95	2,61
40	0,42	-0,59+0,42	<b>0,36</b>	1,56	1,83
50	0,297	-0,42+0,297	<b>0,19</b>	0,82	0,90
Fundo	0	-0,297	<b>0</b>	0,78	1,21

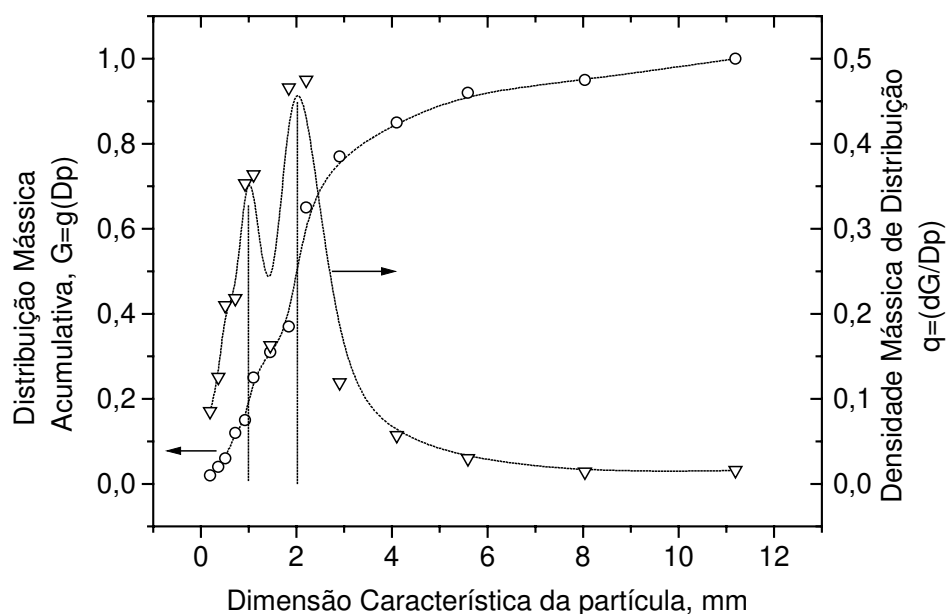


FIGURA 4.12. FUNÇÕES MÁSSICAS DE DISTRIBUIÇÃO PARA O CAPIM ELEFANTE

Podemos observar um comportamento bimodal na curva de densidade. Este tipo de comportamento tinha sido já observado por **OLIVARES (1996)** trabalhando com bagaço de



cana-de-açúcar proveniente de usinas do Estado de São Paulo, através de um ajuste da curva de Weibull de densidade de probabilidade. Entretanto, o valor mais provável, segundo a curva de densidade, é aquele para o qual a derivada tem seu máximo valor, ou seja, corresponde com o segundo pico da curva. Neste ponto, a dimensão característica (diâmetro) para as partículas é de aproximadamente 2 mm, valor que será considerado para qualquer análise em relação à biomassa.

#### *4.3.2.2. Propriedades Físicas e Geométricas*

Investigações que envolvem interações fluido-partícula requerem, em princípio, o conhecimento das propriedades físicas de ambas fases em separado. A fase sólida, geralmente, se caracteriza através do estudo da sua densidade, distribuição granulométrica e forma das partículas. Para sistemas associados a processos de termoconversão, a caracterização da fase sólida deve ser mais rigorosa.

Alguns tipos de materiais sólidos tem sido já bem estudados dada sua utilização em processos industriais. Este é o caso do vidro, a areia e o bagaço de cana-de-açúcar. Por esta razão, as publicações acerca da obtenção de propriedades físicas e fluidodinâmicas destes materiais são mais freqüentes.

**BARBOSA e MENEGALLI (1986), e NEBRA (1985)**, estudaram a velocidade terminal e o coeficiente de arraste de diferentes frações de bagaço de cana, separadas por peneiração.

**PONCE et al. (1983)** publicaram os resultados de seus estudos acerca de propriedades geométricas e densidade de diversas frações de bagaço de cana, a partir da medida direta das três dimensões lineares da partícula: comprimento, largura e espessura, tendo sido escolhido um prisma de base retangular como modelo geométrico para caracterizar as partículas.

**GELDART (1990)** comparou vários métodos durante a avaliação de propriedades físicas, tais como, esfericidade e densidade aparente de partículas porosas (vidro, areia e calcário).

**BERNHARDT (1993)**, publicou seus resultados experimentais da determinação dos fatores de forma de área e de volume, para cada fração de bagaço de cana selecionada, calculou a área da superfície específica para este material ( $\text{mm}^2/\text{gr}$ ), segundo a expressão:

$$s = \frac{a_s}{a_v \rho_s} \int_0^\infty \frac{1}{X_i} \frac{dm_i}{dX_i} dX_i \quad (4.3)$$

onde:

$a_s$  y  $a_v$  são os fatores de forma de área e de volume respectivamente, adimensional;

$\rho_s$  é a densidade aparente de partícula, kg/m<sup>3</sup>;

$X_i$  é a dimensão característica da n-ésima fração mássica de material, mm;

$m_i$  é a n-ésima fração mássica de material, adimensional.

Neste trabalho, se determinaram 15 propriedades físicas para 7 frações de tamanhos de partícula de capim elefante, material que está sendo utilizado como insumo lignocelulósico para o estudo do processo de pirólise rápida em reator de leito fluidizado para a produção de bio-óleo.

Depois de obtida cada fração mássica, o material foi submetido a um processo de manuseio direto com o objetivo de verificar visualmente sua estrutura, morfologia, dimensões e forma das partículas. Este processo de observação permite associar a forma das partículas a algum modelo geométrico simples conhecido, o que possibilita representar as dimensões da partícula no espaço. Neste caso, as partículas foram aproximadas a um prisma de base retangular com sus fases planas y paralelas (paralelepípedo), Figura 4.13. Assim sendo, as medidas lineares de comprimento, largura e espessura, para cada partícula foram tomadas.

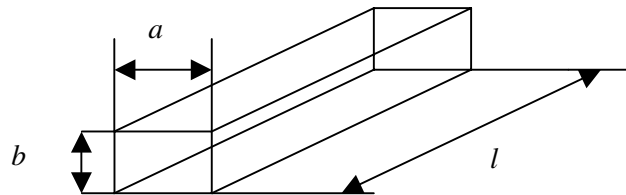


FIGURA 4.13. MODELO GEOMÉTRICO ASSUMIDO (PRISMA DE BASE RETANGULAR)

As partículas de capim elefante correspondentes a cada fração foram caracterizadas geometricamente de acordo com o modelo selecionado, independentemente do seu tamanho e forma. Não foram encontradas grandes diferenças na forma das partículas.

Os desvios dos valores de cada propriedade são representados através do desvio padrão da média amostral, para um nível de significância de 5%.

Na Tabela C4.1 do apêndice C, se reportam os valores das propriedades geométricas determinadas para cada fração de capim elefante considerada a partir da análise granulométrica. Cabe destacar, que as frações que passaram pela peneira de 1,19 mm não foram consideradas neste estudo, devido a seu pequeno tamanho. Também, a classe de tamanho  $-12,7+9,52$  mm foi desprezada, pelas dificuldades da caracterizar as partículas consideradas, além de que não eram representativas e a sua caracterização fluidodinâmica não iria ser consistente. Foi então considerada uma nova classe de tamanhos de  $-11,2+6,35$  mm. A classe de tamanhos final considerada é  $-1,68+1,19$  mm.

As principais formulações utilizadas para a determinação das propriedades físicas, além dos modelos matemáticos obtidos para ditas propriedades, podem ser encontradas em **OLIVARES et al. (2002)**, **PONCE et al. (1983)**, **NEBRA e MACEDO (1988)**, e **BARBOSA e MENEGALLI (1986)**.

As Figuras C4.1 e C4.2 apresentadas no apêndice C, mostram as tendências das curvas de comportamento de cada propriedade estudada em função da dimensão característica das partículas. A relação entre os fatores de forma de área e de volume, para cada dimensão característica da n-ésima fração mássica, foi aproximada através de uma expressão cúbica obtida por regressão multilinear. Na Figura C4.3 do apêndice C mostra-se a representação gráfica deste modelo.

Fazendo um resumo da análise realizada quanto às propriedades físicas e geométricas determinadas, podemos concluir que:

1. Qualquer representação matemática que pretenda descrever o fenômeno físico que caracteriza o movimento de uma partícula ou de um fluxo de partículas sólidas, através de uma corrente de um fluido, ou bem, o fenômeno físico-químico que caracteriza a decomposição da partícula em movimento, terá inevitavelmente, que considerar os valores destas propriedades ou das suas correlações;
2. O valor médio do fator de forma para o capim elefante de 0,22 é menor que aquele encontrado por **PONCE et al. (1983)** para bagaço de cana cubano de 0,55 para partículas tipo medula (pó), e na mesma ordem de grandeza que para as partículas tipo fibra (ao redor de 0,3);

3. O valor da área superficial específica total do capim elefante de 10.280,77 mm<sup>2</sup>/gr demonstrou ser mais de 2 vezes menor que aquele reportado por **BERNHARDT (1993)** para bagaço de cana de açúcar, valor de 24.700,00 mm<sup>2</sup>/gr. Isto pode ser devido à presença de um maior número de partículas finas (de menor tamanho) no bagaço de cana;
4. A superfície específica média de 111 cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup> para o capim elefante é mais de 3 vezes maior que a aquela reportada por **PONCE, et al. (1983)** para o bagaço de cana-de-açúcar cubano.

Outras das propriedades físicas obtidas em relação à biomassa foram a densidade aparente de um leito empacotado de capim elefante, a densidade aparente de partícula, a densidade real ou esquelética do material, área superficial total interna e o volume total de poros. Na Tabela 4.5 mostram-se os valores para estas propriedades.

TABELA 4.5. PROPRIEDADES FÍSICAS DO CAPIM ELEFANTE ESTUDADO

Parâmetros Físicos	Capim Elefante***			
	R1	R2	R3	Média**
Densidade aparente da partícula, $kg/m^3$	749	779	760	763±14
Densidade real do material, $kg/m^3$ *	1474	1470	1460	1468±7
Densidade aparente à granel, $kg/m^3$	54	58	56	56±2
Área Superficial Total Interna, $m^2/gr$	14,02	13,65	14,27	13,98±0,29
Faixa de diâmetro de poros, $\text{\AA}$	44-85329	45-85329	36-85329	42-85329
Faixa de Pressão Intrusão, $psi$	25-48845	25-47332	25-59932	25-52036
Volume Total de Poros, $cm^3/gr$	0,6568	0,6557	0,6541	0,655±0,0002

R1, R2 e R3 são as réplicas das análises realizadas

\* Determinada pelo método de picnometria de mercúrio

\*\*Os valores médios são reportados com seu intervalo de confiança para a média, para um 5% de nível de significância

\*\*\* Teor de umidade do material de 10,5%±0,2%

Quando se fala de densidade aparente de partícula pressupõe-se que a porosidade da partícula não varia em função do diâmetro da partícula, porém ela pode estar influenciada pelo tipo de partícula considerada para o material. Por exemplo, a densidade de uma partícula tipo fibra no bagaço de cana tem uma densidade de partícula diferente àquela tipo medula (ou pó) e tipo casca (**RASUL et al., 1999**). Neste caso, o que se faz é calcular uma densidade média aparente de partícula para o material, considerando-se as frações mássicas de cada tipo de partícula e a densidade aparente de cada uma delas.

No caso do capim elefante, pelas características observadas para os diferentes tipos de partículas estudadas, decidiu-se falar só de uma densidade aparente de partícula para caracterizar esta propriedade no conjunto das mesmas.

Os valores encontrados para a densidade aparente do material empacotado mostram-se coerentes com valores já reportados na literatura para outros tipos de biomassa de características físicas similares, por exemplo, a palha de cana-de-açúcar (**OLIVARES, 1996**).

A densidade real do capim elefante foi estimada através do método de picnometria a mercúrio e de picnometria a hélio (referidas à temperatura de 22°C), isto por ser uma propriedade imprescindível na estimativa de parâmetros fluidodinâmicos e para a simulação do processo de pirólise em leito fluidizado. Usando-se o segundo método, o valor médio da densidade real do capim elefante foi de  $1.477 \text{ kg/m}^3 \pm 5 \text{ kg/m}^3$ . As diferenças são devidas às características de cada fluido usado, sendo que o gás pode quantificar a contribuição dos microporos no material (neste caso é insignificante), e o mercúrio consegue só quantificar a contribuição dos macro e mesoporos.

#### *4.3.2.3. Propriedades químicas, poder calorífico superior e teor de lignina*

Os resultados obtidos acerca da composição química elementar do capim elefante, a qual nos informa acerca do teor de carbono (C), hidrogênio (H), nitrogênio (N) e oxigênio (O) no material, são mostrados na Tabela 4.6.

TABELA 4.6. COMPOSIÇÃO QUÍMICA ELEMENTAR DO CAPIM ELEFANTE

Elemento	% em massa (b.s.)
Carbono (C)	41,16±0,51
Hidrogênio (H)	5,55±0,08
Nitrogênio (N)	1,78±0,15
Oxigênio (O)*	45,91±0,50
Cinzas**	5,6±0,2

\* determinado por diferença

\*\* determinada pela análise imediata

A composição elementar de qualquer material é informação necessária para cálculos, simulações e análises de processo. Observa-se um elevado teor de oxigênio no material, e em consequência, um valor baixo do teor de carbono.

Baseados nesta análise podemos obter a fórmula química equivalente para este tipo de material, do tipo  $CH_nO_mN_p$ . Os cálculos dos coeficientes  $n, m$  e  $p$  são os seguintes:

Um coeficiente qualquer da fórmula é obtido pela seguinte equação:

$$elemento = \left[ \%massa / (M \sum \%massa) \right] 100 \quad (4.4)$$

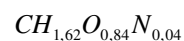
Sendo assim, os resultados obtidos considerando o coeficiente do elemento carbono igual a 1 (um), são os seguintes:

$$n = 1,62$$

$$m = 0,84$$

$$p = 0,04$$

Finalmente a fórmula química aproximada para o capim elefante estudado é:



Os resultados da análise química imediata e o poder calorífico superior para o capim elefante são reportados na tabela 4.7.

TABELA 4.7. RESULTADOS DA ANÁLISE IMEDIATA PARA O CAPIM ELEFANTE

Elemento	% em massa (b.u.)
Umidade	12,20±0,37
Voláteis	67,34±1,26
Cinzas	4,92±1,23
Carbono Fixo	15,54±0,90
Poder Calorífico Superior PCS, MJ/kg	14,7±0,5

Na Tabela 4.8 são reportados os resultados das determinações do teor de lignina no capim elefante pelo método Klason modificado (**GOMIDE e DEMUNER, 1986**). A lignina é um polímero natural presente, em maior ou menor quantidade, nos materiais lignocelulósicos. É o componente da biomassa que oferece maior resistência à decomposição térmica, de modo que às temperaturas em que se verifica o processo de volatilização, a lignina contribui pouco na medida o teor de voláteis evoluídos da partícula. O conhecimento do teor de lignina na biomassa é importante durante a análise do processo de volatilização ou pirólise.

TABELA 4.8. TEOR DE LIGNINA NO CAPIM ELEFANTE E A PALHA DE CANA-DE-AÇÚCAR

Amostras	Repetição	Lignina, %		
		Insolúvel*	Solúvel**	Total
Capim elefante	A	25,9	1,5	27,4
	B	26,0	1,5	27,5
	Média	26,0	1,5	27,5
Palha de cana	A	20,3	2,6	22,9
	B	20,8	2,6	23,4
	Média	20,6	2,6	23,2

\***GOMIDE e DEMUNER (1989)**

\*\***GOLDSCHMID (1971)**

#### 4.3.3. Estudo da velocidade terminal das partículas de capim elefante

A velocidade terminal é uma importante característica aerodinâmica considerada para uma partícula sólida em queda livre, a qual se define como a velocidade à qual a partícula permanece no fluido na condição de estado estacionário (sem aceleração), sob a ação de um equilíbrio dinâmico de forças atuantes (a força gravitacional, corrigida pela flutuação das



partículas, a força de arrasto e o empuxo), depois de um certo período inicial de aceleração a partir da condição de repouso. Matematicamente este balanço de forças pode ser representado pela equação 4.5, que descreve o movimento gás-partícula.

$$\left( \frac{dv_p}{dt} \right) = \pm g \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p} \right) - C_D \left( \frac{v_p^2 \rho_f A_p}{2gm_p} \right) \quad (4.5)$$

onde:

$A_p$  é a área projetada da partícula, m<sup>2</sup>;

$\rho_p, \rho_f$  são as densidades do sólido e do fluido respectivamente; kg/m<sup>3</sup>;

$C_D$  é o coeficiente aerodinâmico de arrasto da partícula, adimensional;

$v_p$  é a velocidade relativa gás-sólido, m/s;

$m_p$  é a massa da partícula, kg;

$g$  é a aceleração da gravidade, m/s<sup>2</sup>;

$t$  é o tempo, segundos.

Observe-se que para a condição de estado estacionário da partícula a derivada da velocidade em relação ao tempo é zero, podendo ser transformada a equação 4.5 numa equação mais simples dada pela acomodação dos dois termos da direita, sendo que a velocidade da partícula  $v_p$  é igual à velocidade terminal. Porém, a equação resultante deve ser resolvida por algum método iterativo dado que o termo coeficiente aerodinâmico de arrasto da partícula é também função da velocidade da partícula, e ambos são função da forma e do número de Reynolds da partícula. De forma geral, pode-se dizer que a velocidade terminal de uma partícula depende do seu coeficiente aerodinâmico de arraste, massa, diâmetro e forma da partícula e das propriedades físicas, viscosidade e densidade, do fluido em contato (MOHSENIN, 1970).

Geralmente, quando se procura realizar cálculos da velocidade terminal de sólidos faz-se necessário o conhecimento de propriedades físicas do sólido e do fluido, além de algumas outras, como propriedades geométricas e de forma da partícula. Associar a forma da partícula estudada à forma de uma esfera não pode ser feito para todos os tipos de partículas de um conglomerado, pois em muitas ocasiões, no conglomerado encontram-se partículas de

diferentes formas e tamanhos. Este é o caso geral das biomassas de caráter polidisperso como é o caso do bagaço de cana-de-açúcar, palha de cana-de-açúcar, capim elefante, etc.

Nestes casos, a determinação teórica e experimental da velocidade terminal das partículas resulta um processo muito difícil e de relativas elevadas incertezas, dado os fenômenos físicos envolvidos relacionados com efeitos de atrito partícula-partícula e partículas-parede da coluna, e as características do próprio material que pode apresentar elevada tendência à aglomeração das partículas (material mais ou menos coesivo), etc.

Os métodos mais comumente usados para a determinação experimental da velocidade terminal das partículas são o método de queda livre e o método da coluna de fluidização. No primeiro, obtém-se dados da altura de queda livre da partícula e do tempo gasto na queda. A expressão obtida a partir da solução analítica da equação do movimento gás-partícula para determinadas condições iniciais (integrando a equação diferencial para  $t=0$  e  $v_p=0$ ) e logo considerando  $t \rightarrow \infty$ , em função da altura de queda e do tempo de queda, é então resolvida através de métodos de tentativa e erro (**NEBRA, 1985**). A equação a avaliar neste caso tem a seguinte forma:

$$h(g/v_t)^2 - gt(g/v_t) - e^{(g/v_p)t} - 1 = 0 \quad (4.6)$$

onde:

$h$  é a altura de queda da partícula, metros;

$t$  é o tempo gasto na queda, segundos.

Conforme **NEBRA, (1985)**, quem aplicou este método para frações de bagaço de cana-de-açúcar de diferente granulometria, os experimentos são aplicáveis só para determinados tamanhos de partículas, pois para partículas muito grandes deste material a observação visual é dificultada.

O segundo método usado para a determinação da velocidade terminal de partículas sólidas é o da coluna de fluidização, onde um conjunto das mesmas, é colocado numa corrente de gás vertical e onde a vazão é controlada para garantir que as partículas fiquem suspensas com pequeno ou nenhum movimento. No experimento mede-se a velocidade da fase gasosa, a qual vem a ser a mesma velocidade que a velocidade relativa gás-partícula, considerando-se nula a velocidade do sólido suspenso em equilíbrio de forças, numa determinada região da coluna de escoamento.

Como pode ser observado, a velocidade terminal determinada por ambos métodos, necessita de alguns cuidados. Tratando-se do segundo caso, que foi o método utilizado neste trabalho, a velocidade terminal considerada experimentalmente é a média local de várias medidas de velocidade do gás realizadas por meio de um tubo de pitot estático colocado no eixo central da coluna, bem onde as partículas encontram-se suspensas. Procurando-se minimizar os efeitos de atrito entre as partículas e entre as partículas e a parede do duto de escoamento, aconselha-se que a suspensão seja do tipo diluído; desta forma pode-se equacionar o sistema deste escoamento através de um simples balanço de forças atuando sobre uma partícula isolada. As propriedades do gás utilizado e do material sólido devem ser conhecidas, assim como as do meio ambiente sempre que se utilize ar como agente de fluidização.

Levando em consideração os aspectos antes discutidos podemos dizer que para partículas sólidas de formato mais arredondado e de elevada densidade, como é o caso da areia quartzo utilizada nesta Tese, além de outros materiais, o método da coluna de fluidização pode ser confiável. Entretanto, para materiais polidispersos e de baixa densidade, como é o caso do capim elefante utilizado nos testes de pirólise, a medida da velocidade terminal pode ser questionável se realizada em concordância plena com a metodologia utilizada nestes tipos de equipamentos, provocado, principalmente, pela dificuldade de manter flutuando as partículas no meio fluido.

Temos considerado, nos ensaios a frio realizados em coluna de fluidização para a determinação da velocidade terminal, que a velocidade medida experimentalmente corresponde aquela à qual se produz o arraste e a elutriação de determinada quantidade de material para fora da coluna, devido a que as forças de arraste se fazem maiores que a força provocada pelo peso aparente das partículas na suspensão. A quantidade de material arrastado, considerada como uma porcentagem da massa inicial colocada na coluna, de dimensão característica conhecida, tem a velocidade terminal ou de arraste determinada pela medida da vazão volumétrica de gás (corrigida pelas condições ambientais). Esta determinação foi realizada para cada classe de tamanhos de partícula considerada nos testes. Maiores detalhes sobre este aspecto específico podem ser encontrados em **OLIVARES, et al., (2002)**.

O enfoque dado neste trabalho à determinação experimental e posterior análise da velocidade de arraste das partículas de capim elefante, ou do conjunto destas, é diferente de

aqueles já reportados na literatura (NEBRA, 1985, BARBOSA, 1992 e RASUL et al., 1999) para materiais com características físicas similares. Os enfoques experimentais tradicionais apresentados na literatura, sobretudo, para materiais polidispersos como é o caso da biomassa estudada, são difíceis de serem reproduzidos, além da grande quantidade de recursos e esforço humano necessário para a realização dos testes. Devido a esta razão, os resultados de velocidade terminal podem se ver afetados em determinada medida.

A partir desta análise foi possível levantar as curvas de distribuição acumulativa e densidade de distribuição da velocidade terminal, as quais nos permitem obter informações acerca do parâmetro estudado e seu comportamento, ou seja, a velocidade terminal mais provável do conjunto de partículas dentro do intervalo de tamanhos considerado.

RASUL, et al., (1999) determinaram o diâmetro hidrodinâmico equivalente (ou diâmetro aerodinâmico equivalente) de partículas de bagaço de cana-de-açúcar tipo fibra e casca, definido como o diâmetro de uma esfera que tem a mesma velocidade terminal que a partícula, a partir da determinação experimental da velocidade terminal. Usaram uma equação aproximada para partículas esféricas, dada por HAIDER e LEVENSPIEL (citado por RASUL, et al., 1999), e calcularam o diâmetro aerodinâmico equivalente a partir do diâmetro adimensional implícito na equação e conhecendo-se as propriedades físicas dos sistemas participantes (sólido e gás). Usaram para tal fim a técnica da coluna de fluidização. O coeficiente de arraste das partículas foi estimado a partir da equação clássica de sedimentação de uma esfera num meio infinito (equação 4.7):

$$C_D = (1/v_t^2) [4d_{eh}(\rho_p - \rho_g)g / 3\rho_g] \quad (4.7)$$

onde:

$d_{eh}$  é o diâmetro aerodinâmico equivalente, mm;

$\rho_g$  é a densidade do gás, kg/m<sup>3</sup>.

A relação entre a velocidade terminal da partícula e seu diâmetro aerodinâmico equivalente se estabelece através da seguinte função de potência:

$$v_t = 2,96(d_{eh})^{0,58} \quad (4.8)$$

Já **NEBRA(1985)** encontrou a seguinte relação válida para diâmetros equivalentes  $d_{eq}$  variando entre 1 e 6 mm:

$$v_t = 2,41(d_{eq})^{0,397} \quad (4.9)$$

Os resultados para a distribuição da velocidade terminal, segundo as curvas de distribuição consideradas, para cada classe de tamanhos de partículas vistos, encontram-se reportados nos gráficos das Figuras E4.2 a E4.8 do apêndice E. No apêndice D pode-se verificar o equacionamento levantado para descrever a medição de gases através de placas de orifício e tubos de Pitot, além de equações convencionais para correção da vazão estimada.

Observe-se que, sendo este material pouco denso e de formato totalmente irregular, para as maiores partículas, onde se pode encontrar pedaços de material de formato alongado e pouco largo, pode resultar que a influência do diâmetro característico na velocidade terminal das partículas seja menos significativo que a influência da densidade aparente de partícula. Estas partículas apresentam um comportamento muito aleatório dentro da coluna induzindo a dificuldade de observação do ponto de arraste das partículas. Neste caso, a velocidade terminal medida é mais vulnerável a erros.

Já, para partículas de menor tamanho, verificou-se um comportamento mais estável das partículas e uma influência mais significativa do seu diâmetro em relação à densidade aparente, isto ocorre na medida que a partícula torna-se de formato mais homogêneo.

Embora o objetivo desta análise tenha sido o de caracterizar a velocidade de arraste das partículas dentro de determinada classe de tamanhos através da sua densidade de distribuição, procurando o valor mais provável da classe, se compararmos os resultados obtidos com aqueles reportados na literatura para materiais como o bagaço de cana, vemos que para partículas de maior diâmetro (diâmetro equivalente de 6 mm) os valores discretos resultantes de ambas análises apresentam desvios percentuais de até 20%. Já, para partículas menores, com diâmetro equivalente na faixa de 1,4 a 1,7 mm, os desvios percentuais diminuem até valores variando entre 7 e 9%.

#### **4.3.4. Características térmicas do capim elefante**

##### *4.3.4.1. Análise termogravimétrica TG (ou ATG) e diferencial termogravimétrica DTG*

As análises apresentadas correspondem as curvas de TG e DTG (análise termogravimétrica e diferencial termogravimétrica), realizadas em atmosfera oxidante para diferentes taxas de aquecimento das partículas.

Nas Figuras de 4.14 a 4.19 são mostrados alguns dos derivatogramas obtidos para diferentes biomassas ensaiadas, incluindo-se o capim elefante. A curva de DTG (Diferencial Termogravimétrico) permite separar as diferentes etapas pelas quais atravessa a amostra, visto que as mesmas aparecem representadas na forma de picos, a área abaixo dos quais, é proporcional à variação absoluta da amostra.

De forma geral pode-se observar que, no três casos avaliados, onde se variou a taxa de aquecimento (em 20, 60 e 100 K/min) mantendo-se constante o diâmetro de partícula e as condições operacionais do ensaio, praticamente o comportamento foi similar, ocorrendo só um leve deslocamento dos picos. Segundo a análise das curvas de perda de massa (TG) e a curva diferencial (DTG), até aproximadamente uns 250°C, ocorre uma leve variação do peso devido à saída da umidade livre da amostra (aproximadamente 5% do peso inicial da amostra), correspondente ao primeiro pico na curva DTG. Já entre 250°C e 400°C observa-se um grande aumento na taxa de perda de massa, isto provocado pelo crescimento acelerado da destruição das ligações estáveis da celulose e hemicelulose basicamente, produzindo-se a saída fundamental dos voláteis.

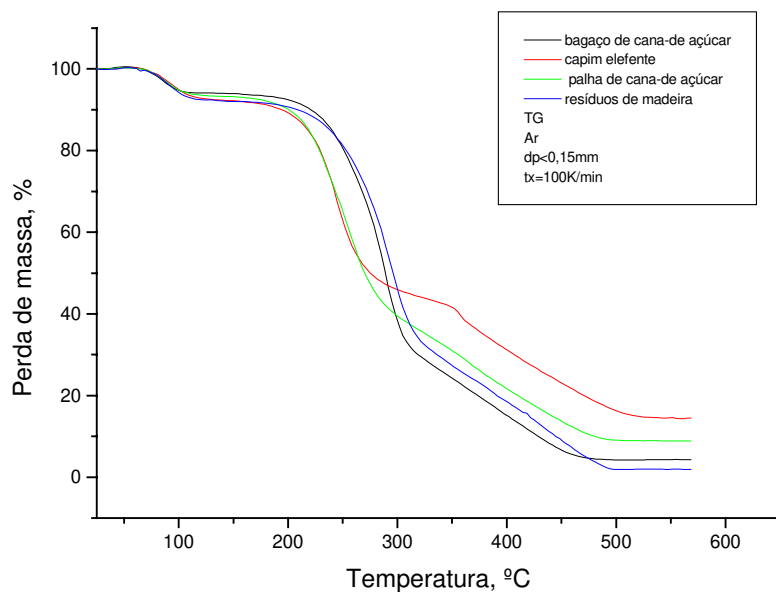


FIGURA 4.14. CURVAS ATG PARA DIFERENTES CONDIÇÕES E ESPÉCIES (100K/MIN)

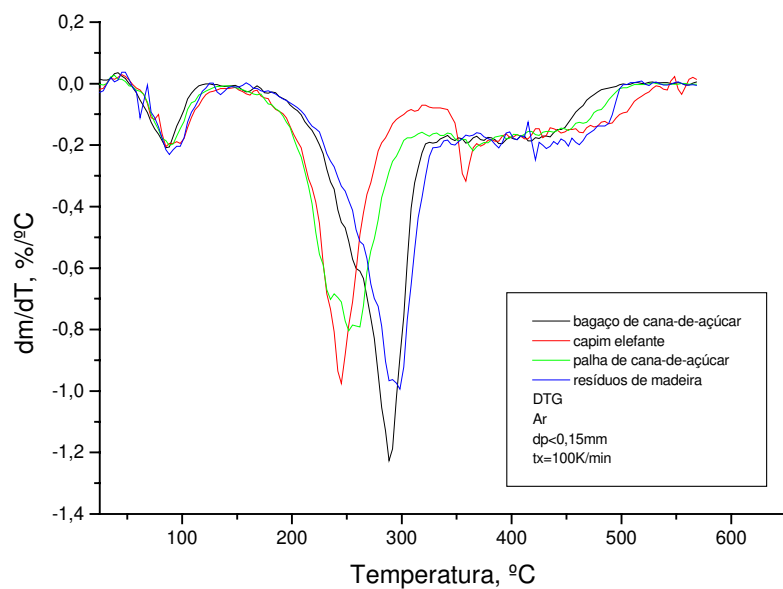


FIGURA 4.15. CURVAS DTG PARA DIFERENTES CONDIÇÕES E ESPÉCIES (100K/MIN)

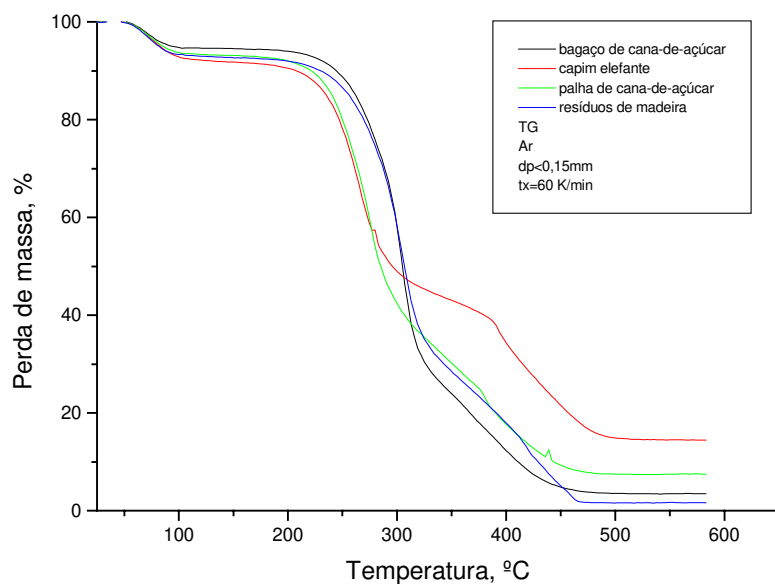


FIGURA 4.16. CURVAS ATG PARA DIFERENTES CONDIÇÕES E ESPÉCIES (60K/MIN)

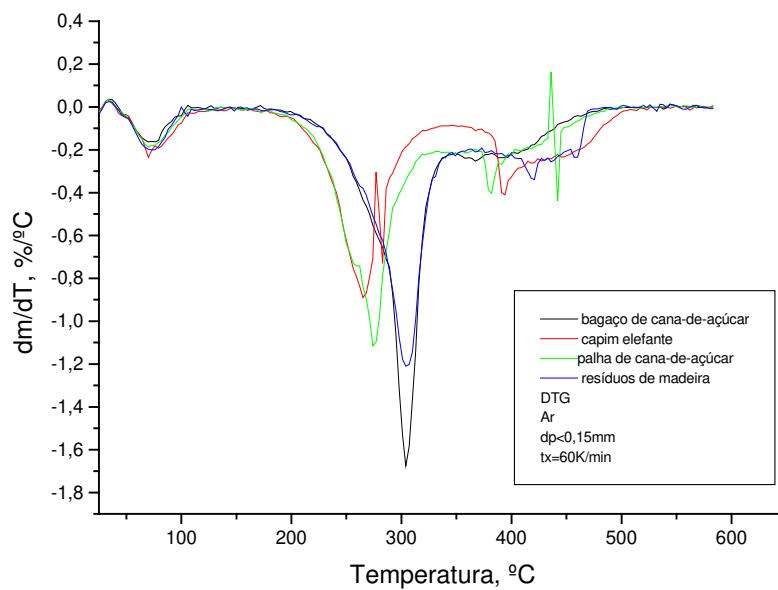


FIGURA 4.17. CURVAS DTG PARA DIFERENTES CONDIÇÕES E ESPÉCIES (60K/MIN)



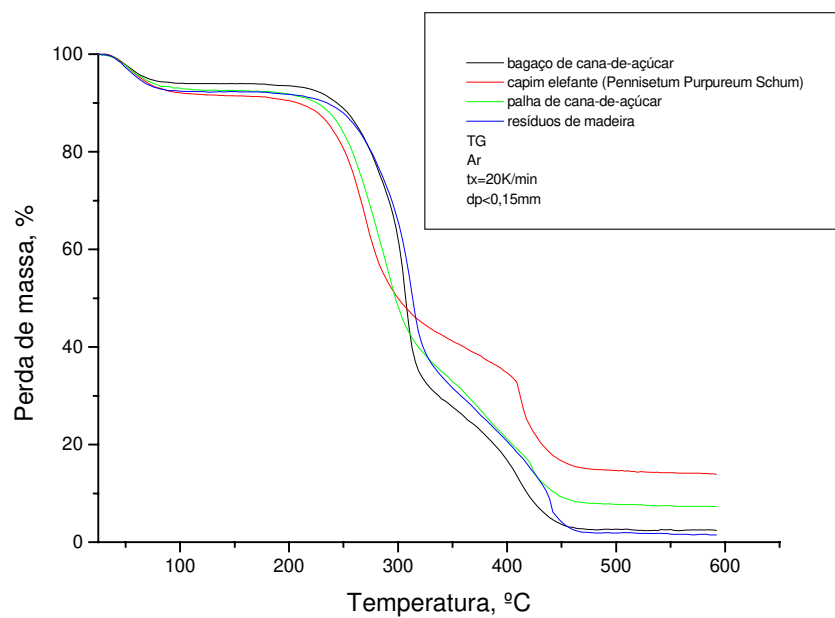


FIGURA 4.18. CURVAS ATG PARA DIFERENTES CONDIÇÕES E ESPÉCIES (20K/MIN)

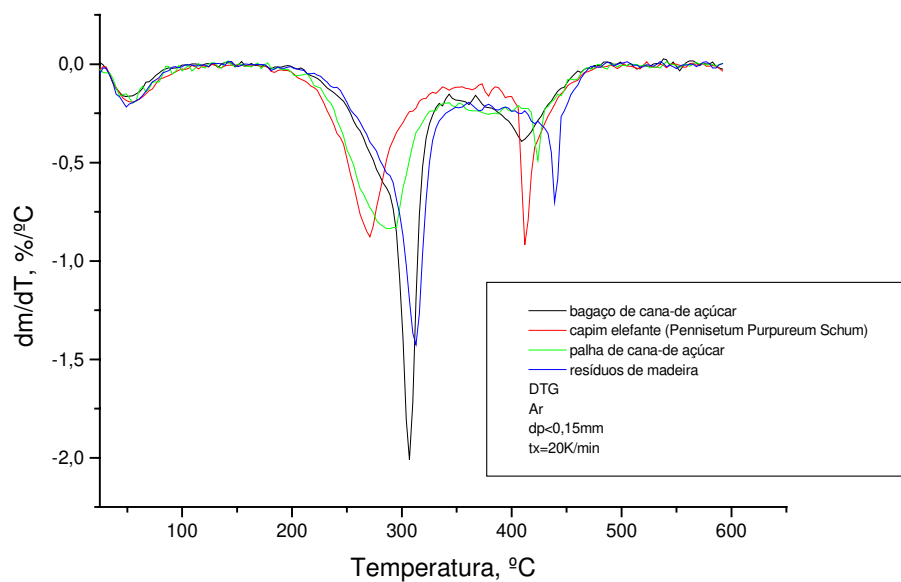


FIGURA 4.19. CURVAS DTG PARA DIFERENTES CONDIÇÕES E ESPÉCIES (20K/MIN)

Alguns detalhes importantes a destacar são os seguintes:

- ❑ Quanto maior for a taxa de aquecimento o ponto de máximo desprendimento de voláteis ocorrerá a uma menor temperatura;
- ❑ Materiais com maior teor de voláteis têm a máxima taxa de volatilização a temperaturas mais baixas;
- ❑ Materiais com maior teor de cinzas na sua composição química têm o máximo desprendimento de voláteis a temperaturas mais elevadas. Isto se deve ao fato de que quando existe maior teor de matéria inorgânica existe maior possibilidade do material orgânico estar diluído com o material inorgânico, provocando então um retardamento da transferência de calor no interior das partículas e conseqüentemente a difusão dos voláteis para fora da partícula;
- ❑ Em análises deste tipo considera-se que a temperatura média de reação é aquela onde são liberadas as maiores quantidades de voláteis.

#### *4.3.4.2. Obtenção de parâmetros cinéticos a partir dos resultados de TG*

As principais partes do estudo cinético realizado foram:

1. Obter dados experimentais de volatilização utilizando uma balança termogravimétrica;
2. Interpretar os dados experimentais segundo uma cinética de primeira ordem e considerando o mecanismo anterior como sendo aquele que descreve o fenômeno;

Na Tabela 4.9 mostram-se alguns dos resultados obtidos na estimativa dos parâmetros cinéticos de várias biomassas.

- **Detalhamento das expressões utilizadas:**

De acordo com o método proposto, a taxa de conversão (formação de produtos) é dada pela expressão:

$$\frac{d\alpha}{dt} = kf(\alpha) \quad (4.10)$$

onde:

$$f(\alpha) = (1 - \alpha)^n$$

onde:

$n$  é a ordem da reação;

$k$  é uma constante cinética específica, conhecida como constante da velocidade da reação, e comumente expressa pela equação de Arrhenius:

$$k = Z \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) \quad (4.11)$$

onde:

$Z$  é o fator pré-exponencial ( $s^{-1}$ );

$E$  é a energia aparente de ativação (kJ/mol);

$R$  é a constante universal dos gases (kJ/mol.K);

$T$  é a temperatura do processo(K).

A fração pirolisada  $\alpha$  pode ser determinada para diferentes temperaturas e é definida como:

$$\alpha = \frac{m_0 - m_t}{m_0 - m_f} \quad (4.12)$$

onde:

$m_o$  é a massa inicial da amostra (mg);

$m_t$  é a massa da amostra no tempo  $t$  em minutos (mg);

$m_f$  é a massa da amostra depois de completada a decomposição da biomassa (mg).

Integrando a equação 4.10 nos limites  $\alpha_i = 0$  e  $\alpha$  e  $t_i = 0$  e  $t$ , temos:

$$\int_{\alpha_i=0}^{\alpha} \frac{d\alpha}{(1-\alpha)^n} = \int_{t_i=0}^t kt \quad (4.13)$$

De acordo com o modelo proposto, onde encontramos dois intervalos de temperatura, em cada um dos quais a decomposição de um componente particular é dominante, ou seja, os resultados obtidos neste intervalo correspondem principalmente à decomposição de um dos componentes das espécies envolvidas, assumindo estas reações como sendo de primeira ordem  $n = 1$ , e linearizando-se a equação 4.13 com as condições iniciais:  $t=t_i$  e  $\alpha = \alpha_i$  temos:

$$-\ln(1-\alpha) + \ln(1-\alpha_i) = k(t-t_i) \quad (4.14)$$

finalmente, para  $\alpha_i = 0$  e  $t_i = 0$  (condições iniciais), temos:

$$k = -(\ln(1-\alpha)/t) \quad (4.15)$$

Os parâmetros cinéticos foram estudados em atmosfera de ar (Tabela 4.9). São duas as expressões cinéticas para cada taxa de aquecimento, representando os dois estágios da decomposição durante o processo de pirólise das quatro espécies de biomassa envolvidas.

A influência da taxa de aquecimento sobre a energia de ativação (inversamente proporcional) é clara: quanto maior a taxa de aquecimento menor é a energia de ativação aparente. Isto deve ser atribuído à elevada taxa de transferência de calor. No primeiro estágio, as reações ocorrem a temperaturas relativamente baixas e com energia de ativação na faixa de 52-83, 68-80, 68-138 e 89-147 kJ/mol, para palha de cana, capim elefante, resíduo de madeira e bagaço de cana respectivamente. No segundo estágio, as reações apresentam menores valores da energia de ativação aparente, e situados numa faixa muito mais ampla (13-144 kJ/mol).

Pode-se notar contudo uma diferença substancial entre os valores obtidos e alguns valores reportados na literatura para materiais lignocelulósicos. Estas diferenças de resultados podem ser devido à diferença entre os métodos experimentais utilizados, condições operacionais e composição química de cada matéria-prima usada.

**REINA et al. (1998)** fazendo uso de um modelo cinético de duas reações independentes e pirolisando três tipos de resíduos de madeira encontraram valores de 72,8, 80,7 e 103,2 kJ/mol.

**ÖRFAO et al. (1999)** usaram o mesmo tipo de modelo para descrever a pirólise da hemicelulose presente na casca de amêndoa, e chegaram a valores de 98,3 kJ/mol para a energia de ativação, e citando valores de 36,7 kJ/mol para a pirólise da lignina reportado por **CORDERO et al. (1990)**.

Comportamentos similares são observados no estudo da energia de ativação em relação a granulometria da biomassa. A Tabela 4.10 mostra os valores dos parâmetros cinéticos obtidos para a decomposição térmica do bagaço de cana-de-açúcar com taxa de aquecimento de 20 K/min e atmosfera oxidante.

TABELA 4.9. INFLUÊNCIA DA TAXA DE AQUECIMENTO NOS PARÂMETROS CINÉTICOS DURANTE A DECOMPOSIÇÃO  
TÉRMICA DE DIVERSAS BIOMASSAS

T(°C)	$\alpha$	k (s <sup>-1</sup> )	E (kJ/mol)	z (s <sup>-1</sup> )
Capim elefante d <sub>p</sub> < 0,15 mm				
taxa = 20 K/min				
268	0,367	6,29E-04	72,507	6,39E-04
415	0,844	1,59E-03	125,333	1,63E-03
taxa = 60 K/min				
265	0,387	2,04E-03	68,625	2,07E-03
397	0,755	3,78E-03	31,582	3,81E-03
taxa = 100 K/min				
245	0,381	3,64E-03	82,664	3,71E-03
361	0,72	6,30E-03	22,596	6,33E-03
Palha de cana d <sub>p</sub> < 0,15 mm				
taxa = 20 K/min				
286	0,436	7,32E-04	62,494	7,41E-04
424	0,919	2,11E-03	97,261	2,14E-03
taxa = 60 K/min				
274	0,425	7,49E-04	83,378	7,63E-04
382	0,837	1,71E-03	39,608	1,72E-03
taxa = 100 K/min				
255	0,426	4,03E-03	52,48	4,08E-03
368	0,796	7,72E-03	13,438	7,74E-03
Resíduo de madeira d <sub>p</sub> < 0,15 mm				
taxa = 20 K/min				
310	0,458	7,17E-04	138,96	7,38E-04
436	0,909	1,94E-03	144,16	1,99E-03
taxa = 60 K/min				
304	0,472	2,10E-03	95,707	2,14E-03
418	0,881	5,10E-03	51,335	5,15E-03
taxa = 100 K/min				
291	0,465	3,92E-03	68,272	3,98E-03
431	0,89	9,07E-03	28,424	9,11E-03
Bagaço de cana d <sub>p</sub> < 0,15 mm				
taxa = 20 K/min				
307	0,512	8,50E-04	147,38	8,76E-04
412	0,897	1,96E-03	55,46	1,98E-03
taxa = 60 K/min				
304	0,498	2,48E-03	138,625	2,55E-03
421	0,952	7,69E-03	41,543	7,74E-03
taxa = 100 K/min				
288	0,513	4,57E-03	89,698	4,65E-03
411	0,908	1,03E-02	22,848	1,03E-02

TABELA 4.10. INFLUÊNCIA DA GRANULOMETRIA NOS PARÂMETROS CINÉTICOS DURANTE A DECOMPOSIÇÃO  
TÉRMICA DO BAGAÇO DE CANA

$d_p$ (mm)	T (°C)	$k \cdot 10^{-3} (s^{-1})$	E (kJ/mol)
< 0,15	307	0,84	147,3
	412	1,96	55,4
-0,84+0,60	310	0,72	145,7
	433	1,86	80,1
-1,68+1,19	313	0,82	167,1
	421	1,77	100,3

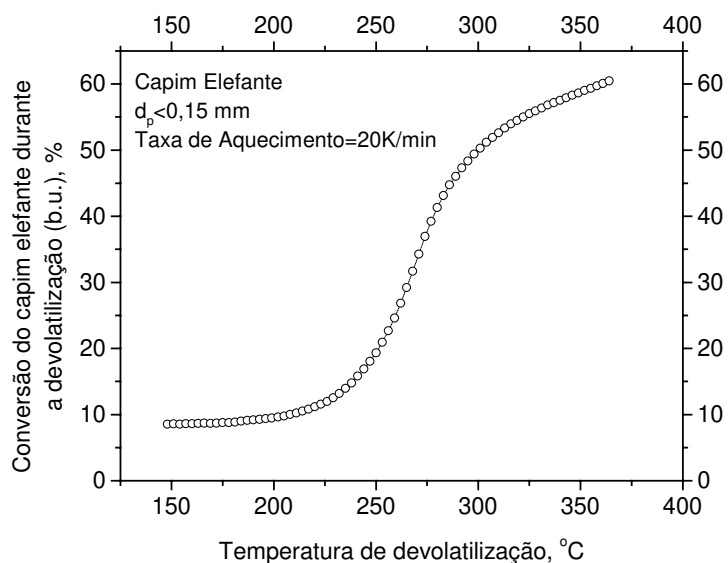


FIGURA 4.20. EVOLUÇÃO DO TEOR DE VOLÁTEIS DO CAPIM ELEFANTE COM A TEMPERATURA ( $d_p < 0,15$  MM E  
TAXA DE AQUECIMENTO DE 20 K/MIN)

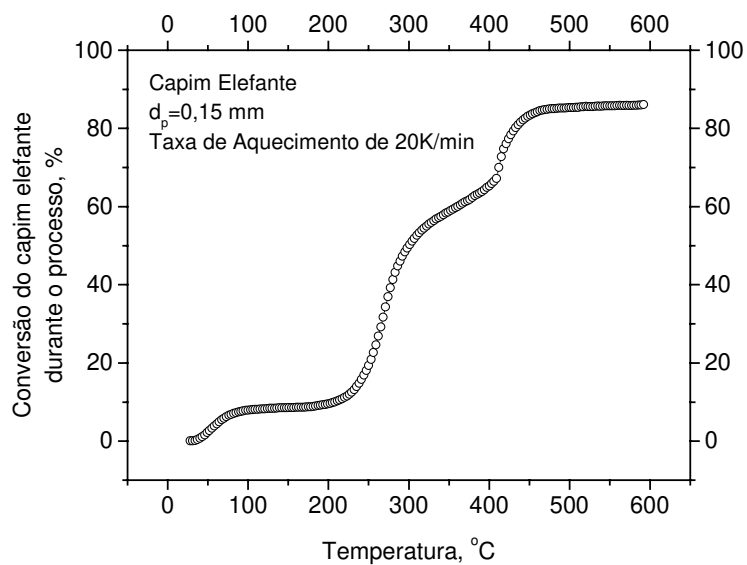


FIGURA 4.21. PERFIL DE CONVERSÃO TOTAL DO CAPIM ELEFANTE DURANTE O PROCESSO ( $d_p < 0,15$  MM E TAXA DE AQUECIMENTO DE 20 K/MIN)

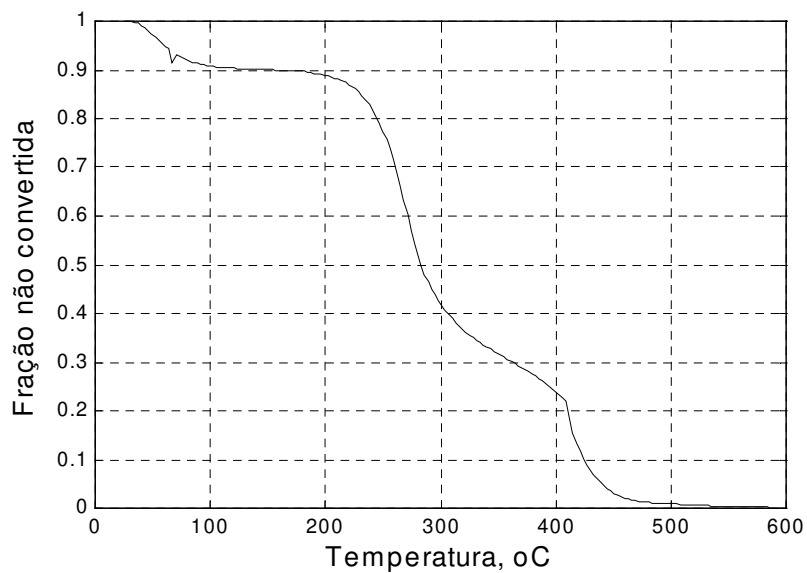


FIGURA 4.22. PERFIL DA FRAÇÃO NÃO CONVERTIDA DE CAPIM ELEFANTE VERSUS TEMPERATURA ( $d_p < 0,15$  MM E TAXA DE AQUECIMENTO DE 20 K/MIN)

Da Figura 4.20 infere-se que durante o processo de volatilização (2º pico da curva de TG e temperatura variando entre 148°C e 364°C), o capim elefante liberou aproximadamente um 51% da sua massa, valor que não parece concordar, em princípio, com os dados reportados na literatura para biomassas com características químicas similares (veja Tabela 2.7 página 40), onde a maior evolução dos voláteis ocorre na faixa de temperatura entre 350°C e 500°C.

No caso do capim estudado neste trabalho, nessa faixa de temperatura (exatamente entre 364°C e 544°C, 2º pico da curva de TG,) a perda de massa foi de um 26% aproximadamente. Atribui-se a não concordância dos resultados anteriores ao fato de existir a possibilidade de variação nas condições em que se realizou a pirólise em ambos casos, embora nos casos reportados (Tabela 2.7 página 40), não se indicam as condições de pirólise.

Na volatilização realizada em atmosfera oxidante (oxigênio está presente neste caso) ocorre um deslocamento dos picos de máxima decomposição, indicando que as etapas do processo são mais rápidas, ou seja ocorrem a temperaturas menores, e a combustão do carbono residual da volatilização da biomassa (carbono fixo), começa a temperaturas por abaixo dos 400°C.

#### *4.3.4.3. Modelo de volatilização em regime isotérmico*

Levando em consideração que durante o processo de pirólise da biomassa se produz a saída da massa fundamental dos voláteis, resultou interessante verificar em nível de bancada, usando-se um pequeno reator com controle da temperatura, qual a evolução do teor de voláteis da amostra com a variação da temperatura de análise (temperatura de volatilização).

Foram realizados experimentos de volatilização para 4 tipos de biomassas que resultam de interesse, elas são: o bagaço e a palha de cana-de-açúcar, o capim elefante (*Pennisetum Purpureum*) e resíduos de madeira.

A metodologia utilizada para a realização das análises correspondeu com as normas estabelecidas da ASTM para biomassa, neste caso a norma E 872-82, realizando-se os ensaios na faixa de temperatura variando entre 750°C e 950°C, e regime isotérmico para cada condição experimental.



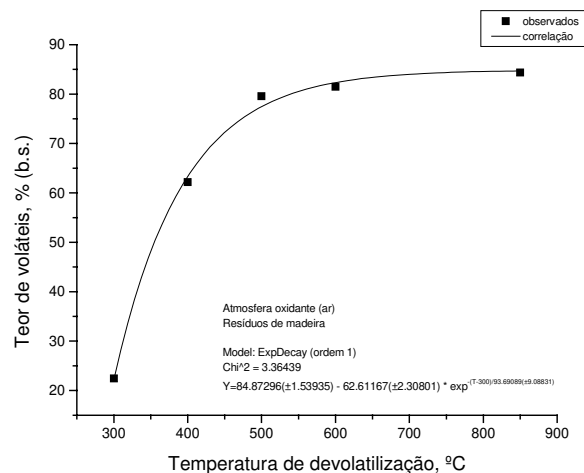
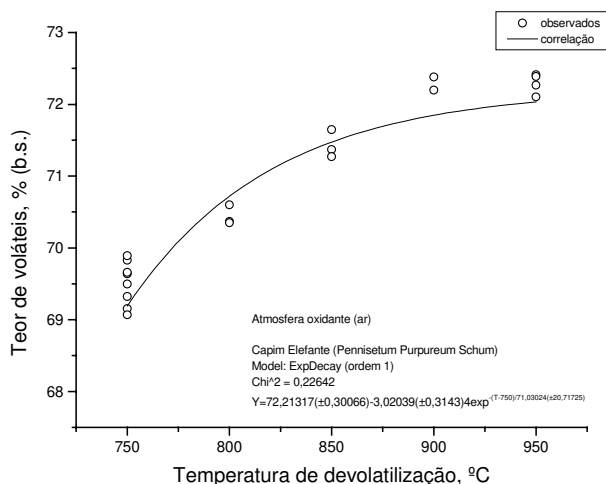


FIGURA 4.23. EVOLUÇÃO DO TEOR DE VOLÁTEIS COM A TEMPERATURA PARA O CAPIM ELEFANTE (EXPERIMENTOS ISOTÉRMICOS)

FIGURA 4.24. EVOLUÇÃO DO TEOR DE VOLÁTEIS COM A TEMPERATURA PARA O BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR (EXPERIMENTOS ISOTÉRMICOS)

Foi utilizada uma atmosfera natural (sem injeção de ar ou gás inerte) dentro da câmara de volatilização e tempos de residência dos sólidos variando entre 3 e 7 minutos. Experimentos realizados por **GAREA (1990)** para biomassa polidispersa em atmosfera inerte demonstraram que não existe diferença significativa entre o teor de voláteis obtido em atmosfera inerte em relação a atmosfera oxidante ou natural. Isto se explica porque quando se utiliza atmosfera oxidante o cadinho dentro da câmara encontra-se tampado, pelo que no seu volume de controle existirá uma atmosfera inerte constituída pelos mesmos voláteis desprendidos da amostra, os quais impedem a difusão do oxigênio para dentro do cadinho, dada a diferença entre a pressão dos gases e do ar circundante.

A massa inicial de material e a classe de tamanho de partícula foram selecionadas segundo a norma antes dita. Trabalhou-se com frações de material com classe de tamanho menor que 1,19 mm, realizando-se 5 experimentos para cada temperatura, e 1 grama de material em cada cadinho.

A partir dos resultados experimentais foram obtidos diversos modelos matemáticos empíricos que explicam a dependência do teor de voláteis com a temperatura. Resulta interessante o fato de que, devido ao elevado teor de voláteis que apresentam estes materiais o carvão primário obtido após um processo de pirólise rápida tem uma densidade à granel menor

que o do material inicial, o que resulta de extrema importância pelo fato de isto mudar as suas características hidrodinâmicas, possibilitando, em certa medida, o desenvolvimento de um método de carvoejamento baseado neste aspecto.

Na Figura 4.23 pode ser observada a curva que explica o comportamento dos dados levantados para capim e na Figura 4.24 para o bagaço de cana. Observe-se que as temperaturas de análise, desde 750°C até 950°C, seriam muito elevadas se a atmosfera em volta do cadinho onde se coloca a amostra fosse oxidante. Podemos encontrar uma liberação de 3% de voláteis, somente, desde o valor encontrado à temperatura de 750°C, que está por volta de 69%, até um valor praticamente constante de 72% para temperaturas de 950°C.

Estes resultados parecem coerentes com os obtidos em termobalança, respeitando-se as diferenças entre as análises. Em termobalança até uma temperatura de 364°C a perda de massa da amostra foi de 60% aproximadamente, logo se iniciava já a combustão do resíduo carbonáceo, perdendo a amostra um 25% do seu peso, o resto é resíduo. Aceitamos, nesta análise, que a diferença de aproximadamente 12% de perda de massa entre ambas análises, são devidas às condições em que se realizaram os experimentos. Na termobalança, esta porcentagem de 12% pode estar solapada pelo 2º pico de decomposição dada a atmosfera oxidante dentro do reator.

#### *4.3.4.4. Calorimetria exploratória diferencial-DSC*

Os termogramas DSC-Calorimetria Exploratória Diferencial representam a variação do fluxo de calor (mW) produzido ou absorvido pela amostra analisada durante seu aquecimento. Estes diagramas mostram a curva evolutiva do fluxo de calor com a temperatura ou tempo, durante a decomposição térmica do material.

Tipicamente a pirólise da biomassa é endotérmica a baixa temperatura e exotérmica a elevada temperatura. Porém, em atmosfera oxidante, a degradação térmica destes materiais é claramente exotérmica a baixa e alta temperatura, isto porque o oxigênio participa das reações de volatilização e das reações de oxidação do carvão vegetal residual.

Os resultados obtidos da análise de DSC em atmosfera inerte de argônio e taxa de aquecimento de 10 K/min para o capim elefante (Figura 4.25), mostram que até 300°C, as reações de pirólise de capim elefante são levemente endotérmicas.

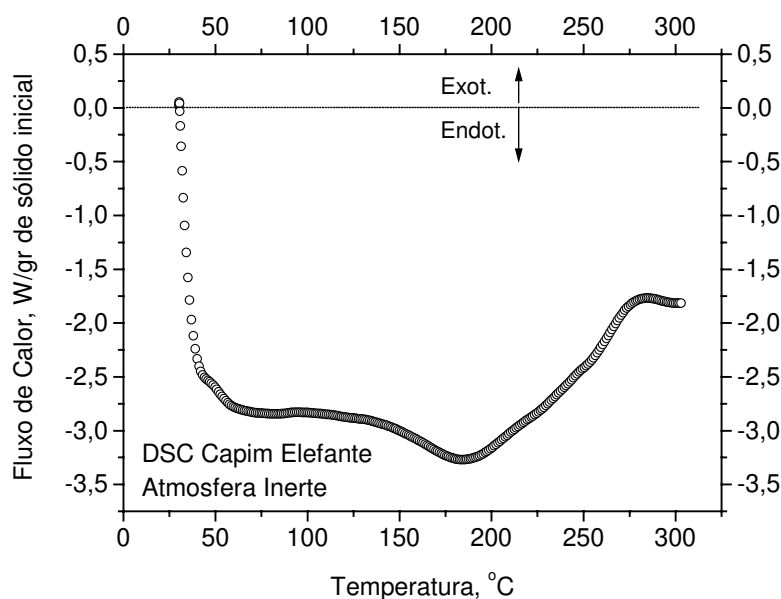


FIGURA 4.25. EVOLUÇÃO DA CURVA DE DSC COM A TEMPERATURA PARA A PIRÓLISE DE CAPIM ELEFANTE

Os resultados de análises deste tipo permitem obter dados acerca da entalpia de reação ou calor de reação para cada pico correspondente a cada intervalo de temperatura examinado, da mesma forma que no caso da análise de ATG, parâmetro valioso na modelagem da cinética deste processo.

No caso de atmosfera oxidante, reportam-se valores do calor de reação para biomassa que aumentam como o aumento do teor de oxigênio na amostra (ALDEA et al. 1998), o que se atribui à elevada reatividade do carbono residual, rico em lignina, com o oxigênio.

#### 4.4. Experimentos de pirólise rápida. Resultados experimentais obtidos na planta piloto com capim elefante (variedade *Pennisetum purpureum* K. Schumach)

##### 4.4.1. Introdução

Com o objetivo de realizar a caracterização dos finos de carvão vegetal obtidos como resultado do processo de pirólise rápida com biomassa polidispersa (capim elefante), e estudar o comportamento fluidodinâmico do reator sob estas condições, foi realizado um planejamento fatorial a dois (2) níveis e com duas (2) variáveis, como foi descrito no capítulo 3 deste

trabalho. As variáveis consideradas para este estudo foram a quantidade de ar utilizado em relação ao estequiométrico  $P_{ae}$  e a altura estática do leito de inerte  $HL$ .

Neste ponto do trabalho são apresentados e discutidos os principais resultados obtidos a partir da realização dos experimentos na planta piloto, experimentos a frio e a quente, de acordo com os objetivos propostos e o planejamento experimental realizado.

#### **4.4.2. Experimentos a temperatura ambiente (a frio). Curvas de comportamento**

Para um eficiente funcionamento do reator em leito fluidizado, precisa-se de um controle estrito da fluidodinâmica do processo, a qual é dominada pelo inerte utilizado.

A análise bibliográfica, além da realização de testes preliminares a temperatura ambiente na instalação experimental já modificada, indicaram a necessidade de considerar extremo controle nos parâmetros fluidodinâmicos, visando-se trabalhar com regimes de fluidização perto da velocidade mínima de fluidização e bem abaixo da velocidade terminal das partículas de inerte e biomassa, procurando-se garantir a realização do processo de pirólise. Este fato, no nosso caso, tornava-se mais cuidadoso ainda, pelo fato de trabalharmos com um agente oxidante como meio de fluidização e processo. Lembremos que o calor necessário ao processo de pirólise, neste caso, vem da queima parcial de parte da biomassa, existindo uma frente de combustão que deve ser cuidadosamente controlada a partir do controle direto do parâmetro  $P_{ae}$  e da vazão de capim elefante alimentada  $\dot{m}_b$ .

Um fato importante a levar em conta para a seleção dos níveis dos fatores identificados é trabalhar com relações estequiométricas ar/biomassa,  $P_{ae}$ , que garantam que a maior quantidade de biomassa seja pirolisada. Este aspecto está diretamente relacionado com a fluidodinâmica do reator, toda vez que trata acerca da concentração da suspensão gás-sólido no tempo, a qual é influenciada pela vazão de biomassa alimentada, toda vez que a quantidade de inerte é a mesma em cada instante de tempo (desprezando-se o inerte arrastado e elutriado para fora do leito).

Visando-se conhecer as vazões de ar a serem utilizadas durante os ensaios de pirólise, foram levantadas diversas curvas de fluidização na unidade piloto em condições de temperatura ambiente. Este comportamento se mostra a seguir na forma de gráficos. As vazões de ar estão referidas às condições normais de temperatura e pressão (CNTP), isto é, 0°C e

101,32 kPa. Estes gráficos foram usados como carta de controle para fixar as condições de operação nos níveis estabelecidos.

O comportamento mostrado nas Figuras 4.26 e 4.27 possibilita que possamos obter para cada valor do diferencial estático de pressão na placa de orifício, os valores do fluxo de ar e velocidade superficial do gás.

Levando-se em consideração a necessidade de trabalhar com velocidades perto da velocidade mínima de fluidização, resulta imprescindível o conhecimento do fluxo de ar que corresponde com uma dada velocidade mínima de fluidização. Dito comportamento mostra-se na Figura 4.28 obtida para diferentes alturas de leito estático de areia sílica referência 407/40 e classe de tamanhos das partículas com diâmetro de Sauter calculado de 0,164 mm e diâmetro de partícula mais provável em torno de 0,130 mm.

Sabendo que a velocidade mínima de fluidização não é dependente da altura do inerte no leito, pode-se observar que seu valor é praticamente o mesmo para as diferentes condições ensaiadas, isto é, para diferentes alturas estáticas do leito. Por outro lado, podemos observar que seu valor apresenta boa concordância com os valores obtidos em escala de laboratório para a mesma classe de tamanhos de sólidos usada, considerando as diferenças de escala dos equipamentos em que foram realizados estes experimentos.

Finalmente destacamos que, os resultados dos ensaios de fluidização a frio obtidos na unidade real de testes demonstraram a possibilidade de poder reproduzir, de forma confiável, experimentos deste tipo em unidades de pequena escala, questão que foi atribuída ao correto projeto e desenvolvimento das partes componentes do sistema de distribuição de ar.

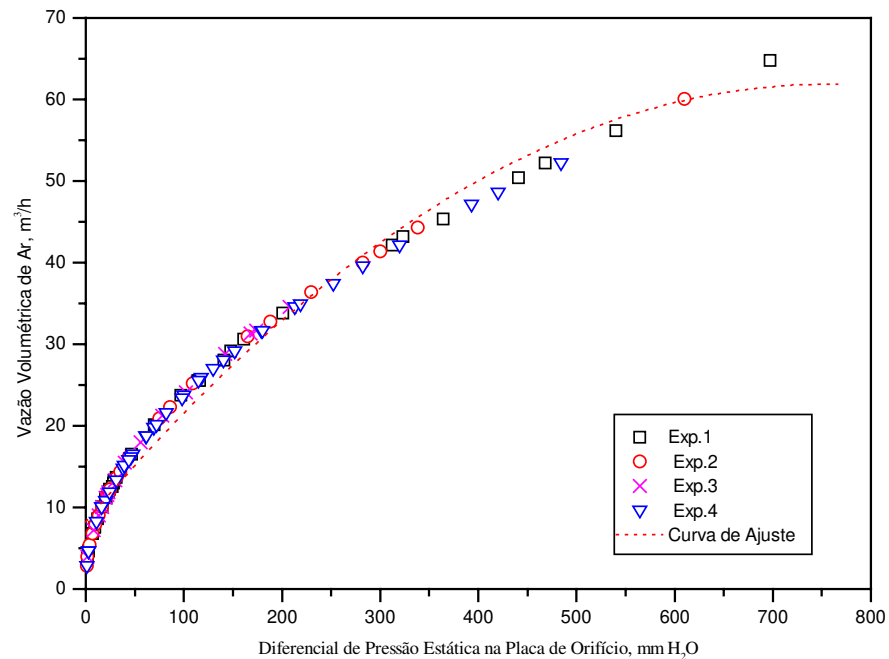


FIGURA 4.26. CURVA DE COMPORTAMENTO DA VAZÃO VOLUMÉTRICA DE AR EM FUNÇÃO DO DIFERENCIAL DE PRESSÃO ESTÁTICA NA PLACA DE ORIFÍCIO

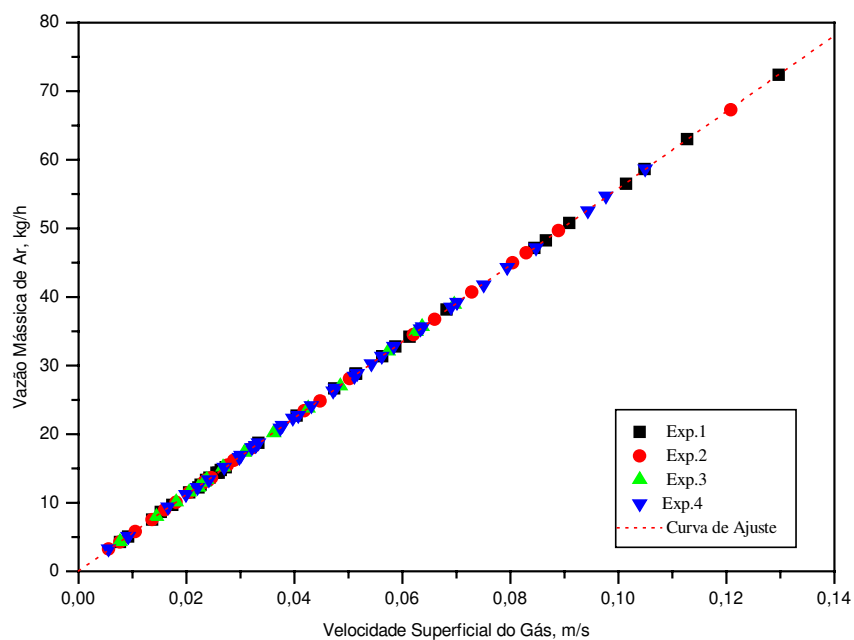


FIGURA 4.27. CURVA DE COMPORTAMENTO DA VAZÃO MÁSSICA DE AR EM FUNÇÃO DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS NO REATOR

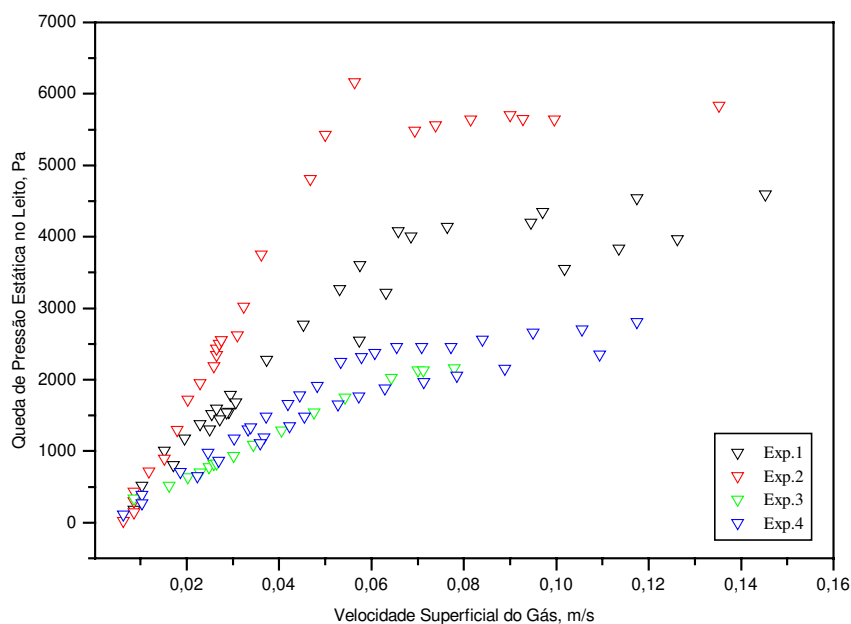


FIGURA 4.28. CURVA DE COMPORTAMENTO DA QUEDA DE PRESSÃO NO LEITO COMO FUNÇÃO DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS (CONDIÇÕES DOS EXPERIMENTOS: 4 DIFERENTES ALTURAS DE INERTE 407/40,  $v_{mf}$  REFERIDA À CNTP)

Pode-se observar que para todos os casos estudados a velocidade de mínima correspondeu com um valor variando na faixa de 0,05 m/s a 0,06 m/s, correspondente a uma vazão mássica de ar variando entre 28 kg/h e 35 kg/h (em condições CNTP).

O fato anterior sugeriu trabalhar com vazões de ar que estivessem acima do valor máximo da faixa encontrada, visando-se garantir, desta forma, que a velocidade superficial do gás no leito fosse maior que a velocidade mínima de fluidização. Observe-se que estas velocidades do gás são referidas às condições normais. Na prática, a temperatura do ar nos experimentos atingiu valores que variaram entre 50°C e 66°C à entrada do distribuidor para condições de regime permanente de operação. Assim sendo, as vazões de ar que realmente poderiam satisfazer as condições de mínima fluidização deveriam ser corrigidas considerando-se a expansão do volume de ar pelo efeito de aumento da sua temperatura. Agora estes valores seriam menores, e variariam entre 21,24 kg/h e 29,40 kg/h.

Os valores anteriores de vazão mássica de ar foram considerados como aqueles valores limites inferiores a se levar em consideração no momento de planejar e realizar os experimentos, ao redor dos quais estariam os reais valores de vazão mássica de ar.

#### **4.4.3. Experimentos exploratórios a quente. Comportamento do reator**

Visando-se garantir a operação estável do reator de leito fluidizado em regime de pirólise rápida, assim como o estabelecimento dos níveis dos fatores independentes considerados neste estudo, foram realizados vários testes experimentais exploratórios, a partir dos quais também foi possível identificar as principais dificuldades associadas com a operação da planta piloto. No seguinte item serão abordadas estas dificuldades, assim como as soluções praticadas.

##### *4.4.3.1. Principais dificuldades e soluções praticadas*

Durante a realização dos primeiros experimentos na unidade piloto foram identificadas uma série de problemas relacionados com a própria operação da planta. Cada um destes problemas foi analisado e, implementada uma possível solução que permitisse dar continuidade a um próximo teste, até que o equipamento estivesse funcionando de forma segura, estável e contínua. Foram mais de 9 meses de experimentação, a partir do início dos primeiros testes a quente, depois de realizados os ensaios a frio discutidos no item 4.4.2 deste trabalho. A cada ensaio podia aparecer um problema e, ao mesmo tempo, uma possível solução. As principais dificuldades encontradas podem ser resumidas nas seguintes questões:

- ✓ Vazamento de gases produto da pirólise através do sistema de alimentação;
- ✓ Travamento da rosca de alimentação de biomassa (capim elefante);
- ✓ Sinterização do material inerte provocada pelas elevadas temperaturas que, em alguns experimentos, foram atingidas no leito;
- ✓ Verificação do fenômeno da segregação;
- ✓ Acúmulo de biomassa e carvão vegetal dentro do leito;
- ✓ Aquecimento inicial inadequado do material inerte;
- ✓ Baixa ou nenhuma quantidade de bio-óleo foi obtida no sistema de separação.

Na Tabela 4.11 se faz um resumo sobre os principais problemas encontrados, possíveis causas e soluções praticadas.



TABELA 4.11. PROBLEMAS, CAUSAS E SOLUÇÕES

Problemas Identificados	Possíveis Causas	Possíveis Soluções
1. Vazamento de gases produto da pirólise através do sistema de alimentação de biomassa	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Elevada resistência ao escoamento dos gases da pirólise produzidos na parte densa do leito, provocada pela elevada concentração de partículas de inerte (maior queda de pressão entre a base do leito e o sistema de alimentação).</li> <li>✓ Sinterização das cinzas na superfície do leito borbulhante, provavelmente devido à segregação (biomassa de menor densidade na superfície do leito)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Diminuição da altura do leito de inertes;</li> <li>• Diminuição do diâmetro médio de partículas;</li> <li>• Maior expansão do leito às custas do aumento da vazão do agente de fluidização;</li> <li>• Diminuição da folga entre o duto de alimentação e a rosca;</li> <li>• Implementação de um sistema de fechamento no topo do silo do sistema de alimentação;</li> <li>• Aumentar a velocidade superficial do gás em operação visando aumentar a recirculação (grau de mistura maior) dos sólidos no leito e diminuir a segregação</li> </ul>
2. Travamento da rosca de alimentação de biomassa	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Elevada densidade aparente do leito de partículas no ponto de alimentação de biomassa;</li> <li>✓ Pirólise da biomassa dentro da rosca de alimentação</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alimentação da biomassa acima da fase densa do leito;</li> <li>• Maior expansão do leito (maior velocidade de operação do leito)</li> <li>• Melhor eficiência de resfriamento da rosca de alimentação de biomassa</li> </ul>
3. Sinterização do material inerte no leito	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Elevado teor de cinzas da biomassa (5-10% base seca);</li> <li>✓ Altas temperaturas na região do leito (acima de 850°C)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Ajuste das condições hidrodinâmicas de operação do reator e do regime térmico do reator.</li> </ul>
4. Verificação do fenômeno da segregação	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Elevadas relações entre as densidades das partículas de biomassa e inerte <math>\rho_{bio}/\rho_{in}</math> e elevadas relações entre o diâmetros médios de partículas de biomassa e inerte <math>d_{bio}/d_{in}</math></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Operar com <math>d_{bio}/d_{in}=1</math>, e com a menor relação possível de <math>\rho_{bio}/\rho_{in}</math> ;</li> <li>• Aumentar a velocidade superficial do gás em operação visando aumentar a recirculação (grau de mistura maior) dos sólidos no leito e diminuir a segregação</li> </ul>
5. Acúmulo de biomassa e carvão vegetal dentro do leito	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Elevados tempos de residência das partículas sólidas dentro do leito</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Operar o reator com relações adequadas de ar e biomassa</li> </ul>
6. Aquecimento inicial inadequado do material inerte	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Impossibilidade de manter a temperatura do leito de inerte mediante o uso de Gás Liquefeito de Petróleo-GLP durante a partida do reator.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Utilização de finos de carvão vegetal de madeira como combustível para o aquecimento</li> </ul>
7. Baixa ou nenhuma quantidade de bio-óleo separado	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Utilização de um sistema de separação não adequado para esta finalidade</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Projeto, construção e montagem de um sistema de recuperação de bio-óleo. Esta solução ainda encontra-se em andamento</li> </ul>

A partir dos resultados obtidos nos testes exploratórios, e levando em consideração as dificuldades encontradas, foi possível encontrar regimes estáveis de operação do reator, um maior conhecimento dos fenômenos que ocorrem durante a pirólise rápida em leito fluidizado, e com isto, obter a informação necessária para o estabelecimento dos níveis adequados para os fatores independentes identificados.

#### **4.4.4. Apresentação e análise dos resultados experimentais da pirólise rápida**

Neste ponto trataremos sobre os resultados obtidos a partir da realização dos testes a quente no reator piloto em regime de pirólise rápida com ar como agente de fluidização e processo.

##### *4.4.4.1. Perfis de temperatura no leito e no freeboard. Comportamento dos resíduos*

Os perfis de temperatura no leito e no freeboard foram obtidos a partir dos registros desta variável no tempo. Os gráficos das Figuras F4.1 a Figura F4.18 se encontram agrupados no apêndice F. Os valores médios da temperatura no leito e no freeboard foram estimados considerando cada um dos pontos que aparecem dentro do gráfico (três pontos para a região do leito e quatro pontos para a região do freeboard). Neste mesmo apêndice F, desde a Figura F4.19 à Figura F4.45, se mostram os resultados da análise realizada para os resíduos na medição da temperatura média do leito para cada ensaio.

Os parâmetros incluídos na legenda dos gráficos representam o seguinte:

$T_{2\text{leito}}$  é a temperatura no ponto 2 correspondente ao leito, °C;

$T_{3\text{leito}}$  é a temperatura no ponto 3 correspondente ao leito, °C;

$T_{4\text{leito}}$  é a temperatura no ponto 4 correspondente ao leito, °C;

$T_{m\text{leito}}$  é a temperatura média do leito, °C;

$T_{e\text{ciclone}1}$  é a temperatura no ponto de entrada ao ciclone 1, °C;

$T_{e\text{ciclone}2}$  é a temperatura no ponto de entrada ao ciclone 2, °C;

$T_{e\text{ciclone}3}$  é a temperatura no ponto de entrada ao ciclone 3, °C;

$T_{\text{spo}}$  é a temperatura do ar no ponto de entrada ao distribuidor, °C;

$T_{ma}$  é a temperatura do meio ambiente, °C;

$T_{5\text{freeboard}}$  é a temperatura no ponto 5 correspondente ao freeboard, °C;

$T_{6\text{freeboard}}$  é a temperatura no ponto 6 correspondente ao freeboard, °C;

$T_{7\text{freeboard}}$  é a temperatura no ponto 7 correspondente ao freeboard, °C;

$T_{8\text{freeboard}}$  é a temperatura no ponto 8 correspondente ao freeboard, °C;

$T_{m\text{freeboard}}$  é a temperatura média correspondente ao freeboard, °C;

Cada valor de temperatura foi medido com uma incerteza de  $\pm 2,0^{\circ}\text{C}$  a  $\pm 2,2^{\circ}\text{C}$  na faixa de temperatura onde se realizaram as leituras.

Observa-se, de acordo com o comportamento da temperatura em cada ponto de medida experimental, que o sistema operou, no tempo que aparece registrado, em regime estacionário, momento a partir do qual, foram tomadas as leituras de outros parâmetros e coletadas as amostras de finos de carvão vegetal.

Cabe destacar, nesta ocasião, que houve uma restrição no tempo de ensaio para cada experimento em relação à quantidade de biomassa disponível. A planta ensaiada é uma unidade em escala piloto, sendo que o consumo de biomassa total em cada experimento variava entre 80 kg e 100 kg, levando em consideração que depois do aquecimento inicial do leito era necessário alimentar biomassa em vazão crescente e controlada, até atingirmos a temperatura desejada, a qual devia estar na faixa pretendida para este estudo, isto é, entre  $450^{\circ}\text{C}$  e  $700^{\circ}\text{C}$

Para cada condição experimental foi realizada uma análise do comportamento dos resíduos. Observa-se que os resíduos se encontram distribuídos normalmente em todos os casos, dado que a curva de probabilidade apresenta um coeficiente de correlação linear elevado.

Sobre os resíduos e sua distribuição pode-se dizer que, durante a realização de experimentos e estudos de relações entre variáveis, quando se trata da análise de dados obtidos de populações aleatórias, supõe-se que:

1. Os resíduos têm distribuição aleatória;
2. Os resíduos estão normalmente distribuídos.

Um resíduo  $e_i$  é a diferença entre o valor observado da variável dependente e seu correspondente valor obtido a partir do modelo ajustado. Os resíduos também podem ser estimados em relação a um valor médio estimado, o qual é nosso caso, tratando-se das medições de temperatura realizadas.

Um método muito simples de checar a suposição de normalidade dos resíduos é construir um gráfico dos resíduos num papel de probabilidade normal, no qual a representação da distribuição normal acumulativa dos resíduos deve ser uma linha reta. Fazendo um gráfico

de  $e_i$  versus a probabilidade acumulativa normal  $P_i = (i - 1/2)/n$ , com  $i=1,2,\dots,n$ . Quando o gráfico de probabilidade normal é construído via computador, os resíduos são usualmente plotados contra o valor normal esperado  $\phi^{-1}[(i - 1/2)/n]$ , onde  $\phi$  denota a distribuição acumulativa normal estandardizada.

Devido a que amostras tomadas de distribuições normais não serão plotadas exatamente como uma linha reta, algumas experiências se requerem para interpretar os gráficos de probabilidade normal.

Para gráficos de probabilidade normal, usualmente, pelo menos 20 pontos são necessários. Se os resíduos não se encontram normalmente distribuídos então o gráfico de probabilidade normal exibirá um comportamento não-usual.

#### *4.4.4.2. Perfis de pressão no reator*

A Tabela 4.12 traz os valores de pressão estática, já consolidados, ao longo da altura do reator. Aparecem as principais combinações ensaiadas de acordo com o planejamento experimental traçado (planejamento central composto ortogonal).

Os perfis típicos de pressão estática ao longo da altura do reator para as diferentes condições experimentais são mostrados nas Figuras de 4.29 a 4.31.

Embora a quantidade de ar utilizada em cada ensaio tenha sido baixa, precisamente para evitar operar em regimes distantes do regime de pirólise, as diferenças observadas nos perfis de pressão estática entre experimentos não são significativas, podendo-se apenas encontrar diferenças entre valores discretos para o sistema operando entre uma condição experimental e outra.

TABELA 4.12. DADOS DE PRESSÃO ESTÁTICA, kPa

Experimentos base do planejamento	Pressão Estática no reator, kPa											
	P1	IC*	P2	IC	P3	IC	P4	IC	P5	IC	P6	IC
$HL=164, P_{ae}=7\%$	105,5	$\pm 0,146$	103,8	$\pm 0,157$	102,7	$\pm 0,075$	102,0	$\pm 0,140$	101,8	$\pm 0,154$	101,7	$\pm 0,167$
$HL=164, P_{ae}=8\%$	105,4	$\pm 0,146$	103,8	$\pm 0,179$	102,9	$\pm 0,186$	102,4	$\pm 0,298$	102,0	$\pm 0,325$	101,9	$\pm 0,297$
$HL=164, P_{ae}=9\%$	105,7	$\pm 0,382$	103,8	$\pm 0,254$	103,2	$\pm 0,303$	102,8	$\pm 0,380$	102,3	$\pm 0,410$	102,0	$\pm 0,382$
$HL=207, P_{ae}=7\%$	106,2	$\pm 0,127$	103,8	$\pm 0,093$	103,2	$\pm 0,347$	102,4	$\pm 0,354$	102,0	$\pm 0,349$	101,8	$\pm 0,233$
$HL=207, P_{ae}=8\%$	106,6	$\pm 0,228$	104,4	$\pm 0,323$	103,5	$\pm 0,326$	102,7	$\pm 0,221$	102,5	$\pm 0,298$	102,3	$\pm 0,073$
$HL=207, P_{ae}=9\%$	107,1	$\pm 0,202$	104,0	$\pm 0,181$	103,8	$\pm 0,207$	102,3	$\pm 0,122$	102,1	$\pm 0,167$	102,0	$\pm 0,212$
$HL=250, P_{ae}=7\%$	106,9	$\pm 0,053$	104,3	$\pm 0,217$	103,5	$\pm 0,239$	101,9	$\pm 0,245$	101,8	$\pm 0,245$	101,8	$\pm 0,151$
$HL=250, P_{ae}=8\%$	106,5	$\pm 0,151$	104,2	$\pm 0,136$	103,1	$\pm 0,173$	101,9	$\pm 0,206$	101,7	$\pm 0,189$	101,6	$\pm 0,050$
$HL=250, P_{ae}=9\%$	107,0	$\pm 0,255$	104,0	$\pm 0,110$	103,1	$\pm 0,126$	102,0	$\pm 0,136$	101,9	$\pm 0,148$	101,8	$\pm 0,05$

\* é o intervalo de confiança para a média

$HL$  é a altura do leito estático de inerte

$P_{ae}$  é a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico utilizada nos testes

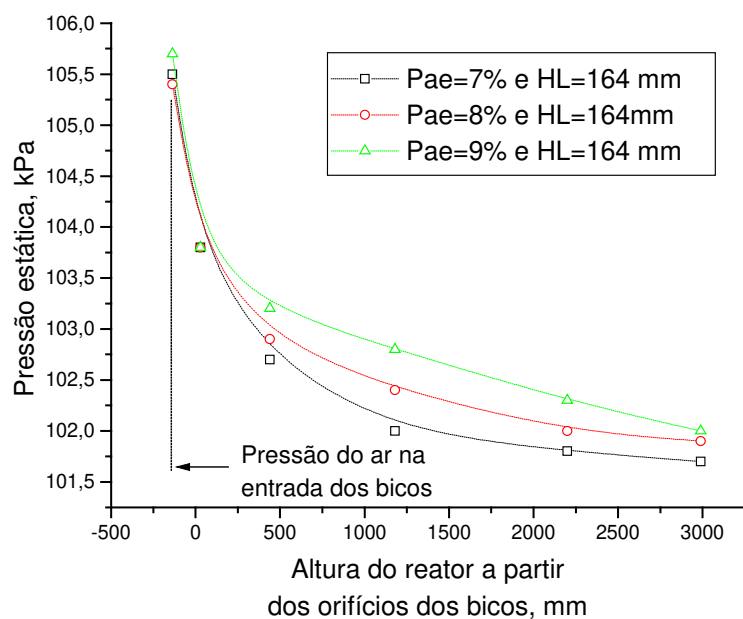


FIGURA 4.29. PERFIL DE PRESSÃO AO LONGO DO REATOR OPERANDO À MESMA ALTURA DO LEITO DE INERTE DE 164 MM E DIFERENTES PORCENTAGENS DE AR EM RELAÇÃO AO ESTEQUIOMÉTRICO

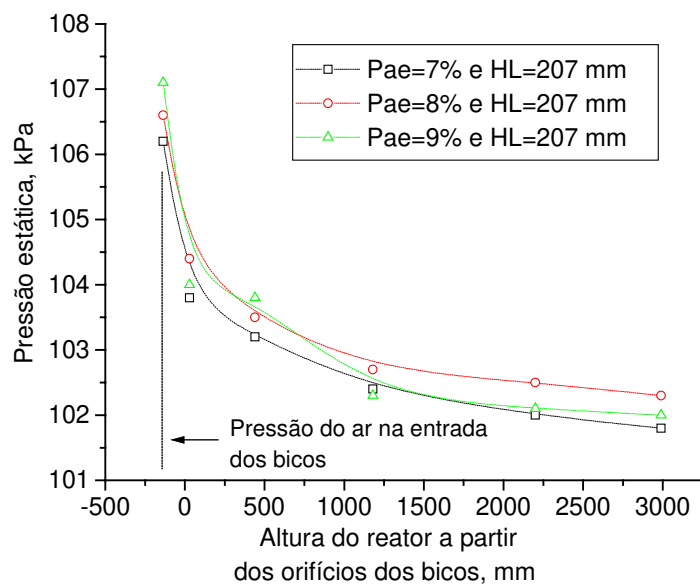


FIGURA 4.30. PERFIL DE PRESSÃO AO LONGO DO REATOR OPERANDO À MESMA ALTURA DO LEITO DE INERTE DE 207 MM E DIFERENTES PORCENTAGENS DE AR EM RELAÇÃO AO ESTEQUIOMÉTRICO

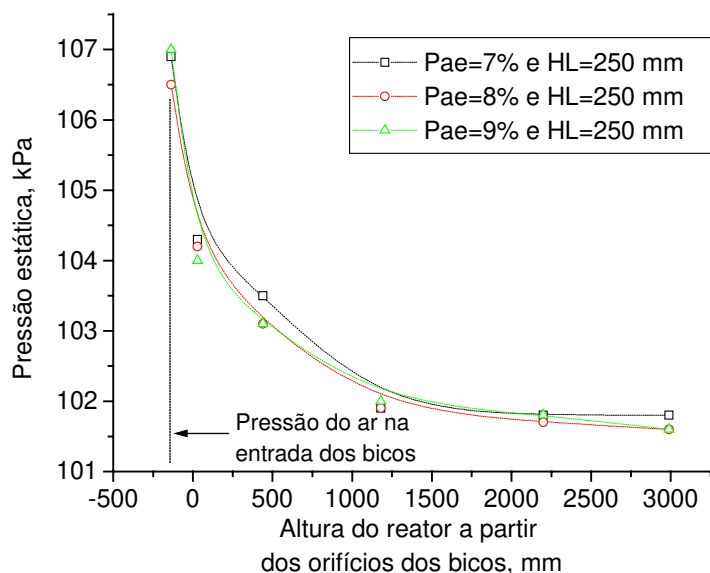


FIGURA 4.31. PERFIL DE PRESSÃO AO LONGO DO REATOR OPERANDO À MESMA ALTURA DO LEITO DE INERTE DE 250 MM E DIFERENTES PORCENTAGENS DE AR EM RELAÇÃO AO ESTEQUIOMÉTRICO

Nas curvas de comportamento da pressão estática os valores verificados para este parâmetro representam valores discretos em cada ponto do reator.

Podemos observar que todas as curvas verificadas apresentam o mesmo comportamento assintótico, indicando a diminuição da pressão estática com o aumento da altura do reator na direção axial.

Para as faixas de parâmetros estudadas pode-se constatar que não houve diferenças significativas nas pressões medidas, e sim, leves acréscimos em valores pontuais. Assim por exemplo, na Figura 4.31, quando o reator foi operado com a máxima altura de inerte, observa-se que a queda de pressão na região do leito apresenta um pequeno aumento em relação às outras condições, o que deve estar relacionado com o aumento da concentração de sólidos (ou da densidade do leito) nessa região com o aumento da altura da camada de inertes, o que produz, como consequência uma maior resistência ao escoamento da fase gasosa, resistência que depende da massa de inerte, vazão de ar e temperatura média do leito. Entretanto, para a mesma altura de areia, verifica-se uma quase superposição, o que sugere pensar que o aumento da queda de pressão por efeito do aumento da concentração de sólidos, principalmente, na região do leito, é maior que por efeito do aumento da vazão de ar.

Para a faixa de temperatura média do leito verificada nos ensaios, entre 470°C e 700°C, não foi encontrada influência significativa deste parâmetro nos valores discretos das pressões, embora se possa observar uma leve influência na queda de pressão no leito.

#### *4.4.4.3. Perfis de concentração de sólidos no reator*

Em reatores de leito fluidizado fatores tais como, a velocidade superficial do gás, o diâmetro médio de partícula e a temperatura média do leito, podem ser consideradas *variáveis naturais*, isto porque, as mesmas, podem ser medidas convenientemente em separado.

*Variáveis fundamentais* que não são diretamente medidas, mas podem descrever melhor o sistema (por exemplo, número de Reynolds, número de Archimedes), são freqüentemente função de duas ou mais variáveis naturais. Nesses casos, os sistemas, conhecidos estatisticamente como “telhas”, são freqüentes durante a análise canônica, indicando a relação entre as variáveis naturais<sup>4.1</sup>.

Na análise feita para as características de qualidade dos finos de carvão, alguns modelos, assim como a superfície de resposta gerada, evidenciaram um comportamento em forma de “telha”, indicando que a altura do leito fixo de inerte e a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico encontram-se relacionados com uma terceira variável, que segundo nossa consideração, pode ser a massa de sólidos que fica no volume do leito (ou em cada elemento diferencial de volume do leito) correspondente à mesma altura do leito fixo  $H_L$ , ou seja, a concentração de sólidos ao longo da altura do reator (ou de cada elemento diferencial de altura do reator). Experimentalmente, a concentração de sólidos (ou densidade do leito) pode ser determinada a partir das medidas de queda de pressão entre os pontos de interesse.

Os pontos de medidas da pressão ao longo da altura do leito se mostram no esquema da Figura 4.32.

---

<sup>4.1.</sup> o sistema “telha” é utilizado para a análise da influência de combinações de variáveis “naturais” (variáveis que podem ser convenientemente mensuradas de forma independente) sobre o fator resposta do planejamento experimental. Muitas vezes, a combinação das variáveis “naturais” pode melhor representar o comportamento do sistema. Esta combinação leva à formação de uma nova variável conhecida como variável fundamental.



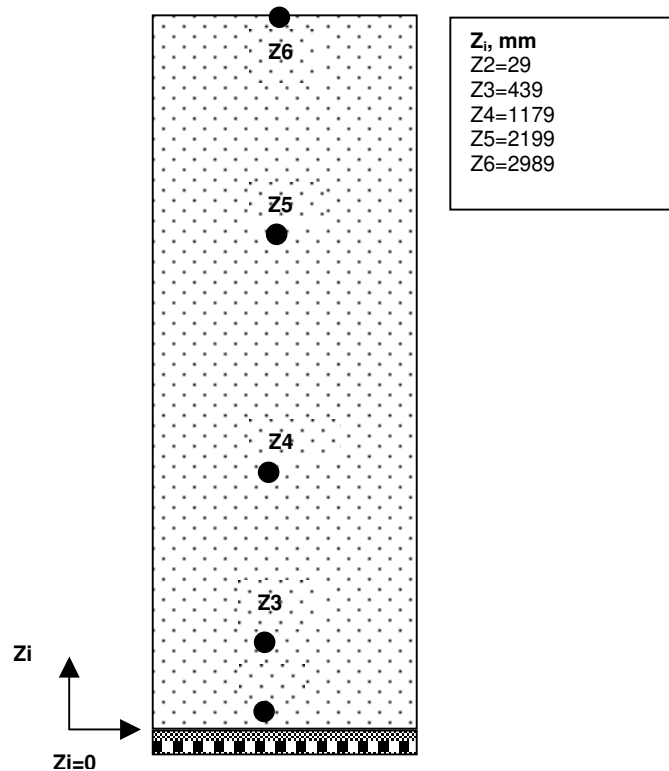


FIGURA 4.32. PONTOS DE MEDIDA DE PRESSÃO ESTÁTICA UTILIZADOS PARA A ANÁLISE DE CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS E POROSIDADE NO REATOR

Na análise matemática realizada para o estudo da concentração de sólidos e a porosidade ao longo da altura do reator, consideramos apenas a contribuição do peso dos sólidos no escoamento vertical ascendente, e as condições fluidodinâmicas da suspensão gás-sólido durante a operação do reator em regime permanente. A expressão de cálculo geral para a estimativa de ambos parâmetros, foi a seguinte:

$$\varepsilon = 1 - (\Delta P_z / \rho_s g \Delta z) = 1 - (M_s / A_l \rho_p \bar{z}) \quad (4.16)$$

onde:

$\varepsilon$  é a porosidade da suspensão gás-sólido no volume de controle considerado ao longo da altura do reator, adimensional;

$\Delta P_z$  é o diferencial de pressão estática no volume de controle considerado ao longo da altura do reator, a qual considera apenas a contribuição do peso dos sólidos (valor estimado pela diferença entre as pressões medidas em cada ponto), Pa;

$\rho_s$  é a densidade aparente dos sólidos, Considerou-se o sólido inerte por ser este quem governa a hidrodinâmica,  $\text{kg/m}^3$ ;

$g$  é a aceleração da gravidade,  $\text{m/s}^2$ ;

$\Delta z$  é a distância na qual é medido o diferencial estático de pressão, m;

$\bar{z}$  é valor médio do incremento diferencial de altura  $z$ , a partir da base do distribuidor onde  $z = z_o = 0$ , m;

$M_s$  é a massa de sólidos definida em cada volume de controle considerado para cada incremento  $\Delta z$ , kg.

A equação 4.16 estima a concentração de sólidos (ou densidade do leito) e porosidade (fração de vazios) ao longo da coluna de fluidização considerando apenas a contribuição, no diferencial estático de pressão, do efeito do próprio peso aparente dos sólidos durante o escoamento vertical ascendente. Esta aproximação é normalmente utilizada e adotada para leitos fluidizados, toda vez que os demais componentes responsáveis pelo diferencial de pressão na coluna são desprezíveis frente ao peso aparente da coluna de sólidos, neste caso, efeitos de atrito gás-partícula, partícula-parede, gás-parede e aceleração das partículas.

Segundo a metodologia estabelecida para a obtenção dos perfis de concentração de sólidos e porosidade ao longo da coluna de fluidização, a partir dos valores calculados das massas em cada ponto considerado, foi usado o melhor modelo matemático que ajustava esses dados, e com ele, estimada a massa para um número consideravelmente maior de diferenciais de altura  $\Delta z$ . A partir da relação entre o diferencial de massa e o diferencial de altura resulta a concentração de sólidos no volume de controle considerado, cujo comportamento para as diferentes condições experimentais é mostrado na Figura 4.33. Na Figura 4.34 apresentamos o estudo da distribuição destas concentrações através da curva de densidade de distribuição para cada condição ensaiada.

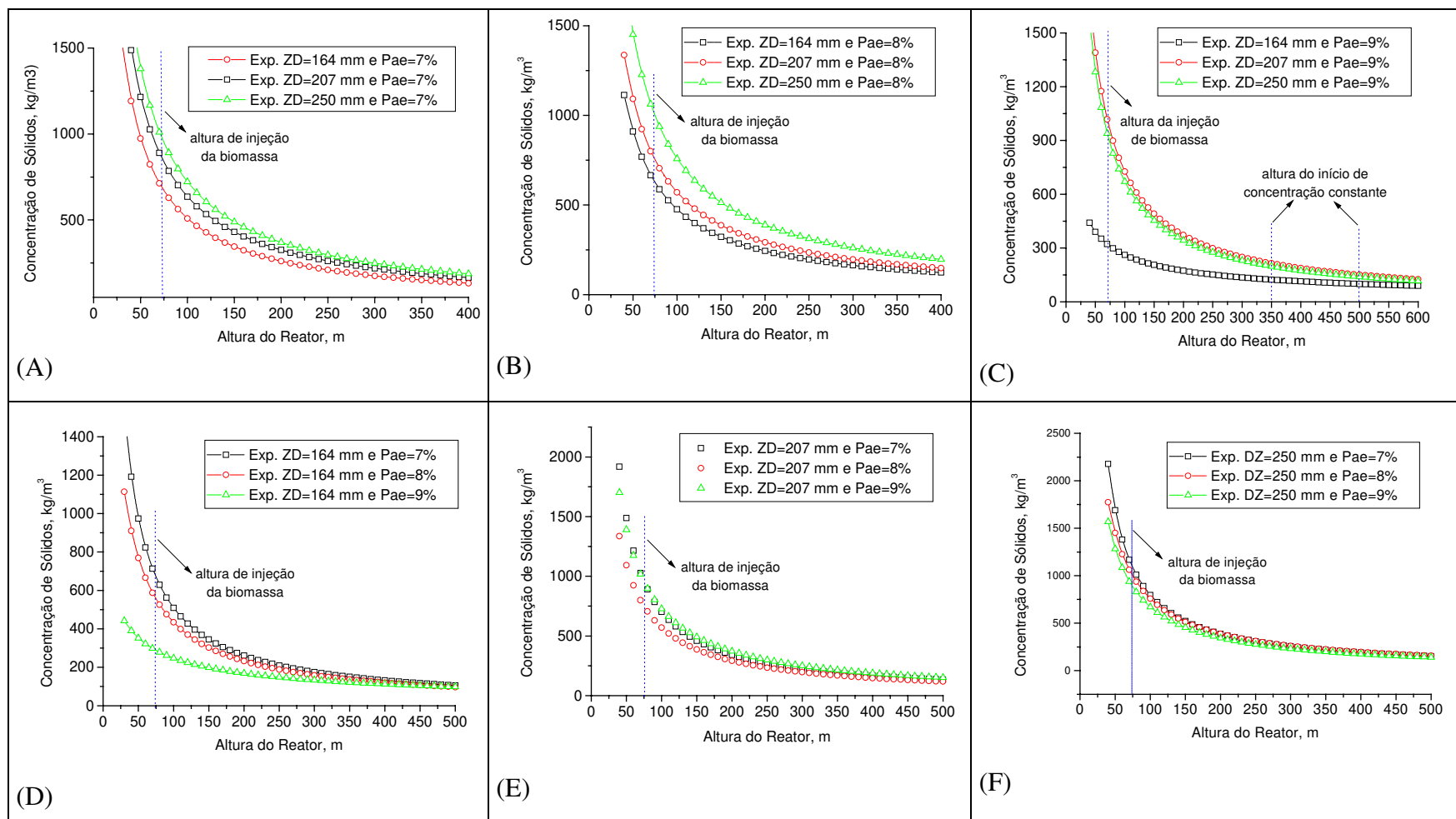


FIGURA 4.33. PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS (OU DENSIDADE DO LEITO DE SÓLIDOS) PARA AS DIFERENTES CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS

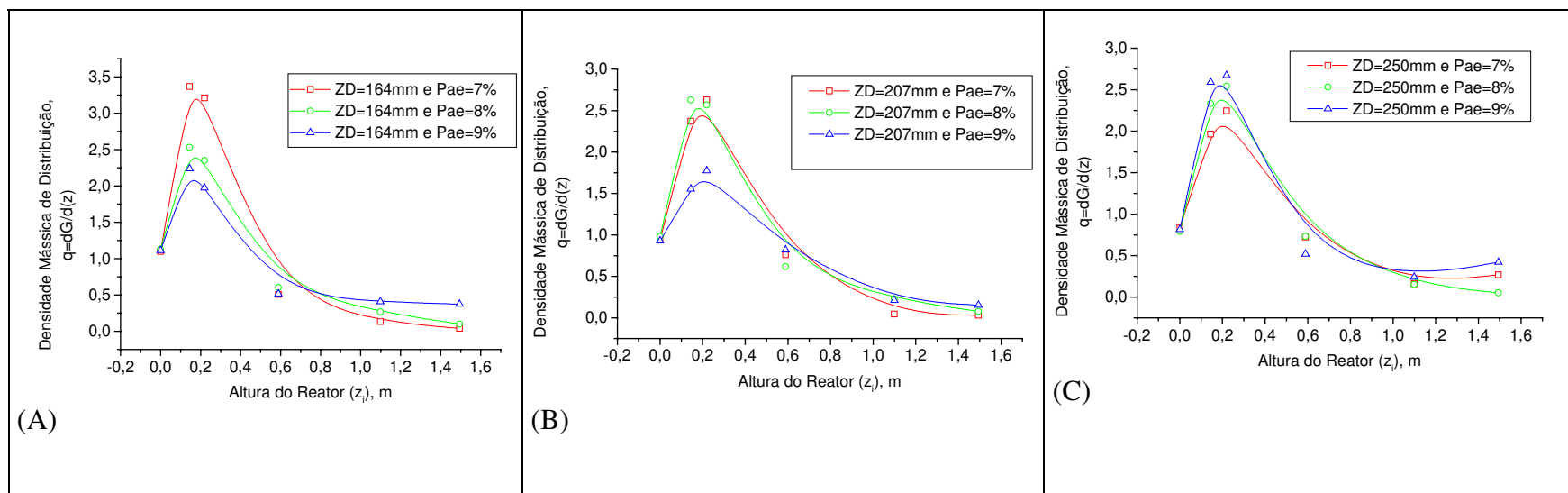


FIGURA 4.34. PERFIS DE DENSIDADE MÁSSICA DE DISTRIBUIÇÃO

Nas Figuras 4.33 (A), (B) e (C), as que trazem a influência da altura da camada de material inerte na concentração de sólidos para cada valor constante da proporção ar real injetado/ar estequiométrico, podemos observar que a concentração de sólidos é maior quanto maior é a altura de inerte no leito, sendo mais significativa a diferença na medida que aumenta a vazão de ar em relação ao estequiométrico. Para as maiores proporções de ar e menores alturas de inerte podemos encontrar os menores valores da concentração. Este fato está relacionado com a maior resistência à expansão do leito que oferece a camada de material na medida que esta é maior, ou menor for a proporção de ar.

O aumento da proporção de ar em relação ao estequiométrico produz uma maior expansão do leito de sólidos e, com isto, se produz uma diminuição da concentração destes no leito (Figura 4.33 D, E, F). Esse comportamento é mais significativo para menores alturas da camada de inertes. Para alturas maiores de 164 mm verificou-se que a influência da proporção de ar em relação ao estequiométrico é praticamente desprezível.

Na Figura 4.34 A, B e C, mostra-se o comportamento dos perfis de densidade de distribuição das concentrações de sólidos anteriormente discutidas. As características das distribuições são as seguintes:

1. O máximo encontrado nas curvas de densidade mássica de distribuição em cada um dos ensaios realizados esteve em torno de 200 mm de altura do reator, o que indica que, operando-se o reator nos valores das variáveis estudadas, ao redor deste valor de altura estarão os maiores valores de concentração de sólidos;
2. Para todos os casos estudados observa-se que o ponto correspondente ao máximo valor de densidade mássica de distribuição desloca-se no sentido dos menores valores mais prováveis de altura do reator, com o aumento da proporção de ar em relação ao estequiométrico. Isto se deve à possibilidade de haver uma maior expansão do leito de sólidos;
3. A faixa de variação dos valores discretos de densidade mássica de distribuição da concentração de sólidos aumenta, de um perfil para outro dentro da mesma altura de leito de sólidos, quando a variável altura diminui;
4. As variações verificadas nas distribuições de densidade mássica estão relacionadas com a massa de inertes inicialmente colocada no reator e o grau de expansão desta camada.

#### 4.4.4.4. Perfis de porosidade

O estudo do efeito das variáveis estudadas, altura da camada de inertes e proporção de ar em relação ao estequiométrico, é apresentada através das curvas que representam o perfil de porosidade ao longo da altura do reator. Para todos os casos o valor da porosidade no topo do freeboard é praticamente constante e igual a 1.

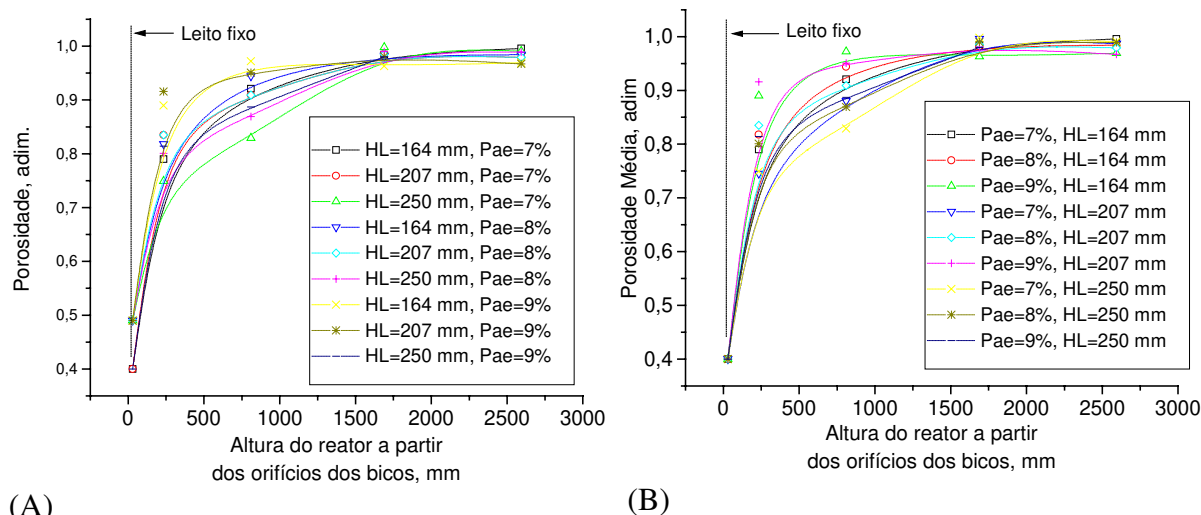


FIGURA 4.35. PERFIS DE POROSIDADE AO LONGO DA ALTURA DO REATOR

O comportamento da variável porosidade vista através dos perfis de porosidade (Figura 4.35 A e B) apresenta um comportamento similar a variável concentração, dada a sua estreita relação. As maiores porosidades ao longo da altura do reator verificam-se para as menores alturas de leito de inerte e as maiores proporções de ar em relação ao estequiométrico.

A tendência das curvas permite verificar como a porosidade vai aumentando desde a base da coluna até o topo, sendo seu comportamento similar em todos os casos, porém com valores pontuais deste parâmetro diferentes dependendo da altura inicial de inerte e da vazão de ar injetada. À mesma altura do reator a porosidade terá seu máximo valor para a menor altura da camada de sólidos e a máxima velocidade superficial do gás, visto que a concentração de sólidos nesta condição é a menor (veja Figura 4.33 D). À máxima velocidade superficial do gás existe a maior capacidade de transporte dos sólidos para a região acima da fase de emulsão ou fase densa.

Uma outra observação importante a ser realizada nos gráficos da Figura 4.35 (A) e (B) é que até a altura do reator de, aproximadamente, 250 mm existe uma maior taxa de variação da porosidade, embora seus valores sejam os menores pois esta região é a região de emulsão. Nesta região, o grau de diluição do leito é altamente influenciado pelas condições de operação. A partir de 250 mm de altura da coluna a taxa de variação da fração de vazios diminui, porém se obtém os maiores valores, os quais dependem das condições das variáveis, massa inicial de sólidos e velocidade superficial da fase gasosa.

A variável temperatura média do leito, parâmetro que caracteriza a operação dos reatores de leito fluidizado, influencia a velocidade superficial da fase gasosa. Para maiores temperaturas as velocidades são também maiores, diminuindo-se a concentração de sólidos no leito pelo fato de haver uma maior capacidade de transporte dos sólidos. Nesta condição, a fração de vazios no leito será maior, tornando-o mais diluído. Este fato foi comprovado neste trabalho e pode ser verificado na Figura 4.35 A e Figura 4.35 B, verificando-se para cada perfil de porosidade (condição experimental indicada) os perfis de temperatura média ao longo da altura do reator.

## **4.5. Resultados acerca das características dos finos de carvão vegetal**

### **4.5.1. Introdução**

Os finos de carvão vegetal de biomassa ou carvão primário, conhecidos na literatura inglesa como “charcoal”, produzidos durante a pirólise rápida de capim elefante (*Pennisetum purpureum* K. Schumacher), foram caracterizados do ponto de vista físico-químico, e da distribuição granulométrica. Estas propriedades são de especial interesse pelo fato que este material representa um potencial energético para o próprio processo de pirólise, além de outros processos correlatos.

Como energético, devem ser conhecidas suas principais propriedades físico-químicas e térmicas, a partir das quais, é possível simular a sua combustão. Dados cinéticos, que podem ser obtidos a partir de análises térmicas realizadas, ATG e DTG, são muito valiosos nestes casos, visando-se a obtenção posterior de modelos cinéticos incorporados aos modelos matemáticos de simulação.

No atual estado de desenvolvimento dos sistemas de separação de finos de carvão primário obtidos a partir de processos de pirólise rápida em leito fluidizado, a sua caracterização em tamanhos de partículas através da obtenção das curvas de distribuição das partículas, é de extrema importância. A partir de estudos deste tipo é possível verificar a eficiência de partes e componentes da planta e fazer posteriores reformulações, que por ventura, viessem a serem necessárias.

Este aspecto da eficiência de separação dos finos de carvão vegetal nas plantas de pirólise rápida que atualmente se encontram operando em diferentes países do mundo para a produção de bio-óleo, tem levado à realização de uma intensa pesquisa e à publicação de numerosos trabalhos. Trabalha-se sob as seguintes hipóteses: aumentar o tempo de residência dos sólidos dentro do reator, visando-se aumentar o volume de gases orgânicos devido à devolatilização das partículas de biomassa; aquecimento rápido das partículas de biomassa, otimizando-se o tempo para a sua completa devolatilização; aumento da eficiência de separação das partículas de carvão desde a fase gasosa e no próprio líquido da pirólise, entre outros assuntos co-relacionados.

O estudo dos fenômenos físicos e químicos associados com a pirólise rápida, junto à caracterização das partículas de carvão elutriadas do reator, pode levar a uma melhor condução operacional do processo. O teor de voláteis no material carbonáceo elutriado é uma medida do aquecimento da partícula. Um rápido aquecimento das partículas de biomassa deve propiciar um maior rendimento em voláteis, dada a diminuição do tempo de residência dos produtos gasosos da decomposição primária do material dentro da própria partícula, evitando-se a formação de reações secundárias em nível da partícula e possíveis re-combinações.

Estudando-se o comportamento do reator sob determinadas condições controladas de operação, baseado na obtenção e caracterização dos subprodutos, é possível realizar o levantamento de dados que possam subsidiar na modelagem e dimensionamento de reatores de leito fluidizado, além de outras partes componentes de uma planta de pirólise rápida baseada nesta tecnologia. Esta etapa inicial, baseada na caracterização dos finos de carvão vegetal primário, e que é o conteúdo essencial deste trabalho de tese, resulta importante na avaliação, caracterização operacional e otimização posterior do processo.



#### 4.5.2. Modelos matemáticos empíricos para estudos do comportamento das características dos finos de carvão vegetal primário

Um modelo matemático empírico-MME é uma equação matemática que descreve o comportamento do sistema com base na evidência experimental. A obtenção do modelo parte da elaboração de um planejamento experimental. No caso do estudo do comportamento das características dos finos de carvão vegetal primário, objetivo desta tese, a matriz dos experimentos na sua forma codificada, assim como os valores determinados para as respostas identificadas, mostram-se a seguir:

<i>Paec</i>	<i>HLc</i>	<i>V</i>	<i>Cz</i>	<i>CF</i>	<i>C</i>	<i>H</i>	<i>N</i>	<i>O</i>	<i>PCS</i>	$\bar{d}_p A$	$\bar{d}_p B$	<i>RSLCA</i>	<i>RSLCB</i>
-1	-1	27,4	26,8	45,8	82,6	2,5	1,35	13,8	22,4	0,1	0,06	4,09	5,47
-1	-1	22,2	29,3	48,5	81,0	3,14	1,75	15,9	21,9	0,1	0,07	3,18	6,51
-1	-1	24,3	28,3	47,4	87,8				21,9	0,12	0,07	3,15	6,4
+1	-1	7,0	43,4	49,6	90,0		1,76	8,5	21,7	0,1	0,07	2,13	9,53
+1	-1	6,3	42,7	51	86,7	2,14		9,3	22,4	0,1	0,07	3,88	7,23
+1	-1									0,1	0,07	3,48	7,28
-1	+1	13,4	38,2	48,4	86,6	3,54	2,47	7,3	17,5	0,07	0,06	4,91	3,19
-1	+1				84,6	3,19	2,36	9,9				5,05	2,99
-1	+1				87,7	3,64	1,83	6,9				5,06	3,35
+1	+1	9,1	45,8	54,9					16,2	0,1	0,07	2,29	6,34
+1	+1	8,6	41,7	49,7	81,8	2,52	2,32	13,3	17,3	0,1		2,67	7,22
+1	+1				79,2	2,09	2,61	16,1		0,1		2,41	6,98
0	0				89,2	2,47	2,51	5,85		0,1	0,07	2,26	12,5
0	0	9,0	42,2	49,7	92,4	2,39	2,39	2,85	17,3			2,12	12,6

As principais propriedades dos finos de carvão vegetal primário que foram determinadas e que constituem as respostas do planejamento experimental são as seguintes:

1. Parâmetros obtidos pela análise imediata (voláteis, cinzas e carbono fixo), base seca;
2. Poder Calorífico Superior, base seca;
3. Parâmetros obtidos pela análise elementar (Carbono, Hidrogênio, Nitrogênio e Oxigênio), base seca;
4. Diâmetro médio do conglomerado de partículas ;
5. Rendimento em finos de carvão vegetal primário referido à sua base seca e livre de cinzas (Ponto (A) e Ponto (B), Figura 3.9 página 107). Este parâmetro foi estimado a partir do

conhecimento da vazão mássica dos finos nestes pontos de coleta, e dos resultados da análise imediata (umidade e cinza).

Outros modelos foram considerados nesta análise, como é o modelo matemático para a quantidade de finos elutriados e para o comportamento da temperatura média do leito.

4.5.2.1. *Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do teor de voláteis no carvão (ponto (A) de amostragem)*

$$V = 12,8 - 5,58Paec - 2,44HLc + 3,49PaecHLc \quad (4.17)$$

TABELA 4.13 ANOVA PARA O TEOR DE VOLÁTEIS NOS FINOS DE CARVÃO

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	231,14	1	231,14	80,00	0,00029
<i>HLc</i>	44,24	1	44,24	15,32	0,011
<i>PaecHLc</i>	91,77	1	91,77	31,79	0,0024
Falta de ajuste	16,44	1	16,44	5,69	0,0626
Erro puro	14,43	5	2,89		
Total	572,4	9			

$$R^2 = 95\%$$

Segundo o modelo matemático ajustado para o teor de voláteis, existe um efeito significativo dos fatores independentes e sua interação. A superfície de resposta gerada através do modelo ajustado (Figura 4.36) indica que é possível obter finos de carvão com baixo teor de voláteis (9%) se a altura do leito fixo de inerte *HLc* e a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico *Paec* são trabalhados no nível superior do planejamento experimental. O resultado anterior pode ser explicado da forma seguinte: uma maior altura do leito fixo de inerte aumenta a zona de alta concentração de partículas de inerte, o que possibilita que as partículas de biomassa e carvão vegetal permaneçam maior tempo dentro do leito provocando uma devolatilização mais intensa do material carbonáceo.

Por outro lado, um aumento de *Paec* favorece o aumento da temperatura média do leito, propiciando melhores condições para uma maior e mais rápida volatilização da biomassa vegetal, devido ao rápido aquecimento da partícula.

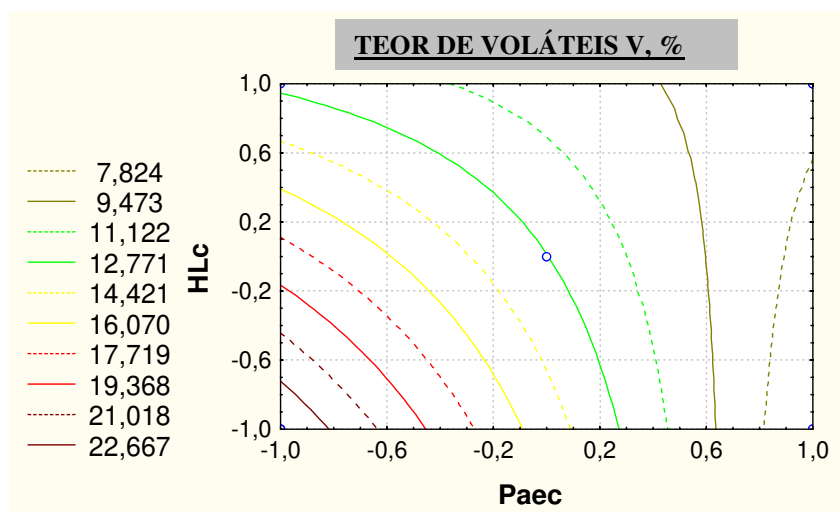


FIGURA 4.36. COMPORTAMENTO DO TEOR DE VOLÁTEIS NOS FINOS DE CARVÃO

4.5.2.2. Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do teor de cinzas no carvão (ponto A de amostragem)

$$Cz = 39,33 + 5,69Paec + 3,44HLc - 1,83PaecHLc \quad (4.18)$$

TABELA 4.14. ANOVA PARA O TEOR DE CINZAS NOS FINOS DE CARVÃO

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	240,58	1	240,58	240,58	0,0052
<i>HLc</i>	88,14	1	88,14	8,17	0,035
<i>PaecHLc</i>	25,13	1	25,13	2,33	0,187
Falta de ajuste	9,33	1	9,33	0,86	0,395
Erro puro	53,95	5	10,79		
Total	616,17	9			

$$R^2 = 90\%$$

O modelo matemático ajustado para as cinzas indica que quando *HLc* e *Paec* são colocados no nível superior (+1), os finos de carvão apresentam o maior teor de cinzas (44%). As menores porcentagem de cinzas podem ser obtidos quando *HLc* e *Paec* são fixados no nível

inferior (-1,-1). O comportamento anterior pode ser verificado se observamos a superfície de resposta gerada pelo modelo (Figura. 4.37). Até agora, um carvão com baixo % de voláteis terá um maior % de cinzas. É sensato pensar que, se as cinzas não são consumidas durante a termoconversão, uma diminuição dos componentes restantes durante o processo, acrescentará o teor de cinzas dos finos de carvão obtidos. Por outro lado, altas temperaturas combinadas com altos tempos de residências, podem provocar a queima de parte do carbono fixo presente no carvão, contribuindo também ao aumento do teor de cinzas nos finos de carvão.

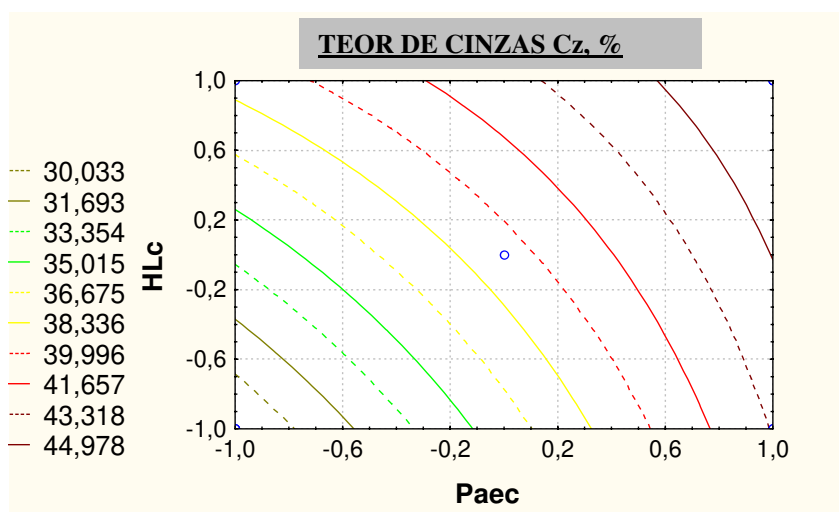


FIGURA. 4.37. COMPORTAMENTO DO TEOR DE CINZAS NOS FINOS DE CARVÃO

4.5.2.3. *Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do teor de Carbono Fixo (CF) no carvão (ponto A de amostragem)*

$$CF = 48,69 + 0,77Paec - 0,55PaecHLC \quad (4.19)$$

TABELA 4.15. ANOVA PARA O TEOR DE CARBONO FIXO NOS FINOS DE CARVÃO VEGETAL

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	4,76	1	4,76	28,68	0,003
<i>HLc</i>	0,086	1	0,086	0,52	0,5
<i>PaecHLc</i>	2,39	1	2,39	14,39	0,012
Falta de ajuste	0,017	1	0,017	6,5	0,051
Erro puro	1,08	5	0,165		
Total	9,14	9			

$$R^2 = 79\%$$

O comportamento do teor de carbono fixo nos finos de carvão revelou apenas pequenas mudanças em relação às variações de *Paec* e da interação *PaecHLc*, não sendo estatisticamente significativa em relação às variações do fator independente *HLc* (teste de significância estatística com 95% de probabilidade).

É possível, segundo a superfície de resposta (Figura 4.38), aumentar o teor de carbono fixo nos finos de carvão trabalhando o reator na região experimental onde se verificam os menores valores de altura do leito *HLc* (164 mm) e os maiores valores da porcentagem de ar em relação ao estequiométrico *Paec* (9%), precisamente na mesma região onde foi verificada a mais intensa volatilização da biomassa.

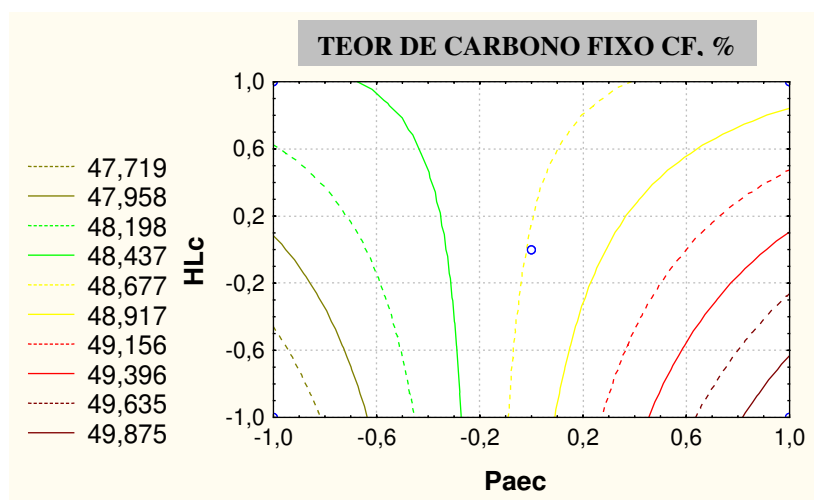


FIGURA 4.38. COMPORTAMENTO DO TEOR DE CARBONO FIXO NOS FINOS DE CARVÃO

4.5.2.4. Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do Poder Calorífico Superior do carvão vegetal (ponto A de amostragem).

$$PCS = 19,22 - 2,62HLC \quad (4.20)$$

TABELA 4.16. ANOVA PARA O PODER CALORÍFICO SUPERIOR DOS FINOS DE CARVÃO

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	0,36	1	0,36	240,58	0,0052
<i>HLC</i>	51,15	1	51,15	8,17	0,035
<i>PaecHLC</i>	0,23	1	0,23	2,33	0,187
Falta de ajuste	4,25	1	4,25	0,86	0,395
Erro puro	1,9	5	0,38		
Total	72,76	9			

$$R^2 = 91\%$$

O comportamento do Poder Calorífico Superior *PCS* (Figura. 4.39) reflete uma dependência única da altura do leito de inertes. O *PCS* experimenta um aumento quando a altura do leito estático corresponde ao nível inferior (164 mm), o que está relacionado diretamente com a mesma análise realizada para o carbono fixo. A não significação de *Paec* no *PCS* e sua pouca influência no carbono fixo pode estar associada, também, com os níveis nos quais este fator foi estudado.

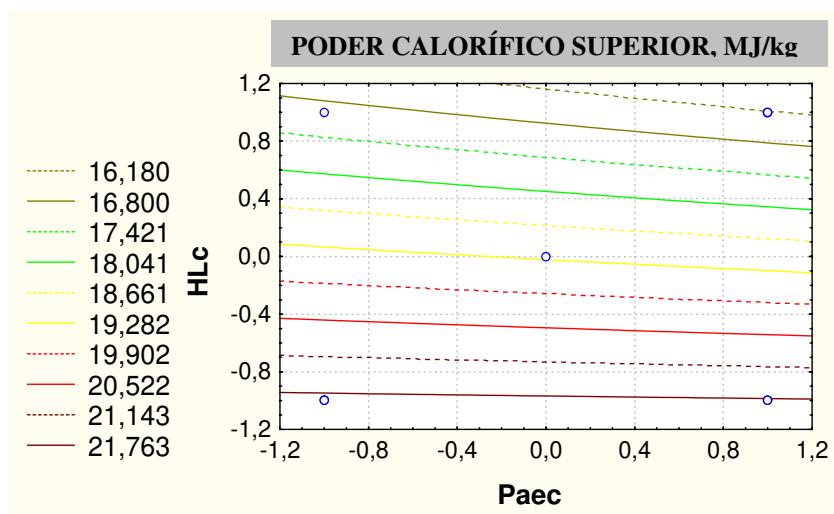


FIGURA. 4.39. COMPORTAMENTO DO PODER CALORÍFICO SUPERIOR DOS FINOS DE CARVÃO

4.5.2.5. *Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Carbono Elementar (C) no carvão vegetal (ponto A de amostragem)*

$$C = 89,7 + 2,42Paec - 3,06(Paec)^2 - 1,53HLc - 1,9PaecHLc \quad (4.21)$$

TABELA 4.17. **ANOVA** PARA A PORCENTAGEM DE CARBONO ELEMENTAR NOS FINOS DE CARVÃO

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	62,82	1	62,82	17,83	0,0022
$(Paec)^2$	35,06		35,06	9,95	0,0116
<i>HLc</i>	25,07	1	25,07	7,12	0,257
$(HLc)^2$	0,49		0,49	0,14	0,716
<i>PaecHLc</i>	22,44	1	22,44	6,37	0,032
Falta de ajuste	33,25	3	11,08	3,15	0,79
Erro puro	31,7	9	3,52		
Total	215,18	17			

$$R^2 = 70\%$$

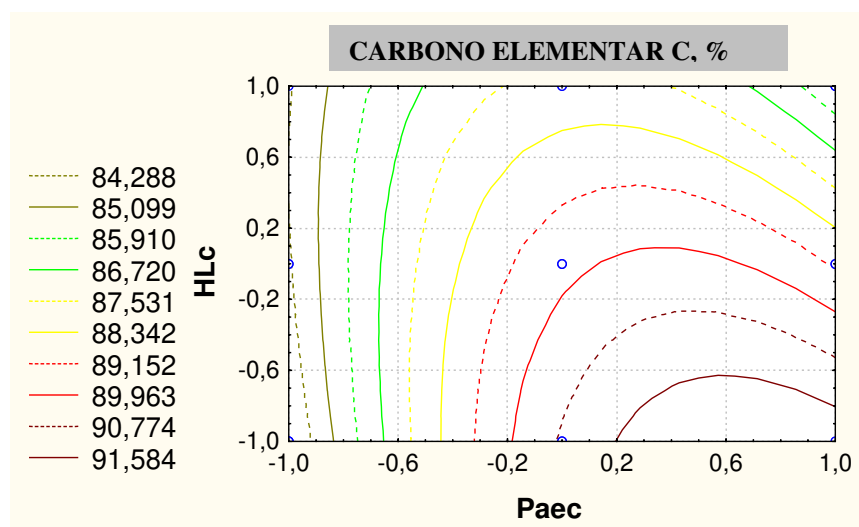


FIGURA 4.40. COMPORTAMENTO DA PORCENTAGEM DE CARBONO ELEMENTAR NOS FINOS DE CARVÃO

O primeiro modelo fatorial obtido da análise do carbono elementar nos finos de carvão indicara a existência de curvatura e a necessidade de considerá-la. Os novos experimentos correspondentes aos pontos estrelas são apresentados na seguinte matriz.

$$\begin{bmatrix} Paec & HLc \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C \\ -1 & 0 & 81,68 \\ +1 & 0 & 91,69 \\ 0 & -1 & 90,74 \\ 0 & +1 & 87,03 \\ -1 & 0 & 82,07 \\ +1 & 0 & 91,06 \\ 0 & -1 & 90,94 \\ 0 & +1 & 88,09 \end{bmatrix} \quad (4.22)$$

O modelo de segunda ordem assim como a superfície de resposta gerada, evidenciam um comportamento em forma de “telha”, indicando que a altura do leito fixo de inerte e a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico encontram-se relacionados com uma terceira variável, que segundo nossa consideração pode ser a massa de sólidos que fica no volumem do leito, correspondente à mesma altura do leito fixo  $HL$ . Experimentalmente a massa de sólidos pode ser determinada a partir das medidas de queda de pressão entre os pontos de interesse.

Matematicamente a expressão que relaciona a massa de sólidos com a altura do leito fixo de material e a porosidade do leito é a seguinte:

$$m = H(1 - \varepsilon)\rho_p A \quad (4.23)$$

A porosidade do leito é uma função da velocidade superficial do gás a qual se encontra contida no número de Reynolds de partícula, segundo a seguinte expressão:

$$Re = \frac{d_p v_g \rho_g}{\mu_g} \quad (4.24)$$

A porosidade do leito e a velocidade superficial do gás estão relacionadas através da seguinte expressão (**ROSABAL e VALLE, 1989**):

$$\varepsilon = \left( \frac{18 Re + 0,36 Re^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (4.25)$$

A análise anterior relaciona a altura do leito fixo de inerte e a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico com a massa de sólidos que fica no volumem do leito correspondente a uma altura  $HL$  durante a fluidização em regime estacionário.



4.5.2.6. *Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Hidrogênio Elementar (H) no carvão vegetal (ponto A de amostragem)*

$$H = 2,56 - 0,4Paec + 0,425HLc \quad (4.26)$$

TABELA 4.18. **ANOVA** PARA A PORCENTAGEM DE HIDROGÊNIO ELEMENTAR NOS FINOS DE CARVÃO

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	1,28	1	1,28	37,00	0,0017
<i>HLc</i>	1,44	1	1,44	41,73	0,0013
<i>PaecHLc</i>	0,054	1	0,054	1,57	0,265
Falta de ajuste	0,032	1	0,032	0,93	0,377
Erro puro	0,1731	5	0,0346		
Total	2,985	9			

$R^2 = 93\%$

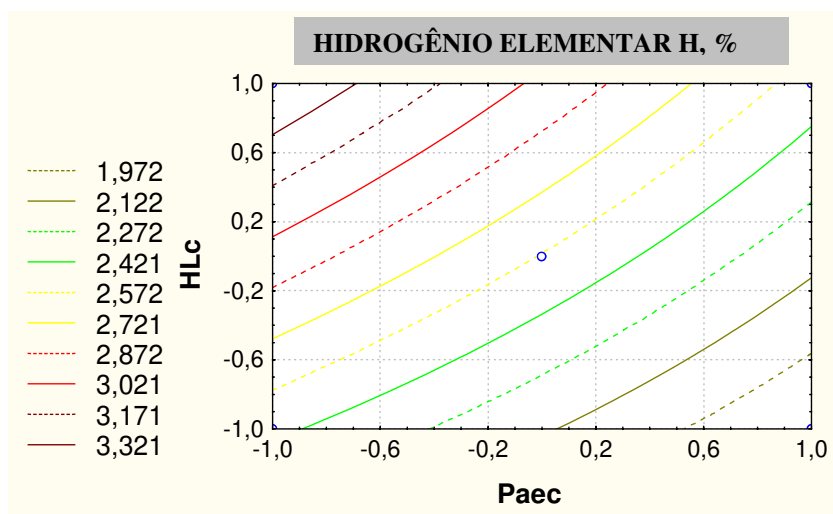


FIGURA. 4.41. COMPORTAMENTO DA PORCENTAGEM DE HIDROGÊNIO ELEMENTAR NOS FINOS DE CARVÃO

Embora as mudanças na porcentagem de hidrogênio no carvão vegetal tenham sido pequenas, o modelo matemático e a superfície de reposta indicam que os maiores valores deste parâmetro são encontrados a maior altura de inerte (250 mm) e a mínima relação de ar (7%),

Figura 4.41. As menores porcentagem correspondem com a mínima altura do leito (164 mm) e o maior valor de  $Paec$ . Esta observação deve estar associada com o fato de que para as maiores velocidades do gás existe uma maior liberação de oxigênio da matriz carbonosa. Pode-se verificar que, o sinal dos coeficientes do modelo matemático explica, por si só, o comportamento da variável estudada.

4.5.2.7. *Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Nitrogênio Elementar (N) no carvão (ponto A de amostragem).*

$$N = 2,032 \quad (4.27)$$

Neste caso não houve influência significativa dos fatores independentes.

4.5.2.8. *Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de Oxigênio Elementar (O) no carvão (ponto A de amostragem).*

$$O = 4,89 - 1,768Paec + 3,77(Paec)^2 + 1,82PaecHLc \quad (4.28)$$

TABELA 4.19. **ANOVA** PARA A PORCENTAGEM DE OXIGÊNIO ELEMENTAR NO CARVÃO

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
$Paec$	33,33	1	33,33	9,24	0,014
$(Paec)^2$	53,23	1	53,23	14,75	0,0039
$HLc$	5,01	1	5,01	1,39	0,268
$(HLc)^2$	3,39	1	3,39	0,94	0,357
$PaecHLc$	20,72	1	20,72	5,74	0,04
Falta de ajuste	51,19	3	17,07	4,73	0,03
Erro puro	32,47	9	3,6		
Total	224,48	17			

$$R^2 = 63\%$$

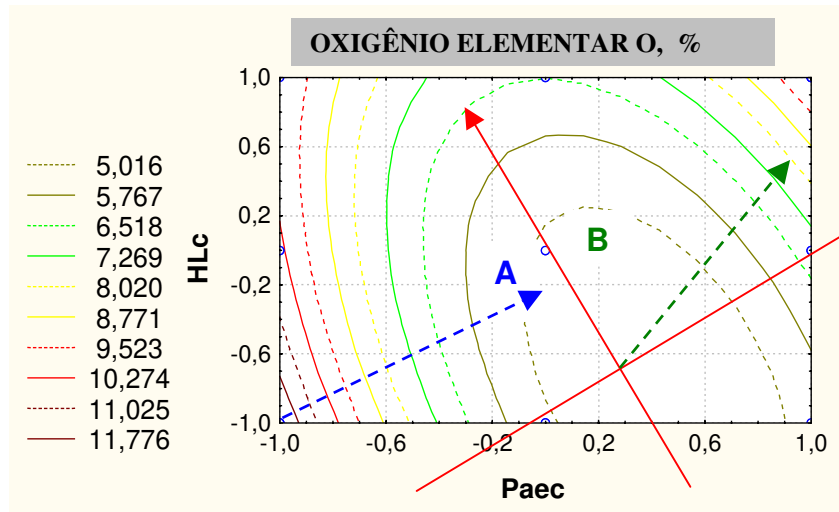


FIGURA 4.42. COMPORTAMENTO DO OXIGÊNIO ELEMENTAR NOS FINOS DE CARVÃO

Primeiramente apresentaremos os novos pontos experimentais do planejamento que foram necessários considerar para estimar os coeficientes de segunda ordem do modelo matemático. Estes pontos são os chamados pontos estrelas ou axiais, os quais mostram-se a seguir (veja que, na matriz, aparecem replicados os experimentos):

$Paec$	$HLC$	$RSLCA$	$RSLCB$
-1	0	2,47	5,83
+1	0	1,64	9,3
-1	0	2,4	6,16
+1	0	1,36	8,82
-1	0	2,54	5,72
+1	0	1,5	9,07
0	-1	2,59	8,77
0	+1	5,06	8,2
0	-1	3,35	8,69
0	+1	4,88	8,33
0	-1	2,2	9,2
0	+1	5,15	8,86

(4.29)

O processo de pirólise é um processo de concentração do carbono e liberação de oxigênio. A superfície de resposta que descreve o comportamento da porcentagem de oxigênio elementar nos finos de carvão em função de  $HLC$  e  $Paec$  (Figura.4.42), mostra uma tendência similar àquela encontrada para a porcentagem de carbono elementar. Neste caso a superfície

corresponde com uma “telha” inclinada invertida. Na Figura. 4.42 os eixos vermelhos foram colocados para definir o ponto de simetria da “telha” onde, o lado esquerdo, foi identificado com a letra **A**, e o lado direito, com a letra **B**. O ponto de interseção dos eixos vermelhos indica a mínima porcentagem de oxigênio elementar.

A forma geométrica da superfície de resposta se deve à interação entre os perfis de temperatura no leito e o tempo de residência do material carbonáceo no leito de inerte. Se, *HLC* e *Paec* são variados de níveis, de forma paralela e conjunta são variados também o tempo de residência das partículas de biomassa e os perfis de temperatura no leito, provocando efeitos opostos na liberação de oxigênio do material carbonáceo. Quando o mecanismo de liberação de oxigênio na biomassa dentro do leito durante a sua volatilização é controlado pelo efeito da temperatura média nesta região, a superfície de resposta toma a forma representada pela Figura. 4.42 (lado **A**). Em situações onde o mecanismo de liberação de oxigênio é controlado pelo tempo de residência das partículas no leito, o comportamento corresponde ao lado **B** da Figura.4.42.

Uma análise mais aprofundada pode ser realizada considerando cada lado da “telha” de forma independente. Os detalhes desta abordagem são avaliados a seguir:

Lado **A**:

A análise é feita seguindo a direção dada pela flecha azul, onde ambos fatores (*HLC* e *Paec*) mudam de forma conjunta. A trajetória adotada visa abranger os valores máximos e mínimos da porcentagem elementar de oxigênio no material. O autor associa estas variações ao incremento da temperatura média do leito de inerte pelo efeito do aumento de *Paec*. Embora o tempo de residência das partículas carbonáceas dentro da região do leito deva apresentar uma tendência à diminuição com o incremento de *Paec*, esta diminuição é superada pelo aumento da liberação de oxigênio do material pelo incremento da temperatura média do leito. O incremento da *HLC* embora ajude aumentar os tempos de residência das partículas de biomassa e carvão para as condições que se estudam, a tendência total devido ao efeito de ambos fatores independentes favorece a sua diminuição.

Lado **B**.

Da mesma forma que no lado **A**, a análise é feita considerando que ambos fatores independentes variam segundo a direção indicada pela flecha verde. Um aumento ainda maior de *Paec* conjuntamente com *HLc* dá como resultado uma menor liberação de oxigênio no leito devido, supostamente, ao efeito da diminuição do tempo de residência ser mais significativo que o efeito provocado pelo aumento de temperatura. Nesta situação a porcentagem de oxigênio elementar nos finos de carvão aumenta novamente quando a *Paec* e *HLc* são fixados no nível superior. É importante destacar que, o aumento da porcentagem de oxigênio elementar nos finos de carvão no lado **B** é menor que a diminuição encontrada no lado **A** da Figura. 4.42.

#### 4.5.2.9. Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do Rendimento de carvão seco e livre de cinza (ponto A de amostragem)

$$RSLCA = 2,21 - 0,63Paec - 0,56PaecHLc + 1,6(HLc)^2 \quad (4.30)$$

TABELA 4.20. **ANOVA** PARA O RENDIMENTO DE CARVÃO SECO E LIVRE DE CINZAS RSLCA (PONTO A DE AMOSTRAGEM)

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	7,33	1	7,33	41,9	0,0000
$(Paec)^2$	0,46	1	0,46	2,63	0,1200
<i>HLc</i>	4,94	1	4,94	28,2	0,0000
$(HLc)^2$	15,54	1	15,54	88,82	0,0000
<i>PaecHLc</i>	3,76	1	3,76	21,50	0,0002
Falta de ajuste	3,89	3	1,29	7,41	0,0019
Erro puro	3,149	18	0,17		
Total	39,08	26			

$$R^2 = 82\%$$

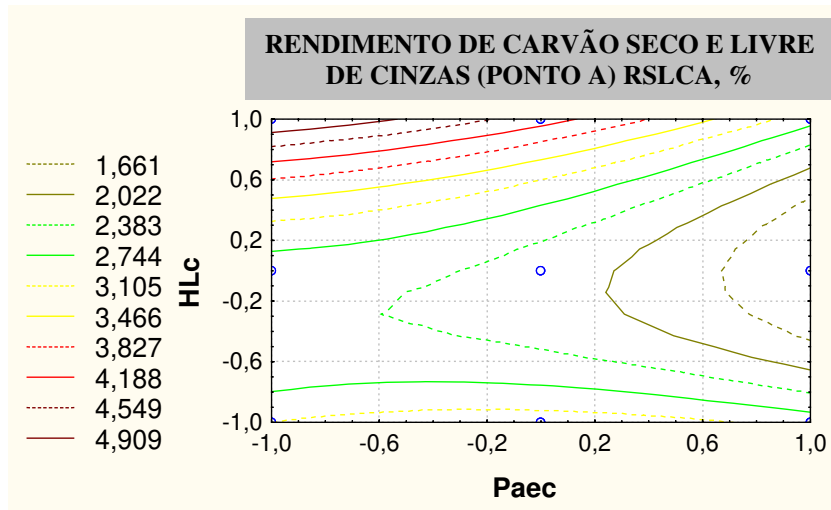


FIGURA. 4.43. COMPORTAMENTO DO RENDIMENTO DO CARVÃO SECO E LIVRE DE CINZAS (PONTO A DE AMOSTRAGEM)

O ponto **A** corresponde com a primeira bateria de ciclones. O modelo ajustado e a sua superfície de resposta, dada na Figura. 4.43, destacam que os maiores rendimentos de separação de carvão são alcançados quando se trabalha com  $Paec$  ao redor do nível inferior e  $HLc$  no nível superior. O anterior é equivalente à operação do reator com as menores vazões de ar e as menores temperaturas, situação que favorece a separação das partículas na primeira bateria de ciclone já que chegam com menor velocidade e a distribuição de tamanhos é favorecida pelos maiores diâmetros.

Lembrando, que o modelo de núcleo sem reagir é considerado nas maiorias de trabalhos de modelação nestes sistemas, podemos inferir que o grau de conversão das partículas no leito depende da temperatura.

#### 4.5.2.10. Modelo matemático codificado que descreve o comportamento do Rendimento de carvão seco e livre de cinza (ponto B de amostragem)

$$RSLCB = 11,27 + 1,45Paec - 3,32(Paec)^2 - 0,757HLc + 0,445PaecHLc - 2,13(HLc)^2 \quad (4.31)$$

TABELA 4.21. **ANOVA** PARA O RENDIMENTO DE CARVÃO SECO E LIVRE DE CINZA (PONTO B)

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	37,99	1	37,99	115,35	0,000
$(Paec)^2$	66,28	1	66,28	201,29	0,000
<i>HLc</i>	10,30	1	10,30	31,29	0,000026
$(HLc)^2$	27,28	1	27,28	82,83	0,0000
<i>PaecHLc</i>	2,38	1	2,38	7,24	0,014
Falta de ajuste	8,53	3	2,84	8,63	0,00092
Erro puro	5,93	18	0,329		
Total	158,7	26			

$R^2 = 91\%$

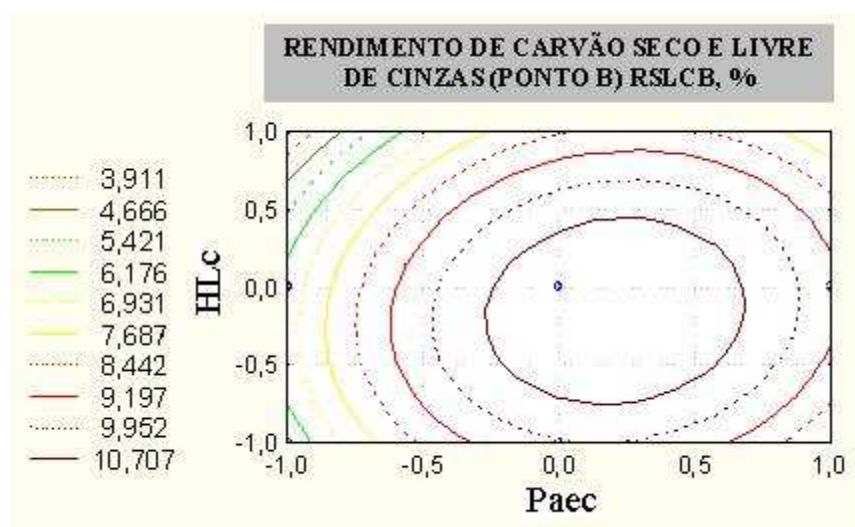


FIGURA 4.44. COMPORTAMENTO DO RENDIMENTO DOS FINOS DE CARVÃO SECO E LIVRE DE CINZAS NO PONTO B DE AMOSTRAGEM (GRÁFICO DE CONTORNO)

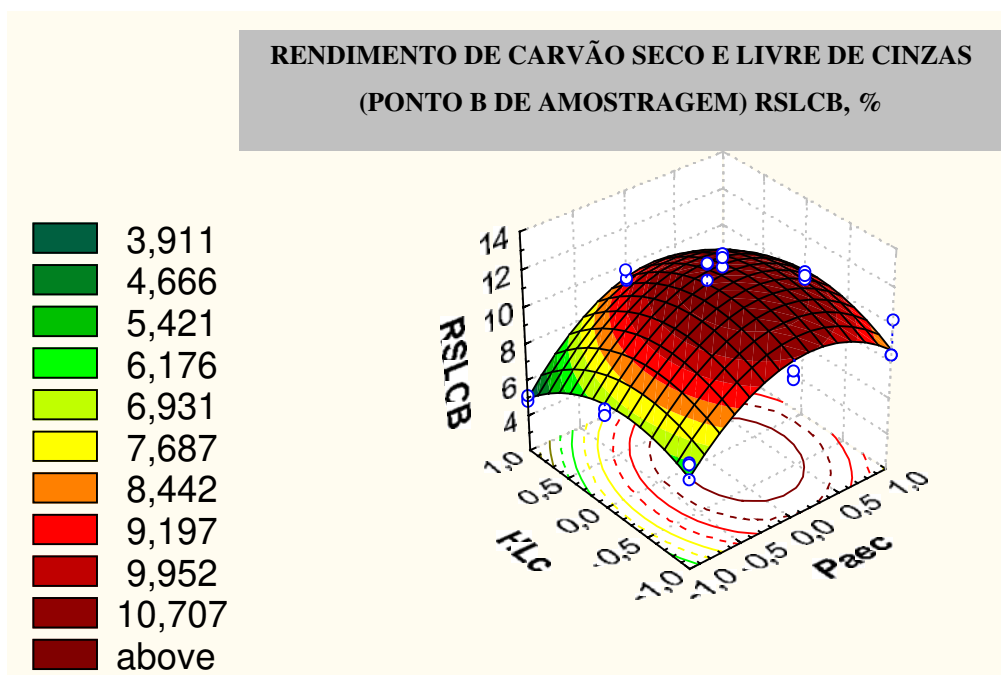


FIGURA 4.45. COMPORTAMENTO DO RENDIMENTO DOS FINOS DE CARVÃO SECO E LIVRE DE CINZAS NO PONTO B DE AMOSTRAGEM (GRÁFICO DE SUPERFÍCIE)

Para o ponto **B** de amostragem, correspondente à segunda bateria de ciclones (1 ciclone). Observa-se, segundo a superfície de resposta, Figura 4.44 e Figura 4.45, que o rendimento de carvão seco e livre de cinzas que é separado apresenta um ponto ótimo bem definido. O valor de máximo rendimento segundo o modelo matemático corresponde com 11% base seca e livre de cinzas. Este valor é obtido quando a altura do leito estacionário e a porcentagem de ar em relação ao estequiométrico tomam os valores de 200mm e 8,2% respectivamente. O aumento da velocidade superficial do gás incrementa a temperatura e diminui o tamanho das partículas de carvão, as quais, como não são separadas na primeira bateria de ciclones, continuam para a segunda bateria, que embora sendo um ciclone de menor tamanho tem maior eficiência de separação dos finos de carvão. O anterior se favorece até que *Paec* e *HLc* tomam valores ao redor do ponto central, onde foi localizada a máxima separação de sólidos. Acima do ponto central, a diminuição pode ser devido à existência de flutuações de pressão no leito provocadas pelas altas temperaturas, fato que provoca o arraste de grande parte do carvão que, finalmente, é elutriado do reator.



4.5.2.11. *Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da porcentagem de finos de carvão elutriados do reator-PFE (base seca e livre de cinzas)*

$$PFE = 13,724 + 0,811Paec - 3,748(Paec)^2 - 0,229HLc - 0,669(HLc)^2 \quad (4.32)$$

TABELA 4.22. **ANOVA** PARA A PORCENTAGEM DE FINOS DE CARVÃO ELUTRIADOS DO REATOR (BASE SECO E LIVRE DE CINZAS, PONTO A E B DE AMOSTRAGEM)

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	11,84	1	11,84	93,17	0,00
$(Paec)^2$	84,27	1	84,27	663,06	0,00
<i>HLc</i>	0,95	1	0,95	7,45	0,01
$(HLc)^2$	2,69	1	2,69	21,15	0,00
<i>PaecHLc</i>	0,14	1	0,14	1,12	0,30
Falta de ajuste	20,14	3	6,71	52,82	0,00
Erro puro	2,29	18	0,13		
Total	122,32	26			

$$R^2 = 82\%$$

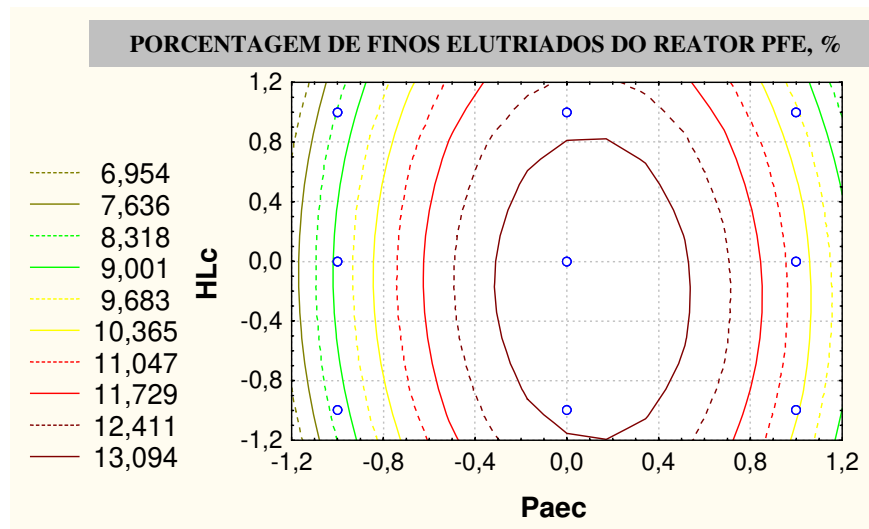


FIGURA 4.46. COMPORTAMENTO DA TAXA DE FINOS DE CARVÃO ELUTRIADOS DO REATOR (BASE SECA E LIVRE DE CINZAS). GRÁFICO DE CONTORNO

O comportamento da taxa de finos de carvão vegetal primário elutriados do reator é mostrada na Figura 4.46. Verifica-se que esta variável experimentou um comportamento similar àquele encontrado para o rendimento no ponto B de amostragem. Usa-se o termo de finos elutriados para identificar todas as partículas carbonáceas que são arrastadas e elutriadas do reator, algumas delas separadas logo na primeira bateria de ciclones, e as outras, na segunda bateria.

De acordo com o modelo matemático ajustado, com 82% de coeficiente de determinação, a taxa máxima de elutriação corresponde a 13,81%, quando as variáveis *Paec* e *HLc* tomam valores de 8,1% e 196 mm respectivamente. Observa-se que embora, a variável razão de ar atual ao ar estequiométrico *Paec* e a altura inicial estática do leito *HLc* têm um efeito significativo sobre a quantidade de finos elutriados, é a primeira das duas a que maior influência exerce sobre a taxa de elutriação, sendo considerado o fator controlador. Evidentemente, para as maiores velocidades superficiais do gás verificam-se as maiores temperaturas médias do leito, considerando-se a mesma altura inicial estática do leito de inertes, o que deve trazer consigo uma maior taxa de decomposição das partículas de biomassa.

Para velocidades maiores que aquela que corresponde ao valor ótimo, e caminhando na direção do lado direito do gráfico de contorno, Figura 4.46, observa-se que a taxa de elutriação diminui, o que induz a pensar que existe uma maior conversão da partícula e, portanto, menor quantidade de finos elutriados.

Já tinha sido verificado por outros autores (**GAREA, 1990**) que a relação entre o tempo de residência das partículas de carvão e a velocidade superficial do gás cumpre uma relação exponencial decrescente. Porém, duas regiões são definidas numa curva tempo de residência versus velocidade superficial do gás: uma primeira região de baixas velocidades, onde um aumento deste parâmetro implica numa variação significativa do tempo de residência das partículas no leito e no reator e, uma segunda região, onde a variação do tempo de residência dos finos não se mostra significativa com o aumento da velocidade superficial do gás. De acordo com este fato, podemos pensar que, um aumento da velocidade a partir do ponto onde se verifica a maior taxa de finos elutriados, leve a um aumento da temperatura da partícula, e com isto, a um aumento da taxa de conversão da mesma durante seu transporte ao

longo da altura do reator. Conseqüentemente, a taxa de finos elutriados, medida em relação à vazão mássica de biomassa alimentada, seja menor.

Uma análise mais detalhada sobre este fenômeno nos induz a pensar que, para as maiores velocidades, pode existir o controle da taxa de elutriação pelo efeito da diminuição do tempo de residência com o aumento da velocidade superficial sobre o aumento da temperatura da partícula, só a partir de um dado valor da velocidade, o que geralmente ocorre durante a operação do reator com amplas faixas de velocidade, que não é o caso.

#### 4.5.2.12. Modelo matemático codificado que descreve o comportamento da temperatura média do leito-TML

$$TML = 654,42 + 63Paec - 43,67HLc - 72,25(HLc)^2 \quad (4.33)$$

TABELA 4.23. ANOVA PARA A TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO-TML

Fonte de Variação	Soma Quadrática	Nº de Graus de Liberdade	Média Quadrática.	F	p
<i>Paec</i>	23814,00	1	23814,00	420,25	0,00
$(Paec)^2$	140,17	1	140,17	2,47	0,21
<i>HLc</i>	11440,67	1	11440,67	201,89	0,00
$(HLc)^2$	13920,17	1	13920,17	245,65	0,00
<i>PaecHLc</i>	49,00	1	49,00	0,86	0,42
Falta de ajuste	493,50	3	164,50	2,90	0,20
Erro puro	170,00	3	56,67		
Total	52832,67	11			

$$R^2 = 99\%$$

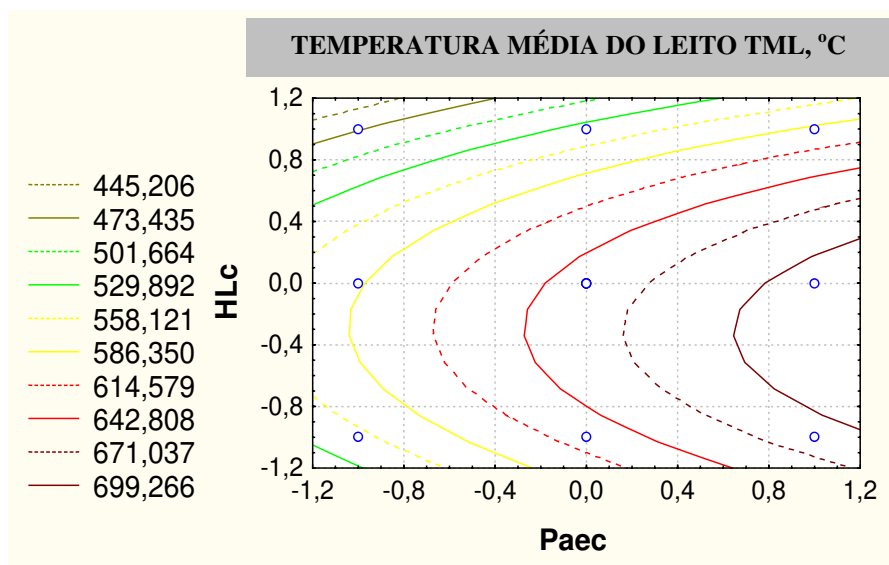


FIGURA 4.47. COMPORTAMENTO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO (GRÁFICO DE CONTORNO)

O modelo matemático obtido para a variável TML, Figura 4.47, mostra que tanto  $Paec$  quanto  $HLC$  exercem uma influência significativa sobre a temperatura média do leito medida experimentalmente. Porém, a temperatura média do leito mostra uma dupla tendência com a altura estática inicial do leito de inertes para um valor constante da razão de ar. Por outro lado, para um valor constante da altura a temperatura média do leito aumenta de forma linear com o aumento da razão de ar.

O sinal negativo nos coeficientes, correspondentes à altura linear e quadrática, indica que existe um aumento da temperatura até o nível central (207 mm) seguido de uma diminuição desde este valor até o nível superior (250 mm), comportamento que corresponde a dupla tendência anteriormente colocada. Este fato pode ser devido a que, para um valor constante de  $Paec$ , com um aumento da altura do leito de inertes  $HLC$  desde o nível inferior até o nível central uma maior taxa de decomposição da biomassa é favorecida pelo aumento do tempo de residência dos sólidos carbonáceos dentro da região densa do leito. Porém, com um aumento ainda maior da altura do leito de inertes desde o nível central até o nível superior, verifica-se uma diminuição da temperatura, devido supostamente, ao aumento da concentração de sólidos na emulsão, sendo que o calor liberado (entalpia de reação) como consequência das

reações de termoconversão é o mesmo, dado que a vazão de biomassa alimentada e a razão de ar ficaram invariáveis.

#### **4.5.3. Propriedades físicas, distribuição de tamanhos e análise térmica das partículas dos finos de carvão vegetal**

O projeto e a análise de desempenho de um equipamento de separação sólido-fluido requerem da caracterização físico-química da fase dispersa, bem como o conhecimento da dinâmica da suspensão. Geralmente, o projeto de equipamentos de separação é feito a partir de resultados experimentais e equações empíricas, de modo que resulta necessário o levantamento da dinâmica e das propriedades das partículas sólidas, para o estudo científico e tecnológico das suspensões diluídas. No caso dos finos de carvão vegetal foi possível realizar só algumas análises relacionadas com as suas características físicas e químicas. Análises do tipo fluidodinâmico não foram feitas.

Na Tabela 4.24 se mostram as principais propriedades físicas e adsorptivas dos finos de carvão vegetal obtidos em alguns dos ensaios de pirólise. A letra R seguida de um número indica a réplica realizada para cada ensaio laboratorial.

Não foram observadas diferenças significativas do parâmetro área superficial para os diferentes carvões ensaiados, segundo os resultados obtidos. Resultados similares foram obtidos por **SHARMA, et al. (2001)**, durante o estudo de carvões obtidos de biomassa via pirólise lenta em atmosfera oxidante.

O processo de devolatilização propicia a formação de pequenos poros na matriz carbonácea do material, os quais deverão logo ser desenvolvidos através de um processo de ativação.

As curvas de distribuição de tamanhos das partículas são mostradas no apêndice G. Consideramos necessário só mostrar algumas destas funções de distribuição, aquelas onde o comportamento da função foi melhor identificado. Na Tabela 4.25 mostramos os resultados dos diâmetros mais prováveis de acordo à análise das funções de distribuição.

TABELA 4.24. RESUMO DAS PRINCIPAIS PROPRIEDADES FÍSICAS RELACIONADAS COM OS FINOS DE CARVÃO VEGETAL \*

<b>Altura Estática Inicial do Leito de Inertes, HL=250mm</b>													
<b>Parâmetros</b>	<b><i>Paec=7%</i></b>					<b><i>Paec=8%</i></b>				<b><i>Paec=9%</i></b>			
	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>	<b>R4</b>	<b>Média</b>	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>	<b>Média</b>	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>	<b>Média</b>
Densidade aparente da partícula, $kg/m^3$	858	815	826	852	838± 0,021	1121	1037	1079	1079±42	889	1024	882	935±21
Densidade real do material, $kg/m^3$	1571	1582	1552	1627	1583 ± ,032	1876	1796	1862	1845±43	1685	1796	1674	1721±20
Área superficial interna total, $m^2/gr$	4,33	8,22	7,56	5,79	6,47±1,76	4,22	4,29	4,52	4,34±0,16	7,62	5,72	6,4	6,48±1,56
Faixa de diâmetro de poros, $A^0$	35,6-85329	35,6-85329	35,6-85329	35,6-85329	35,6-85329	35,6-85329	35,7-85329	35,7-85329	35,7-85329	35,6-84235	35,6-85329	35,6-84508	35,6-84732
Faixa de pressão intrusão, $psi$	25-59785	25-59791	25-59879	25-59929	25-59846	25-59873	25-59986	25-59868	25-59909	25-59869	25-59872	25-59832	25-59856
Volume total de poros, $cm^3/g$	0,5294	0,5952	0,5668	0,5593	0,56±0,046	0,3585	0,407	0,389	0,388±0,035	0,513	0,5343	0,547	0,5315±0,017

\* Análise realizada pelo método de porosimetria de mercúrio (contribuição de macro e mesoporos)

TABELA 4.24. RESUMO DAS PRINCIPAIS PROPRIEDADES FÍSICAS RELACIONADAS COM OS FINOS DE CARVÃO VEGETAL. CONTINUAÇÃO...

<b>Altura Estática Inicial do Leito de Inertes, HL=164mm</b>													
<b>Parâmetros</b>	<b><i>Paec=7%</i></b>					<b><i>Paec=8%</i></b>				<b><i>Paec=9%</i></b>			
	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>	<b>R4</b>	<b>Média</b>	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>	<b>Média</b>	<b>R1</b>	<b>R2</b>	<b>R3</b>	<b>Média</b>
Densidade aparente da partícula, $kg/m^3$	797	825	795	801	804±14	971	1084	911	989±45	1374	1394	1331	1365±26
Densidade real do material, $kg/m^3$	1525	1537	1528	1556	1536±14	1694	1819	1711	1741±34	2089	2106	2080	2098±17
Área superficial interna total, $m^2/g$	7,37	7,97	5,71	9,95	7,75±1,75	6,21	4,28	7,20	5,89±1,44	3,91	2,66	2,6	3,03±0,61
Faixa de diâmetro de poros, $A^0$	35,7-85329	35,7-85329	35,7-85329	35,6-82047	35,7-84508	35,6-84508	35,6-83688	35,7-83688	35,6-83961	35,8-82047	35,7-85329	35,6-85329	35,7-84508
Faixa de pressão intrusão, $psi$	25-59721	25-59815	25-59722	25-59912	25-59792	25-59793	25-59758	25-59818	25-59790	25-59628	25-59800	25-59936	25-59832
Volume total de poros, $cm^3/g$	0,5986	0,5614	0,6033	0,6057	0,592±0,073	0,415	0,514	0,4575	0,462±0,07	0,249	0,2426	0,2702	0,254±0,072

TABELA 4.25. RESULTADOS DA ANÁLISE DE DISTRIBUIÇÃO DE TAMANHOS DAS PARTÍCULAS DOS FINOS DE CARVÃO VEGETAL POR EXPERIMENTO PLANEJADO

Experimentos	$D_p$ (mais provável), $\mu m$ , Ponto A de amostragem	$D_p$ (mais provável), $\mu m$ , Ponto B de amostragem
$HL=164$ mm, $v_{sg}=0,102$ m/s	96	43
$HL=164$ mm, $v_{sg}=0,126$ m/s	89	n.d.*
$HL=164$ mm, $v_{sg}=0,148$ m/s	98	n.d.*
$HL=207$ mm, $v_{sg}=0,104$ m/s	69	54
$HL=207$ mm, $v_{sg}=0,129$ m/s	72	50
$HL=207$ mm, $v_{sg}=0,1156$ m/s	75	n.d.*
$HL=250$ mm, $v_{sg}=0,090$ m/s	94	n.d.*
$HL=250$ mm, $v_{sg}=0,115$ m/s	87	39
$HL=250$ mm, $v_{sg}=0,131$ m/s	90	43

\*n.d. significa que não foi identificado este parâmetro

Pode-se observar uma diferença significativa entre o diâmetro mais provável do conglomerado de partículas de finos de carvão quando identificadas as amostras para ambos pontos de amostragem. O ponto A corresponde aos finos separados logo na saída do reator (primeira bateria de ciclones), e o ponto B corresponde aos finos separados na segunda bateria de ciclones. Evidentemente, as partículas de menor tamanho eram separadas da suspensão no segundo ponto.

Uma análise do comportamento deste parâmetro indica que nos experimentos realizados para alturas estáticas iniciais do leito de 207 mm verificam-se os menores diâmetros de partícula para o carvão coletado no ponto A de amostragem. Tudo indica que, na operação do reator com alturas de inerte em torno de 200 mm e as várias velocidades ensaiadas, se conseguiram boas condições e grau de mistura entre o inerte e a biomassa, além de boas condições hidrodinâmicas.

Para uma mesma altura de inertes no leito um aumento da velocidade superficial do gás levou a um aumento do tamanho mais provável de partícula só a partir do valor central de  $P_{ae}$ , correspondente a 8%. Este comportamento não contradiz a análise realizada para a taxa de finos de carvão elutriados porque, comprovou-se que a taxa de finos elutriados esteve favorecida pela quantidade de particulado de menor tamanho, devido a que na região de



maiores velocidades existe o controle da dinâmica da partícula pelo efeito do aumento da temperatura da mesma e não pela diminuição do seu tempo de residência, pelo menos na faixa de velocidades usadas neste trabalho. Este fato aumentou a probabilidade de aparecerem um maior número partículas de menor tamanho e, conseqüentemente, a diminuição da quantidade de partículas de maior tamanho.

O modelo matemático obtido para a variável TML mostra que tanto *Paec* quanto *HLC* exercem uma influência significativa sobre a temperatura média do leito medida experimentalmente. Porém, a temperatura média do leito mostra uma dupla tendência com a altura estática inicial do leito de inertes para um valor constante da razão de ar. Por outro lado, para um valor constante da altura a temperatura média do leito aumenta de forma linear com o aumento da razão de ar.

Algumas análises térmicas foram realizadas para os diversos tipos de carvões obtidos pelo processo estudado, isto é, a análise termogravimétrica-ATG e diferencial termogravimétrica-DTG, e a análise de calorimetria exploratória diferencial-DSC, utilizando-se de apenas várias condições experimentais. Verificou-se que a perda de massa do material durante a etapa de volatilização é considerável, o que está em concordância com os valores preditos pelo modelo matemático empírico e da análise imediata realizada. As curvas de DSC indicaram que os carvões apresentam características térmicas diferentes, também, em termos da sua reatividade em atmosfera oxidante, observando-se o início das reações exotérmicas a diferentes temperaturas, variando entre 100°C e 230°C.

Estes resultados podem ser muito úteis, posteriormente, para o estudo cinético deste material, visando-se seu aproveitamento como energético no próprio processo de pirólise rápida.

#### **4.6. Considerações gerais do capítulo**

As seguintes considerações gerais podem ser levantadas:

##### **A. Testes exploratórios:**

1. Do ponto de vista hidrodinâmico, verificaram-se 2 (duas) restrições a assinalar: a realização do processo de pirólise rápida na presença de um agente oxidante (ar) e a de alimentar a biomassa (capim elefante pré-tratado) por meio de sistema mecânico,

através de uma rosca-sem-fim. A primeira das restrições limitou a operação do reator para velocidades superficiais do gás maiores do que aquelas usadas neste trabalho, devido ao aumento brusco da temperatura média do leito (considerando-se a vazão de biomassa alimentada). A alimentação de biomassa através de sistemas totalmente mecânicos, como é o caso, além de serem geralmente instáveis, impedem o aumento da vazão mássica de biomassa devido à possibilidade de acúmulo deste material no leito para regimes térmicos caracterizados por baixas temperaturas médias;

2. O sistema de alimentação de capim elefante mostrou-se adequado e funcional para vazões de alimentação de até 70 kg/h. Para valores superiores ocorreram alguns problemas operacionais, por exemplo, o acúmulo de material dentro do leito devido ao aumento do tempo de residência das partículas na região de emulsão dadas as relativas baixas taxas globais de conversão, as quais estavam condicionadas pelas baixas velocidades superficiais do gás. Este fato provocava o entupimento da rosca bem no ponto de entrada ao reator e a parada do sistema;
3. Foi verificado um diâmetro adequado do aglomerado de partículas de inerte, através dos testes exploratórios e a análise de densidade de distribuição das partículas, que permitiu obter uma razoável expansão do leito na faixa de velocidade superficial do gás obtidas nos ensaios, levando-se em conta a quantidade possível de biomassa alimentada em cada instante de tempo. Esta condição dos sólidos no leito denso possibilitou operar o reator de forma estável e em condições consideradas como sendo de pirólise rápida;
4. Experimentos realizados com alturas de leito entre 250 mm e 400mm demonstraram que, embora se conseguisse uma boa expansão do leito ocorria uma elevação brusca da perda de carga da suspensão (maior altura do leito denso), o que provocava uma maior resistência ao escoamento e o refluxo dos gases da decomposição térmica do material pelo sistema de alimentação de biomassa;

5. O sistema de separação gás/sólido utilizado, neste caso ciclones, apresentou um comportamento satisfatório para as condições operacionais estabelecidas pelo planejamento, embora as difíceis situações de operação dos mesmos dadas pela presença de vapores orgânicos junto aos gases da pirólise, o que favorece o entupimento e dificulta o processo de separação;
6. A válvula de amostragem utilizada para a coleta das amostras de finos de carvão vegetal, permitiu a obtenção deste material diretamente no reservatório de amostragem de forma experimentalmente correta. Foi possível então replicar as amostras 3 vezes, além de obtê-las com elevado grau de representatividade e reprodutibilidade;
7. O distribuidor de ar do tipo com bicos e orifícios na cabeça dos bicos, mostrou ser eficiente, mantendo em adequado regime de fluidização as partículas de inerte, junto a um satisfatório grau de mistura dos sólidos (inerte e biomassa). Isto, para as razões ar/biomassa utilizadas;
8. O sistema de separação de bio-óleo atualmente existente na planta não foi considerado neste estudo pelas dificuldades e baixo desempenho mostrado;
9. O método utilizado para o aquecimento do leito, o qual é um processo que se realiza no início de cada experimento, usando-se finos de carvão vegetal de madeira, mostrou ser bastante eficiente para as alturas de leito ensaiadas neste trabalho. O método garantiu um controle adequado da temperatura de partida do reator;

A partir dos testes exploratórios realizados foi possível estabelecer o funcionamento estável do reator em regime de pirólise rápida com ar, melhor conhecendo-se a hidrodinâmica relacionada com o processo. Os principais aspectos a destacar aqui são os seguintes:

#### **B. Testes segundo o planejamento experimental**

1. Os níveis estabelecidos para as variáveis independentes estudadas permitiram realizar a operação estável do reator em regime de pirólise rápida;

2. Baseados nas faixas operacionais ensaiadas, mostrou-se que o carvão vegetal de pirólise rápida, obtido em leito fluidizado, apresenta relativos elevados teores de voláteis devido, provavelmente, aos baixos tempos de residência das partículas do material carbonáceo na fase de emulsão, e elevados teores de cinza, dada a influência da biomassa original (de elevado teor de cinzas) e a cinética que experimenta a partícula de carvão na presença de uma atmosfera muito oxidante dentro do reator;
3. Os teores de oxigênio elementar no carvão demonstraram ser baixos devido a uma rápida liberação deste componente da estrutura carbonácea da biomassa, durante o processo rápido de devolatilização. Isto pode justificar o caráter oxigenado do bio-óleo obtido por pirólise rápida;
4. Sendo o caminho traçado neste trabalho a busca de tendências através da análise dos parâmetros considerados como resposta do planejamento, e não, por enquanto, a obtenção de modelos rigorosos válidos numa região o suficientemente ampla para que possa abranger o maior número de possibilidades operacionais, considerou-se que alguns modelos podiam ser considerados estatisticamente satisfatórios para avaliar os resultados explicados, embora os parâmetros que provam a sua qualidade não fossem os melhores, isto é, coeficiente de determinação  $R^2$  e o teste de falta de ajuste do modelo. Valores de  $R^2$  até 70% foram considerados satisfatórios;
5. Verificou-se que a taxa de elutriação de finos de carvão vegetal é influenciada, principalmente, pela velocidade superficial do gás, a qual define a temperatura média de operação do leito e o tempo de residência dos finos de carvão dentro do reator. Quanto maior for a velocidade superficial do gás maior será a temperatura no leito, e mais rápido e com maior intensidade ocorrerá a devolatilização da partícula de biomassa (perda fundamental da sua massa), diminuindo-se o tempo para que esta partícula atinja a sua velocidade terminal e seja arrastada e elutriada do reator. Porém, em termos de porcentagem mássica de finos, o teor de finos refletirá menores valores;

6. Verificou-se que, para uma mesma altura estática do leito de inertes, a medida que a velocidade superficial do gás aumenta, e com isto, aumenta também a temperatura média de operação do leito, o diâmetro mais provável dos finos de carvão vegetal tende a diminuir, o que é razoável, pelo fato que para as menores temperaturas do leito a taxa global de decomposição da partícula deve ser maior, saindo a mesma do reator com menor diâmetro;
7. A faixa de razões de velocidades utilizadas nos ensaios de pirólise rápida no reator borbulhante, isto é, a razão da velocidade superficial do gás à velocidade de mínima fluidização referida à temperatura média de operação do leito inerte,  $\left[ (v_{sg} / v_{mf}) \right]_{T_{ml}}$ , variou na faixa de 8,74 a 18,33;
8. O comportamento das propriedades adsorptivas dos finos de carvão vegetal primário demonstra que os maiores valores de área superficial interna das partículas são encontrados para temperaturas médias do leito em torno de 550°C, onde as velocidades superficiais são as menores. Isto pode ser devido ao aumento do tempo de residência das partículas na câmara de pirólise nas condições de baixas temperaturas. Nestes casos, o carvão apresenta, também, os maiores valores de volume de poros (cm<sup>3</sup>/gr). Entretanto, observam-se valores discretos muitos baixos da área superficial quando comparados com carvões ativados, ou mesmo carvões primários obtidos por outros métodos de pirólise e submetidos a processo de ativação posterior (**BEZZON, 1998**);
9. Os perfis de porosidade obtidos mostraram a operação do sistema em condições típicas de leito borbulhante, caracterizado por apresentar 2 (duas) regiões bem definidas: a região de emulsão ou região densa, localizada na base do leito, e uma região bem diluída localizada acima do leito (região do freeboard). Os perfis de porosidade indicaram, corretamente, a tendência deste parâmetro ao longo da altura do reator. Observa-se, ainda, que os valores discretos ou pontuais da porosidade são principalmente influenciados pela velocidade superficial do gás escoando;

10. O comportamento dos perfis de concentração de sólidos indica uma situação similar ao dos perfis de porosidade. A maior concentração de sólidos ocorre bem na região densa da coluna de fluidização, verificando-se um aumento gradual da concentração na região diluída (freeboard) na medida que a velocidade superficial do gás e a altura estática inicial do leito aumentam;
11. O levantamento dos perfis de pressão estática ao longo da altura da coluna possibilitou constatar que os menores gradientes de pressão no reator ocorrem na região mais densa, perto da base, onde existe a maior concentração de sólidos. O perfil mostra uma curva exponencial decrescente com a altura da coluna.

## Capítulo 5 - Estudo de Viabilidade Econômica do Processo

### 5.1. Introdução

O objetivo de realizar este estudo preliminar de viabilidade econômica da planta de pirólise rápida foi o de estimar índices econômicos e financeiros referidos à obtenção do seu principal produto, o bio-óleo. Índices, tais como, custo de produção por unidade de referência do bio-óleo (kg), ponto de equilíbrio, lucros ou prejuízos, rentabilidade, etc., foram considerados. Partiu-se da necessidade de avaliar-se a viabilidade econômica do processo, e de realizar uma análise de sensibilidade econômica paramétrica visando-se verificar a influência de parâmetros econômicos e financeiros na lucratividade do processo.

Para sua realização, foram utilizados dados da planta de pirólise rápida com reator de leito fluidizado da UNICAMP, Campinas-SP, a qual se encontra instalada em áreas do Centro de Tecnologia Copersucar-CTC, em Piracicaba-SP. A avaliação foi realizada considerando-se a escala natural da planta, a qual é uma unidade piloto de 100 kg/h (base seca) de capacidade nominal de alimentação de biomassa, e levando-se em conta as limitações técnicas impostas a partir de observações experimentais levantadas. Verificou-se o efeito da capacidade da planta na lucratividade do processo.

A unidade foi operada com capim elefante (*Pennisetum Purpureum* K. Schumach) como fonte de insumo de biomassa, devidamente pré-tratado para os testes. O pré-tratamento deste material incluiu o corte e trituração, até um tamanho médio de partícula variando entre 1000  $\mu m$  e 2000  $\mu m$ , e a sua secagem até teores de umidade de aproximadamente 10 a 12% base úmida (umidade de equilíbrio).

O processo de pirólise transcorre a temperaturas que podem variar entre os 450°C (pirólise rápida a baixa temperatura) até os 650°C a 700°C (pirólise rápida a temperatura moderada). Desta forma, a partícula de biomassa se reduz muito rapidamente em vapores orgânicos (condensáveis e aerossóis), gases e carvão vegetal de granulometria muito baixa e faixa relativamente estreita. O processo é esquematizado de forma simplificada na Figura 5.1.

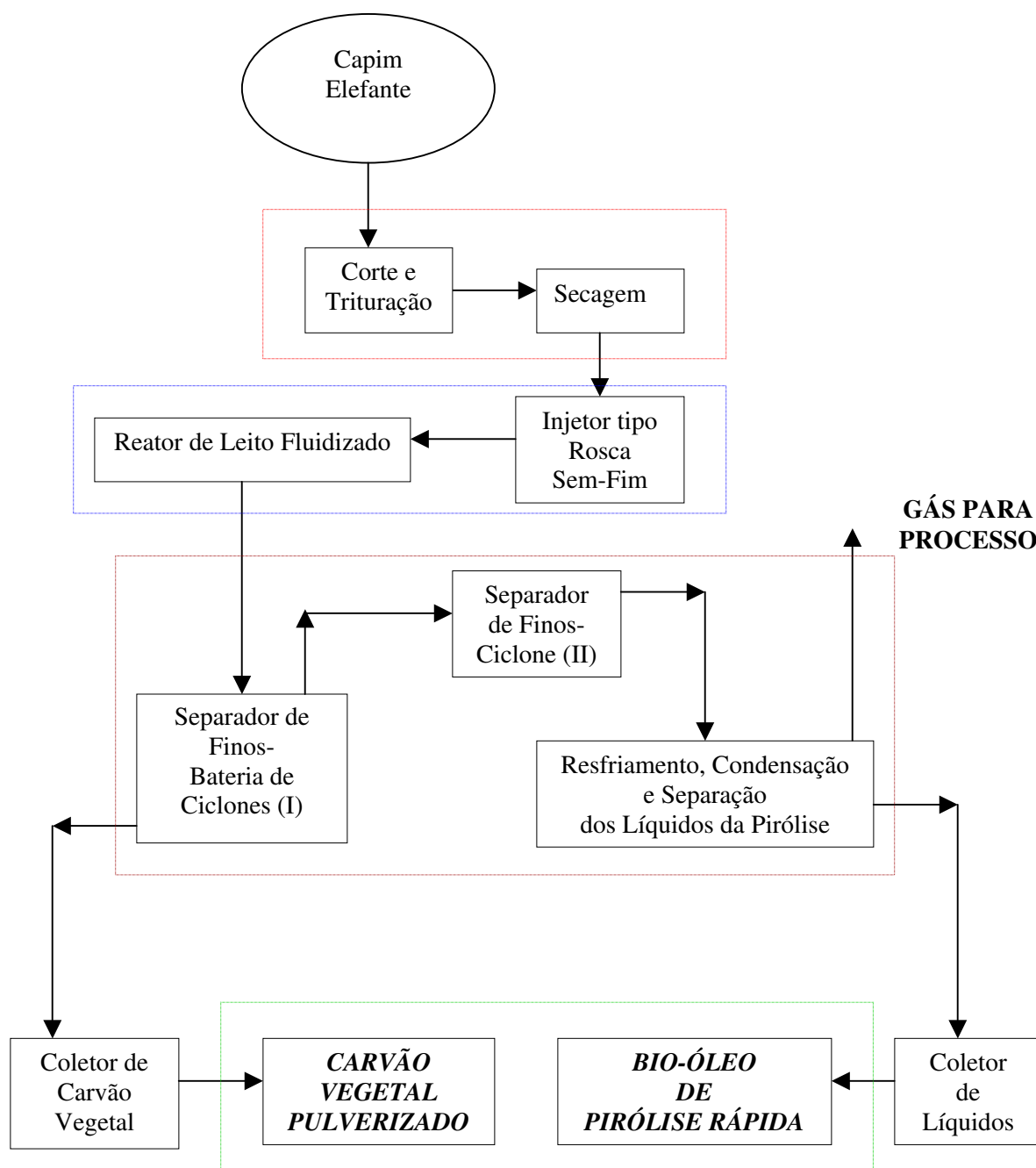


FIGURA 5.1. ESQUEMA SIMPLIFICADO MOSTRANDO AS ETAPAS DO PROCESSO DE PIRÓLISE RÁPIDA EM LEITO FLUIDIZADO (PLANTA UNICAMP)

## 5.2. Aspectos Econômicos e Financeiros

Embora existam uma diversidade de tipos de análises econômicas em tecnologias, os parâmetros envolvidos em um estudo de viabilidade são os mesmos. Neste item, são



apresentados e discutidos aqueles parâmetros necessários à elaboração da estimativa de Fluxo de Caixa do projeto de pirólise rápida em leito fluidizado apresentado (SEBRAE, 2001, PERRY, 1963). Para mais detalhes, na segunda parte do Apêndice A, recolhem-se alguns dos principais aspectos teóricos básicos da análise de viabilidade econômica de projetos.

O estudo de viabilidade econômica realizado neste trabalho foi dividido em duas partes principais. Uma primeira parte, onde se discute o comportamento de indicadores econômicos e financeiros durante um ano de trabalho da planta, considerando o bio-óleo o produto mais importante, e uma segunda parte onde se apresenta o estudo de sensibilidade paramétrica, verificando-se o efeito do preço de venda do bio-óleo (o qual é uma função da sua qualidade), do rendimento em bio-óleo e carvão vegetal, e a vazão de biomassa alimentada ao reator, no ponto de equilíbrio em toneladas, a rentabilidade e o tempo necessário para atingir a produção de uma tonelada de bio-óleo.

A partir desta análise de sensibilidade paramétrica foram encontrados modelos econômicos empíricos válidos para uma região de experimentação o suficientemente ampla, que permitiria incluir “todas” as possíveis condições de operação do reator estudado.

O critério de avaliação da rentabilidade usado é o da maximização da razão lucro/projeção de faturamento, relacionando diretamente o lucro com as vendas.

### **5.3 Análise e discussão dos resultados**

#### **5.3.1. Comportamento dos parâmetros econômicos e financeiros durante um ano de trabalho da planta (Primeira Parte)**

Os cálculos foram realizados considerando que a produção mensal de bio-óleo aumentou, progressivamente, desde 9 até 25 toneladas. Estas mudanças na produção de bio-óleo consideraram o uso da mesma planta já discutida anteriormente, e que a capacidade da planta (alimentação de biomassa) variava desde 150kg/h até 400kg/h.

O rendimento em bio-óleo estimado por kg de biomassa seca alimentada foi de 40% e o preço de venda R\$ 1.000,00 a tonelada. Considerou-se também que, junto ao bio-óleo, eram obtidos 0,1 quilogramas de finos de carvão vegetal por quilogramas de biomassa seca

(kg/kg), cujo preço de venda foi considerado como sendo de R\$ 250,00 a tonelada, e que o mesmo devia ser incluído dentro da projeção de faturamento.

O preço de venda do bio-óleo, de R\$ 1.000,00 a tonelada, foi considerado levando-se em conta a sua aplicação mais promissora, como substituto imediato do fenol petroquímico na formulação de resinas fenólicas. A fração fenólica do bio-óleo pode substituir o fenol petroquímico em até 50% em massa. Neste caso, o preço do bio-óleo foi levantado em relação ao preço do fenol, o qual é, hoje, de aproximadamente US\$ 1.000,00 a tonelada. Considerou-se, portanto, um preço de venda para o bio-óleo de aproximadamente US\$ 400,00 a tonelada (para uma taxa cambial de R\$ 2,5/US\$).

Para o caso dos finos de carvão vegetal assumiu-se como preço de venda o custo de produção por quilograma de carvão vegetal obtido na análise econômica preliminar realizada (OLIVARES, et al., 2001), e apresentada no apêndice A deste trabalho. Realizando-se uma comparação, vemos que o preço do carvão vegetal no mercado consumidor varia desde US\$ 60-80/ton para o carvão vegetal siderúrgico até US\$ 400,00/ton o carvão para churrasco no mercado varejista.

Os resultados mostrados na Tabela 5.1 indicam que, para as condições de operação da planta, o ponto de equilíbrio é de 9,64 toneladas de bio-óleo por mês e a rentabilidade pode chegar até um 24% quando se trabalha com a máxima capacidade. Nas Figuras 5.2, 5.3, e 5.4 se mostram os comportamentos dos principais parâmetros econômicos e financeiros.

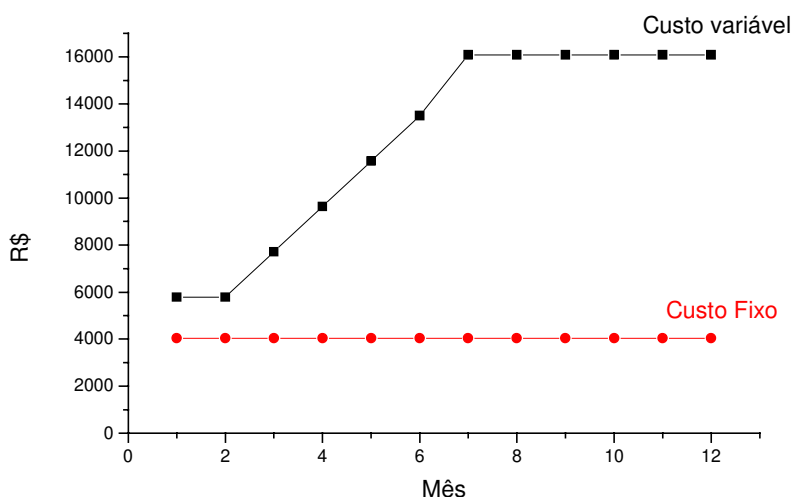


FIGURA 5.2. COMPORTAMENTO DOS CUSTOS FIXOS E VARIÁVEIS DURANTE 1 ANO DE TRABALHO DA PLANTA.

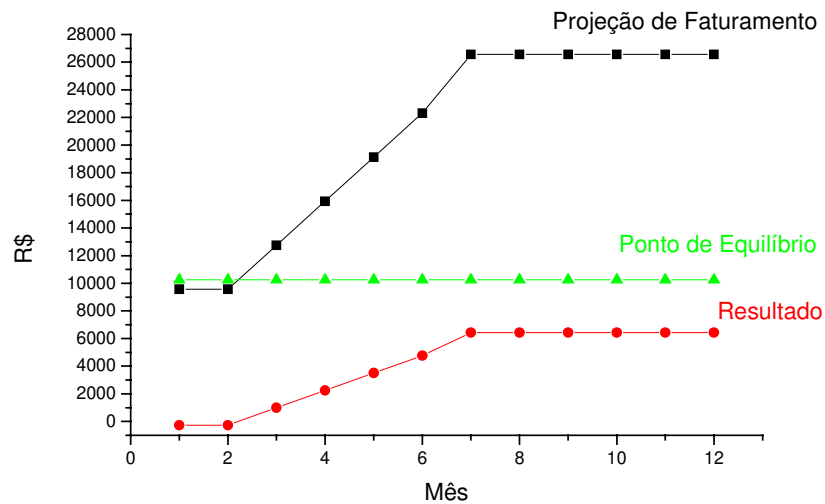


FIGURA 5.3. COMPORTAMENTO DA PROJEÇÃO DE FATURAMENTO, DO PONTO DE EQUILÍBRIO E DOS LUCROS OU PREJUÍZOS DURANTE 1 ANO DE TRABALHO DA PLANTA

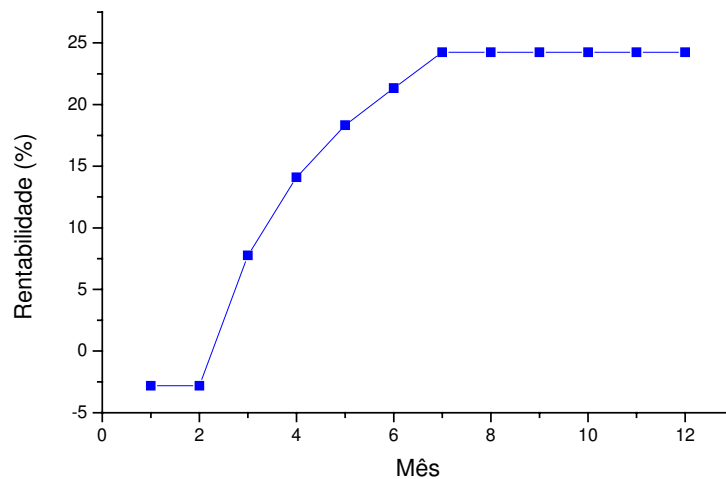


FIGURA 5.4. COMPORTAMENTO DA RENTABILIDADE COM O AUMENTO DA PRODUÇÃO DA PLANTA PARA 1 ANO DE TRABALHO

Na Tabela 5.1 mostram-se os principais índices ou parâmetros econômicos e financeiros obtidos na análise de viabilidade, para a planta operando por 1 ano.

Uma análise de sensibilidade paramétrica do processo de pirólise rápida avaliado, permitiu aprofundar acerca do comportamento dos principais parâmetros econômicos e financeiros da planta para diferentes condições de operação. As condições de operação foram simuladas para diferentes valores das variáveis: capacidade da planta (vazão de biomassa alimentada ao reator), preço de venda do bio-óleo, e rendimentos em bio-óleo e em finos de carvão vegetal respectivamente.

TABELA 5.1. COMPORTAMENTO DOS PRINCIPAIS PARÂMETROS ECONÔMICOS E FINANCEIROS DURANTE 1 ANO DE TRABALHO DA PLANTA

Mês	Projeção de vendas(ton)	Projeção de Faturamento (R\$)	Projeção de Impostos, (23,93%) (R\$)	Projeção de Materiais (R\$)	Custo variável (R\$)	Margem de Contribuição, MC, (R\$)	Despesas Fixas (R\$)	Lucro ou Prejuízo, Lp, (R\$)	PE (ton)	PE (R\$)	Rentabilidade, R (%)
1	9,00	9562,50	2288,31	3501,00	5789,31	3773,19	4042,00	-268,81	9,64	10243,74	-2,81
2	9,00	9562,50	2288,31	3501,00	5789,31	3773,19	4042,00	-268,81	9,64	10243,74	-2,81
3	12,00	12750,00	3051,08	4668,00	7719,08	5030,93	4042,00	988,92	9,64	10243,74	7,76
4	15,00	15937,50	3813,84	5835,00	9648,84	6288,66	4042,00	2246,66	9,64	10243,74	14,10
5	18,00	19125,00	4576,61	7002,00	11578,61	7546,39	4042,00	3504,39	9,64	10243,74	18,32
6	21,00	22312,50	5339,38	8169,00	13508,38	8804,12	4042,00	4762,12	9,64	10243,74	21,34
7	25,00	26562,50	6356,41	9725,00	16081,41	10481,09	4042,00	6439,09	9,64	10243,74	24,24
8	25,00	26562,50	6356,41	9725,00	16081,41	10481,09	4042,00	6439,09	9,64	10243,74	24,24
9	25,00	26562,50	6356,41	9725,00	16081,41	10481,09	4042,00	6439,09	9,64	10243,74	24,24
10	25,00	26562,50	6356,41	9725,00	16081,41	10481,09	4042,00	6439,09	9,64	10243,74	24,24
11	25,00	26562,50	6356,41	9725,00	16081,41	10481,09	4042,00	6439,09	9,64	10243,74	24,24
12	25,00	26562,50	6356,41	9725,00	16081,41	10481,09	4042,00	6439,09	9,64	10243,74	24,24

#### **5.4. Obtenção de modelos matemáticos para descrever o comportamento de parâmetros econômicos e financeiros em função de parâmetros de operação da planta**

Existem vários fatores que influenciam no desempenho do processo de pirólise rápida, tais como, como a velocidade superficial do gás, vazão mássica de biomassa alimentada, diâmetro do inerte, etc. Uma consequência das mudanças desses fatores é a obtenção de diferentes rendimentos de bio-óleo de diferentes qualidades. A dependência entre as razões qualidade-preço e operação-qualidade, induzem ao conhecimento de modelos econômicos que levem em conta as condições de operação.

A simulação econômica realizada neste trabalho teve como principal objetivo avaliar a influência de alguns parâmetros de operação da planta e características do bio-óleo, na viabilidade econômica do processo de pirólise rápida conduzido para a obtenção de bio-óleo. Os parâmetros considerados para a análise de viabilidade foram o ponto de equilíbrio (em toneladas), a rentabilidade (em %) e o custo de produção (em R\$/kg bio-óleo e em US\$/kg bio-óleo) Para cada condição simulada também foi estimado o tempo necessário para produzir 1 (uma) tonelada de bio-óleo.

##### **5.4.1 Bases para a análise de sensibilidade paramétrica**

As seguintes hipóteses foram consideradas:

1. 2 condições de operação da planta: a) a planta de pirólise trabalhando 6 horas por dia (1 turno) e b) a planta de pirólise trabalhando 12 horas por dia (2 turnos). A base dos cálculos para os índices econômicos e financeiros para cada condição anterior foi de 1 mês de operação da planta;
2. A análise de sensibilidade leva em consideração cada parâmetro estudado;
3. Os modelos foram obtidos considerando a obtenção de bio-óleo e levando em conta que o carvão vegetal obtido no processo tem valor comercial (crédito);

4. O gás combustível oriundo do processo de pirólise não teve aproveitamento, sendo que houve um custo associado à queima do mesmo numa câmara de combustão;
5. Os resultados dos cálculos dos índices econômicos e financeiros para a planta operando 6 horas ao dia foram comparados com aqueles obtidos para a planta operando 12 horas ao dia;
6. Os custos associados com a preparação do insumo para o processo, isto é, secagem da biomassa até a umidade de equilíbrio (entre 10 e 12 % b.u.), e a separação de elementos inorgânicos não desejáveis, foram considerados dentro do custo da biomassa (R\$ 25,00/ton (base úmida), considerando-se o preço do bagaço de cana-de-açúcar pago na usina). Neste item também se incluem os resíduos que, eventualmente, virem a aparecer como resultado do processo de pirólise, por exemplo, cinzas geradas durante a combustão de parte do carvão vegetal pulverizado, sendo o mesmo usado para gerar a entalpia necessária à realização do processo térmico.

Para cada condição anterior (2 condições) foram estudados os efeitos da capacidade da planta de pirólise  $F$  (consumo de biomassa), rendimento em carvão vegetal e bio-óleo ( $x_c$  e  $x_b$  respectivamente), e o preço de venda da tonelada de bio-óleo ( $P_{vb}$ ). Os níveis para cada fator foram selecionados levando-se em conta as possibilidades de operação da planta piloto de pirólise rápida em leito fluidizado existente, e os preços de mercado reportados (ABIQUIM, 1998; OLIVARES et al., 2001).

Os modelos foram obtidos usando-se a estrutura de um planejamento central composto ortogonal-PCCO, visando-se o estudo do efeito dos parâmetros identificados e suas interações sobre alguns indicadores econômicos e financeiros.

Os modelos matemáticos obtidos reproduzem com 98% de confiabilidade os resultados para os parâmetros econômicos e financeiros, segundo a estrutura adotada.

#### 5.4.2 Resultados e discussão

A seguir, apresentam-se os resultados obtidos para ambas condições de trabalho. Os modelos matemáticos empíricos-MME obtidos correspondem à primeira condição só (1

turno de trabalho correspondente a 6 horas de operação da planta ao dia). Isto, porque os parâmetros econômicos e financeiros estudados experimentam o mesmo comportamento para ambas condições estudadas, embora que os resultados quantificados são maiores para a segunda condição simulada (2 turnos de trabalho correspondentes a 12 horas de operação da planta ao dia).

Os parâmetros econômicos e financeiros calculados para as duas condições de operação da planta se mostram nas Tabelas 5.2 e 5.3 respectivamente.

#### *5.4.2.1. Dados iniciais para os cálculos: 1 turno de trabalho (6 horas de operação ao dia)*

##### *5.4.2.1.1. Ativo Fixo (custo do investimento de capital)*

A Tabela 5.4 mostra o ativo fixo (custo do investimento de capital) para a planta de pirólise rápida estudada.

TABELA 5.2. ATIVO FIXO PARA A PLANTA DE PIROLÍSE

<b>Nº do Ativo</b>	<b>Descrição do Equipamento</b>	<b>Valor de Reposição (R\$)</b>	<b>Valor Residual (R\$)</b>	<b>Vida Útil</b>	<b>Depreciação Mensal (R\$)</b>
1	Dosador de biomassa	4.618,57	230,93	10	36,56
2	Motovariador de velocidade da rosca	6.933,64	346,68	10	54,89
3	Reator de Pirólise (mais 1 ciclone)	26.188,58	1.309,43	10	207,33
4	1 Ciclone	3.311,81	165,59	10	26,22
5	Válvula de amostragem de sólidos	1.902,46	95,12	5	30,12
6	Queimador de gás de Pirólise	579,89	28,99	2	22,95
7	Esteira de dosagem de biomassa	4.140,66	207,03	10	32,78
8	Resfriador-Condensador de vapores	5.798,88	289,94	5	91,82
9	Sistema de resfriamento de água	3.133,47	156,67	10	24,81
10	Sistema de recuperação de bio-óleo	40.000,00	2.000,00	10	316,67
11	Ventilador Radial CR-8	2.998,50	149,93	5	47,48
12	Bomba de vácuo	3.553,56	177,68	10	28,36
13	Instrumentação e controle	11.728,37	586,42	5	185,70
14	Instalações Elétricas	1.713,00	85,65	10	13,56
15	Serviços de apoio	4.100,00	205,00	10	32,46
16	Tambor para a estocagem do bio-óleo	10.000,00	500,00	10	79,17
	<b>Total</b>	<b>130.701,39</b>			<b>1.230,87</b>



#### 5.4.2.1.2. Recursos Humanos Necessários

TABELA 5.3. RECURSOS HUMANOS NECESSÁRIOS (1 TURNO DE TRABALHO)

<b>Cargo</b>	<b>Salário, (R\$)</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Tipo</b>	<b>Remuneração mensal, (R\$)</b>
Supervisor de Produção	500,00	1	M	500,00
Operador de máquina	280,00	1	M	280,00
Total de remuneração				780,00
Encargos Sociais				195,00
Total de salários e encargos				<b>975,00</b>

#### 5.4.2.1.3. Despesas fixas mensais

TABELA 5.4. DESPESAS FIXAS MENSAIS (1 TURNO DE TRABALHO)

<b>Tipo de despesa</b>	<b>Valor, (R\$)</b>
Salários e encargos sociais	975,00
Pró-labore	-
Aluguel	200,00
Condomínio	-
IPTU	-
Contador	180,00
Advogados	-
Assessorias	-
Luz	350,00
Telefone	100,00
Manutenção de imóveis	-
Manutenção de veículos	30,00
Propaganda	100,00
Seguros	
Representação dos sócios	50,00
Viagens (estadias + passagem)	200,00
Frete	200,00
Outras despesas	200,00
Juros básicos	
Tarifas bancárias	50,00
Depreciação	1.230,87
<b>Total mensal</b>	<b>3.865,87</b>

5.4.2.2. *Dados iniciais para os cálculos: 2 turnos de trabalho (12 horas de operação ao dia)*

Neste caso os valores do investimento são os mesmos. As mudanças ocorreram somente no item de recursos humanos e das despesas fixas mensais.

5.4.2.2.1. *Recursos Humanos Necessários*

TABELA 5.5. RECURSOS HUMANOS NECESSÁRIOS (2 TURNOS DE TRABALHO)

<b>Cargo</b>	<b>Salário, (R\$)</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Tipo</b>	<b>Remuneração mensal, (R\$)</b>
Supervisor de Produção	500,00	2	M	1000,00
Operador de máquina	280,00	2	M	560,00
Total de remuneração				1560,00
Encargos Sociais				390,00
Total de salários e encargos				<b>1.950,00</b>

5.4.2.2.2. *Despesas fixas mensais*

TABELA 5.6. DESPESAS FIXAS MENSAIS (2 TURNOS DE TRABALHO)

<b>Tipo de despesa</b>	<b>Valor, (R\$)</b>
Salários e encargos sociais	1950,00
Pró-labore	-
Aluguel	200,00
Condomínio	-
IPTU	-
Contador	180,00
Advogados	-
Assessorias	-
Luz	700,00
Telefone	100,00
Manutenção de imóveis	-
Manutenção de veículos	30,00
Propaganda	100,00
Seguros	
Representação dos sócios	50,00
Viagens (estadias + passagem)	200,00
Frete	200,00

TABELA 5.6. DESPESAS FIXAS MENSAS (2 TURNOS DE TRABALHO)

CONTINUAÇÃO...

Outras despesas	200,00
Juros básicos	-
Tarifas bancárias	50,00
Depreciação	1.230,87
<b>Total mensal</b>	<b>5.190,87</b>

Os custos variáveis são função da produção da planta e foram estimados através da seguinte expressão, válida para ambos turnos de trabalho:

$$CV = (Proj.Imp) + (Proj.Mat) \quad (5.1)$$

sendo:

$$(Proj.Imp) = 0,239 \cdot (Proj.Fat) \quad (5.2)$$

onde:

$$Proj.Fat) = 288F(X_b \cdot PvB + 250 \cdot X_c) \quad (5.3)$$

também:

$$(Proj.Mat) = \left[ \left( \frac{30}{X_b} \right) + \left( \frac{1,48}{F \cdot X_b} \right) + 0,069 \cdot \left( \frac{X_c}{X_b} \right) \right] \cdot (Proj.Vendas) \quad (5.4)$$

sendo:

$$(Proj.Vendas) = 288F \cdot X_b \quad (5.5)$$

nas equações anteriores as variáveis participantes são as seguintes:

$CV$  são os custos variáveis, R\$;

$Proj.Imp$  é a Projeção de Impostos, R\$;

$Proj.Mat$  é a Projeção de Materiais, R\$;

$Proj.Fat$  é a Projeção de Faturamento, R\$;

$X_b, X_c$  são os rendimentos em bio-óleo e carvão vegetal respectivamente, fração;

$Proj.Vendas$  é a Projeção de Vendas, R\$;

$F$  é a capacidade da planta (consumo de biomassa), ton/h;

$P_{vb}$  é o preço de venda do bio-óleo, R\$/ton

O parâmetro tempo necessário para produzir 1 (uma) tonelada de bio-óleo  $t(1\text{tonB})$ , foi estimado considerando-se uma capacidade da planta (ton/h de biomassa) e um rendimento de produção de bio-óleo (ton de bio-óleo/ton de biomassa seca) determinado. A expressão matemática para tal cálculo é a seguinte:

$$t(1\text{tonB}) = 1/(FX_b) \quad (5.6)$$

onde:

$t(1\text{tonB})$  está em horas para uma produção de 1 tonelada;

#### *5.4.2.3 Modelos matemáticos decodificados que descrevem o comportamento dos parâmetros econômicos e financeiros em função de parâmetros de operação: primeira condição (6 horas de trabalho ao dia).*

- Modelo matemático que descreve o comportamento do ponto de equilíbrio  $PE(1t)$ , em toneladas de bio-óleo

$$PE(1t) = 55,37 - 0,123P_{vb} + 0,000088P_{vb}^2 - 12,68F - 18,856X_c \quad (5.7)$$

Na Figura 5.5 se representa o comportamento do ponto de equilíbrio segundo o modelo matemático obtido:

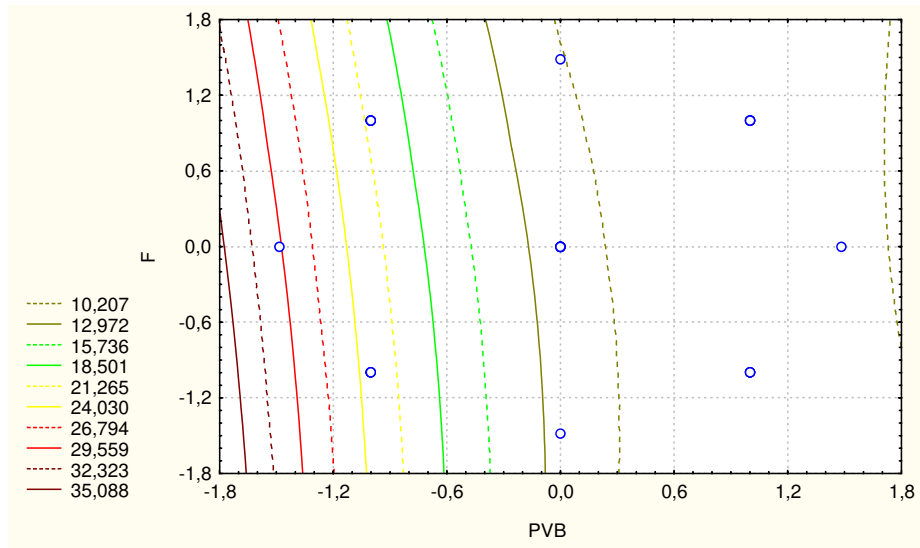


FIGURA. 5.5. COMPORTAMENTO DO PONTO DE EQUILÍBRIO (TONELADAS) EM FUNÇÃO DA VAZÃO DE BIOMASSA (TON/H) E O PREÇO DA TONELADA DE BIO-ÓLEO (R\$)

- Modelo matemático que descreve o comportamento da rentabilidade do processo R, em %

$$R(\%) = 440,62 + 0,5879P_{vB} - 0,0002865P_{vB}^2 + 124,53X_B + 1953F - 0,9324P_{vB}F - 3220F^2 \quad (5.8)$$

As superfícies de contorno que descrevem o comportamento da rentabilidade do empreendimento (projeto de pirólise) estudado se mostram nas Figuras 5.6, 5.7 e 5.8.

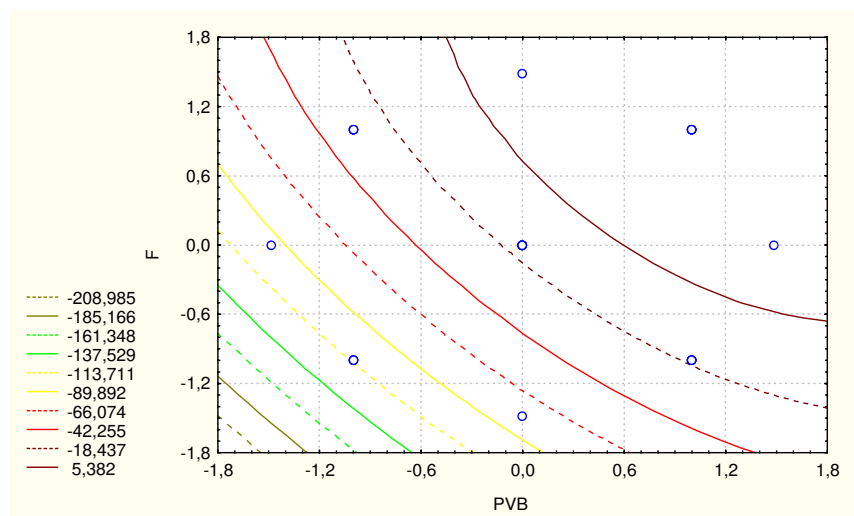


FIGURA. 5.6. COMPORTAMENTO DA RENTABILIDADE DO PROCESSO (%) EM FUNÇÃO DA VAZÃO DE BIOMASSA (TON/H) E DO PREÇO DA TONELADA DE BIO-ÓLEO (R\$) (RENDIMENTO EM BIO-ÓLEO DE 45%)

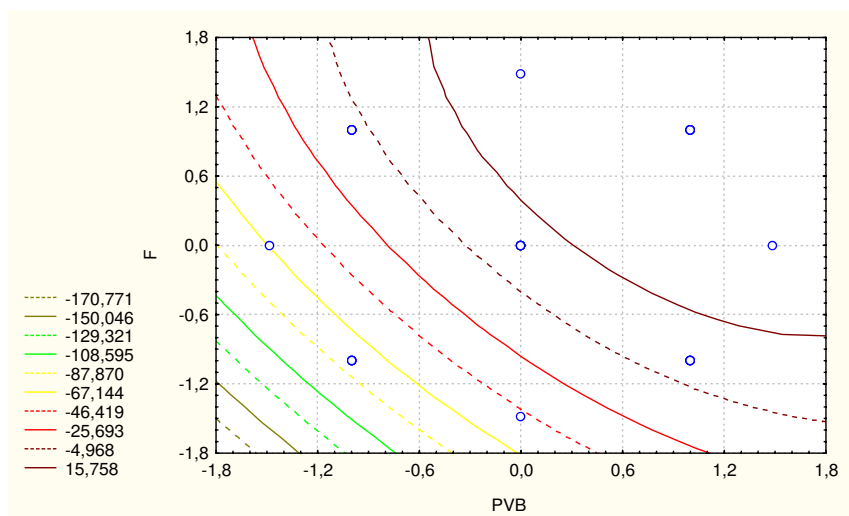


FIGURA. 5.7. COMPORTAMENTO DA RENTABILIDADE DO PROCESSO (%) EM FUNÇÃO DA VAZÃO DE BIOMASSA (TON/H) E DO PREÇO DA TONELADA DE BIO-ÓLEO (R\$) (RENDIMENTO EM BIO-ÓLEO DE 60%)

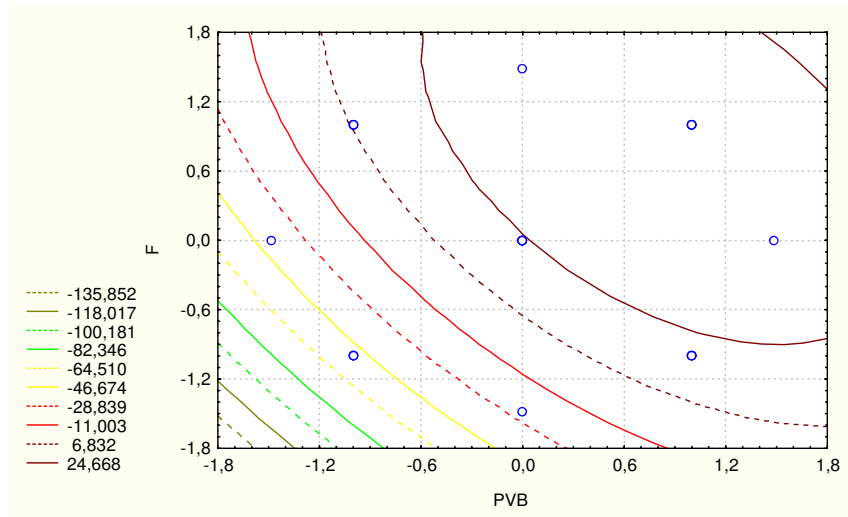


FIGURA. 5.8. COMPORTAMENTO DA RENTABILIDADE DO PROCESSO (%) EM FUNÇÃO DA VAZÃO DE BIOMASSA (TON/H) E DO PREÇO DA TONELADA DE BIO-ÓLEO (R\$) (RENDIMENTO EM BIO-ÓLEO DE 75%)

- Modelo matemático que descreve o comportamento do tempo necessário para produzir 1 tonelada de bio-óleo ( $t(1tonB)$ ), em horas

$$t(1tonB) = 50,68 - 42,4X_B - 183,6F - 32,0F^2 + 142,0X_B F \quad (5.9)$$

A Figura 5.9 mostra o comportamento do tempo necessário para produzir 1 tonelada de bio-óleo segundo o modelo empírico obtido.

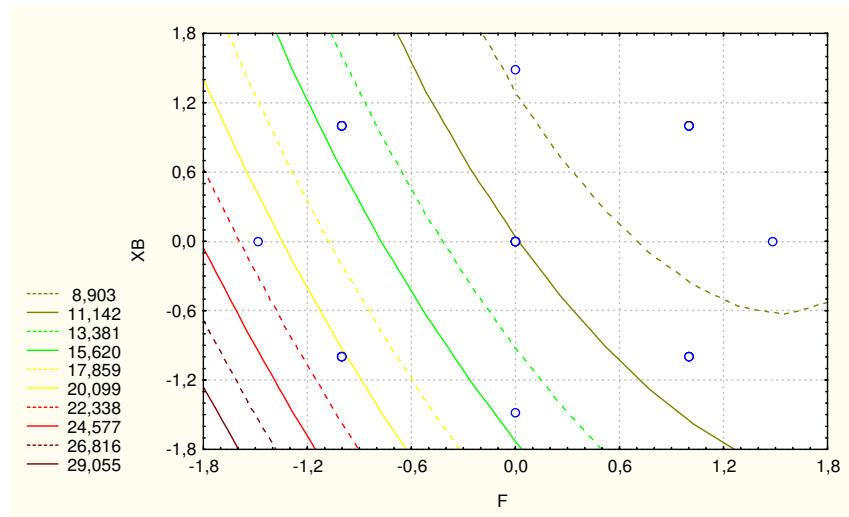


FIGURA. 5.9. COMPORTAMENTO DO TEMPO NECESSÁRIO PARA PRODUZIR UMA TONELADA DE BIO-ÓLEO EM FUNÇÃO DA VAZÃO DE BIOMASSA (TON/H) E DO PREÇO DA TONELADA DE BIO-ÓLEO (R\$).

Segundo os modelos empíricos obtidos, os quais ajustam com 95% de confiabilidade, e as correspondentes superfícies de contorno, verificou-se que houve um simples deslocamento do ponto de equilíbrio médio PE (em toneladas) e da rentabilidade R (%) de aproximadamente 35% da primeira condição operacional para a segunda, ou seja, a quantidade de bio-óleo necessária para suprir os custos fixos e variáveis da planta deve ser um 35% maior quando se trabalha durante dois turnos por dia, motivado pelo aumento dos custos de produção.

A análise de sensibilidade de cada parâmetro estudado sobre os índices que caracterizam a análise econômica conduzida neste trabalho, indicou que a rentabilidade R é a variável resposta mais sensível às variações dos parâmetros quando a planta opera com 2 turnos.

Os modelos indicam de igual modo que o efeito de cada coeficiente e suas interações também apresentaram o mesmo comportamento. Qualquer mudança nos parâmetros de operação ou no preço do bio-óleo, modificaria em um 35% o ponto de equilíbrio e a rentabilidade do projeto.

O aumento da produção num 100% justifica o aumento de 35% do ponto de equilíbrio. Uma consequência do fato anterior é a melhora da rentabilidade do processo quando se trabalha durante 12 horas diárias. Os fatores anteriores justificam a decisão de melhorar os parâmetros econômicos e financeiros do processo de pirólise rápida, aumentando a produção por conceito de horas de trabalho, ou trabalhando com plantas de maior capacidade.

O tempo para produzir 1 tonelada de bio-óleo  $t(1tonB)$  não teve variação como era esperado.

Nas Tabelas 5.7 e 5.8 mostram-se os resultados estimados a partir dos quais foram obtidos os modelos de comportamento dos parâmetros econômicos e financeiros.

As últimas três colunas desta tabela, correspondem com valores obtidos segundo os modelos matemáticos decodificados (equações 5.7, 5.8 e 5.9) para a Rentabilidade (em %), o Ponto de Equilíbrio (em toneladas), e o tempo necessário para produzir uma tonelada de bio-óleo (em horas), respectivamente.



Os custos unitários de produção, em US\$/kg de bio-óleo foram confrontados contra a capacidade da planta, para 2 (dois) rendimentos diferentes de bio-óleo, verificando-se o resultado mostrado nas Figuras 5.10 e 5.11 respectivamente.

De acordo com a tendência das curvas observa-se um comportamento exponencial decrescente dos custos de produção na medida que a capacidade da planta aumenta, sendo os mesmos de US\$ 0,09/kg bio-óleo para o caso de trabalhar com 50% de rendimento em bio-óleo, em comparação com US\$ 0,16/kg bio-óleo para o caso de trabalhar com 20% de rendimento em bio-óleo. Em ambos os casos, os cálculos foram realizados para o mesmo preço de venda deste produto (a mesma qualidade) e a mesma quantidade de finos (co-produtos) comercializada. Parece economicamente inviável o processo para plantas de pequena capacidade de produção de bio-óleo, para as quais o custo de produção é muito elevado.

Mais informações são necessárias ao projeto técnico-econômico da planta de produção de bio-óleo (Figura 5.1) visando estimar com elevada confiabilidade os custos de produção deste produto.

TABELA 5.7. PARÂMETROS ECONÔMICOS E FINANCEIROS PARA 1 TURNO DE TRABALHO (6 HORAS)

<b>Pvb (R\$)</b>	<b>Xb, (Fração)</b>	<b>Xc (Fração)</b>	<b>F, (ton/h)</b>	<b>Projeção de vendas, (ton)</b>	<b>Projeção de Faturamento, (R\$)</b>	<b>Projeção de impostos(23,93%), (R\$)</b>
300	0,5	0,1	0,1	7,20	2520,00	603,04
700	0,5	0,1	0,1	7,20	5400,00	1292,22
300	0,7	0,1	0,1	10,08	3384,00	809,79
700	0,7	0,1	0,1	10,08	7416,00	1774,65
300	0,5	0,16	0,1	7,20	2736,00	654,72
700	0,5	0,16	0,1	7,20	5616,00	1343,91
300	0,7	0,16	0,1	10,08	3600,00	861,48
700	0,7	0,16	0,1	10,08	7632,00	1826,34
300	0,5	0,1	0,2	14,40	5040,00	1206,07
700	0,5	0,1	0,2	14,40	10800,00	2584,44
300	0,7	0,1	0,2	20,16	6768,00	1619,58
700	0,7	0,1	0,2	20,16	14832,00	3549,30
300	0,5	0,16	0,2	14,40	5472,00	1309,45
700	0,5	0,16	0,2	14,40	11232,00	2687,82
300	0,7	0,16	0,2	20,16	7200,00	1722,96
700	0,7	0,16	0,2	20,16	15264,00	3652,68
796	0,6	0,13	0,15	12,96	11018,16	2636,65
204	0,6	0,13	0,15	12,96	3345,84	800,66
500	0,75	0,13	0,15	16,20	8802,00	2106,32
500	0,45	0,13	0,15	9,72	5562,00	1330,99
500	0,6	0,175	0,15	12,96	7425,00	1776,80
500	0,6	0,085	0,15	12,96	6939,00	1660,50
500	0,6	0,13	0,225	19,44	10773,00	2577,98
500	0,6	0,13	0,075	6,48	3591,00	859,33
500	0,6	0,13	0,15	12,96	7182,00	1718,65

onde:

$P_{vb}$  é o preço de venda do bio-óleo, R\$;

$X_c, X_b$  são os rendimentos em carvão e bio-óleo respectivamente, fração em massa;

$F$  é a capacidade da planta (vazão mássica de biomassa alimentada ao reator, base úmida),  
ton/h

TABELA 5.7. PARÂMETROS ECONÔMICOS E FINANCEIROS PARA 1 TURNO DE TRABALHO (6 HORAS).

CONTINUAÇÃO...

<b>Projeção de Materiais, (R\$)</b>	<b>Custo variável, (R\$)</b>	<b>Margem de Contribuição, (R\$)</b>	<b>Despesas Fixas, (R\$)</b>	<b>Resultado (Lucro ou prejuízo), (R\$)</b>	<b>PE, (ton)</b>	<b>PE, (R\$)</b>
789,65	1392,69	1127,31	3865,87	-2738,56	24,69	8641,79
789,65	2081,87	3318,13	3865,87	-547,74	8,39	6291,41
789,65	1599,44	1784,56	3865,87	-2081,31	21,84	7330,73
789,65	2564,30	4851,70	3865,87	985,83	8,03	5909,12
789,71	1444,44	1291,56	3865,87	-2574,31	21,55	8189,31
789,71	2133,62	3482,38	3865,87	-383,49	7,99	6234,45
789,71	1651,19	1948,81	3865,87	-1917,06	20,00	7141,35
789,71	2616,05	5015,95	3865,87	1150,08	7,77	5882,10
1221,75	2427,82	2612,18	3865,87	-1253,69	21,31	7458,91
1221,75	3806,19	6993,81	3865,87	3127,94	7,96	5969,77
1221,75	2841,33	3926,67	3865,87	60,80	19,85	6663,21
1221,75	4771,05	10060,95	3865,87	6195,08	7,75	5699,12
1221,87	2531,32	2940,68	3865,87	-925,19	18,93	7193,59
1221,87	3909,69	7322,31	3865,87	3456,44	7,60	5930,02
1221,87	2944,83	4255,17	3865,87	389,30	18,32	6541,28
1221,87	4874,55	10389,45	3865,87	6523,58	7,50	5679,67
1005,75	3642,39	7375,77	3865,87	3509,90	6,79	5774,96
1005,75	1806,41	1539,43	3865,87	-2326,44	32,55	8402,17
1005,75	3112,06	5689,94	3865,87	1824,07	11,01	5980,28
1005,75	2336,73	3225,27	3865,87	-640,60	11,65	6666,72
1005,81	2782,62	4642,38	3865,87	776,51	10,79	6183,05
1005,68	2666,18	4272,82	3865,87	406,95	11,73	6278,12
1329,84	3907,82	6865,18	3865,87	2999,31	10,95	6066,42
681,65	1540,98	2050,02	3865,87	-1815,85	12,22	6771,79
1005,75	2724,40	4457,60	3865,87	591,73	11,24	6228,61

TABELA 5.7. PARÂMETROS ECONÔMICOS E FINANCEIROS PARA 1 TURNO DE TRABALHO (6 HORAS).

CONTINUAÇÃO...

Rentabilidade, (%)	Tempo, (1tB), horas	Custo de prod. R\$/kg	Custo de prod. US\$/kg	Rentab., R, %, (modelo)	PE, ton, (modelo)	Tempo (1tonB), horas, (modelo)
-108,67	20,00	0,73	0,30	-92,64	23,24	18,54
-10,14	20,00	0,83	0,34	-9,38	9,24	18,54
-61,50	14,29	0,54	0,23	-67,74	23,24	12,90
13,29	14,29	0,64	0,27	15,53	9,24	12,90
-94,09	20,00	0,74	0,31	-92,64	22,11	18,54
-6,83	20,00	0,83	0,35	-9,38	8,11	18,54
-53,25	14,29	0,55	0,23	-67,74	22,11	12,90
15,07	14,29	0,64	0,27	15,53	8,11	12,90
-24,87	10,00	0,44	0,18	-21,91	21,97	8,24
28,96	10,00	0,53	0,22	24,05	7,97	8,24
0,90	7,14	0,33	0,14	2,99	21,97	5,44
41,77	7,14	0,43	0,18	48,96	7,97	5,44
-16,91	10,00	0,44	0,19	-21,91	20,84	8,24
30,77	10,00	0,54	0,22	24,05	6,84	8,24
5,41	7,14	0,34	0,14	2,99	20,84	5,44
42,74	7,14	0,43	0,18	48,96	6,84	5,44
31,86	11,11	0,58	0,24	29,71	8,87	11,20
-69,53	11,11	0,44	0,18	-65,92	29,59	11,20
20,72	8,89	0,43	0,18	25,67	11,52	8,04
-11,52	14,81	0,64	0,27	-11,69	11,52	14,37
10,46	11,11	0,51	0,21	6,99	10,67	11,20
5,86	11,11	0,50	0,21	6,99	12,37	11,20
27,84	7,41	0,40	0,17	27,94	10,57	4,72
-50,57	22,22	0,83	0,35	-50,18	12,47	18,04
8,24	11,11	0,51	0,21	6,99	11,52	11,20

TABELA 5.8. PARÂMETROS ECONÔMICOS E FINANCEIROS PARA 2 TURNOS DE TRABALHO (12 HORAS)

<b>Pvb, (R\$)</b>	<b>Xb, (Fração)</b>	<b>Xc (Fração)</b>	<b>F (ton/h)</b>	<b>Projeção de vendas, (ton)</b>	<b>Projeção de Faturamento, R\$</b>	<b>Projeção de impostos (23,93%), (R\$)</b>
300	0,5	0,1	0,1	14,40	5040,00	1206,07
700	0,5	0,1	0,1	14,40	10800,00	2584,44
300	0,7	0,1	0,1	20,16	6768,00	1619,58
700	0,7	0,1	0,1	20,16	14832,00	3549,30
300	0,5	0,16	0,1	14,40	5472,00	1309,45
700	0,5	0,16	0,1	14,40	11232,00	2687,82
300	0,7	0,16	0,1	20,16	7200,00	1722,96
700	0,7	0,16	0,1	20,16	15264,00	3652,68
300	0,5	0,1	0,2	28,80	10080,00	2412,14
700	0,5	0,1	0,2	28,80	21600,00	5168,88
300	0,7	0,1	0,2	40,32	13536,00	3239,16
700	0,7	0,1	0,2	40,32	29664,00	7098,60
300	0,5	0,16	0,2	28,80	10944,00	2618,90
700	0,5	0,16	0,2	28,80	22464,00	5375,64
300	0,7	0,16	0,2	40,32	14400,00	3445,92
700	0,7	0,16	0,2	40,32	30528,00	7305,35
796	0,6	0,13	0,15	25,92	22036,32	5273,29
204	0,6	0,13	0,15	25,92	6691,68	1601,32
500	0,75	0,13	0,15	32,40	17604,00	4212,64
500	0,45	0,13	0,15	19,44	11124,00	2661,97
500	0,6	0,175	0,15	25,92	14850,00	3553,61
500	0,6	0,085	0,15	25,92	13878,00	3321,01
500	0,6	0,13	0,225	38,88	21546,00	5155,96
500	0,6	0,13	0,075	12,96	7182,00	1718,65
500	0,6	0,13	0,15	25,92	14364,00	3437,31

TABELA 5.8. PARÂMETROS ECONÔMICOS E FINANCEIROS PARA 2 TURNOS DE TRABALHO (12 HORAS).

CONTINUAÇÃO...

<b>Projeção de Materiais, R\$</b>	<b>Custo variável, R\$</b>	<b>Margem de Contribuição, R\$</b>	<b>Despesas Fixas, R\$</b>	<b>Resultado (Lucro ou prejuízo), R\$</b>	<b>PE (ton)</b>	<b>PE (R\$)</b>
1579,30	2785,38	2254,62	5190,87	-2936,25	33,15	11603,70
1579,30	4163,74	6636,26	5190,87	1445,39	11,26	8447,74
1579,30	3198,89	3569,11	5190,87	-1621,76	29,32	9843,28
1579,30	5128,60	9703,40	5190,87	4512,53	10,78	7934,43
1579,42	2888,87	2583,13	5190,87	-2607,74	28,94	10996,14
1579,42	4267,24	6964,76	5190,87	1773,89	10,73	8371,27
1579,42	3302,38	3897,62	5190,87	-1293,25	26,85	9589,00
1579,42	5232,10	10031,90	5190,87	4841,03	10,43	7898,15
2443,50	4855,65	5224,35	5190,87	33,48	28,62	10015,40
2443,50	7612,38	13987,62	5190,87	8796,75	10,69	8015,86
2443,50	5682,67	7853,33	5190,87	2662,46	26,65	8946,98
2443,50	9542,10	20121,90	5190,87	14931,03	10,40	7652,46
2443,74	5062,64	5881,36	5190,87	690,49	25,42	9659,14
2443,74	7819,38	14644,62	5190,87	9453,75	10,21	7962,49
2443,74	5889,66	8510,34	5190,87	3319,47	24,59	8783,26
2443,74	9749,09	20778,91	5190,87	15588,04	10,07	7626,33
2011,49	7284,78	14751,54	5190,87	9560,67	9,12	7754,29
2011,49	3612,81	3078,87	5190,87	-2112,00	43,70	11281,95
2011,49	6224,13	11379,87	5190,87	6189,00	14,78	8029,98
2011,49	4673,47	6450,53	5190,87	1259,66	15,64	8951,70
2011,63	5565,23	9284,77	5190,87	4093,90	14,49	8302,24
2011,36	5332,36	8545,64	5190,87	3354,77	15,74	8429,90
2659,69	7815,64	13730,36	5190,87	8539,49	14,70	8145,64
1363,30	3081,95	4100,05	5190,87	-1090,82	16,41	9092,78
2011,49	5448,80	8915,20	5190,87	3724,33	15,09	8363,43

TABELA 5.8. PARÂMETROS ECONÔMICOS E FINANCEIROS PARA 2 TURNOS DE TRABALHO (12 HORAS).

CONTINUAÇÃO

<b>Rentabilidade, R, (%)</b>	<b>Tempo (1tB), horas</b>	<b>Custo de prod., R\$/kg</b>	<b>Custo de prod., US\$/kg</b>	<b>Rentab., R, %, (modelo)</b>	<b>PE, ton, (modelo)</b>	<b>Tempo (1tonB), horas, (modelo)</b>
-58,26	20,00	0,55	0,23	-52,52	29,74	19,36
13,38	20,00	0,65	0,27	14,14	11,08	19,36
-23,96	14,29	0,42	0,17	-22,84	29,74	15,15
30,42	14,29	0,51	0,21	31,70	11,08	15,14
-47,66	20,00	0,56	0,23	-52,52	29,74	19,36
15,79	20,00	0,66	0,27	14,14	11,08	19,36
-17,96	14,29	0,42	0,18	-22,84	29,74	15,14
31,72	14,29	0,52	0,22	31,70	11,08	15,14
0,33	10,00	0,35	0,15	2,22	29,74	10,48
40,73	10,00	0,44	0,19	42,80	11,08	10,48
19,67	7,14	0,27	0,11	21,34	29,74	6,26
50,33	7,14	0,37	0,15	49,80	11,08	6,26
6,31	10,00	0,36	0,15	2,22	29,74	10,48
42,08	10,00	0,45	0,19	42,80	11,08	10,48
23,05	7,14	0,27	0,11	21,34	29,74	6,26
51,06	7,14	0,37	0,15	49,80	11,08	6,26
43,39	11,11	0,48	0,20	41,53	12,30	11,22
-31,56	11,11	0,34	0,14	-29,81	40,29	11,22
35,16	8,89	0,35	0,15	38,54	15,70	8,06
11,32	14,81	0,51	0,21	11,03	15,70	14,39
27,57	11,11	0,41	0,17	24,78	15,70	11,22
24,17	11,11	0,41	0,17	24,78	15,70	11,22
39,63	7,41	0,33	0,14	39,63	15,70	8,14
-15,19	22,22	0,64	0,27	-15,00	15,70	21,46
25,93	11,11	0,41	0,17	24,78	15,70	11,22

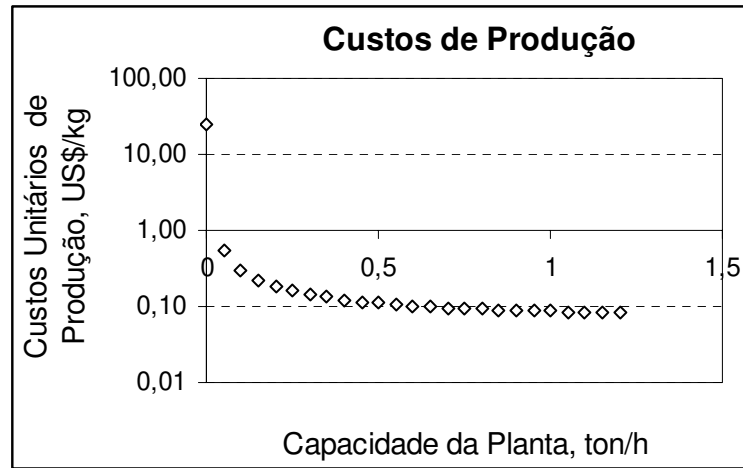


FIGURA 5.10. EFEITO DA CAPACIDADE DE ALIMENTAÇÃO DE BIOMASSA DA PLANTA (TON/H) NOS CUSTOS UNITÁRIOS DE PRODUÇÃO DE BIO-ÓLEO (US\$/KG) PARA AS SEGUINTE CONDIÇÕES:  $P_{vb}$  =R\$ 300/TON,  $X_b$  =50% E  $X_c$  =14%. PARA A CAPACIDADE DE 1KG/H O CUSTO É DE US\$ 24,50/KG BIO-ÓLEO

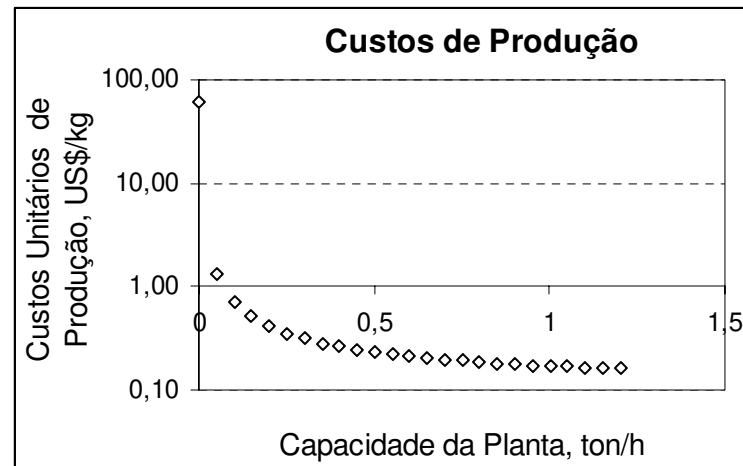


FIGURA 5.11. EFEITO DA CAPACIDADE DE ALIMENTAÇÃO DE BIOMASSA DA PLANTA (TON/H) NOS CUSTOS UNITÁRIOS DE PRODUÇÃO DE BIO-ÓLEO (US\$/KG) PARA AS SEGUINTE CONDIÇÕES:  $P_{vb}$  =R\$ 300/TON,  $X_b$  =20% E  $X_c$  =14%. PARA A CAPACIDADE DE 1KG/H O CUSTO É DE US\$ 61,21/KG BIO-ÓLEO.



## **5.5. Considerações gerais do capítulo**

As seguintes considerações gerais podem ser levantadas:

1. Verifica-se a necessidade de aumentar a produção de bio-óleo procurando-aumentar a rentabilidade do processo produtivo;
2. O aumento da capacidade da planta de pirólise, neste caso relacionado com o aumento da escala da planta (tamanho da planta), deve ser realizado levando-se em consideração a determinação das possíveis distorções na qualidade dos produtos, isto é, no preço dos produtos, devido às mudanças de escala;
3. A partir da simulação econômica do tipo realizada foi possível estimar índices econômicos e financeiros em função de parâmetros operacionais da planta, estabelecidos a partir do uso da modelagem experimental, por meio da estrutura de um planejamento fatorial.

## Capítulo 6 – Conclusões e Recomendações para Futuros Estudos

O presente trabalho realizou uma avaliação fluidodinâmica e operacional de um modelo de reator de leito fluidizado em escala piloto, trabalhando em regime de pirólise rápida com capim elefante pré-tratado como fonte de insumo. O estudo realizado baseou-se na caracterização dos finos de carvão vegetal primário oriundos do processo de pirólise, e elutriados do reator pelo efeito do arraste dos próprios gases e vapores de processo.

O reator de pirólise, cujo projeto conceitual tinha sido realizado por este mesmo autor, foi modificado em alguns de seus componentes, visando-se aumentar sua flexibilidade operacional, realizar o controle das variáveis de operação e facilitar a obtenção de dados que permitissem cumprir os objetivos propostos. As mudanças foram feitas no sistema de alimentação de biomassa, no sistema de distribuição e controle do agente de fluidização, no sistema de coleta das amostras de finos de carvão, no sistema de controle da vazão de biomassa e na instrumentação requerida para a medição das variáveis pretendidas.

Uma malha experimental foi desenvolvida, baseada em planejamentos do tipo fatorial a 2 (dois) níveis para se realizar o levantamento das informações necessárias à pesquisa.

A partir dos resultados experimentais e da sua análise já descrita anteriormente, concluiu-se que:

1. Os dados experimentais levantados indicaram que as principais características da dinâmica do escoamento na coluna de fluidização da planta de pirólise em regime borbulhante são:
  - Uma região bem densa na parte inferior ocupada, principalmente, pelos sólidos participantes, cuja concentração é função da razão velocidade superficial do gás à velocidade de mínima fluidização do inerte, as duas variáveis à mesma temperatura de referência,  $\left[ (v_{sg}/v_{mf}) \right]_T$ , e da altura inicial do leito de inertes,  $HL$ . Para maiores alturas do leito de inertes (altura inicial do leito quando estático), a região de maior densidade é induzida à elevação no sentido axial. Junto à fase densa existe uma fase ocupada pelas bolhas, as quais aumentam de tamanho a medida que se deslocam (sobem), e explodem na superfície do leito, sendo as

responsáveis pelo arraste súbito e pelas flutuações consideráveis da pressão estática ao longo da altura da coluna;

- Uma região bem diluída acima do leito, onde a concentração de sólidos é relativamente baixa, e aumenta com a altura inicial do leito e a velocidade superficial do gás.

2. A medição da pressão estática ao longo da altura do reator permitiu obter cada um dos perfis de porosidade reportados neste trabalho para o reator operando em cada condição experimental;
3. O aumento da velocidade superficial do gás provoca a redução da concentração de sólidos na base da coluna de fluidização e seu aumento na parte superior. O aumento da concentração de sólidos no topo da coluna é controlado, basicamente, pelo arraste das partículas de inerte de menor tamanho, cuja velocidade terminal é menor;
4. Foi verificada, em alguns testes realizados, a operação do reator num regime perto do regime de slugging das partículas, no qual elevadas flutuações da pressão estática são constatadas pelo efeito da elevada taxa de formação de bolhas. A operação frequente do reator nestas condições impossibilita o trabalho estável e contínuo do mesmo.

**As recomendações derivadas deste estudo são as seguintes:**

1. Dando continuidade a este estudo, recomenda-se realizar ainda, mudanças com o objetivo de fornecer maior flexibilidade ao controle de parâmetros que permitam a obtenção de outros dados, por exemplo, análise de gases e medição da vazão de gases produzidos, melhorar o desempenho das medições existentes de pressão estática usando transdutores de pressão, e colocar um maior número de pontos de medida na região densa do leito, de forma a melhor descrevê-la (temperatura e pressão estática);
2. Sugere-se ainda realizar alterações no sistema de alimentação de biomassa visando-se garantir a total estanquidade para qualquer condição experimental desejada,

procurando-se aumentar a flexibilidade operacional da planta e realizar experimentos com maiores alturas iniciais do leito de inertes. A restrição referida à alimentação deve ser desconsiderada se a fluidização se realizasse com a utilização de um gás não oxidante;

3. Fazer um estudo da influência dos parâmetros operacionais sobre algumas características de qualidade e o rendimento do bio-óleo, por ser este o produto de maior valor agregado, que define a viabilidade econômica do processo;
4. Estudar, de forma mais aprofundada, a operação do reator na faixa das possíveis menores e maiores velocidades superficiais do gás, baseado na mudança do agente de fluidização e processo;
5. Obter modelos matemáticos empíricos rigorosos e otimizados válidos para uma região experimental o suficientemente ampla que possa incluir as possíveis situações operacionais práticas da planta;
6. Utilização da modelação matemática e simuladores existentes visando-se estimar parâmetros que caracterizam o processo, os quais não são possíveis de serem medidos diretamente na planta, ou sua obtenção é muito custosa ou de baixa precisão. Sendo possível a obtenção de todos os sub-produtos da pirólise, através da simulação do processo balanços da massa podem ser comprovados teórica e experimentalmente;
7. Corrigir os modelos matemáticos empíricos otimizados na planta piloto modelo por efeito das mudanças de escala;
8. Fazer uma re-avaliação econômica a partir da estimativa dos efeitos das mudanças de escala na qualidade do bio-óleo e demais sub-produtos do processo;

9. Aprofundar na modelagem econômica e avaliação dos modelos econômicos obtidos a partir do conhecimento das características qualitativas (preço) e quantitativas (produção) do bio-óleo.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABCP M10/71 (1); Associação Técnica Brasileira de Celulose e Papel. **Determinação de Lignina pelo Método Klason**, Brasil, 1971;
- ABIQUIM, Anuário Brasileiro de Química, São Paulo, 1998;
- ALDEA, M. E., MASTRAL, J. F., CEAMANOS, J. e BILBAO, R. The Heat of Reaction during Combustion of Wood. **Proceedings of the International Conference "Biomass for Energy and Industry", 10<sup>th</sup> European Conference and Technology Exhibition**, Würzburg, Germany, 8-11, June, 1998;
- ALVES, S. S. e FIGUEREDO, J. L. Pyrolysis Kinetics of Lignocellulosic Materials by Multistage Isothermal Thermogravimetry. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, N°13, pp. 123–134, 1988;
- ANTAL Jr., M.J., MOK, W.S.L., SZABO, P., VARHEGYI, G. e ZELEI, B. Formation of charcoal from biomass in a sealed reactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **American Chemical Society**, vol. 31, n° 4, pp. 1162-1166, 1992;
- ASTM D4892:1989 (reapproved 1994): **Standard Test Method for Density of Solid Pitch (Helium Pycnometer Method)**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;
- ASTM D3850:1994: **Standard Test Method for Rapid Thermal Degradation of Solid Electrical Insulating Materials by Thermogravimetric Method**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;
- ASTM D167:1993: **Standard Test Method for Apparent and True Specific Gravity and Porosity of Lump Coke**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;

ASTM D293:1993: **Standard Test Method for the Sieve Analysis of Coke**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;

ASTM Standard E.711:1987: **Gross Calorific Value of Refuse-Derived Fuel by the Bomb Calorimeter**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;

ASTM Standard E.871:1982: **Standard Method for Moisture Analysis of Particulate Wood Fuels**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;

ASTM Standard E.872:1982: **Volatile Matter in the Analysis of Particulate**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;

ASTM Standard E.1534:1993: **Standard Test Method for Determination of Ash Content of Particulate Wood Fuels**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, USA;

ASTM Standard E.777:1987 (reapproved 1992): **Carbon and Hydrogen in the Analysis Sample of Refuse-Derived Fuel**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, País;

ASTM Standard E.778:1987 (reapproved 1992): **Standard Test Methods for Nitrogen in the Analysis Sample of Refuse-Derived Fuel**, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, País;

AZBEL, S. D. e CHEREMISINOFF, P. N. **Chemical and process equipment design, vessel design and selection**. Edit. Ann Arbor Science, 1982;

BAKER, E.G. e ELLIOTT, D.C.. Catalytic Upgrading of Biomass Pyrolysis Oils. **In Research. In: Thermochemical Conversion**, (Bridgwater A.V., Kuester J.L., eds.) Londres: Elsevier Applied Science; Fenix, USA, April, 1988;

- BARBOSA, R. D. **Secagem de Bagaço de Cana-de-Açúcar em Sistema Pneumático**. Dissertação de Mestrado, Faculdade de Engenharia de Alimentos-FEA, UNICAMP, Campinas, SP, 1992;
- BARBOSA, R. D. e MENEGALLI, F.C. Estudo da velocidade terminal e coeficiente de arraste para bagaço de cana. **Anais do XIV Congresso do ENEMP**. UNICAMP, Campinas, SP, Brasil, 291-301, outubro, 1986;
- BARROS, N.B., SCARMINIO, I.S. e BRUNS, R.E. **Como Fazer Experimentos: Pesquisa e Desenvolvimento na Ciência e na Indústria**. 2<sup>a</sup> edição. Campinas: Editora da UNICAMP, 2001;
- BASU, P. **Design of gas distributors for fluid bed boilers**. In: Fluidized bed boilers: design and application. Nova Scotia, Pergamon Press Canada Ltda, Canadá, 1984. p 45-61;
- BECKER, H. A., Effects of shape and Reynolds Number on drag in the motion of freely oriented body in an infinite fluid. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, April, 1959;
- BECKWITH, T. G., BUCK, N. C., MARANGONI, R. D. Mechanical measurements. Capítulo.9: Treatment of uncertainties. University of Pittsburgh, Addison, **Wesley Series in Mechanical Engineering**, Addison, Wesley Publishing Company Inc., Philippines, 1982;
- BERNHARDT, W. H. Shape factors of bagasse particles. **Proceedings of The South African Technologists Association**, June 1993, p. 181-184;
- BEZZON, G., “Avaliação de possíveis impactos energéticos e ambientais derivados da introdução de novas tecnologias, para a obtenção eficiente de carvão vegetal e carvão



- ativado”, **Tese de Doutorado**, Faculdade de Engenharia Mecânica-UNICAMP, Planejamento de Sistemas Energéticos, Campinas, São Paulo, Brasil, 1998;
- BI, H.T., GRACE, J. R. e ZHU, J. Propagation of Pressure Waves and Forced Oscillations in Gas-Solid Fluidized Beds and their Influence on Diagnostics of Local Hydrodynamics. **Powder Technology**, 82:239, 1995;
- BILBAO, R., GARCIA, P., RODRIGO, R. e MILLERA, A. Analysis of the results obtained in a biomass downdraft gasifier. In: **Biomass for Energy and Industry**, Elsevier Applied Science, London, 1990, p. 811-814;
- BILBAO, R., ARAUZO J. e MILLERA. A. Kinetics of Thermal Decomposition of Cellulose. Part I. Influence of Experimental Conditions. **Thermochemical Acta**, N° 120, pp.121-131, 1987;
- BLACKADDER, W. H., LUNDBERG, H., RENSFELT, E., WALDHEIM, L. Heat and power production via gasification in the range 5-50 Mw<sub>e</sub>. Paper prepared for **Advances in Thermochemical Biomass Conversion**, Interlaken, Switzerland, May, 11-15.1992, 27 p.;
- BOATENG, A. A. Fluidized bed steam gasification of rice hull. **Bioresource Technology**, 40, pp. 235-239, 1992;
- BOND, Desmond. **State-of-the-Art of thermochemical Process for Conversion of Biomass to Energy**. Report of the United Nations Technical Panel on Biomass Energy, Virginia, USA, 1980;
- BOX G., HUNTER W., HUNTER G.: **Introducción al diseño de experimentos, análisis de datos y construcción de modelos**. Editorial Reverté S.A., España, 1993;

BRADBURY, A.G., SAKAI, Y. e SHAFIZADEH, F. Journal of Applied Polymers Science, 23, 327, 1979;

BRASILMINAS INDÚSTRIA E COMÉRCIO LTDA. **Comunicação Pessoal**. São Paulo, 2002;

BRIDGWATER, A. V. **Review of thermochemical biomass conversion**. Energy Research Group, Aston University, Birmingham, Crown Copyright, January, 1991, 76p.;

BRIDGWATER, A.V., PEACOCKE, C. Biomass Fast Pyrolysis. Presented at: **Second Biomass Conference of the Americas**, Portland, USA, August 1995, pp. 1037-1047;

BRIDGWATER, A.V. Production of high grade fuels and chemicals from catalytic pyrolysis of biomass. **Catalysis Today**, no29, Elsevier, pp.285-295, 1996;

BRIDGWATER, A.V. (editor). An Introduction to Fast Pyrolysis of Biomass for Fuels and Chemicals. **Fast Pyrolysis of Biomass: A Handbook**, volume 1, Aston University, CPL Press, Bio-Energy Research Group, Aston Triangle, Birmingham, UK, May 1999;

BRIDGWATER, A.V. (editor). The Status of Biomass Fast Pyrolysis. **Fast Pyrolysis of Biomass: A Handbook**, volume 2, Aston University, CPL Press, Bio-Energy Research Group, Aston Triangle, Birmingham, UK, May 2002;

BRIDGWATER, A.V., CZERNIK, S. e PISKORZ, J. An Overview of Fast Pyrolysis. **First World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry, Conference and Exhibition**, Sevilla, Spain, 5-9 de June 2000;

CALVERT, S. e ENGLUND, M. H. **Handbook of air pollution technology**, Capítulo 13: "Control of Particles by Mechanical Collectors", by Licht, W., edit. John Wiley and Sons, 1984;

- CAMPOS, A.T., SAGLIETTI, J.R.C. e de CAMPOS, A.T. Esfericidade e Circularidade de Grãos de Soja e Milho. **I Simpósio sobre Energia-SINERGIA**, Faculdade de Ciências Agrárias-FCA, UNESP, Botucatu, SP, 1999;
- CHANG, H. e LOUGE, M. Fluid Dynamic Similarity of Circulating Fluidized Beds. **Powder Technology**, 70:259, 1992;
- CHATERJEE, P. K. Pyrolysis of Biomass. **Journal of Applied. Polimers. Science**, 12, 487, 1968;
- CHISTIAKOV, V. **Medición de Flujo**, editorial Pueblo y Educación, Ciudad de la Habana, Habana, Cuba, 1987;
- COMITATO TERMOTÉCNICO ITALIANO. **La Combustione in Leito Fluido: Principie Technologie**. Secreteria della Comissione Centrale, Dipartimento di Energetica del Politecnico P. Leonardo da Vinci, 32, Milano, Gennaio, 1993;
- CONCHA, F.J. e ALMENDRA, E.R. Velocidade de Sedimentação de Partículas Esféricas. Anais do V ENEMP, Rio de Janeiro, 1977 apud SANTANA, C. C. e D'ÁVILA, J. S. Aspectos de projeto de combustores em leito fluidizado. In: **Tópicos Especiais de Sistemas Particulados**. São Carlos, Universidade Federal de São Carlos, Departamento de Engenharia Química. São Carlos. Volume 2. 1986;
- CONNOR, M. A. e PISKORZ, J. **Advances in Thermochemical Biomass Conversion**, p. 1502, London, 1994;
- COPERSUCAR-CTC. **Boletim Técnico da Divisão Industrial**. I Seminário de Tecnologia Industrial, Piracicaba, SP, Brasil, 1983;

- CORDERO, T.; RODRÍGUEZ-MAROTO, J; RODRÍGUEZ-MIRASOL; RODRÍGUEZ, J.J.  
On the kinetics of thermal decomposition of wood and wood components.  
**Thermochemical Acta** N° 164, p. 135-144. 1990;
- CZERNIK, S., KOEBERLE, P. G., JOLLEZ, P., BILODEAU, J. F. e CHORNET, E.  
Gasification of residual biomass via the biosyn fluidized bed technology. In: **Proceedings of Advances in Thermochemical Processing of Biomass**, Interlaken, 1992, Elsevier Publisher, ed. by A. Bridgwaters, 1993;
- DAVIDSON, J.F., AND HARRISON, D. **Fluidized Particles**, Cambridge University Press, Cambridge, UK. (1963);
- DEGLISE, X e MAGNE, P. **Biomass**. Edited by D O Hall and R P Overen, John Wiley & Sons Ltd., 1987;
- DI BLASI, C. Analysis of convection and secondary reaction effects within porous solid fuels undergoing pyrolysis. **Combustion Science and Technology**, 1992;
- DIFELICE, R., RAPAGNA, S. e FOSCOLO, P.U. Dynamic Similarity Rules: Validity Check for Bubbling and Slugging Fluidized Beds. **Powder Technology**, pp.71-281, 1992a;
- DIXON GORDON. Pneumatic Conveying. **The Chemical Engineer**, N° 600, pp. 26-29, November 1995;
- EXAME**. Ed. Maiores e Menores Artigos. Como se Faz Gente que Faz, No 721, 2001;
- FAN L.T., HO T.C., HIRAOKA S. e WALAWENDER W. P. Pressure Fluctuations in a Fluidized Bed. **AIChE J.**, pp.27-388, 1981;
- FAO- Food and Agricultural Organization. **Agricultural Production**, Crops Primary – Live Animals in the World, <http://www.fao.org>. Acesso em 22/06/2002;

- GARCELL, P.L.; DIAZ, G.A. e SURÍS, C.G. **Transferencia de Cantidad de Movimiento, Calor y Masa**, editorial Pueblo y Educación, Ciudad de la Habana, Habana, Cuba, 1992, 348p.;
- GAREA, B.M.I. **Tecnología para la obtención de Carbon Primario a Partir de Materiales Lignocelulósicos en Capa Fluidizada**. Tese de Doutorado, Universidad de Camagüey, Camagüey, Cuba, 1990;
- GELDART, D. Estimation of Basic Particle Properties for Use in Fluid-Particle Process Calculations. **Powder Technology**, 60, 1-13, 1990;
- GLICKSMAN, L.R.; HYRE, M. e FARRELL, P. Dynamic Similarity in Fluidization. **Intenational Journal of Multiphase Flow**. Volume 20, N° 331, 1994;
- GOLDEMBERG, José. Energy and Sustainable Development. **Conferência Sustentabilidade na Geração e Uso de Energia no Brasil: os próximos 20 anos**. Centro de convenções UNICAMP, Campinas, São Paulo, fevereiro 18-20, 2002;
- GOMIDE, José L. e DEMUNER, José B. Determinação do Teor de Lignina em Material Lenhoso. **O papel**, agosto,1986;
- GREGOIRE, C. E. Technoeconomic Analysis of the Production of Biocrude from Wood. Report of the NREL, 1992
- GUST, S. Combustion of pyrolysis liquids. **In: PyNE, Pyrolysis Network for Europe**, Issue 3, 10-11 March. 1997;
- GUST, S. Combustion of pyrolysis liquids. **In: Proc. Int. Conf. Gasification and Pyrolysis of Biomass**, Stuttgart, 9-11 April, Germany. Kaltschmitt, M., Bridgwater, A. V. (Eds), CPL Press,Newbury, UK, pp. 498-503, 1997;

HALL, D. O. Biomass Energy. **Energy Policy Renewables Series**, 1991.p. 711-737;

HEYWOOD, H . **Size, Shape and size distribution of particulate materials**. Course on particule technology. Nordwijk. Netherlands 18 pp. (1970)

HOWARD, J.R.. **Fluidized Bed Technology: Principles and Applications**, Bridport, Great Britain, Bristol, 1989;

HUGOT, E. **Manual para Ingenieros Azucareros**. Compañia Editorial Continental, México, 1976, 803p.;

Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo S.A-IPT. **Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Álcool: Manual de Recomendações**, publicação IPT 1817, Secretaria da Ciência, Tecnologia e Desenvolvimento Econômico do Estado de São Paulo, SP, Brasil, 1990, 796p.;

ISLAM, M. N. e ANI, F. N. Techno-economics of Rice Husk Pyrolysis, Conversion with Catalytic Treatment to Produce Liquid Fuel. **Bioresource Technology**, 73, pp. 67-75, 2000;

ISO TAG 4: **Guide to Expression of Uncertainty in Measurement**, International Organization for Standardization, Geneva, Switzerland, 1995;

JENKINS, B.M. Fuels Properties for Biomass Materials. In: International Symposium on Application and Management of Energy in Agriculture: The Role of Biomass Fuels, pp. 21-23, Delhi, India, 1990;

JOLLEZ, P., CZERNIK, S., KOEBERLE, P. G., BILODEAU, J. F. e CHORNET, E. **Gasification of lignocellulosics and MSW via the biosyn fluidized bed technology: a pilot advanced technologies**, Firenze, Italy, Nov. 1991;

- KAMAL A. R. I. Técnicas de Medida e Instrumentação em Engenharia, DETF, Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, **Notas para um livro**, Campinas, São Paulo, Brasil, S/N de páginas organizadas, 1993;
- KILZER, F.J. e BROIDO, A. **Pyrodynamics**, N° 2,151,1965;
- KONO, H.O, SOLTANI-AHMADI, A. and HUANG, C.C. The Prediction of Kinetic Forces and Kinetic Collision Energy of Solid Particles in Fluidized Beds. **AIChE Symposium Series: Fluidization and Particle Systems**, N° 255, vol. 83, 1989;
- KUNII, P. e LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. Robert E. Krieger Publishing Company, Inc., Macabar, Florida, USA, 1977, 534 p.;
- LEITH, D. e LICHT, W. The collection efficiency of cyclone type particle collectors: a new theoretical approach, **AIChE Symposium Series**, N° 126, volume 68, pp. 196-206, 1972;
- LINDFIELD G. e PENNY J. **Numerical Methods using Matlab**. Aston University, ed. Ellis Horwood Limited, London,1995;
- LIRAG, R.C. e LITTMAN, H. Statistical Study of the Pressure Fluctuations in a Fluidized Bed. **AIChE Symposium Series**, 166 (67):11, 1971;
- LIPSKA, A. E., PARKER, W. J. **Journal of Applied Polymers Science**, 851, 1969;
- LOPEZ PLANES, R. **Diseño Estadístico de Experimentos**. Edição Única, Habana, Editora Científico-Técnica, 1984;
- MALCOLM, R. **z-Factor: A Pascal Program to Calculate the Z-factor for Real Gases**. Geological Engineering, University of Saskatchewan, Saskatoon, SK, Canada, 1987;

- MAKRAY, Z. T. **Gaseificação de madeira em gaseificador co-corrente para a produção de gás de médio poder calorífico e gás de síntese.** Campinas: UNICAMP, 1984, 246 p., Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) - Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, 1984;
- MEIER, D., SCHOLZE, B., Fast pyrolysis liquid characteristics. **In: Proceeding International Conference Gasification and Pirolysis of Biomass, Stuttgart, 9-11 April, Germany, Kaltschmitt, M., Bridgwater, A. V (Eds.), CPL Press, Newbury, UK, pp. 431-441, 1997;**
- MEIRELLES, A. J. A. **Secagem de bagaço de cana em leito fluidizado.** Campinas: UNICAMP, 1984, 141 p., Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) - Fac. de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, 1984;
- MELNICK J. **Manual de Projetos de Desenvolvimento Econômico**, editorial., Entrelivros Cultural, 1978, 293p.;
- MENDEZ, T. F. **Pirólise de Carvão em Reator de Bancada de Leito Fluidizado-Devolatilização do Carvão CEC-35 da Mina de Leão I.** Tese de Mestrado, Escola de Engenharia, UFGRS, Porto Alegre, RS, 1983;
- MESA PÉREZ, J.M, L.E. BROSSARD, J.R. GUERRERO, E. HENRY. Estrategia de utilización del Diseño de Experimentos. **Tecnología Química**, vol.18, N° 2, 1998;
- MESA PÉREZ, J. M., BROSSARD, L. E., OLIVARES, E. G., CORTEZ, Luís A. B., ROCHA J.D., NUNHES, J.N., SEYE, O. e BROSSARD, L. E. Jr.. Pirólise lenta unidimensional de uma grande partícula de capim elefante e bagaço de cana-de-açúcar num reator de leito fixo. **Trabalho a ser apresentado no AGRENER 2002**, a celebrar-se na cidade de Campinas, São Paulo, setembro de 2002;



- MESA-PÉREZ, J., OLIVARES, E. G., ROCHA, J. D. e CORTEZ, L. A. B. **Estudos de Projeto de Plantas de Pirólise em Leito Fluidizado**. Informe Técnico Interno, UNICAMP, Campinas, São Paulo, Brasil, 2002;
- MILLER, R.W. **Flow Measurement Engineering Handbook**, segunda edição, McGraw-Hill Publishing Company, México, 1989;
- MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. Balanço Energético Nacional–BEN 2002. Departamento Nacional de Desenvolvimento Energético. Secretaria de Energia do MME, Brasília, 2002 (ano base 2001);
- MOHSENIN, N. **Physical Properties of Plant and Animal Materials**. Volume I-Structure, Physical Characteristics and Mechanical Properties, edited by Gordon and Breach, Science Publishers, Inc., London, 1970;
- MORAES, F. F., PENTEADO, R. C. P. e REGINA, S. P. **Queda de pressão em borbulhadores para leito fluidizado**, Maringá, Universidade Estadual de Maringá, Departamento de Engenharia Química. Maringá, Paraná. 1985;
- MUTANEN, K. Opportunities for bioenergy in power generation. **Electric Utility Congress**, Boston, Massachusetts, June 15-16, 1993;
- NEBRA, S. A. P. **Secagem -pneumática de bagaço de cana**. Campinas : UNICAMP, Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Fac. de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1985;
- NEBRA, S.A.P.e MACEDO, I.C. Bagasse Particles Shape and Size and their free-settling Velocity. **International Sugar Journal**, 90, No 1077, 168-170, 1988;

- NOGUEIRA, L. A. H., SILVA-LORA, E.E. e TROSSERO, M.A. “Dendroenergia: Fundamentos e Aplicações”, editora da ANEEL-Agência Nacional de Energia Elétrica, Brasília, Brasil, 2000;
- OLADE – Organización Latinoamericana de Energia. World Energy Production. Ano base 2001. Energy Statistic. <http://www.olade.org.ec>, Acesso em 22/06/2002;
- OLIVARES, E.G. Projeto, Construção e Avaliação Preliminar de um Reator de Leito Fluidizado para Gaseificação de Bagaço de Cana-de-Açúcar. **Tese de Mestrado**, FEAGRI-UNICAMP, Campinas, São Paulo, outubro de 1996;
- OLIVARES, E.G., MESA PÉREZ, J. M., ROCHA, D.J. e CORTEZ, L.A.B. **Relatório PIB-Projeto Integrado de Biomassa**, IPT, São Paulo, 2001;
- OLIVARES, Edgardo G., MESA PÉREZ, Juan M., ROCHA, Dilcio J. e CORTEZ, Luís A. B., BROSSARD, Luis E., SEYE, Omar e BROSSARD, Luis E. Jr. Estudio de propiedades físicas e geométricas de partículas sólidas de biomasa para su uso en procesos del tipo fluido-partícula. **Proceedings del Congreso Diversificación 2002, ICIDCA**, Habana, June 17-21, Junio, 2002;
- OGAWA, A. **Separation of particles from air and gases**, volume 1 and 2, by CRC Press, Inc. 1984;
- ÓRFÃO, J.J.M; ANTUNES, F.J.A; FIGUEIREDO, J.L. Pyrolysis kinetics of lignocellulosic materials - Three independent reactions model. **Fuel**, N° 78, pp.349-358, 1999;
- PAKDEL, H., AMEN-CHEN, D., ROY, C. Phenolic compounds from vacuum pyrolysis of wood wastes. **Can. J. Chem. Eng.**, 75, pp.121-126. 1997;
- PAVLOV, F. K., ROMANKOV, G. P. e KOSKOV, A. A. **Ejemplos para el curso de operaciones básicas y equipos en tecnologia química**. ed. MIR, Moscou, 1981;

- PEACOCKE, G.V.C, DICK, C.M, HAGUE, R., COOKE, L. e BRIDGWATER, A.V. Comparision of Ablative and Fluid Bed Fast Pyrolysis Products: Yields and Analysis. **Developments in Thermochemical Biomass Conversion**, Banff, vol. 38, pp. 2621-2629, May 1996;
- PEÇANHA, R.P. e MASSARANI, G. Avaliação do Desenvolvimento de Hidrociclones. **RBT**, volume 11, 289, 1980;
- PENEDO, M. La Biomasa como Fuente de Energía y Productos Químicos. Monografía, Universidad de Oriente-UO, Santiago de Cuba, Cuba, 2002;
- PERRY, H. R. e CHILTON, H. C. **Chemical engineers handbook**. International Student Edition, fifth edition, Mg Graw & Hill, 1963;
- PERRY, H. R. e CHILTON, H. C. **Chemical engineers handbook**. International Student Edition, fifth edition, Mg Graw & Hill Kogakusha, 1973;
- PETERS Max S. e TIMMERHAUS Klaus D. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**, 4ed., McGraw-Hill, Inc., USA, 1991;
- PLACE, W.J., OEHR, K.H. The biomass refinery: Processes, products and application. In: Making a Business from Biomass in Energy, Environment Chemicals, Fibres, and Materials. **Proceeding of the Third Biomass Conference of the Americas**, Vol. 1 e 2. Overend, R.P., Chornet, E. (Eds.), Elsevier Science, Oxford, New York, pp. 1009-1013. 1997;
- PONCE, N.; FRIEDMAN, P. e LEAL D. Geometric Properties and Density of Bagasse Particles. **International Sugar Journal**, 85, No 1018, 291-295, 1983;

- RADLEIN, D., PISKORZ, J. **Production of Chemicals from Bio-oil. In: Proc. Int. Conf. Gasification and Pyrolysis of Biomass**, Stuttgart, 9-11 April , Germany. Kaltschmitt, M., Bridgwater, A.V. (Eds),PPL Press, Newbury, UK, pp. 471-480. 1997;
- RASUL, M. G., RUDOLPH, V. e CARSKY, M. Physical Properties of Bagasse. **Fuel**, 78, pp. 905-910, 1999;
- RAVEEDRAN, K. A., GANESH, A. e KHILAR, C. Pyrolysis Characteristics of Biomass and Biomass Components. **Fuel**, vol. 75, November 8, pp. 987-997, 1996;
- REINA, J.; VELO, E.; PUIGJANER, L. Thermogravimetric study of the pyrolysis of waste wood. **Thermochimica Acta**, N° 320, pp.161-167, 1998;
- RHODES, M.J., AND LAUSSMAN, P. A Study of the Pressure Balance around the Loop of a Circulating Fluidized Beds. **Can. J. Chem. Eng.**, 1992, pp.70:625;
- ROSABAL, J. **Teoria del Escalado**, edición ISPJAM, Santiago de Cuba, Cuba, 1988;
- ROSABAL, J. e VALLE, M. **Manual de Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas**. 1ª Edição, Habana: ENPES, 317p., 1989;
- ROY, C., DE CAUMIA, B. e MENARD, H. Production of liquids from biomass by vacuum pyrolysis. **In: Symposium on Energy from Biomass and Wastes**, vol. VII, pp. 1147–1170, 1983;
- ROY, C., MORI, D., DUBÉ, F. The biomass Pyrocycling<sup>TM</sup> process. **In: Proceeding International Conference Gasification and Pyrolysis of Biomass**, Stuttgart, 9-11 April 1997, Germany. Kaltschmitt, M., Bridgwater, A.V. (Eds),CPL Press, Newbury, UK, pp. 307-315. 1997 a;

- ROY, C., MORI, D., DUBÉ, F., SCHWERDFEGER, A. E. Electricity production from biomass using the integrated Pyrocycling<sup>TM</sup> Combined Cycle Process. In: Making a Business from Biomass in Energy, Environment, Chemicals, Fibers, and Materials. **Proceeding of the Third Biomass Conference of Americas**, vol 1 e 2. Overend, P.P., Chornet, E. (Eds), Elsevier Science, Oxford, New York, pp. 885-843.1997 b;
- ROY, C. Pyrovac Institute launches a new reactor enhancing heat transfer efficiency. **In: PyNE Pyrolysis Network for Europe**, Issue 3, March, p.5. 1997;
- ROY, R. e DAVIDSON, J.F. Similarity Between Gas-Fluidized Bed at Elevated Temperature and Pressure. **Fluidization VI**, Engineering Foundation, New York, 1989;
- RUIZ, M. R. GONZALEZ, N. S., AGUILA, L. C. e GONZALEZ, E. S. Determinación del Efecto Económico del Sistema de Tratamiento de Salmuera a una Planta de Cloro y Sosa. **Tecnologia Química**, vol 14, N° 3, 1993;
- SANTANA, C. C. e D'ÁVILA, J. S. Aspectos de projeto de combustores em leito fluidizado. In: **Tópicos Especiais de Sistemas Particulados**. São Carlos, Universidade Federal de São Carlos, Departamento de Engenharia Química. São Carlos. Volume 2. 1986;
- SANTOS, F.J. **Mecanismos da Queima de Combustíveis Vegetais em Leito Fluidizado Borbulhante**. Tese de doutorado, Faculdade de Engenharia Mecânica-DETF, UNICAMP, Campinas, SP, 1991;
- SEBRAE - Serviço de Apoio às Micro e Pequenas Empresas de São Paulo. **Como elaborar um plano de negócios**. (Apostila de curso), São Paulo, 2001;
- SEBRAE - Serviço de Apoio às Micro e Pequenas Empresas de São Paulo. **Orientação para Crédito** (Apostila de curso), São Paulo, 2001;

- SHARMA, R. K., WOOTEN, J. B., BALIGA, V. L. e HAJALIGOL, M. R. Characterization of Chars from Biomass-Derived Materials: Pectin Chars. **Fuel**, 80, pp. 1825-1836, 2001;
- SHAFIZADEH, F. Pyrolysis and combustion of cellulosic materials. In **Carbon Chemical**, 23, 419, 1968;
- SHAFIZADEH, F. e CHIN, P. S. Thermal deterioration of wood. **Wood Technology: Chemical Aspects**. Acs Press., Washington DC, 1977;
- SHAFIZADEH, F. **Introduction to pyrolysis of biomass**. **Journal of Applied Pyrolysis**, 3, 283, 1982;
- SILVA, M.A. **Estudo da Secagem em Ciclone**. Tese de Doutorado, FEM-UNICAMP, Campinas, São Paulo, 1991;
- SIMONSEN, M. H. e FLANZER, H. **Elaboração e Análise de Projetos**, editorial., Sugestões Literárias, 1974, 390p.;
- SOLTES, E.J. e ELDER, T. J. **Pyrolysis, Organic from Biomass**. C.R.C. Press, Boca Ratón, Florida, p. 63, 1983;
- SOUSA-SANTOS, M. L. **Modeling and simulation in combustion and gasification of solids fuels**. Manuscrito do curso oferecido na disciplina IM-266A, Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP, Campinas, 1996;
- SOUSA-SANTOS, M. L. **Modelling and simulation of fluidized-bed boilers and gasifiers for carbonaceous solids**. A Thesis presented to the University of Sheffield for the Degree of Doctor of Philosophy, Department of Chemical Engineering and Fuel Technology, University of Sheffield, 328p., 1987;

- SOUZA-SANTOS, M. L. Comprehensive modelling and simulation of fluidized bed boilers and gasifiers. **Fuel**, vol. 68, ed. Butterworth and Co. Ltda., December 1989;
- SPIVAKOVSKI, A. e DYACHKOV, V. **Conveyors and related equipment**. Peace Publishers. Moscow. 1982;
- STREETER, L.V. **Mecânica dos Fluidos**, editora Mc GRAW-HILL do BRASIL LTDA., Recife, Pernambuco, Brasil, 1978;
- STREHLER, A. **Biomass Residues in Biomass Regenerable Energy**. John Wiley and Sons, 1987;
- TANNOUS, K. **Contribution a L' Etude Hydrodynamique Des Lits Fluidises De Grosses Particules**. Tese de Doutorado, L' Institut National Polytechnique de Toulouse, Toulouse, França, 1993;
- TECHNOLOGIX CORPORATION, 2001. **Comprehensive Simulator for Fluidized-Bed Equipment-CSFB., Versão 3.5**. Manual de Descrição e Operação, Illinois, USA, 235p.;
- TOOMEY R. D. e JOHNSTONE H. F. Gaseous Fluidization of Solids Particles. **Chemical Engineering Process**, 48(5), 1952, pp. 220-226;
- WEN-CHING, YANG. **Fluidization Solids Handling and Processing: Industrial Applications**. Edited by Noyes Publications, Westwood, New Jersey, USA, 1999;
- WEHLTE, S., MEIER, D., MOLTRAN, J., FAIX, O. The impacts of wood preservatives on the flash pyrolysis of biomass. **In: Developments in Thermochemical Biomass Conversion**, vol 1 e 2. Bridgwater, A. V., Boocock, D.G.B. (Eds), Blackie Academic and Professional, London, pp. 206-219;

ULRICH, Gael D. **A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics**, ed.  
by John Wiley and Sons, Inc., USA, 1986;

USHIMA, A.H. **Modelagem e Simulação de Pirólise e Secagem de Biomassa em um Gaseificador de Leito Movente Contracorrente**. Dissertação de Mestrado, FEM-UNICAMP, Campinas, São Paulo, 1996;

ZANZI, Rolando. Pyrolysis of Biomass. **Doctoral Thesis**: Royal Institute of Technology, Department of Chemical Engineering and Technology, Chemical Technology. Estocolmo, Suécia, 2001;



## DEMAIS BIBLIOGRAFIAS CONSULTADAS

- ALMSTEDT, A. E., e ZAKKAY, V. An Investigation of Fluidized- bed Scaling capacitance Probe Measurements in a Pressurized Fluidized-bed combustor and a Cold Model Bed. **Chemical Engineering Science.**, 45 (4): 1071 (1990);
- ALVES, J. J. N., e MORI, M., Two-Dimensional Hydrodynamic Modelling and Simulation of a Circulating Fluidized Bed. **XXIII COBRASP**, pp. 43-52, Maringá, 1998;
- ANDREW, R.G., ZUKOWSKI, S. e PATNAIK, P.C. Industrial gas turbine tests using a biomass derived fuel. In: Book of Abstracts. **Int. Conf. Gasification and Pyrolysis of Biomass**, Stuttgart, 9-11 April 1997, , Germany. 1997;
- ASSUMPÇÃO, R. M. V. Gaseificação e gaseificadores de biomassa. **Associação Brasileira de Administração e Conservação de Energia**, IPT, 1981;
- AVIDAN, A., EDWARDS M., and Owen, H., “50 Years of Catalytic Cracking. **Oil and Gas Journal.**, p.33, 1990;
- BEATON, P. S. e SILVA, E. L. **Pruebas de balance térmico en calderas para bagazo.** Universidad de Oriente, I.S.P.J.A.M, Departamento de Termoenergética, Faculdade de Ingenieria Mecánica. Santiago de Cuba, Cuba. 1981. 93p.
- BLANKENHORN, P. R. Porosity and Pore Size Distribution of Blackcherry Carbonized in an Inert Atmosphere. **Wood Science**, 11 (1), pp. 23-29, July, 1978;
- BRIDGWATER, A. V. Thermochemical processing of biomass. In: **Review of thermochemical biomass conversion**, Butterworth, London, 1984;

- CAMPAGNOLA, G. RDF pellets gasification/gas clean-up development Program. In: Energy from Biomass Progress in Thermochemical Conversion. **Proceedings of the EC Contractors' Meeting held in Florence, Italy, European Comission**, Brussels, Luxembourg, 1994, p. 83-97;
- CASTELLAN, J. L., GALLOS, P. J., KUNZLER, J. A., KATZAP, J. e SOUZA, V. F. C. Gaseificação de madeira em leito fluidizado. **III C. B. E., Anais**, Rio de Janeiro, outubro de 1994, p. 263-272;
- CLARK, S. J. e GOODMAN, M. A. Biomass gas fueling of spark ignition engines-carburetor development and testing. **1985 Winter Meeting American Society of Agricultural Engineers**, Chicago, Illinois, December 17-20, 1985. (Paper nº-85-3570);
- CHEREMISINOFF, N. P., CHEREMISINOFF, P. N. e ELLERBUSCH, F. **Biomass, applications, technology and production**. ed. Marcel Dekker, New York and Basel, 1980;
- CORTEZ, L. A. B., MAGALHÃES, P. e HAPP, J. Principais subprodutos da agroindústria canavieira e sua valorização. **Revista Brasileira de Energia**, vol. 2, Nº 2, 1992, p. 111-146;
- CURVELO, A. A. **Combustión de la biomasa en capa fluidizada**. Palestra no Departamento de Física, Universidad de Camagüey, Cuba, 1991;
- ELLIOT, P. e BOOTH, R. **Especial project brief shell-brazilian biomass power demonstration**, London, 1993.
- EVANS, R. J., KNIGHT, R. A., ONISCHACK, M. e BABUS, S. P. Process performance and environment of the renugas process. **Energy from Biomass and Wastes**, 10, 1987, pp.423-437;

- FITZGERALD, T. J., BUSHNELL, D., e CRANE., S.D. Cold Fluidized Bed Modelling, **Proceeding of the 6<sup>th</sup> International Conference Fluidized Bed Combustion**. III, p.815 (1980);
- HARTER, H. L. Modified asymptotic formulas for critical values of the Kolmogorov Test Statistic. **The American Statistician**, volume 34, Nº 2, 1980;
- HARTINIATI, A. S. e YOUVIAL, M. Performance of a pilot scale fluidized bed gasifier fueled by rice husk. In: **Pyrolysis and Gasification**, ed. by Ferrero, G. L., Maniatis, K., Buekens, A., Bridgewater, A. V. **Proceeding of a International Conference** held in Luxembourg, Elsevier Applied Science, p.257 -263, May 23-24, 1989;
- HUGOT, E. **Manual para Ingenieros Azucareros**, Compañia Editorial Continental, México, 1979, 803p.;
- JERIE, G. D. e HEEPKE, W. **Elementos de máquina: máquinas elevadoras**. Editorial Labor, S. A., Barcelona, 1951, p. 787-791;
- JOHANSON, T., KELLY, H., REDDY, A. K. N. e WILLIAMS. R. H. Renewable fuels and electricity for a growing world economy : defining and achieving the potencial. In: **Sources for Fuels and Electricity**, Edit. for Island Press, California, 1993;
- JONES, L., e GLICKSMAN, L. R.. An Experimental Investigation of Gas Flow in a Scale Model of a Fluidized-bed Combustor. **Powder Technologies**, 45:201, 1986;
- JORNALCANA. Colheita mecanizada tem custo/benefício vantajoso. **JORNALCANA**, Ribeirão Preto, série II, ano III, Nº 29, abril de 1996. p. 16;
- JORNALCANA. Safra do Estado de São Paulo supera estimativas. **JORNALCANA**, Ribeirão Preto, série II, ano III, Nº 25, dezembro de 1995. p. 4;

- JOHANSSON, J. E., GRACE, J. R., e GRAHAM, J.J. Fluidized Bed Reactor Model Verification on a Reactor of Industrial Scale, **AIChE J.**, 33(4): 619, 1987;
- LAMOREY, G. I. V., JENKINS, B. M. e GOSS, J. R. LP engine and fluidized bed gas producer performance. **ASAE**, 1985;
- LARFELDT J, LECKNER B. e MELAAEN MC. Modelling and measurements of heat transfer in charcol from pyrolysis of large woo particles. **Biomass and Bioenergy**, pp.18:507-14, 2000;
- LEECH, J. Running a dual fuel engine on pyrolysis oil. **In: Proceeding International Conference Gasification and Pyrolysis of Biomass**, Stuttgar, 9-11April 1997, Germany. Kaltschmitt, M., Bridgwater, A.V. (Eds),PPL Press, Newbury, UK, pp. 495-497. 1997;
- LIRAG R.C. e LITTMAN H. **Statistical Study of the Pressure Fluctuations in a Fluidized Bed**. AIChE Sym. Ser., 166 (67):11, 1971;
- MALISKA, C. R. **Transferência de calor e Mecânica dos Fluidos Computacional: Fundamentos, Coordenadas Generalizadas**, LTC Editora, Brasil, 1995;
- McLACHLAN, G. J. e BASFORD, K. E. **Mixture models, inference and applications to clustering**. Marcel Dekker, Inc. 1988.
- MIJEEV, M. A. e MIJEEVA, I. M. **Fundamentos de Transferencia de Calor**. Ed. Mir, Moscou, 1979;
- MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **Balanco energético nacional 2001**. Departamento Nacional de Desenvolvimento Energético, Brasília, 2001 (ano base 2000);
- MOBARAK, F. e FAHMY, Y. Production of Phenols and Charcoal from Bagasse by a Rapid Continuous Pyrolysis Process. **Wood Science and Technology**, 16: 59-66, 1982;

- OGDEN, M. J. Cogeneration application of biomass gasifier/gas turbine technologies in the sugar-cane and alcohol industries. In: **Proceedings of the Conference held at the Massachusetts Institute of Technology, Cambridge**, Massachusetts, March 26-28, 1990;
- PATANKAR, S. **Numerical Heat Transfer and Fluid Flow**, ed Hemisphere Publishing Corporation, USA, 1980;
- PETZOLD LR. A description of DASSL: a Differential/Algebraic system solver. In: **Stpleman RS**, ed. By Scientific Computing, Amsterdam: North-Holland, p.65-68, 1983;
- SANCHEZ, C. G. **Estudo da volatilização e da gaseificação de biomassa em leito fluidizado**. Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Mecânica-FEM, UNICAMP, Campinas, Junho de 1994.
- SHANG, J. Y. An overview of fluidized-bed combustion boilers. In: BASU, P. **Fluidized Bed Boilers : Design e Application**, Morgantown, West Virginia, U.S.A., Copyright for Pergamon Press Canadá Ltd., 1984;
- TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LTDA. **Gaseificação de lenha aplicada a processos térmicos industriais**, 29 p (Boletim Técnico), 1980;
- TETTI, L. A cana-de açúcar e o álcool: desgraça ou redenção. **JORNALCANA**. Ribeirão Preto, dezembro, série II, Ano III, N° 25, 1995;
- WEBB, P. A. e ORR, C. Analytical Methods in Fine Particle Technology. Edited by Micromeritics Instrument Corporation, Norcross, GA, USA, 1997;

## APÊNDICE A

### **PARTE I:**

ANÁLISE ECONÔMICO-FINANCEIRO PRELIMINAR DO PROCESSO DE PIRÓLISE RÁPIDA: *Produção de Finos de Carvão Vegetal para uma planta de capacidade nominal de alimentação de biomassa de 100 kg/h*

### **PARTE II:**

ASPECTOS TEÓRICOS BÁSICOS SOBRE A ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA DE PROJETOS

## **1.1. Introdução**

Numa análise do tipo econômico-financeira voltada para a área de projetos tecnológicos, procura-se estimar um parâmetro dimensional de custo para os produtos que se oferecem, o qual pode estar referido à unidade de produto produzido. Desta forma, é possível então “formar” um preço de mercado para estes produtos. Este é um tipo de enfoque muito comum em engenharia.

Em determinados casos, dado o grau de complexidade do processo, ao avaliar os custos envolvidos, é recomendável usar os chamados modelos de índices de custos. Importantes modelos de índices de custos, precisos e consistentes, são bastante usados na estimativa de custos durante o projeto e construção de indústrias convencionais (por exemplo, a indústria química). Estes índices são números adimensionais que mostram as tendências dos custos para os diferentes parâmetros incluídos em uma análise deste tipo, sendo que podem ser atualizados baseados nas mudanças de preços decorrentes do tempo (**ULRICH, 1986**).

De forma paralela ao uso dos modelos de índices de custos, que permitem avaliar cada parâmetro considerado dentro da análise de custos, se elaboram também os modelos de custos representados por funções de custo.

Um modelo de custo, por exemplo, pode ser uma expressão matemática que relaciona os custos com parâmetros de entrada do processo. **RUIZ et al., (1993)**, determinaram um modelo de custos, do tipo dado pela equação 2.22 (capítulo 2, p.78), para um projeto de produção de cloro em função de 9 variáveis tecnológicas de entrada. Neste modelo os custos foram calculados em US\$/ano. Logo, a partir deste modelo de custos, chegaram a obter um modelo para os lucros obtidos, o qual foi usado na otimização econômica do processo.

Entretanto, seja qual for a maneira de se estimar os custos envolvidos no empreendimento, os métodos mais comumente utilizados para realizar-se a análise econômico-financeira de um projeto são:

1. Método do Valor Presente Líquido-VPL e a Taxa Interna de Retorno-TIR;
2. Método do Fluxo de Caixa-FC;
3. Método de Pay-back

Cada um destes métodos prediz um ponto de vista acerca da viabilidade econômica do processo de produção de um bem qualquer. A seleção de um ou outro método para ser usado em avaliações econômicas particulares é uma questão de prática econômica.

Pelo método do Valor Presente Líquido e a Taxa Interna de Retorno são confrontados os custos fixos e variáveis e o custo de produção. O Valor Presente Líquido é o somatório dos valores presentes positivos (receitas e economias) e dos valores presentes negativos (investimentos e despesas). Logo, em função do fluxo de caixa, da taxa de interesse adotada e da vida útil considerada, avalia-se o valor presente das economias futuras em relação ao investimento inicial.

Através deste método, é possível determinar a Taxa Interna de Retorno, ou seja, a taxa de juros que torna equivalente o investimento inicial ao fluxo de caixa subsequente, isto é, a taxa que torna nulo o valor presente líquido do empreendimento dentro de um período de tempo estipulado.

Diz-se fluxo de caixa ao movimento de dinheiro recebido ou despendido pelo projeto. Na análise dos investimentos, estes últimos são considerados, usualmente, como fluxos de caixa negativos; os lucros depois dos impostos e a depreciação, são fluxos positivos ou “geração de caixa” (**PERRY, 1963**). O método de fluxo de caixa é muito usado quando se trata de estudos de sensibilidade paramétrica (Figura A1.1).

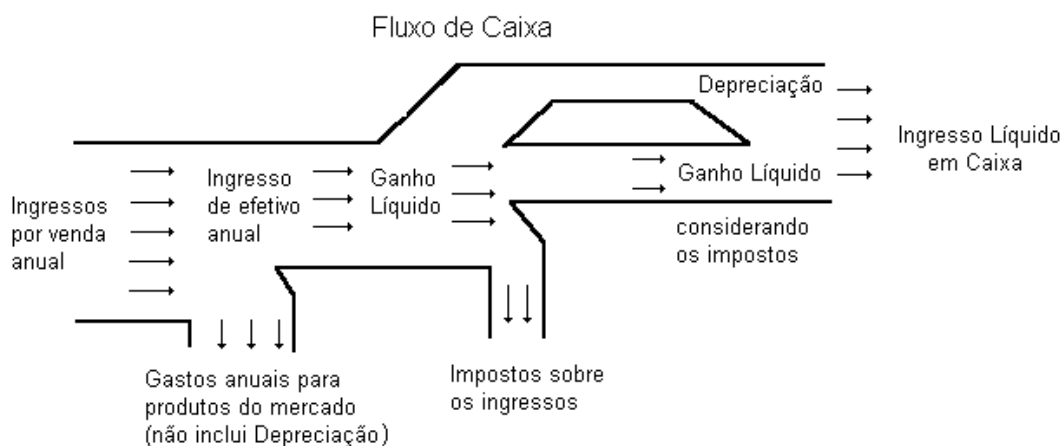


FIGURA A2.1. ESQUEMA DE FLUXO DE CAIXA GENERALIZADO (MESA-PÉREZ ET AL., 2002)



Qualquer que seja o método utilizado para realizar a análise econômico-financeira é requerido que o investimento inicial (capital fixo), o custo fixo, o custo variável, o custo operacional, o preço de venda para os produtos e a taxa de retorno do investimento, sejam estimados (**PETER e TIMMERHAUS, 1991**). Tais estimativas podem variar, desde uma estimativa preliminar baseada em informações grosseiras, até uma estimativa mais detalhada baseada em especificações completas.

---

## 1.2. ANÁLISE ECONÔMICO-FINANCEIRO PRELIMINAR – PRODUÇÃO DE CARVÃO VEGETAL EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO

---

### I. INVESTIMENTO TOTAL (CAPITAL FIXO), até 11/2001

---

I.A Equipamentos e sistemas	valores de 11/2001	
	valor	unidade
I.A1. Dosador de biomassa com acionamento e silo de recepção do material	4.618,57	R\$
I.A2. Motovariador de velocidade da rosca de injeção de biomassa	6.933,64	R\$
I.A3. Reator de pirólise em leito fluidizado + 1º ciclone	26.188,58	R\$
I.A4. 2º ciclone	3.311,81	R\$
I.A5. Válvula de amostragem de sólidos (carvão vegetal/ash)	1.902,46	R\$
I.A6. Queimador de gás de pirólise (Flare)	579,89	R\$
I.A7. Esteira de dosagem	4.140,66	R\$
I.A8. Resfriador-Condensador de gases (Quench Vessel), Projeto modificado	5.798,88	R\$
I.A9. Sistema de resfriamento de água para o Quench Vessel	3.133,47	R\$
I.A10. Sistema de recuperação de bio-óleo	40.000,00	R\$
I.A11. Ventilador radial CR8	2.998,50	R\$
I.A12. Bomba de vácuo	3.553,56	R\$
I.A13. Instrumentação e controle	11.728,37	R\$
I.A14. Instalações elétricas	1.713,00	R\$
I.A15. serviços de apoio (isolamento, ferramentas, chapas, tintas, água)	4.100,00	R\$
<b>Subtotal</b>	<b>120.701,40</b>	R\$
Montagem dos equipamentos (50% do custo equipamentos)	60.350,70	R\$
<b>Custo Total de Equipamentos e Sistemas</b>	<b>181.052,10</b>	R\$

---

### I.B. Edificações

---

1. Galpão tipo de estrutura metálica com altura máxima de 7 metros, coberto com telhas de zinco galvanizado no teto e nas laterais (área total de 200 m2, 20x10 metros)	250	R\$/m2
---	-----	--------

<b>Custo Total da Edificação</b>	<b>50.000,00</b>	R\$
----------------------------------	------------------	-----

<b>I.C. Custos indiretos de investimento (projetos engenharia, impostos e outras despesas)</b>	<b>18.484,17</b>	R\$
--	------------------	-----

<b>✓ CUSTO FIXO TOTAL</b>	<b>249.536,26</b>	R\$
---------------------------	-------------------	-----

## II. CONDIÇÕES DE PROCESSO

### II.A. Condições Operacionais do reator

		(%, valor médio)
II.A1. Rendimento	20	médio)
II.A2. Horas dia	8	horas
II.A3. Dias semana	5	dias
II.A4. Semanas ano	52	dias
II.A5. Horas ano brutas	2.080,00	horas
II.A6. Horas de manutenção ano	40	horas
II.A7. Horas de operação ano líquida	2.040,00	horas
II.A8. Consumo médio de biomassa (valor assumido para os cálculos)	0,2	t/h
II.A9. Consumo anual de biomassa	408	t/ano
II.A10. Produção anual de carvão vegetal	81,6	t/ano

## III. CUSTOS OPERACIONAIS (CUSTOS VARIÁVEIS), até 11/2001

**valores de 11/2001**

### III.A Mão-de-Obra (indicado o salário mensal)

a) 1 técnico:	1.500,00	R\$/mensal
b) 1 mecânico:	1.000,00	R\$/mensal
c) 1 ajudante:	500	R\$/mensal
<b>III.A1.Encargos sociais (90%)</b>	<b>2.700,00</b>	<b>R\$/mensal</b>
<b>Custo Anual de Mão-de-Obra</b>	<b>68.400,00</b>	<b>R\$/ano</b>

**III.B. Manutenção** (materiais utilizados na manutenção periódica, óleo para os redutores, substituição de peças, acessórios, etc).

**III.B. Manutenção** (materiais utilizados na manutenção periódica, óleo para os redutores,

**III.C. Energia Elétrica** (Potência instalada de 13,1 kW). Resolvendo temos:

13,1x2.040,00=26.724,00kWh/ano (considerando o preço de 0,1 R\$/kWh)

**Custo Anual de Energia Elétrica**

26.724,00 R\$/ano

0,1 R\$/Kwh

**2.672,40**

**III.D. Aquecimento do inerte e queima dos gases produtos com GLP-Gás Liquefeito de Petróleo.**(cálculos válidos só para esta unidade de testes).

**III.D.1. Aquecimento do leito.** Foi uma operação que teve de ser realizada necessariamente.

Estimaram-se uns 8 a 10 kgs de GLP numa operação de aproximadamente 1,5 horas. Esta

vazão não foi medida e sim aproximada numericamente ao longo dos ensaios. Resolvendo

temos:

1,5hrs/diax5dias/semanax52semanas/ano = 390hrs/ano-40hrs/ano de manutenção =350hrs/ano

10 Kg GLP

0,5 horas

350hrs/anox10kg/hr=3.500,00 kg/ano. Considerou-se o preço do GLP como sendo R\$1,40/kg

90 R\$/kg

1,4 R\$/ano

2.040,00 hrs/ano x 6,25 kg/h = 12.750,00 kgs/ano de GLP

6,25 Kg GLP/h

12.750,00 Kg GLP/ano

**Custo Anual de Queima do**

**GLP na planta**

**17.850,00**

**19.110,00**

**Subtotal**

**90.682,40**

**III.E. Material de Insumo (biomassa a ser pré-tratada - capim elefante condicionado ao processo)**

**III.E.1. Custo Unitário**

20,00 R\$/t

**III.E.2. Consumo Anual**

408,00 t/ano

**Custo Anual do Material de**

**Insumo**

**8.160,00**

**R\$/ano**

✓	<b>CUSTO VARIÁVEL ANUAL TOTAL</b>	<b>98.842,40</b>	R\$/ano
---	-----------------------------------	------------------	---------

#### IV. CUSTO DE PRODUÇÃO DO CARVÃO VEGETAL DE PIRÓLISE RÁPIDA

(assume-se uma densidade aparente média dos finos de carvão vegetal de capim elefante de 120kgm<sup>3</sup>).

##### IV.A. O BIO-ÓLEO

##### IV.A.1. Receitas Marginais (receitas com o bio-óleo)

##### IV.A.1.1. Produção de bio-óleo

a)Rendimento de bio-óleo em relação à biomassa seca consumida	40	% em massa
b)Quantidade de bio-óleo produzido	163,2	ton
c) Preço do bio-óleo (considera-se como referência o preço de venda do alcatrão de pirólise lenta produzido a partir da carbonização da madeira).	330	R\$/ton

<b>Receita Total com o Bio-Óleo</b>	<b>108.900,00</b>	<b>R\$</b>
-------------------------------------	-------------------	------------

##### IV.A.2. PREÇO ESTIMADO PARA OS FINOS DE CARVÃO

**VEGETAL** (densidade média à granel de 120kg/m<sup>3</sup>)

IV.A.2.1. Taxa de juros	15	% ao ano
IV.A.2.2. Período	10	anos
(Investimento fixo total R\$		
IV.A.2.3. Custo oportunidade do capital anual 249.536)	49.720,62	R\$
IV.A.2.4. Custo operacional anual	98.842,40	R\$
IV.A.2.5. Total	39.663,02	R\$
IV.A.2.6. Produção Anual de Carvão Vegetal	81,600	ton
IV.A.2.7. Custo do m <sup>3</sup> de Carvão Vegetal. Resolvendo temos:	0,49	R\$/kg
81.600,00Kg/120Kg/m <sup>3</sup> = 680 m <sup>3</sup> /ano	58,33	R\$/m <sup>3</sup>
Considerando os custos do item III.D.2.-Queima=0, então temos que:	0,25	R\$/kg

32,08 R\$/m<sup>3</sup>

<b>Custo Produção/kg</b>	<b>0,25</b>	<b>R\$/kg</b>
<b>Preço no BEN2000</b>	<b>24,4</b>	<b>R\$/m<sup>3</sup></b>

Observações:

1. Os custos atribuídos a equipamentos e sistemas correspondem ao preço de venda dos mesmos;
2. Em unidades em escala comercial os gases da pirólise são utilizados no próprio processo. Neste caso, estes gases não são considerados, de maneira que existe um custo associado ao uso de GLP para a queima dos mesmos;
3. Devido à relativa complexidade operacional das unidades com tecnologia de leito fluidizado, a mão-de-obra deverá ter um grau mínimo de instrução;
4. A resolução final da avaliação econômica e financeira deverá considerar também créditos por conceito das externalidades devido aos benefícios ambientais da tecnologia baseada na biomassa de origem vegetal.

SIGLA:

BEM99-Balanco Energético Nacional de 1999

## 2. Custos Capitais de Produção

### 2.1. Custos Fixos

Custos fixos são aqueles que não variam, independentemente do nível de atividade do projeto, ou seja, produzindo-se ou vendendo-se qualquer quantidade, os custos fixos existirão.

É evidente que eles oscilam periodicamente, seja em função de ajustes de estrutura de pessoal ou por racionalização administrativa. Os custos fixos neste trabalho são divididos em três categorias: pessoal, administrativo e financeiro, e são apresentados de acordo com o seguinte modelo básico: **I. pessoal**: salários, pró-labore, horas extras, encargos sociais, plano de saúde, etc.; **II. Administrativos**: Aluguel, Condomínio, IPTU, Contador, Luz, Manutenção de veículos, Manutenção de equipamentos, outras despesas, etc; e **III. Administrativos**: juros básicos e tarifas bancárias, etc.

### 2.2. Custos Variáveis

Os custos variáveis, ao contrario dos custos fixos, são aqueles que oscilam proporcionalmente às vendas realizadas ou ao nível de produção industrial. Obviamente, o que determinará se um custo é fixo ou variável é a natureza das atividades e processos produtivos.

No setor comercial, provavelmente, a identificação da natureza dos custos está muito próxima da realidade. Já no setor industrial e de serviços, esta categorização pode sofrer algumas alterações importantes, principalmente em pessoal, que poderá ser considerado como custo variável.

O modelo básico adotado neste trabalho para os custos variáveis considera: matéria-prima, embalagem, comissão de venda, impostos diretos de venda, etc.

Existem dois métodos básicos de custeio de produtos. Eles são:

#### *a) Custeio por absorção*

Este é um método essencialmente contábil, obrigatório para finalidades fiscais no setor industrial, tem como objetivo principal a mensuração dos resultados do projeto, considerando os custos das mercadorias ou matérias-primas a partir de dados históricos de estoque. Por este método , todos os custos fixos são rateados aos produtos, de modo que suas margens são oneradas por custos e despesas inerentes a todo processo administrativo e produtivo.

*b) Custeio variável*

Trata-se de um método de apropriação de custos essencialmente gerencial que considera apenas aqueles diretamente ligados aos produtos vendidos, ou seja, aos custos variáveis.

Baseados neste critério, podemos apurar a **Margem de Contribuição**, a qual indica, de maneira imediata, qual é a contribuição direta de cada produto/serviço aos resultados.

Do ponto de vista prático, temos:

$$MC = PV - CV \quad (A1.1)$$

ou

$$\%MC = \frac{MC}{PV} \cdot 100 \quad (A1.2)$$

onde:

$MC$  é a margem de contribuição;

$PV$  é o preço de venda;

$CV$  são os custos variáveis.

O Índice da Margem de Contribuição,  $Imc$  é então calculado como:

$$Imc = \frac{MC}{PV} \quad (A1.3)$$

Os cálculos econômicos apresentados neste trabalho foram baseados no método de *custeio variável*. Através da margem de contribuição, podemos identificar os produtos mais ou menos lucrativos, sem a utilização de critérios de rateio discutíveis. Além disso, a utilização do rateio dos custos fixos na formação do preço de venda, pode levar a conclusões equivocadas.

### **2.3. Ponto de Equilíbrio Operacional-PE**

O Ponto de Equilíbrio Operacional- *PE* identifica o volume de vendas em que a receita total se iguala ao custo total ou custo de produção, o qual resulta da soma dos custos fixos e os custos variáveis.

Existem várias maneiras de se calcular o Ponto de Equilíbrio ou Break–Even–Point, das quais foram selecionadas duas das mais comumente utilizadas e práticas. Elas são:



a) Ponto de Equilíbrio em Quantidade, ton;

$$PE(q) = \frac{CF}{MC} \quad (A1.4)$$

b) Ponto de Equilíbrio em Valor Monetário, \$R;

$$PE(\$) = \frac{CF}{Imc} \quad (A1.5)$$

onde:

$CF$  são os Custos Fixos

O conceito de PE é muito valioso porque serve de balizamento para estabelecer a política de preço e custos. Entretanto, existem várias limitações que devem ser consideradas quando se têm vários produtos na linha de comercialização e margens de contribuição diferenciadas por produto.

#### 2.4. Lucro ou Prejuízo (Resultado)

O lucro ou prejuízo  $Lp$  pode ser calculado de duas formas, segundo se coloca a seguir:

$$Lp = (QMC) - CF \quad (A1.6)$$

$$Lp = (FaI_{mc}) - CF \quad (A1.7)$$

onde:

$Q$  é a quantidade do produto vendida;

Quando  $Lp > 0$ , representa lucro;

Quando  $Lp < 0$ , representa prejuízo;

Onde:

$Fa$  é o Faturamento.

#### 2.5. Rentabilidade, $R$

A Rentabilidade é calculada a partir do conhecimento do Lucro ou Prejuízo e o Faturamento ( $Fa$ ), onde o faturamento depende do Preço de Venda  $PV$  e da produção. Assim:

$$Fa = QPV \quad (A1.8)$$

logo a Rentabilidade  $R$  se calcula da seguinte maneira:

$$R(\%) = \frac{L_p}{F_a} 100 \quad (\text{A1.9})$$

## 2.6. Investimento de Capital Fixo

O investimento fixo inclui a soma das despesas necessárias para a colocação do projeto em funcionamento. O modelo básico de investimento fixo considera: estudos de projetos e tecnologia, terrenos, obras, instalações, máquinas e equipamentos, capital de giro, etc. Estes componentes são despesas depreciáveis e amortizáveis pelo físico. É uma determinação do investimento fixo aonde geralmente se cometem os maiores erros de avaliação, normalmente subestimando-se os valores ou deixando-se de incluir itens necessários.

## 2.7. Capital de Giro

Representa o conjunto de despesas necessárias para colocar e manter o empreendimento em funcionamento, sendo principalmente caracterizado pela sua integral recuperação ao fim da vida econômica do mesmo. O capital de giro inclui os seguintes itens: **estoques**: materiais destinados ao processo produtivo e vendas, **crédito a clientes**: reserva para financiar as vendas, e **caixa mínima**: para atender às necessidades imediatas.

Existem outros itens dentro do capital de giro, porém seu efeito é contrário aos anteriores, ou seja, eles atuam fazendo diminuir o valor do capital de giro necessário. Eles são: **créditos de fornecedores** e **retenção legal de impostos a pagar**.

O capital de giro é o componente mais importante nos empreendimentos ou projetos comerciais, sendo geralmente muito superior em valor ao investimento fixo. No caso dos projetos industriais ocorre o inverso, o investimento fixo é muito superior ao capital de giro. Os principais componentes considerados dentro do capital de giro são: estoque de matéria-prima, estoque produtos acabados, crédito a clientes, crédito de fornecedores, etc.

Com base no conhecimento do investimento fixo e do capital de giro podemos realizar a estimativa do investimento inicial para o projeto. Os principais componentes do investimento inicial do projeto são: investimento fixo, capital de giro e dispêndio total de capital.

## 2.8. Depreciação

A depreciação é um parâmetro que entra no cálculo dos custos fiscais (imposto de renda). No fluxo de caixa a depreciação não é um custo, pois não representa um dispêndio de caixa e sim um benefício fiscal usado para o cálculo do imposto de renda (SEBRAE, 2001). Em uma unidade industrial a depreciação é calculada em bloco, em função da vida útil da instalação e não de seus componentes.

Entretanto, avaliando-se métodos pontuais de análise de projetos, a depreciação é considerada como um custo, representando a recuperação do capital.

Conforme PERRY (1963), a depreciação é um valor periodicamente lançado contra as receitas para distribuir o investimento inicial de um ativo fixo por sobre toda a vida útil prevista. Não é um valor recebido e colocado de reserva para substituir o equipamento.

A despesa de depreciação, ao contrário da maioria das outras despesas, não exige desembolso corrente de caixa. Isto significa que, além do lucro líquido contabilizado num dado período, a empresa dispõe de reservas adicionais correspondentes à depreciação e que foram incluídas no cálculo da renda líquida sem acarretar desembolso de caixa. Esta reserva é uma recuperação do capital, ou regeneração parcial do investimento fixo inicial, disponível como qualquer outro valor acumulado em caixa.

Baseado no método de fluxo de caixa, se não houvesse depreciação o lucro no período seria estimado como as receitas no período menos as despesas que envolvem desembolso de caixa durante esse mesmo período. Se houver depreciação, então do valor anteriormente calculado deve ser descontada a depreciação. A geração de caixa pelo projeto será calculada como os lucros mais a depreciação, significando que, não havendo imposto de renda, a depreciação não afeta as reservas.

A importância do termo depreciação se deve, portanto, à existência de leis ou regulamentações governamentais sobre o imposto de renda. Neste trabalho foi considerada somente a *depreciação econômica*, sem levar em conta a *depreciação fiscal* (imposto de renda).

O tempo de depreciação é determinado pelas autoridades fiscais em função do tempo de vida útil média dos equipamentos e publicada em tabelas próprias. Isto porque ela afeta diretamente o imposto de renda e os lucros. O período de depreciação pode ser igual, maior ou menor ao período de vida econômica.

## 2.9. Impostos

Os impostos neste trabalho são considerados constantes e igual ao 23,93% da projeção de faturamento total. Este valor é devido a que, para a capacidade da planta de pirólise existente o faturamento será menor que um milhão e duzentos mil reais (R\$1,2.10<sup>6</sup>), que é o limite estabelecido de acordo ao Sistema Unificado para Pagamentos dos Impostos (SIMPLES). Os impostos que estão incluídos dentro do SIMPLES são os seguintes:

**ICMS** - Imposto por Circulação de Mercadoria e Serviço;

**PIS** - Programa de Integração Social;

**COFINS** - Contribuição por Financiamento Social;

**IRLP** - Imposto de Renda sobre Lucro presumido.

## 2.10. Valor Presente Líquido-VPL

Os métodos tradicionais de avaliação econômica da viabilidade de um empreendimento requerem da estimativa dos custos capitais fixos, custos operacionais e do preço de venda dos produtos (**PETER e TIMMERHAUS, 1980**). A partir desta informação, o período de retorno do investimento (Pay-back), a taxa interna de retorno-TIR e o valor presente líquido-VPL são calculados. Em casos onde não se tem o preço de venda do produto, o seu custo de produção pode ser utilizado para a análise de viabilidade do processo.

O VPL é um dos parâmetros utilizados em estudos de viabilidade econômica, e considera a avaliação do retorno sobre o investimento.

Através do método do VPL são confrontados os custos totais do empreendimento e o preço de venda dos produtos. O valor presente é o montante acumulado de capital que o empreendimento poderá propiciar durante um determinado período, considerando uma taxa de desconto. Quando se abate do valor presente-VP o valor do investimento realizado, o qual geralmente ocorre no início do prazo do empreendimento (ano zero do fluxo de caixa), o VP é denominado de valor presente líquido-VPL.

Este método permite, em função do fluxo de caixa, da taxa de desconto adotada e da vida útil considerada, avaliar, se o valor presente-VP das economias futuras é maior que o investimento inicial realizado. Neste caso, o VPL pode ser estimado pela equação 5.10 a seguir:

$$VPL = VAI - (VAR - CCA) \left[ \frac{((1+i)^n - 1)}{i(1+i)^n} \right] \quad (A1.10)$$

onde:

$VPL$  é o Valor presente líquido;

$VAI$  é o Valor atual dos investimentos;

$VAR$  é o Valor atual das rendas;

$CCA$  são os Custos Capitaís Anuais;

$i$  é a Taxa de Desconto ou de Interesse;

$n$  é a Vida Útil do Investimento (no período considerado).

É possível determinar então a Taxa Interna de Retorno-TIR para uma vida útil considerada, fazendo-se  $VLP=0$ .

Resumindo, podemos dizer que para que um investimento seja atrativo ele deve render mais do que as oportunidades não consideradas (custo oportunidade).

## **2.11. Taxa mínima de atratividade**

É a taxa de juros mínima que uma proposta de investimento deverá produzir para ser atrativa. É um parâmetro que espelha a determinada política de investimento para o empreendimento, sendo determinada em função dos riscos do investimento, da disponibilidade de capital, do custo do capital, etc.

A escolha da taxa não pode ser subjetiva devendo retratar as potencialidades de retorno médio sobre o investimento, compatível com a atividade econômica em que a empresa se insere.

## **APÊNDICE B**

ESTIMATIVA DAS INCERTEZAS NAS MEDIÇÕES: *Análise das incertezas nas medições durante a calibração dos sistemas de alimentação de biomassa e de distribuição de ar*

## 1. Roteiro básico de cálculo

A metodologia e equacionamento para a determinação das incertezas na medição experimental da vazão de capim elefante alimentado é apresentada a seguir:

1. Procura-se a função que relaciona a taxa de alimentação de combustível com as variáveis que a influenciam. Neste caso temos:

$$\dot{m}_{capim} = A_{capim} n \rho_a \quad (B1.1)$$

onde:

$n$  é a velocidade de rotação da rosca de alimentação, r.p.m;

$\rho_a$  é a densidade aparente à granel do capim em cada ensaio, em  $\text{kg/m}^3$ , medida experimentalmente.

2. Calcula-se a incerteza discreta máxima total da função anterior, em  $\text{kg/h}$ , pela seguinte equação:

$$W_{\dot{m}_c} = \left[ \left( \frac{\partial \dot{m}_c}{\partial n} \right)^2 w_n^2 + \left( \frac{\partial \dot{m}_c}{\partial \rho} \right)^2 w_\rho^2 \right]^{0,5} \quad (B1.2)$$

onde:

$w_n$  é a incerteza individual discreta na medição da velocidade da rosca, r.p.m.;

$w_\rho$  é a incerteza individual discreta na medição da densidade à granel,  $\text{kg/m}^3$ .

3. Calcula-se a incerteza discreta ou individual na determinação experimental da densidade do bagaço, em  $\text{kg/m}^3$ , segundo a seguinte equação:

$$W_\rho = \left[ \left( \frac{\partial \rho}{\partial P} \right)^2 w_P^2 + \left( \frac{\partial \rho}{\partial V} \right)^2 w_V^2 \right]^{0,5} \quad (B1.3)$$

onde:

$w_P$  é a incerteza individual na medição da massa de material,  $\text{kg}$ ;

$w_V$  é a incerteza individual na medição do volume de material,  $\text{m}^3$ .

Os valores da incerteza discreta que aparecem nas equações acima descritas correspondem com a estimativa dos erros que são introduzidos nas medições diretas da velocidade da rosca (0,05%), medição da massa (1%) e medição do volume (1%). O cálculo da incerteza discreta máxima total segundo a função anterior foi estimada em torno de 1,414% para os três valores ensaiados da velocidade da rosca.

No caso da medição da vazão de ar a expressão a derivar é aquela que relaciona a vazão mássica de ar com os parâmetros: coeficiente de descarga do orifício, área da secção transversal do orifício (área de fluxo), pressão estática no escoamento, diferencial de pressão estática e a temperatura do gás, ou seja:

$$\dot{m}_{ar} = f(C_d, A_o, \Delta P_{po}, T_{ar}, P_{esc}) \quad (B1.4)$$

Precisa-se derivar a função em relação a cada um destes parâmetros e o resultado eleva-se ao quadrado e multiplica-se pelo quadrado das incertezas individuais. Este cálculo foi realizado de forma estimativa obtendo-se uma incerteza discreta máxima total da função em torno de 1,256%.

Os resultados anteriormente calculados das incertezas discretas máximas das funções significam que para cada valor das vazões mássicas de biomassa e ar calculadas, a incerteza em kg/h será obtida multiplicando-se o valor da incerteza discreta máxima pela vazão pontual.



## **APÊNDICE C**

**PROPRIEDADES GEOMÉTRICAS DO CAPIM ELEFANTE. EQUACIONAMENTO  
UTILIZADO NA ESTIMATIVA DE CADA PROPRIEDADE**

TABELA C4.1. PROPRIEDADES GEOMÉTRICAS DAS PARTÍCULAS DE CAPIM ELEFANTE

D <sub>abertura</sub> , mm	Classe Tamanhos Partículas	X <sub>i</sub> , mm	Retenção %	Fração Mássica, m <sub>i</sub>	(m <sub>i</sub> /X <sub>i</sub> ), 1/mm	l, mm	a, mm	b, mm
11,2								
6,35	11,2 a 6,35	8,9909	6,44	0,0644	0,007162755	37,15	7,03	1,12
4,76	6,35 a 4,76	5,5917	8,76	0,0876	0,015666058	32,02	5,95	1,02
3,36	4,76 a 3,36	4,0992	14,71	0,1471	0,035884532	30,76	3,45	0,68
2,38	3,36 a 2,38	2,8973	19,34	0,1934	0,066751544	15,17	3,12	0,52
2,00	2,38 a 2,00	2,1953	10,08	0,1008	0,045916102	13,67	2,36	0,48
1,68	2,00 a 1,68	1,8445	6,78	0,0678	0,036757668	12,32	1,87	0,22
1,19	1,68 a 1,19	1,4487	8,93	0,0893	0,061639087	11,22	1,5	0,14
Média		Soma	75,04	Soma	0,269777746	21,75857	3,611429	0,597143
DesMédio						8,663571	1,439286	0,257143
DesPadrão						10,51562	1,958119	0,341449
Inter.Conf.						0,233527	0,042706	0,007402

TABELA C4.1. PROPRIEDADES GEOMÉTRICAS DAS PARTÍCULAS DE CAPIM ELEFANTE. CONTINUAÇÃO...

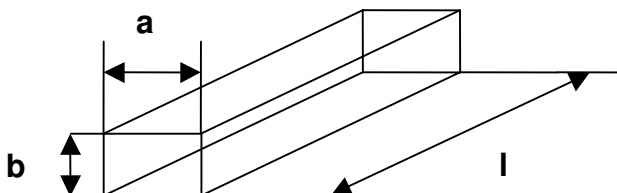
D <sub>abertura</sub> , mm	Aproj., cm <sup>2</sup>	Asup., cm <sup>2</sup>	Astprisma, cm <sup>2</sup>	Vprisma, cm <sup>3</sup>	l/a, adim.	l/b, adim.	b/a, adim.	Dequiv., mm	FatorForma, Adim.
11,2									
6,35	1,958734	6,212922	0,078736	0,164534	5,284495	33,16964	0,159317	6,797279	0,233628
4,76	1,428893	4,584968	0,06069	0,10931	5,381513	31,39216	0,171429	5,931208	0,241047
3,36	0,795915	2,587696	0,02346	0,040592	8,915942	45,23529	0,197101	4,263335	0,220667
2,38	0,354978	1,136824	0,016224	0,013844	4,862179	29,17308	0,166667	2,9788	0,245211
2,00	0,241959	0,799112	0,011328	0,008711	5,792373	28,47917	0,20339	2,55255	0,256148
1,68	0,172788	0,523204	0,004114	0,002851	6,588235	56	0,117647	1,759171	0,185822
1,19	0,126225	0,372216	0,0021	0,001325	7,48	80,14286	0,093333	1,362798	0,156754
Média	0,725642	2,316706	0,028093	0,048738	6,329248	43,37031	0,158412	3,663592	0,219897
DesMédio	0,501654	1,608867	0,02081	0,044092	0,999108	12,8168	0,026461	1,500262	0,024304
DesPadrão	0,622585	1,985485	0,025905	0,055155	2,172735	19,41597	0,056049	1,939897	0,072237
Inter.Conf.	0,01321	0,042128	0,000549	0,00117	0,052571	0,43678	0,001342	0,042454	0,001774

TABELA C4.1. PROPRIEDADES GEOMÉTRICAS DAS PARTÍCULAS DE CAPIM ELEFANTE. CONTINUAÇÃO...

D <sub>abertura</sub> , mm	Esfericidade de Forma adim.	Fator Forma de Área, $a_s$ adim.	Fator Forma de Volume, $a_v$ adim.	Relação $a_s/a_v$ adim.	Área Superficial Específica, mm <sup>2</sup> /gr	Área Superficial Específica Total do Material, mm <sup>2</sup> /gr	
11,2							
6,35	0,185262	7,685717	0,22638	33,95056	319,9731	10.280,77	
4,76	0,193365	14,66383	0,625213	23,45415	483,4659		
3,36	0,179359	15,39935	0,589279	26,13255	1233,887		
2,38	0,196323	13,54263	0,569221	23,79153	2089,633		
2	0,211494	16,58123	0,823299	20,13997	1216,775		
1,68	0,140667	15,37827	0,45431	33,84974	1637,154		
1,19	0,11556	17,73391	0,435862	40,687	3299,881		
Média	0,174576	14,42642	0,531938	28,85793	1468,681		
DesMédio	0,023231	1,906124	0,119815	5,478377	748,7498		
DesPadrão	0,058437	5,037982	0,211502	10,093	1014,562		
Inter.Conf.	0,001426	0,120992	0,00489	0,242882	22,26215		

### 1. Equacionamento básico

O modelo geométrico assumido para a determinação dos fatores de forma de partículas de capim elefante é mostrado a seguir:



onde:

$X_i$  é a dimensão característica da  $n$ -ésima fração mássica, Segundo **BERNHARDT (1993)**, este valor é calculado como:

$$X_i = \bar{X}_{n-ésima} = \left[ \frac{(X_2^2 + X_1^2)(X_2 + X_1)}{4} \right]^{1/3}$$

onde:

$X_1$  é a abertura standardizada da peneira que permite que a fração passe, mm;

$X_2$  é a abertura standardizada da peneira onde a fração fica retida, mm.

$m$ , (fração), é a fração mássica retida dentro de uma dada classe de tamanhos das partículas, e que correspondente a cada dimensão característica;

$(m_i/X_i)$  é a relação mássica à dimensão característica;

### 1.1. Parâmetros geométricos e físicos

$l, a, b$  são o comprimento, largura e espessura das partículas medidas diretamente, mm;

Aproj. é a área projetada do prisma retangular,  $\text{cm}^2$ ;

$$A_p = qal$$

onde:

$q$  é a chamada relação de áreas, a qual corrige os desvios produzidos ao associar rigorosamente a forma das partículas a alguma forma geométrica conhecida, de **HEYWOOD, 1970** (citado por **BERNHARDT, 1993**), Segundo o autor  $q = 0,75$ ;

$A_{\text{sup}}$  é a área superficial do prisma retangular,  $\text{cm}^2$

$$A_{\text{sup}} = 2(al + bl + ab)$$

$A_{\text{stprisma}}$  é a área da secção retangular do prisma,  $\text{cm}^2$

$$A_{\text{prisma}} = ab$$

$V_{\text{prisma}}$  é o volume do prisma retangular,  $\text{cm}^3$

$$V_{\text{prisma}} = rqabl$$

onde

$r$  é a relação prismoidal, a qual corrige os desvios produzidos ao associar rigorosamente a forma das partículas a alguma forma geométrica conhecida, de **HEYWOOD, 1970** (citado por **BERNHARDT, 1993**), Segundo o autor  $q = 0,75$ ;

$(l/a), (l/b), (b/a)$ , são relações adimensionais,

$D_{\text{equiv}}$  é o diâmetro equivalente, ou o diâmetro de uma esfera com igual volumem que a partícula, mm

$$D_{\text{equiv}} = \sqrt[3]{\frac{3,375abl}{\pi}}$$

FatorForma, é o fator de forma, é a relação da área da superfície de uma esfera com igual volume que a partícula e a área da superfície da partícula, adimensional

$$FatorForma = \left( \pi D_{equiv}^2 / 2(al + bl + ab) \right)_v$$

EsfForma, é a esfericidade de forma, é um conceito proposto por Becker, (**BEKER, 1959**) que relaciona a área projetada de uma esfera à área projetada do prisma retangular, adimensional

$$EsfForma = \left( \frac{\pi D_{equiv}^2}{4qal} \right)_v$$

FatForÁrea,  $a_s$ , é o fator de forma de área, é um fator apropriado pelo qual deve ser multiplicado o quadrado da dimensão característica para determinar a área da superfície de um objeto, (**BERNHARDT, 1993**)

$$a_s = \frac{A_{s_i}}{X_i^2}$$

Onde

$A_{s_i}$  é a área superficial média na classe de tamanho dada,  $\text{mm}^2$

FatForVol,  $a_v$ , é o fator de forma de volume, é um fator apropriado pelo qual deve ser multiplicado o cubo da dimensão característica para determinar o volume do prisma retangular, (**BERNHARDT, 1993**)

$(a_s/a_v)$  é a relação do fator de forma de área  $a_s$  à fator de forma de volume  $a_v$  ;

Área Superficial Específica Total é a área superficial específica do material,  $\text{mm}^2/\text{gr}$

$$AreaSupEsp = \frac{a_s}{a_v \rho_p} \sum \left( \frac{m_i}{X_i} \right)$$

## 1.2. Comportamento de algumas das propriedades físicas e geométricas estimadas

A seguir, o comportamento de alguns dos parâmetros estimados anteriormente para o capim elefante, são apresentados na forma de gráficos. Os modelos matemáticos obtidos que representam estes comportamentos podem ser encontrados em **OLIVARES et al. (2002)**.

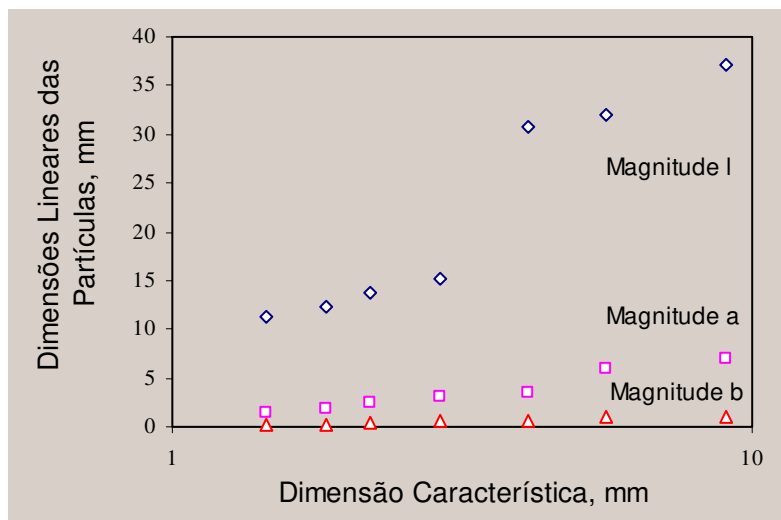


FIGURA C4.1. DIMENSÕES LINEARES DAS PARTÍCULAS

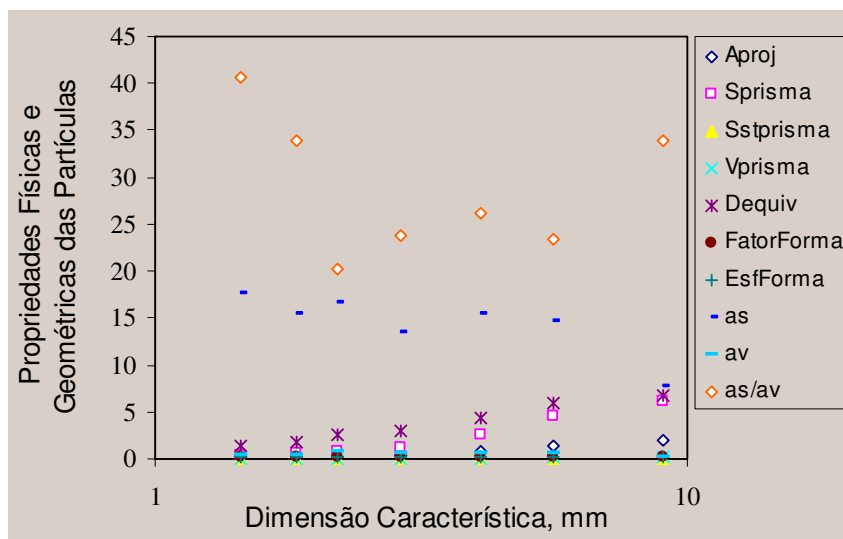


FIGURA C4.2. COMPORTAMENTO DAS PROPRIEDADES FÍSICAS E GEOMÉTRICAS DO CAPIM ELEFANTE

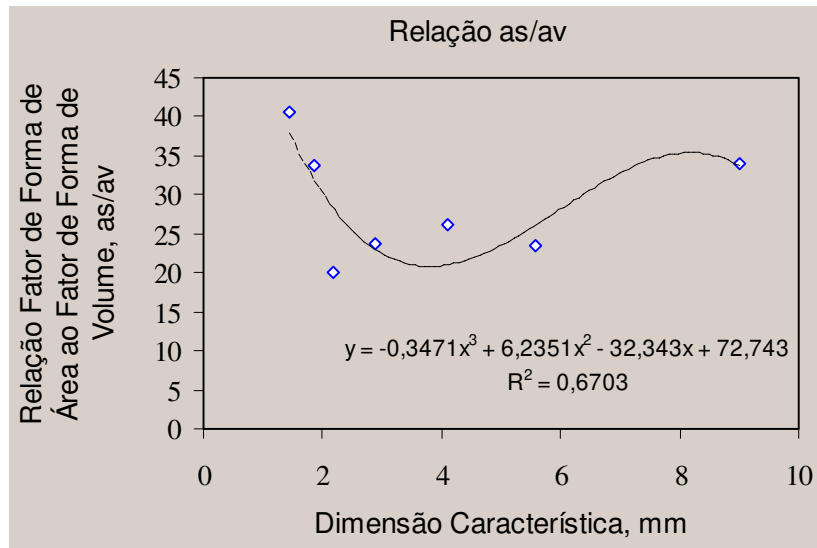


FIGURA C4.3. COMPORTAMENTO DA RELAÇÃO  $(a_s/a_v)$  PARA O CAPIM ELEFANTE

## **APÊNDICE D**

**EQUAÇÕES USADAS PARA O CÁLCULO DE PROPRIEDADES**

**TERMODINÂMICAS DO AR ÚMIDO:** *Cálculo da vazão de ar em placas de orifício e  
tubo estático de Pitot*



## **1. Expressões para a Densidade de Misturas de Gases.**

### **1.1. Densidade e Viscosidade do Ar Úmido**

O ar úmido é uma mistura de ar seco e vapor de água. Tem sido evidenciado e comprovado matematicamente que a umidade do ar ambiente exerce uma influência menos notável na sua densidade que a temperatura e a pressão.

Embora o fato anterior, em cálculos de precisão é sempre aconselhável corrigir o valor da densidade estimada matematicamente considerando-se a umidade absoluta do ar. Isto porque parâmetros aerodinâmicos nos modelos bifásicos que se estudam, como o coeficiente de arraste, número de Reynolds, velocidade terminal das partículas, etc., são influenciados pela densidade da mistura gasosa.

Numerosas têm sido as equações de estado propostas visando-se estimar a densidade de um gás ou mistura gasosa. ora de forma direta, ora indiretamente, através do cálculo do fator de compressibilidade do gás  $z_f$ , ou da mistura gasosa  $z_{f_m}$  (MILLER, 1989).

Para se obter a densidade de um gás úmido nas condições em que este atravessa um medidor de vazão qualquer, seja este uma placa de orifício, um tubo estático de Pitot, etc., é usada a equação generalizada de estado do gás real, a qual relaciona três propriedades termodinâmicas, a pressão, a temperatura e o volume específico do gás (densidade do gás), com o fator de compressibilidade, equação  $f(x) = p_v T z_f$  do gás. Outras equações de estado conhecidas como específicas ou exatas, como as equações Virial e as equações de estado baseadas no cálculo dos parâmetros reduzidos (temperatura e pressão reduzidas), são também utilizadas.

Neste trabalho tem sido utilizada a equação de estado generalizada do gás real anterior, para se estimar a densidade do ar úmido nas condições em que este atravessa o medidor de vazão utilizado (placa de orifício). A equação de estado fica definida da seguinte forma:

$$\rho_a = \frac{P_{esc}}{z_{f_a} * R_a * T V_a} \quad (D4.1)$$

onde:

$P_{esc}$  é a pressão estática absoluta do escoamento, Pa, cujo valor manométrico foi medido antes do orifício da placa de orifício com manômetro diferencial com coluna de mercúrio. No caso das medições realizadas com o tubo estático de Pitot usou-se manômetro diferencial com coluna de água;

$TV_a$  é a temperatura virtual absoluta do ar úmido fluindo através do sistema. Parâmetro medido diretamente com termopar tipo K em °C, K;

$R_a$  é a constante específica do ar úmido. Considera-se o valor desta constante para o ar seco que é 287 J/kg K;

$zf_a$  é o fator de compressibilidade (z-factor) do ar úmido para as condições de pressão e temperatura do fluxo no escoamento.

A temperatura virtual é uma temperatura fictícia que leva em conta a umidade do ar. Por definição é a temperatura que teria uma amostra de ar seco se a sua pressão e volume específico fossem iguais àqueles correspondentes a uma amostra de ar úmido. Desta forma, a equação de estado para ar seco pode ser usada também para ar úmido.

A equação para estimar a temperatura virtual pode ser escrita das seguintes formas:

$$TV_a = \frac{T_a}{[1 - (\frac{P_{va}}{133,32 * P_{esc}}) * (1 - 0,622)]} \quad (D4.2)$$

ou

$$TV_a = \frac{T_a}{[1 - (\frac{P_{va}}{9,805 * P_{esc}}) * (1 - 0,622)]} \quad (D4.2a)$$

onde:

$P_{va}$  é a pressão parcial absoluta do vapor de água no ar úmido, Pa;

$P_{esc}$  é a pressão estática absoluta do escoamento, em mm col. Hg pela equação D4.2 e mm col. H<sub>2</sub>O pela equação D4.2a;

$T_a$  é a temperatura absoluta do ar úmido no escoamento, K.

A pressão parcial do vapor de água no ar úmido escoando pela tubulação ou através do medidor de vazão, pode ser calculada pela seguinte equação, em Pa.

$$P_{va} = \frac{UR * P_{vas}}{100} \quad (D4.3)$$

onde:

$UR$  é a umidade relativa do ar nas condições como está sendo descarregado pelo ventilador do sistema de distribuição de ar, %. Este parâmetro tem significativa constância depois que o sistema de distribuição de ar tem atingido o regime permanente de operação;

$P_{vas}$  é a pressão do vapor de água na condição de saturação. Este parâmetro é função da temperatura do ar escoando através da placa de orifício, Pa. Pode ser estimado a partir da seguinte equação:

$$P_{vas} = [6,11 * \log(7,5 * T_a / (237,7 + T_a))] * 100 \quad (D4.4)$$

O fator de compressibilidade  $z_{fa}$  corrige os desvios de comportamento do gás real em relação ao gás ideal. Um algoritmo iterativo de cálculo implementado em Turbo Pascal para estimar o fator de compressibilidade  $z$ , baseado nas equações de Hall-Yarborough, permite a solução numérica destas equações usando-se o método iterativo de Newton-Raphson. As equações de Hall-Yarborough estimam o Standing-Katz Z-factors a partir da equação de estado de Starling-Carnahan (**MALCOLM, 1987**). O programa calcula os parâmetros pseudo-reduzidos (temperatura e pressão) e o valor de  $z_{fa}$ .

O fator de compressibilidade  $zf$  de um gás úmido pode ser estimado através de uma simples expressão que relaciona as frações molares médias do gás seco e do vapor de água presente. A equação é da forma abaixo mostrada:

$$z_{fa} = (1 - P_{va} / P_{esc}) * z_{fas} + (P_{va} / P_{esc}) * z_{fva} \quad (D4.5)$$

onde:

$z_{fas}$  é o fator de compressibilidade do ar seco;

$z_{fva}$  é o fator de compressibilidade do vapor de água no ar úmido.

Devido à baixa pressão parcial do vapor de água na mistura gasosa seu valor é considerado 1, pelo que a equação D4.5 fica como:

$$z_{fa} = (1 - P_{va} / P_{esc}) * z_{fas} + (P_{va} / P_{esc}) \quad (D4.6)$$

A densidade do ar úmido, em  $\text{kg/m}^3$   $\rho_a$ , pode ser estimada através de modelos polinomiais existentes na literatura, e corrigindo-a conhecendo-se a umidade absoluta do ar em  $\text{kg}_{\text{água}} / \text{kg}_{\text{as}}$ . Neste trabalho foi utilizada a equação abaixo mostrada:

$$\rho_a = 3,483407 * P_{esc} * (GE_a / z f_a) * T_a \quad (\text{D4.7})$$

A gravidade específica (parâmetro adimensional) do ar úmido  $GE_a$  se calcula pela seguinte expressão:

$$GE_a = [1 + (P_{va} / P_{esc} * (0,6220 / GE_{as} - 1))] * GE_{as} \quad (\text{D4.8})$$

onde:

$GE_{as}$  é a gravidade específica do ar seco. Seu valor é 1.

Sendo assim, a equação anterior fica re-ordenada da seguinte forma:

$$GE_{as} = [1 + P_{va} / P_{esc} (0,6220 - 1)] \quad (\text{D4.9})$$

Um outro caminho que conduz a uma solução para o cálculo da densidade do ar úmido nas condições em que este atravessa o medidor de vazão, é considerando-se a equação de estado generalizada do gás real para qualquer mistura gasosa úmida, a qual leva em consideração os seguintes termos:

$$\rho_a = P_{esc} * M_a / z f_a * R_o * T_a \quad (\text{D4.10})$$

$M_a$  é a massa molecular da mistura gasosa úmida (neste caso o ar úmido). Seu valor pode ser estimado pela seguinte equação:

$$M_a = (1 + w / (1 / M_{as}) + (w / M_{va})) \quad (\text{D4.11})$$

$M_{va}$  é a massa molecular do vapor de água no ar úmido. Seu valor é 18,016 kg/kmol;

$M_{as}$  é a massa molecular do ar seco. Seu valor médio foi calculado como sendo 28,96247 kg/kmol considerando-se 11 componentes presentes neste gás (**MILLER, 1989**);

$w$  é a umidade absoluta do ar úmido,  $\text{kg}_{\text{água}} / \text{kg}_{\text{as}}$ . Seu valor pode ser obtido por solução matemática ou gráfica (gráficos psicrométricos). Neste caso a temperatura de bulbo seco do ar úmido,  $t_a$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) e a umidade relativa do ar,  $UR(\%)$ , são parâmetros que foram medidos.

Matematicamente  $w$  pode ser estimado pela seguinte expressão:

$$w = 0,622 * (((UR/100) * P_{vas}) / ((133,32 * PB) - ((UR/100) * P_{vas}))) \quad (\text{D4.12})$$

onde:

$P_B$  é a pressão atmosférica local, Pa

As análises realizadas neste trabalho para levantar o equacionamento descrito anteriormente foram baseadas no fato de considerar que o ar úmido sofre um processo de aquecimento a umidade absoluta constante no ventilador, e que mantém esta condição em todo o sistema de distribuição de ar.

Uma outra equação usada para se estimar a densidade de misturas gasosas úmidas a baixas pressões é a seguinte:

$$\rho_u = \rho_s * \left( \frac{(1+w)}{(1+(w/0,622))} \right) \quad (D4.13)$$

onde:

$\rho_u, \rho_s$  são as densidades do gás úmido e seco respectivamente,  $\text{kg/m}^3$

Os modelos usados neste trabalho para estimar a densidade e a viscosidade do ar seco (à pressão atmosférica) são os seguintes (**IPT, 1990**):

✓ Modelo de densidade,  $\text{kg/m}^3$ , para a faixa de temperatura do ar de  $5^\circ\text{C}$  a  $300^\circ\text{C}$

$$\rho_{as} = 0,4408 \pm 0,0061 + \{0,84762 \pm 0,0054 e^{-t_a/193,46343 \pm 2,6910}\} \quad (D4.14)$$

✓ Modelo de viscosidade absoluta,  $\text{Ns/m}^2$ , para a faixa de temperatura do ar de  $0^\circ\text{C}$  a  $100^\circ\text{C}$  ( $R^2 = 0,9996$ )

$$\mu_{as} = 1,77099 \cdot 10^{-5} + 4,27767 \cdot 10^{-8} t_a - 1,17049 \cdot 10^{-11} t_a^2 \quad (D4.15)$$

## **2. Estimativa da vazão mássica e volumétrica de gases**

### **2.1. Cálculo através de placas de orifício e tubo estático de Pitot**

As equações básicas para se estimar a vazão volumétrica e mássica de gases por meio de placas de orifício e tubos estático de Pitot são as seguintes:

**Placa de Orifício (IPT, 1990):**

Vazão volumétrica em  $\text{m}^3/\text{s}$ :

$$\dot{Q}_{real} = C_d Y F_a \left[ A_o \left( \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \right) \sqrt{2 \Delta P_{po} / \rho_u} \right] \quad (D4.16)$$

Vazão mássica em  $\text{kg/s}$ :

$$\dot{Q}_{real} = C_d Y F_a \left[ A_o \left( \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \right) \sqrt{(2 \Delta P_{po} \rho_u)} \right] \quad (D4.17)$$

onde:

$Y$  é o coeficiente de expansão do gás.(equação D4.18);

$F_d$  é o fator de dilatação térmica do orifício (IPT, 1990);

$C_d$  é o coeficiente de descarga do orifício da placa (IPT, 1990);

$\beta$  é a razão do diâmetro do orifício ao diâmetro da tubulação. Seu valor é 0,65;

$\Delta P_{po}$  é o diferencial de pressão estática do gás passando através do orifício da placa;

$A_o$  é a área da secção transversal do orifício, m<sup>2</sup>

Para se estimar a vazão de gás atravessando a placa de orifício é necessário conhecer o coeficiente de descarga do orifício  $C_d$ , o qual é função do número de Reynolds baseado no diâmetro interior da tubulação  $Re_{D_i}$ .

O coeficiente de descarga tem a estrutura abaixo colocada. A geometria da placa está baseada nas suas características e dimensões geométricas: fixada pelas flanges por encaixe, material aço inoxidável AISI 304, espessura de 3 mm, diâmetro do orifício de 34 mm, fabricante ONTRISUL Controles Industriais do Sul Ltda., para tubo de 52,6 mm de diâmetro interior.

$$C_d = f(\text{geometria}, D_i, Re_{(D_i)})$$

onde:

$D_i$  é o diâmetro interior da tubulação onde se encontra instalada a placa de orifício;

$Re_{D_i}$  é o número de Reynolds baseado no diâmetro interior da tubulação onde se encontra instalada a placa de orifício.

O fato de haver duas variáveis desconhecidas na mesma expressão de cálculo da vazão de gás, o coeficiente de descarga e a vazão de gás, dependentes de um mesmo parâmetro, o  $Re_{D_i}$ , faz-se necessário o uso de métodos iterativos. Neste trabalho foi implementado um programa de computador para a estimativa da vazão de gás, partindo de uma condição inicial conhecida para o coeficiente de descarga.  $C_d$  (veja algoritmo de cálculo para a estimativa da vazão do ar na placa de orifício). O equacionamento para o cálculo do coeficiente de descarga do orifício da placa pode ser encontrado na literatura referenciada.

Para a determinação do fator que considera a dilatação térmica da placa (fator adimensional)  $F_a$ , para cada temperatura do fluido passante, considerou-se que a temperatura da placa era a mesma, em cada instante de tempo, que a temperatura do fluido.

Para a sua determinação usou-se o gráfico da Figura F.7, página 639 (IPT, 1990), que é uma reprodução do HUGOT, 1976. Neste gráfico o fator de dilatação térmica da placa é uma função da temperatura do fluido passante pela placa. Seu valor varia entre um mínimo de 1,000 até um máximo de 1,003 para as duas placas especificadas, construídas em aço inoxidável fabricação AISI, na faixa de temperatura do fluido de 0°C até 100°C.

O coeficiente de expansão  $Y$  caracteriza a expansão do meio a ser medido, e leva em conta a mudança da densidade do fluido durante seu passo pelo estrangulador. A magnitude deste coeficiente depende de fatores tais como: coeficiente adiabático  $k$  do ar, o qual na faixa de temperatura entre 0°C e 100°C é constante no valor de 1,4; do tipo de estrangulador e a magnitude do módulo de estrangulação, assim como da mudança relativa da pressão no diafragma ( $\Delta P_{po} / P_{esc}$ ), (CHISTIakov, 1987).

Uma expressão geral para o cálculo do coeficiente de expansão, a qual foi usada neste trabalho, é a seguinte:

$$Y = 1 - (0,41 + 0,35 * (\beta^4)) * A_o \quad (D4.18)$$

**Tubo Estático de Pitot (IPT, 1990)**

$$v_{local} = 4,05 * [(762/PB) * (T_f/293,15)] * \left( \frac{10363}{10363 + P_{esc}} \right)^{0,5} \quad (D4.19)$$

$v_{local}$  é a velocidade local no escoamento do gás, m/s;

$T_f$  é a temperatura absoluta do fluido no escoamento (ar em qualquer caso estudado), °C

### **3. Correção da vazão por efeito da temperatura e pressão do gás**

Correções são geralmente realizadas no valor da vazão de ar calculada por efeito da pressão e a temperatura do mesmo:

$$\Pi = [P_o * (P_{esc} / P_{atm}) * (T_o / T_f)] * [\mu_f^{CNPT} / \mu_f]$$

onde:

$\Pi$  é o parâmetro avaliado;

$P_o$  é a pressão estática absoluta do fluido no escoamento nas condições normais (101,33 kPa);

$T_f$  é a temperatura absoluta do fluido no escoamento nas condições normais (273,15 K), K;

$\mu_f^{CNPT}$  é a viscosidade absoluta do fluido referido às condições normais de pressão e temperatura (0°C e 101,33 kPa), Ns/m<sup>2</sup>;

$\mu_f$  é a viscosidade absoluta do fluido referido às condições de operação da placa, Ns/m<sup>2</sup>.



## **APÊNDICE E**

### **CURVAS DE DISTRIBUIÇÃO DA VELOCIDADE TERMINAL PARA PARTÍCULAS DE CAPIM ELEFANTE**

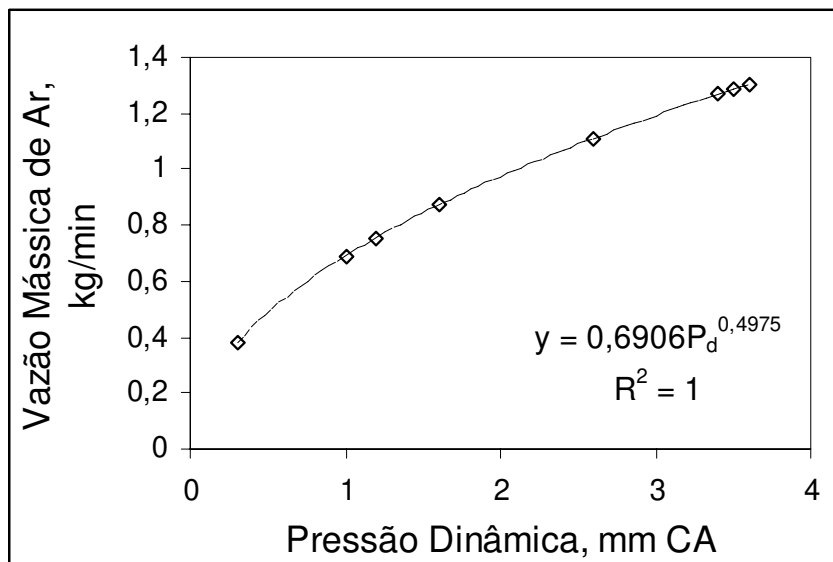


FIGURA E4.1. CURVA DE VAZÃO MÁSSICA PARA O MEDIDOR TIPO TUBO DE PITOT USADO NOS TESTES DE VELOCIDADE TERMINAL (UNICAMP, 2001)

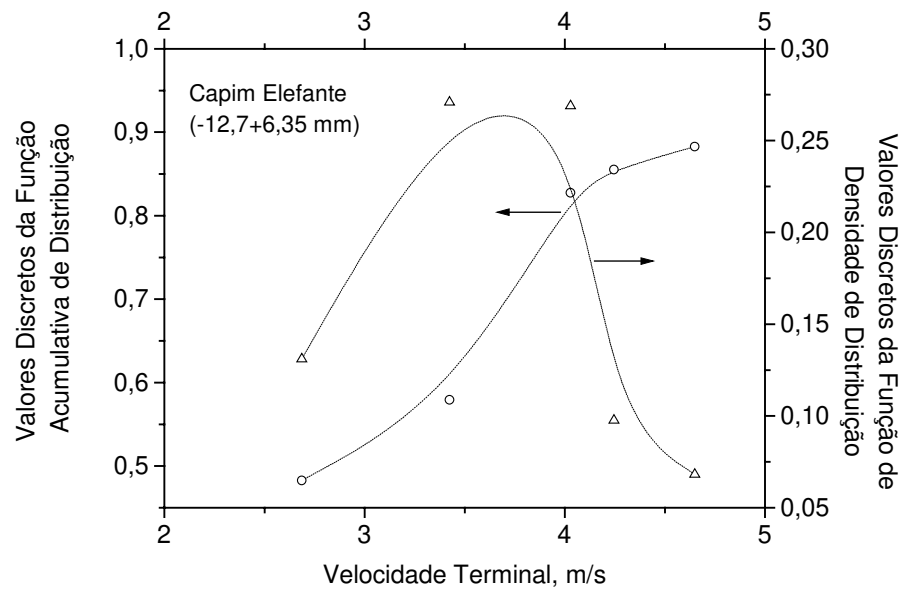


FIGURA E4.2. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO PARA A VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS DE CAPIM (-12,7+6,35 mm,  $X_i=9,865$  mm)

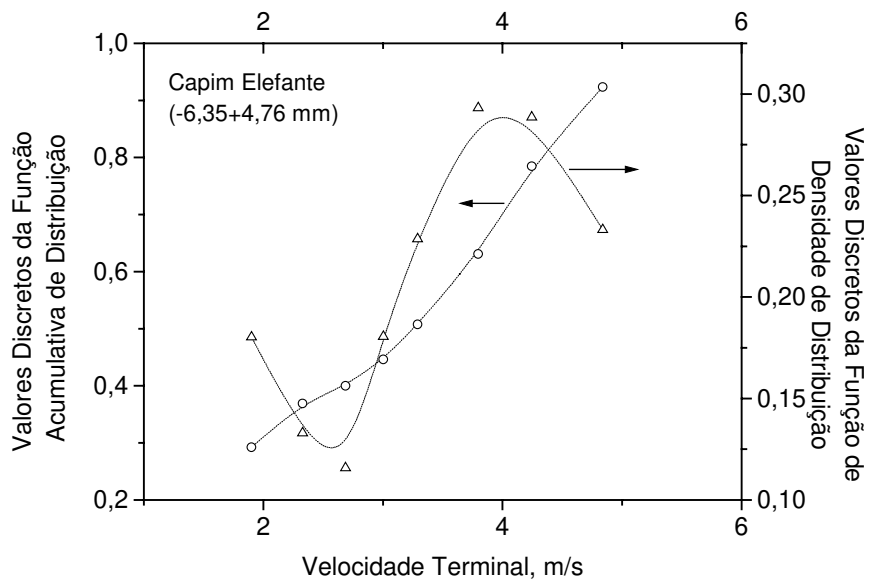


FIGURA E4.3. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO PARA A VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS DE CAPIM (-6,35+4,76 mm,  $X_i=5,59$  mm)

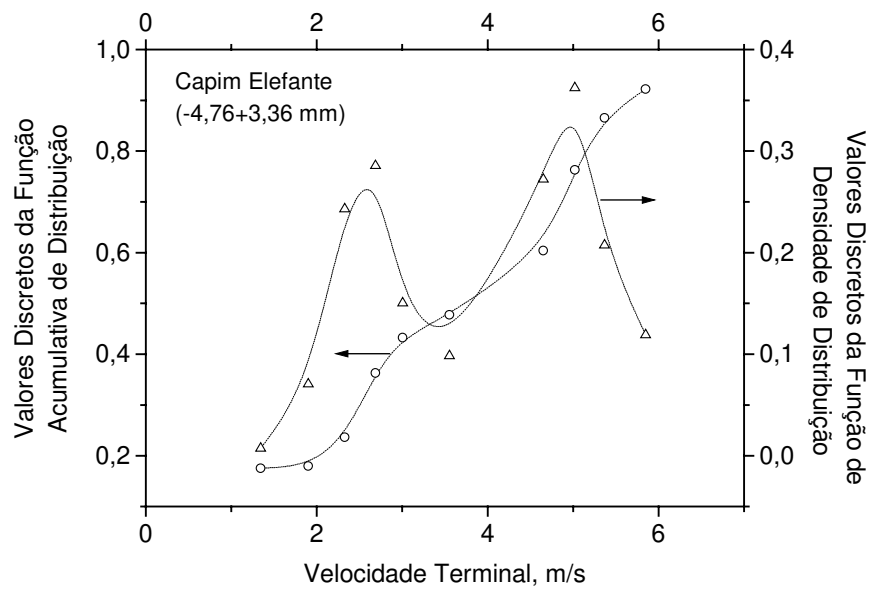


FIGURA E4.4. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO PARA A VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS DE CAPIM (-4,76+3,36 mm,  $X_i=4,10$  mm)

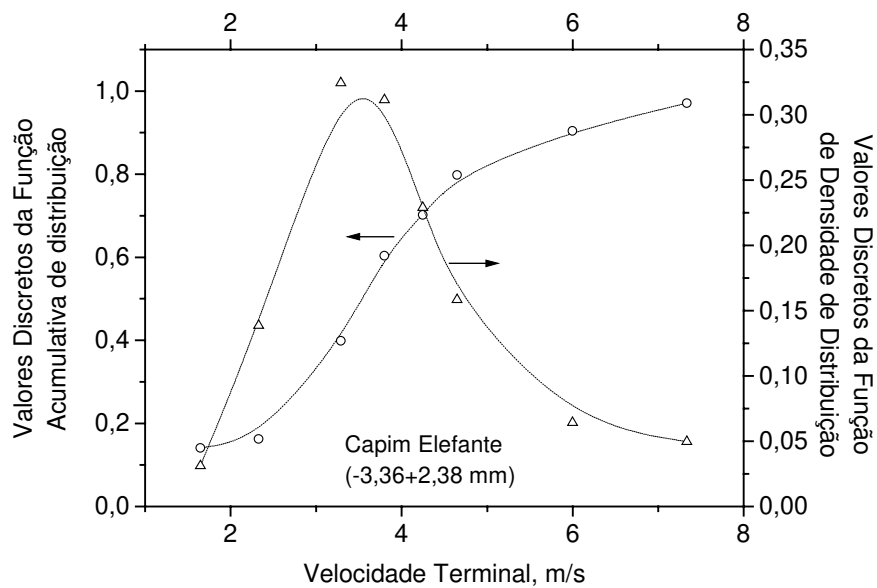


FIGURA E4.5. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO PARA A VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS DE CAPIM (-3,36+2,38 mm,  $X_i=2,90$  mm)

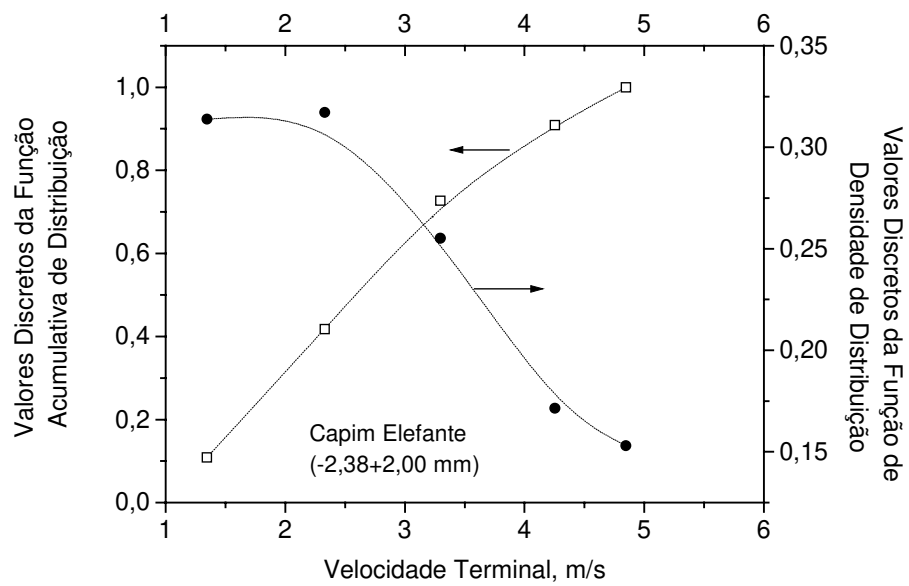


FIGURA E4.6. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO PARA A VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS DE CAPIM (-2,38+2,00 mm,  $X_i=2,195$  mm)

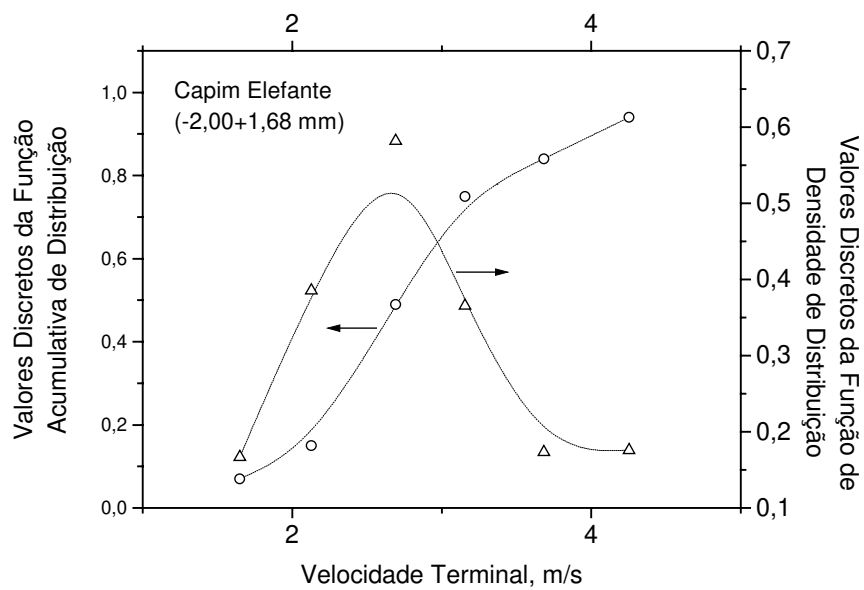


FIGURA E4.7. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO PARA A VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS DE CAPIM (-2,00+1,68 mm,  $X_i=1,84$  mm)

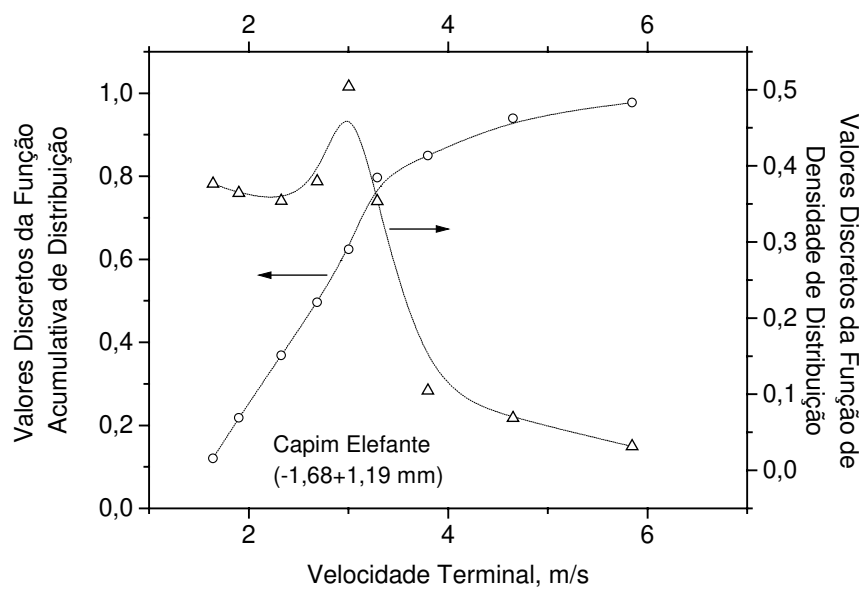


FIGURA E4.8. FUNÇÕES DE DISTRIBUIÇÃO PARA A VELOCIDADE TERMINAL DAS PARTÍCULAS DE CAPIM (-1,68+1,19 mm,  $X_i=1,45$  mm)

## **APÊNDICE F**

**PERFIS DE TEMPERATURA NO LEITO, NO FREEBOARD E PONTOS DA  
INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL. COMPORTAMENTO DOS RESÍDUOS**

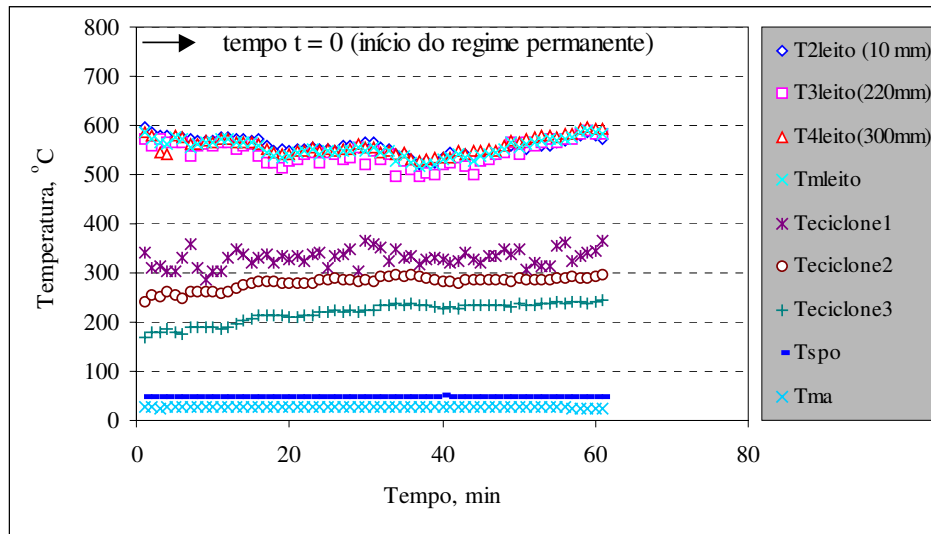


FIGURA F4.1. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,102$  M/S,  $HL=164$  MM,  $P_{ae}=7\%$ )

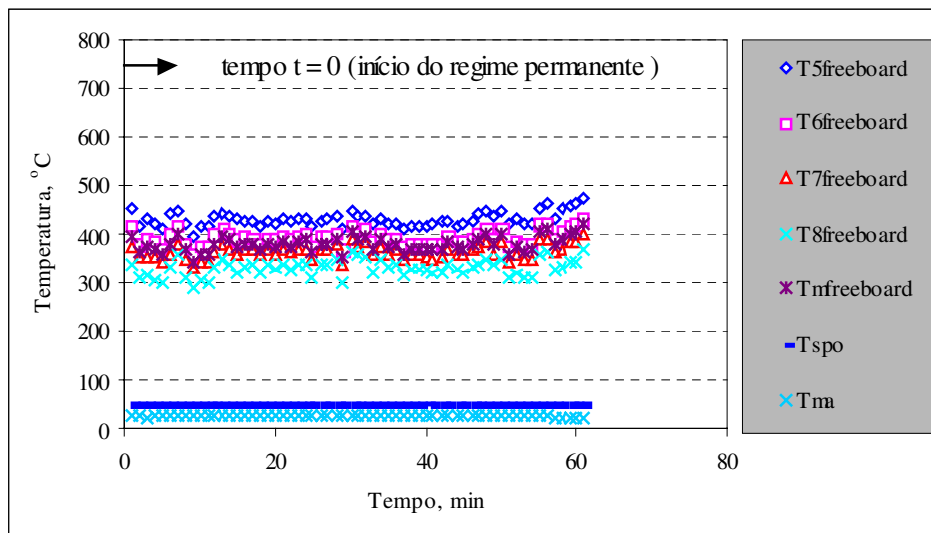


FIGURA F4.2. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,102$  M/S,  $HL=164$  MM,  $P_{ae}=7\%$ )



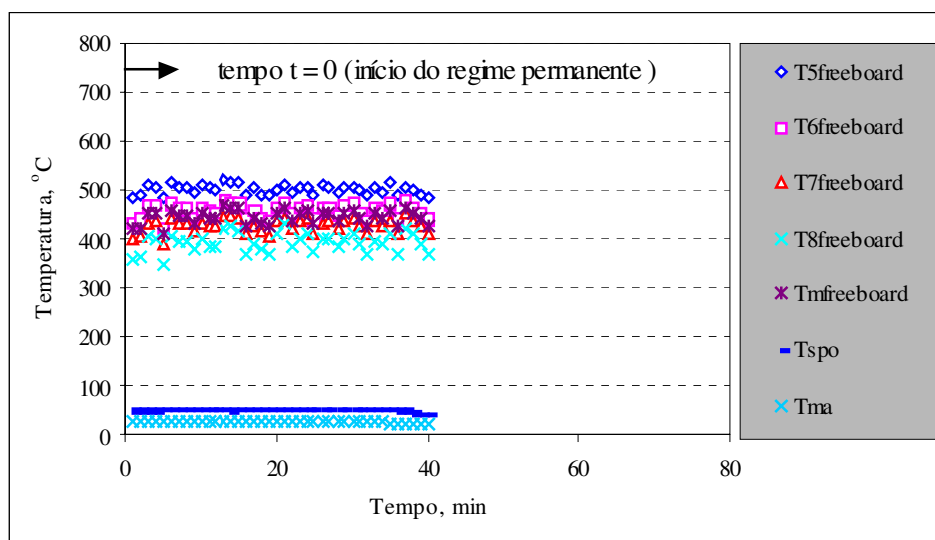


FIGURA F4.3. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,126\text{M/S}$ ,  $HL=164\text{ MM}$ ,  $P_{ae}=8\%$ )

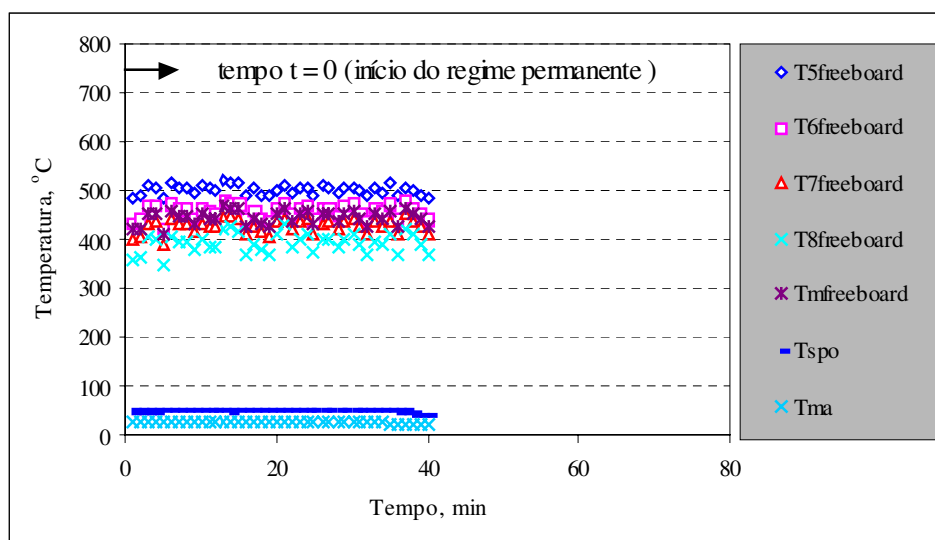


FIGURA F4.4. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,126\text{ M/S}$ ,  $HL=164\text{ MM}$ ,  $P_{ae}=8\%$ )

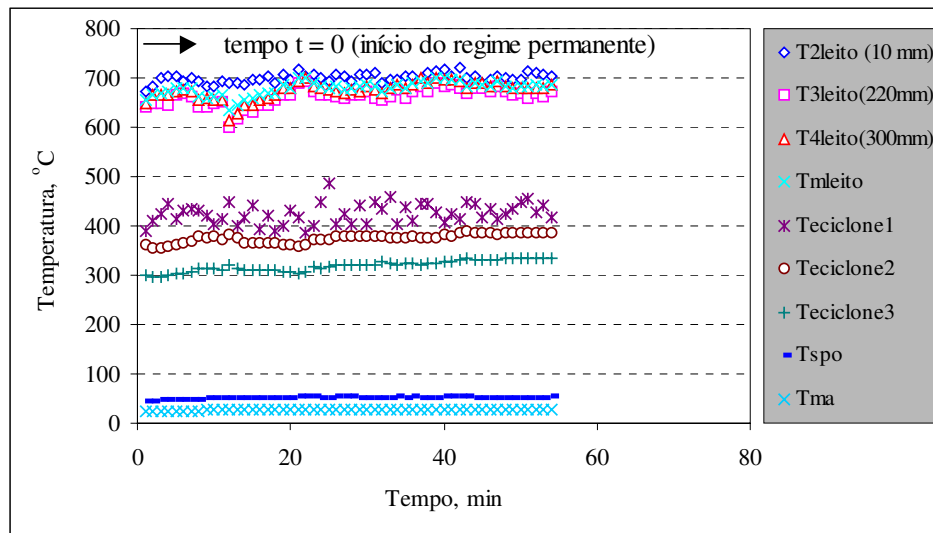


FIGURA F4.5. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,148$  M/S,  $HL=164$  MM,  $P_{ae}=9\%$ )

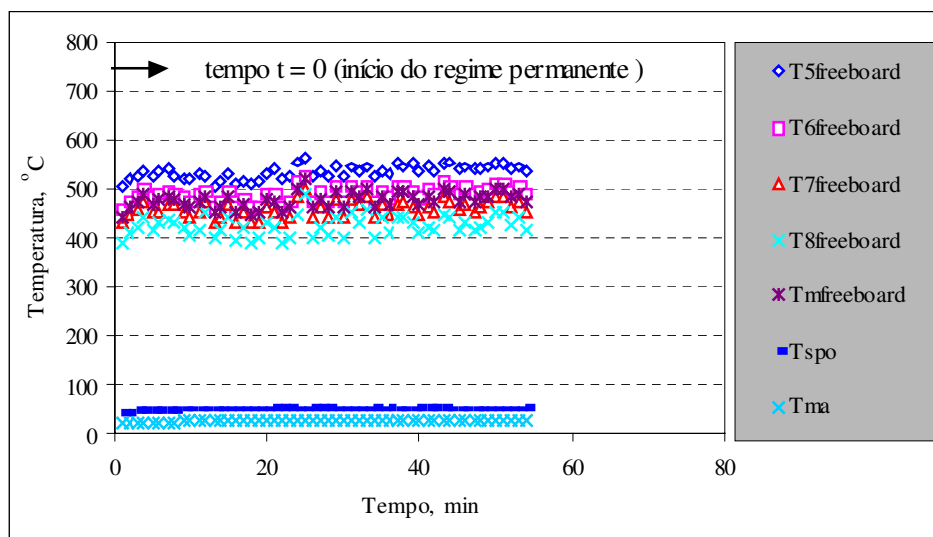


FIGURA F4.6. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,148$  M/S,  $HL=164$  MM,  $P_{ae}=9\%$ )

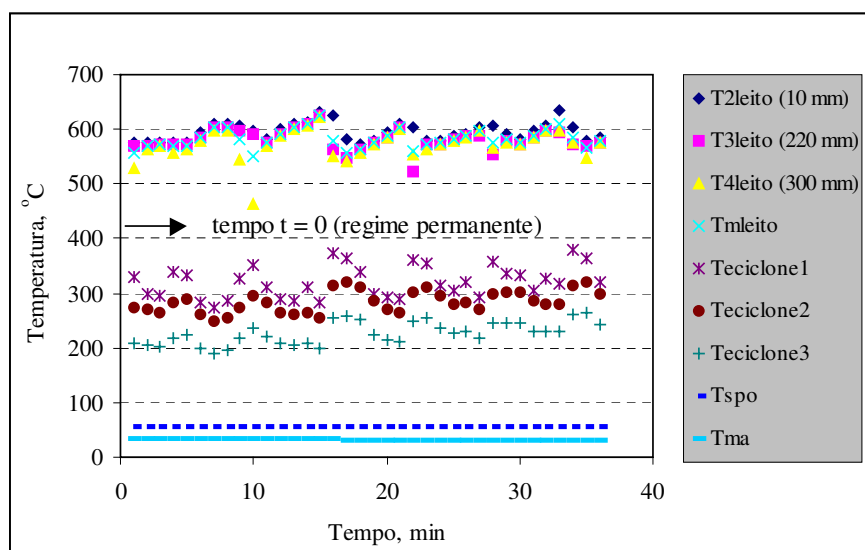


FIGURA F4.7. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,104\text{M/s}$ ,  $HL=207\text{ mm}$ ,  $P_{ae}=7\%$ )

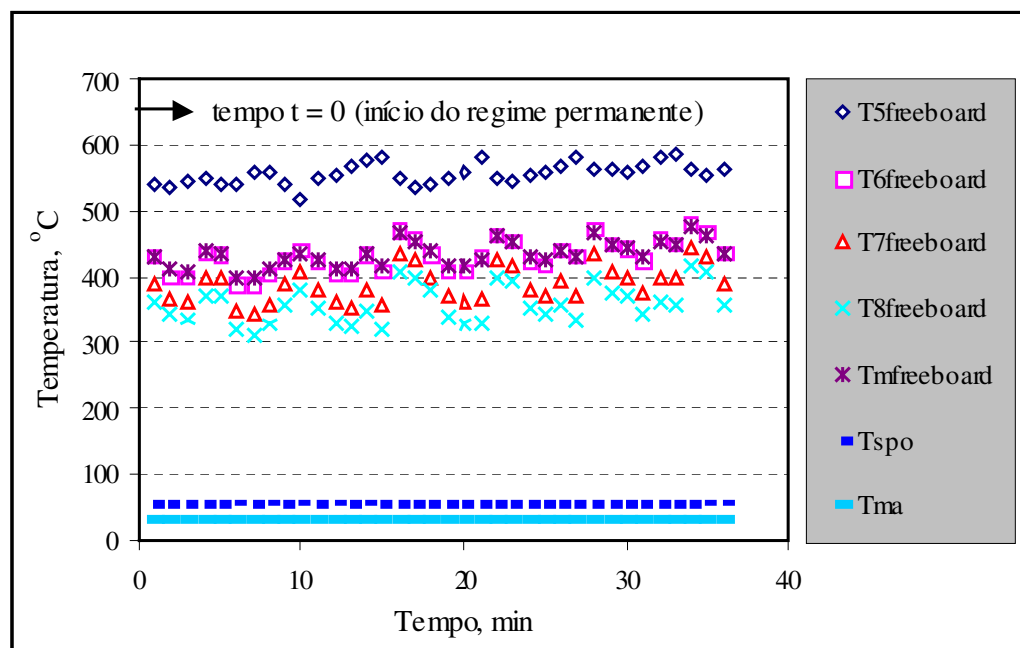


FIGURA F4.8. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,104\text{ M/s}$ ,  $HL=207\text{ mm}$ ,  $P_{ae}=7\%$ )

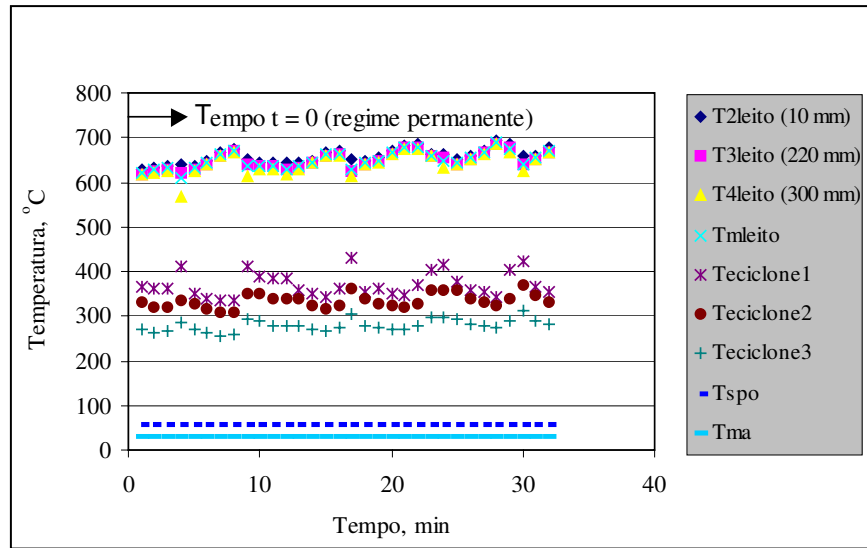


FIGURA F4.9. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,129\text{M/s}$ ,  $HL=207\text{ mm}$ ,  $P_{ae}=8\%$ )

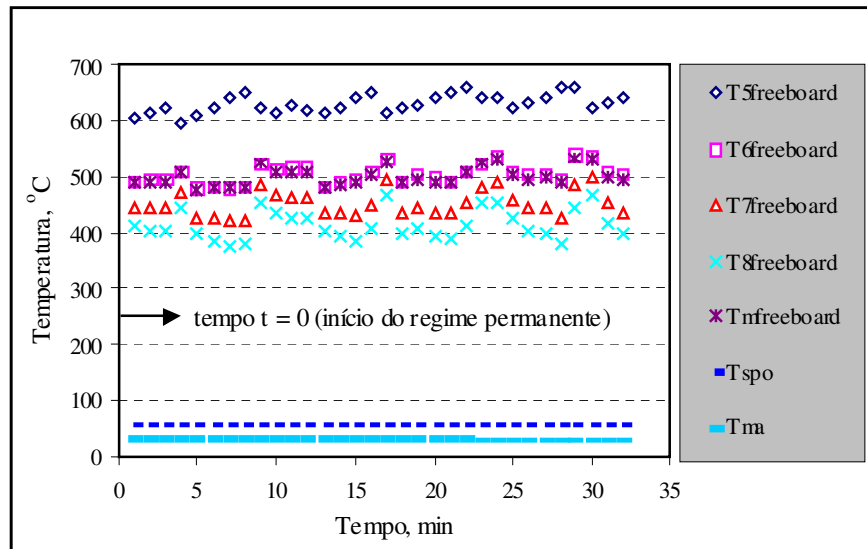


FIGURA F4.10. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,129\text{ M/s}$ ,  $HL=207\text{ mm}$ ,  $P_{ae}=8\%$ )

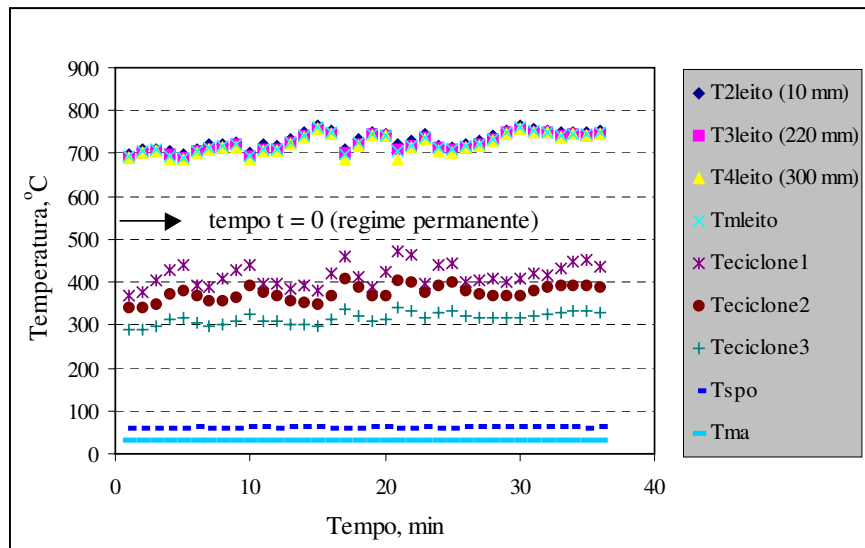


FIGURA F4.11. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,156$  M/S,  $HL=207$  MM,  $P_{ae}=9\%$ )

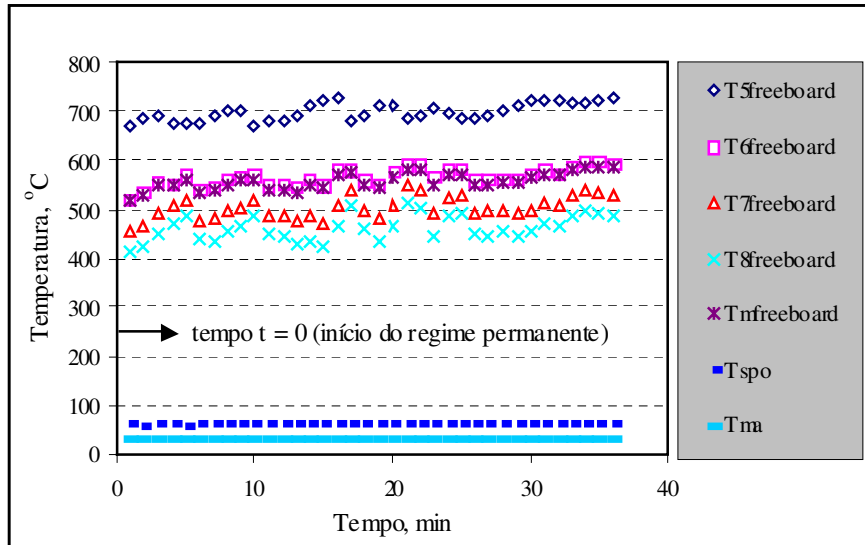


FIGURA F4.12. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,156$  M/S,  $HL=207$  MM,  $P_{ae}=9\%$ )

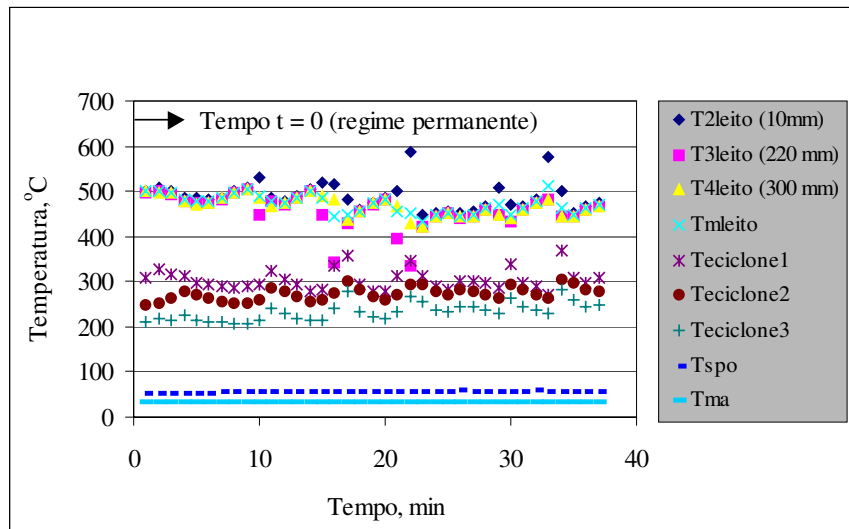


FIGURA F4.13. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,090$  M/S,  $HL=250$  MM,  $P_{ae}=7\%$ )

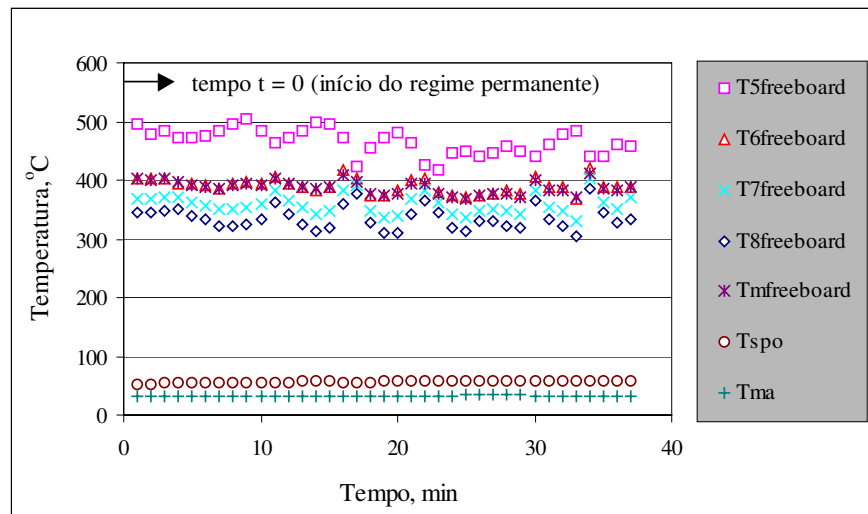


FIGURA F4.14. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,090$  M/S,  $HL=250$  MM,  $P_{ae}=7\%$ )

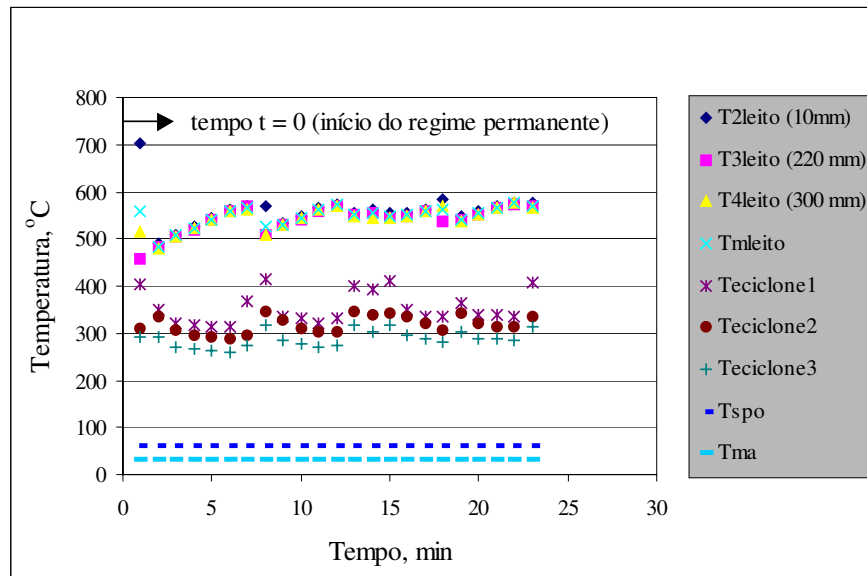


FIGURA F4.15. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,115$  M/S,  $HL=250$  MM,  $P_{ae}=8\%$ )

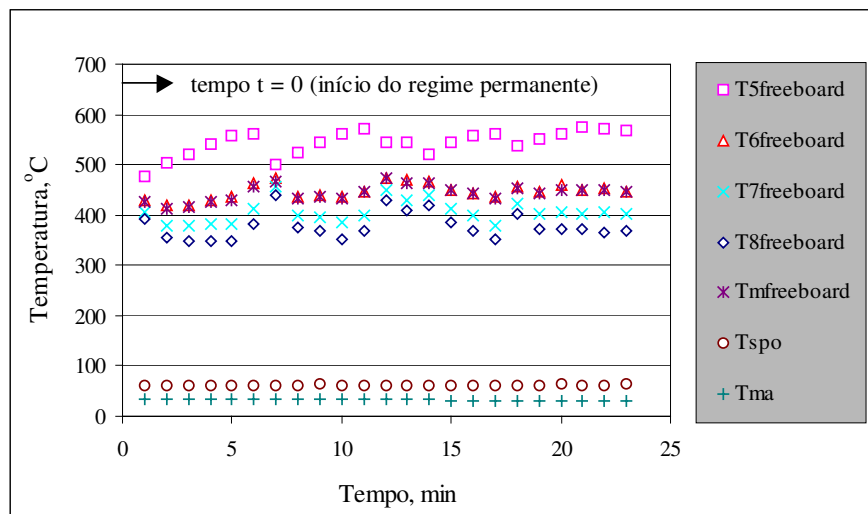


FIGURA F4.16. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,115$  M/S,  $HL=250$  MM,  $P_{ae}=8\%$ )

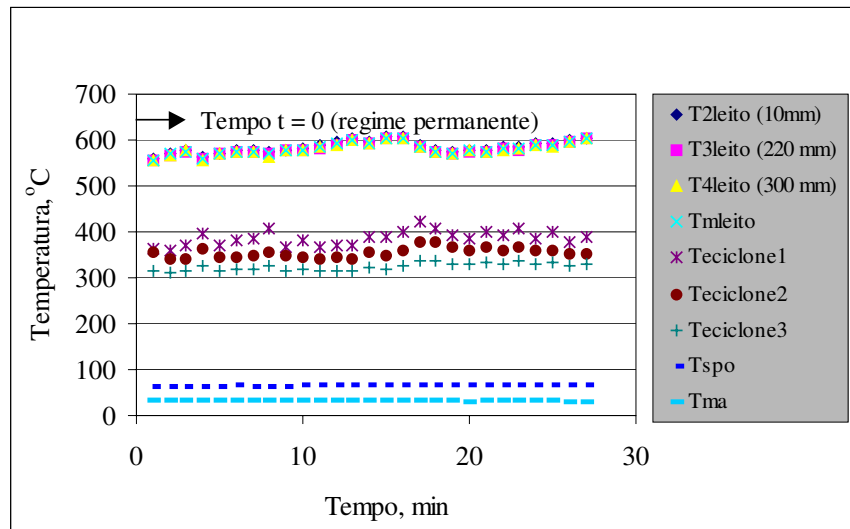


FIGURA F4.17. PERFIL DE TEMPERATURA NO LEITO E OUTROS PONTOS DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL ( $v_{sg}=0,131$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

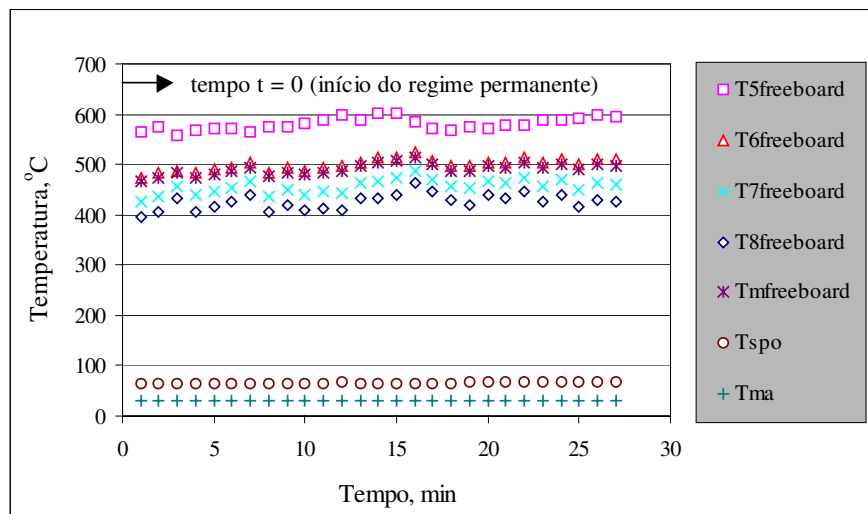


FIGURA F4.18. PERFIL DE TEMPERATURA NO FREEBOARD ( $v_{sg}=0,131$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )



ANÁLISE DOS RESÍDUOS PARA CADA CONDIÇÃO EXPERIMENTAL

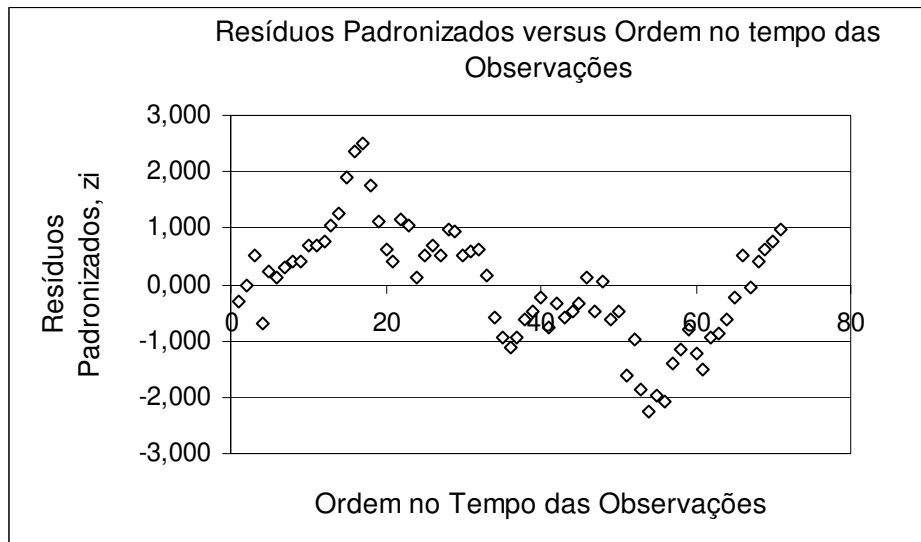


FIGURA F4.19. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  m/s,  $HL=164$  mm,  $P_{ae}=7\%$ )

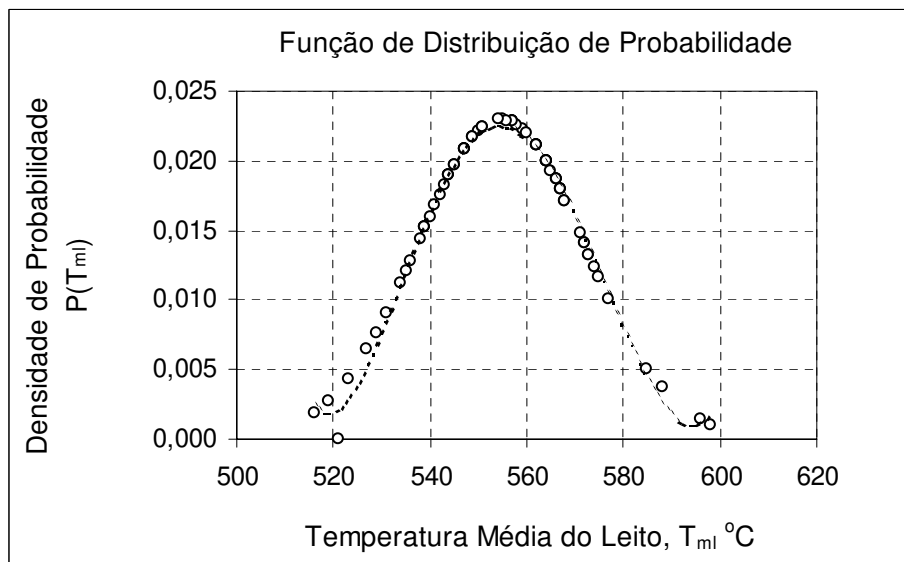


FIGURA F4.20. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  m/s,  $HL=164$  mm,  $P_{ae}=7\%$ )

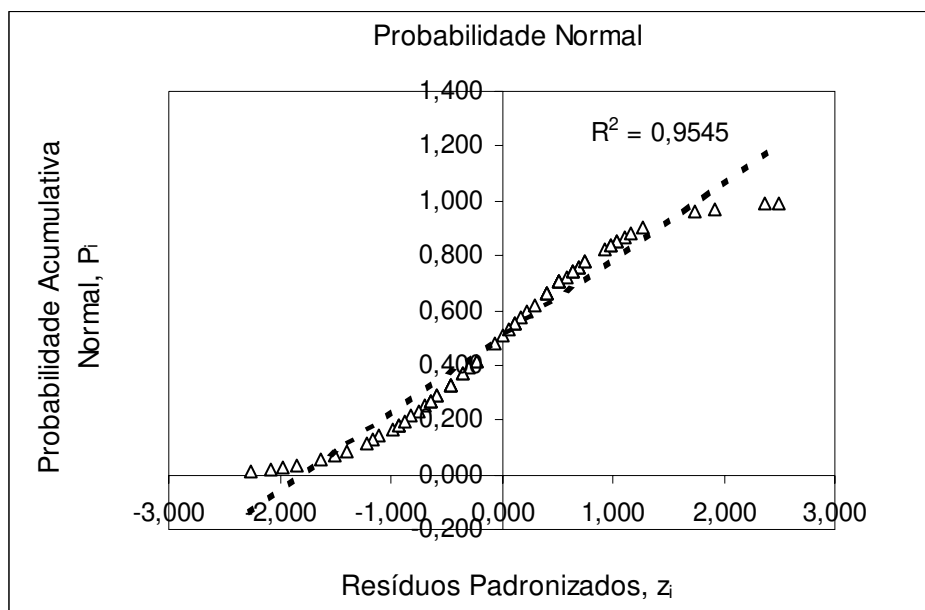


FIGURA F4.21. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  m/s,  $HL=164$  mm,  $P_{ae}=7\%$ )

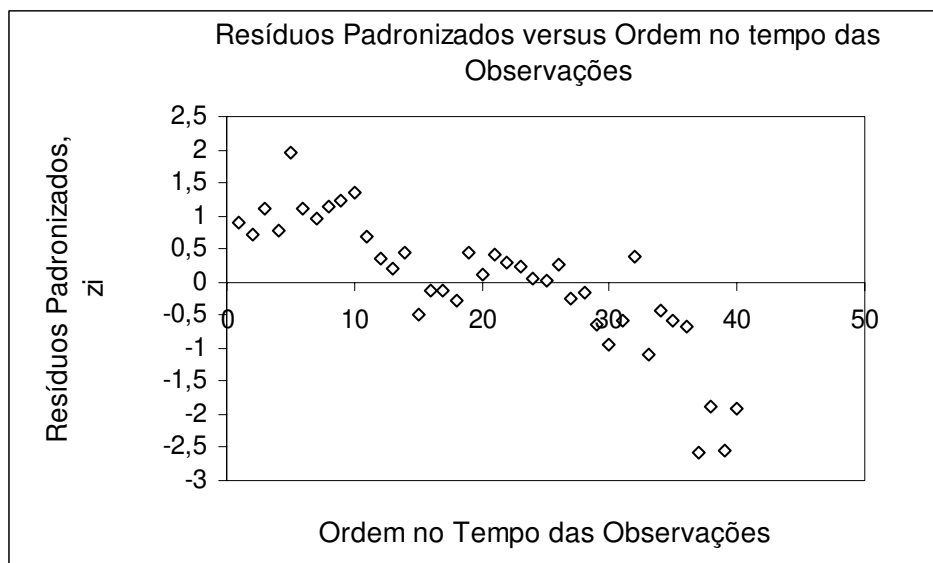


FIGURA F4.22. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,123$  m/s,  $HL=164$  mm,  $P_{ae}=8\%$ )

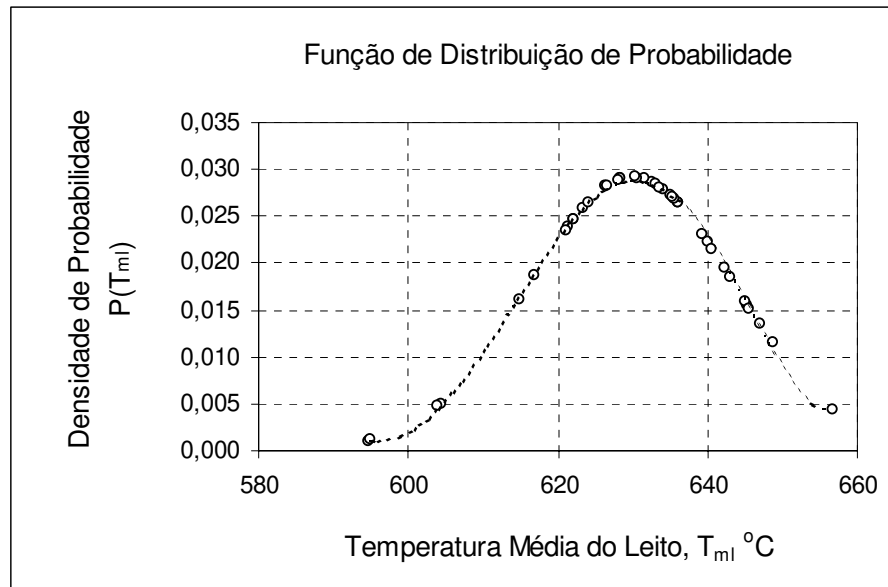


FIGURA F4.23. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,123$  M/s,  $HL=164$  MM,  $P_{ae}=8\%$ )

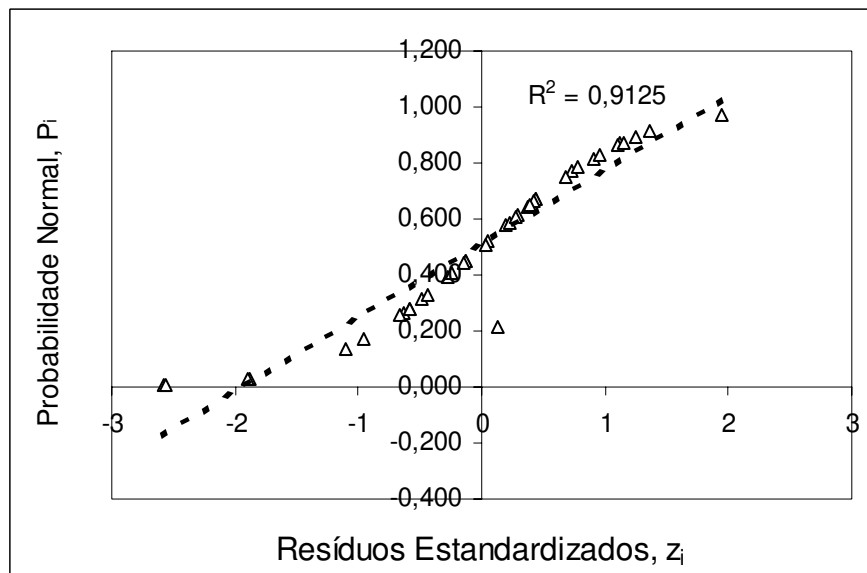


FIGURA F4.24. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,123$  M/s,  $HL=164$  MM,  $P_{ae}=8\%$ )

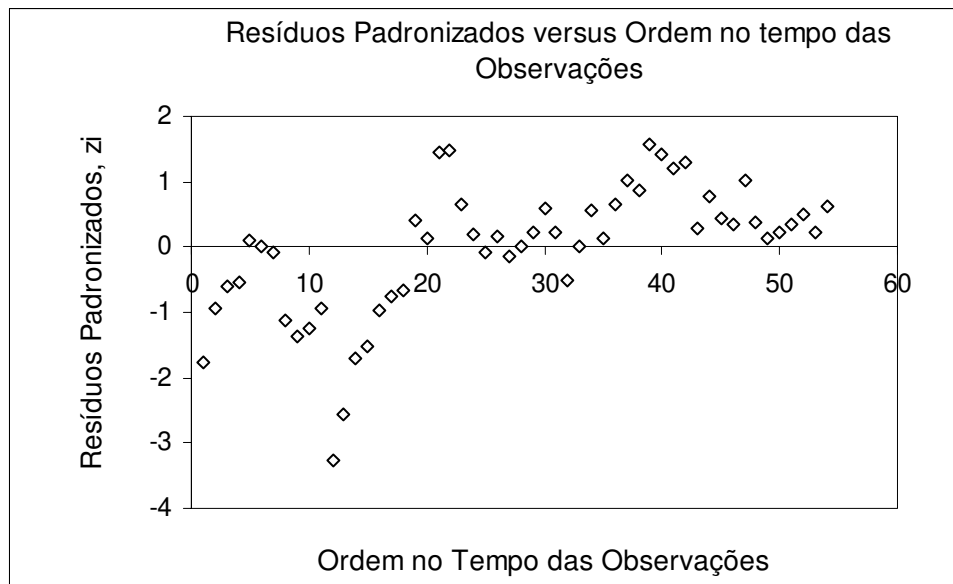


FIGURA F4.25 RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA  
MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=164$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

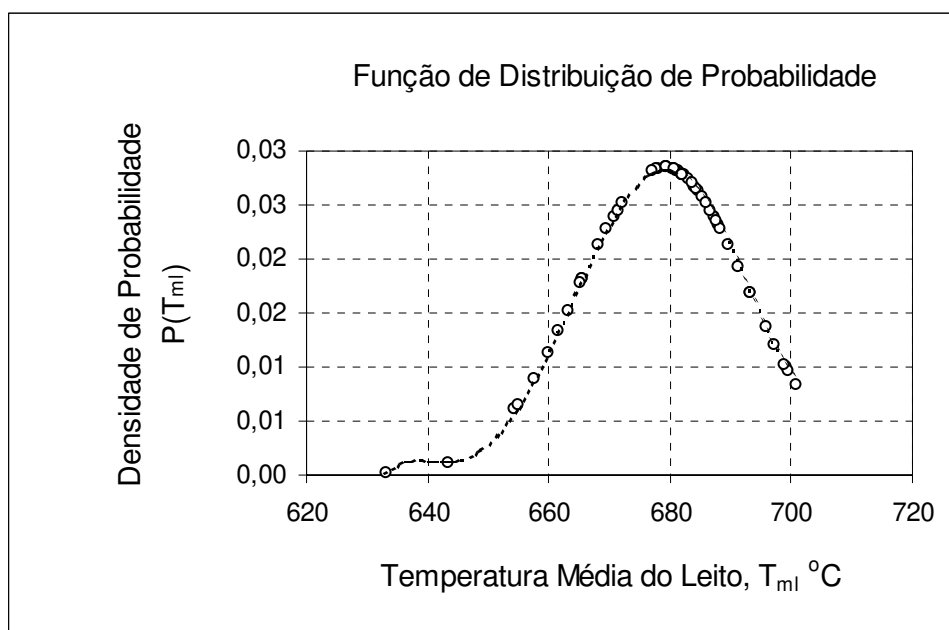


FIGURA F4.26. FUNÇÃO DE DISTRIBUIÇÃO DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA  
MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=164$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

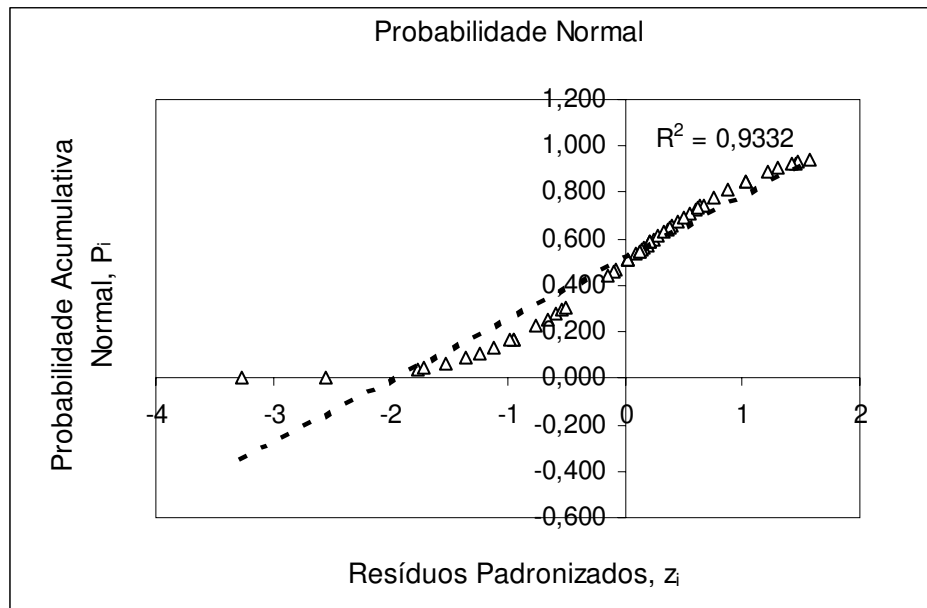


FIGURA F4.27. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=164$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

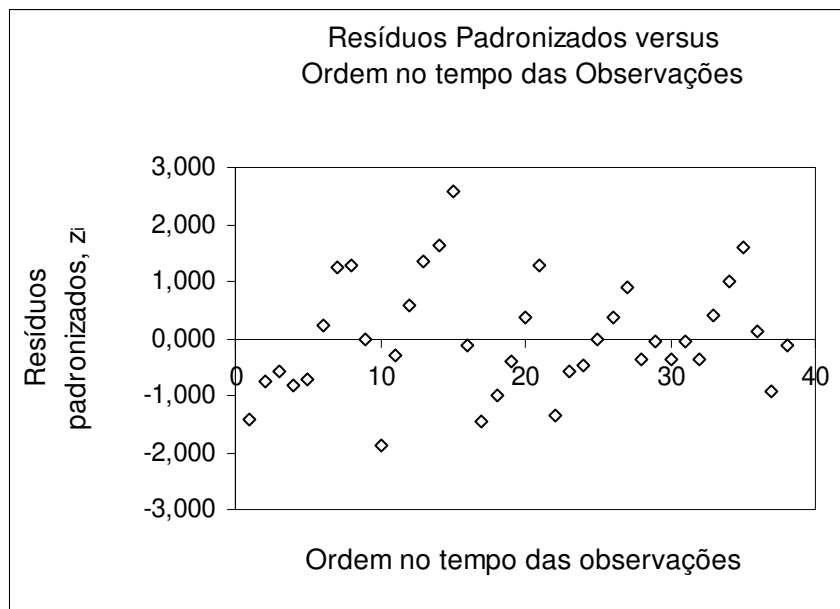


FIGURA F4.28. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  M/S,  $HL=207$  MM,  $P_{ae}=7\%$ )

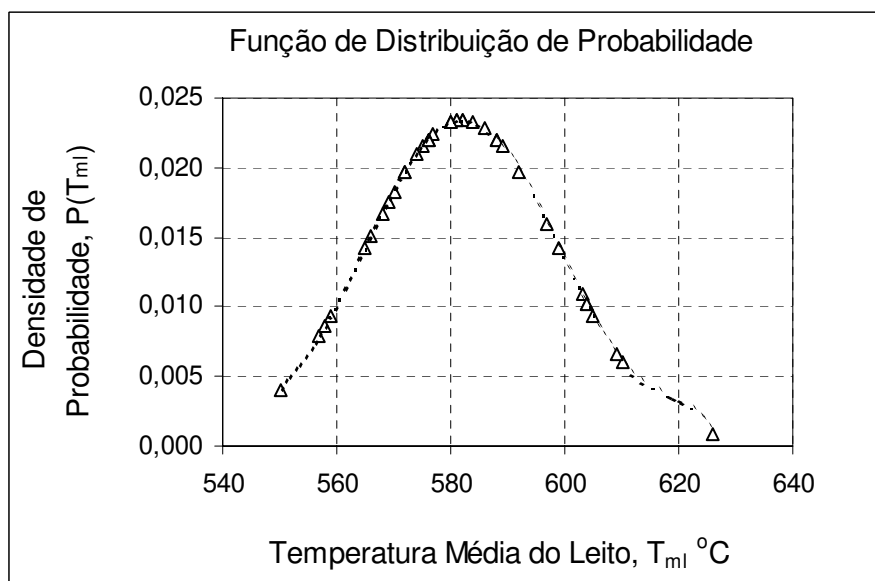


FIGURA F4.29. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  M/S,  $HL=207$  MM,  $P_{ae}=7\%$ )

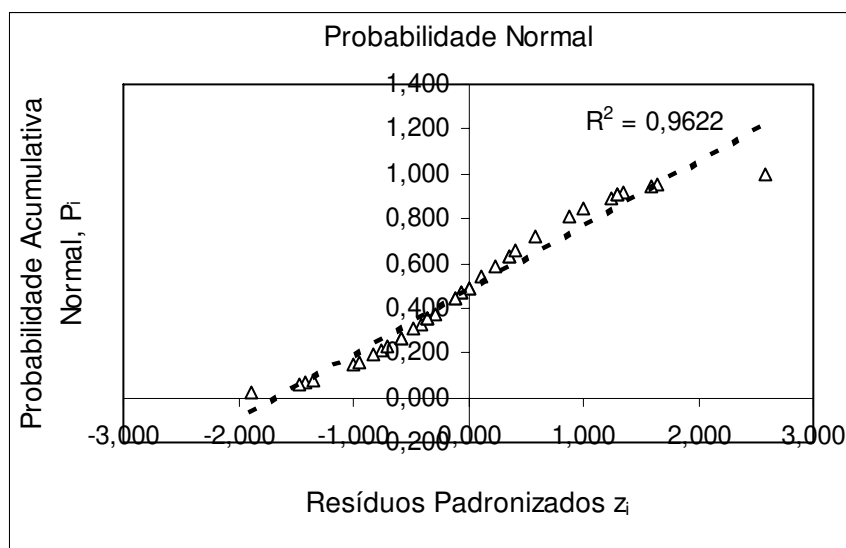


FIGURA F4.30. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  m/s,  $HL=207$  mm,  $P_{ae}=7\%$ )

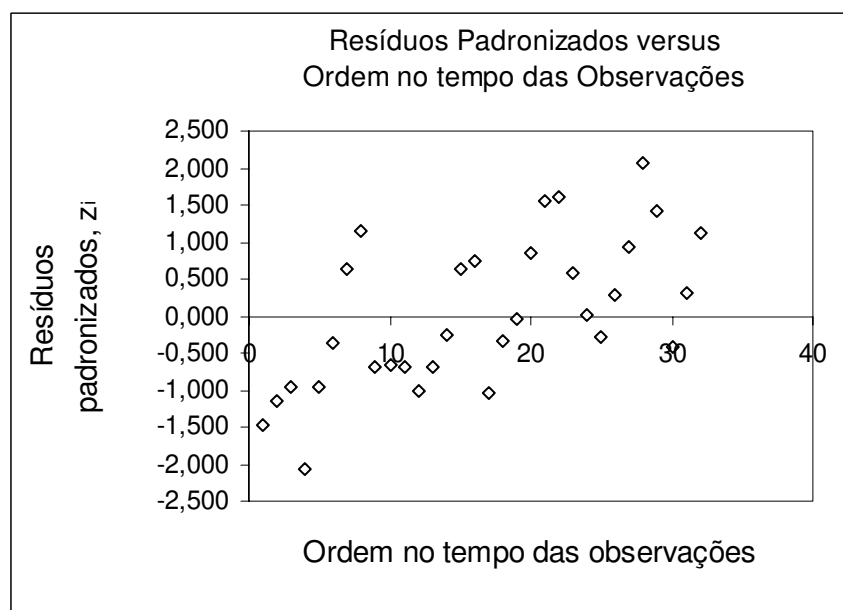


FIGURA F4.31. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,123$  m/s,  $HL=207$  mm,  $P_{ae}=8\%$ )



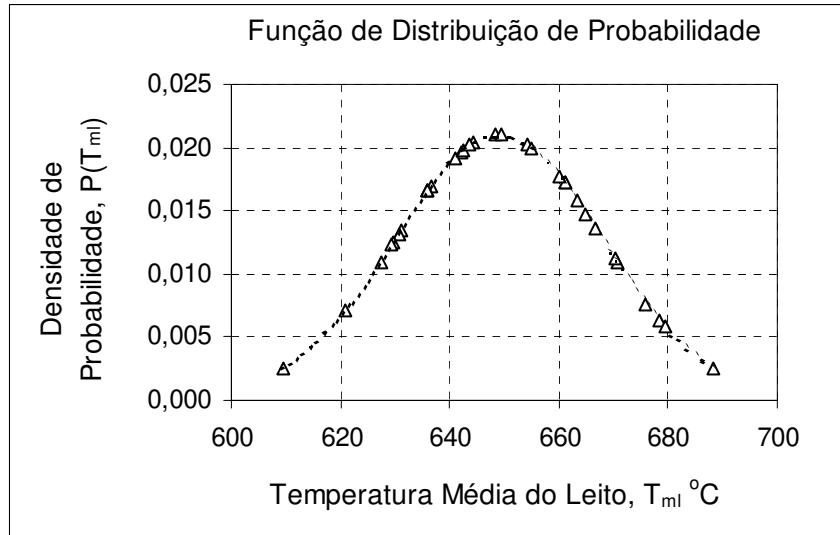


FIGURA F4.32. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,123 \text{ m/s}$ ,  $HL=207 \text{ mm}$ ,  $P_{ae}=8\%$ )

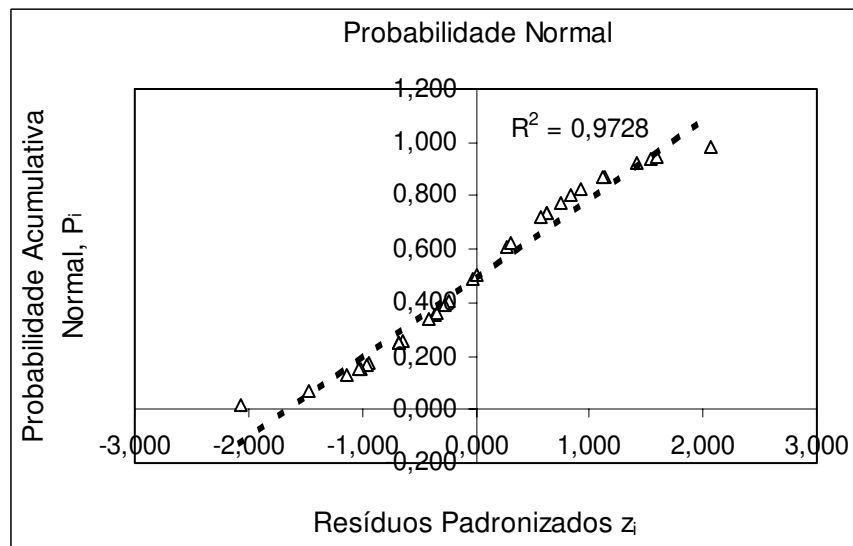


FIGURA F4.33. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,123 \text{ m/s}$ ,  $HL=207 \text{ mm}$ ,  $P_{ae}=8\%$ )

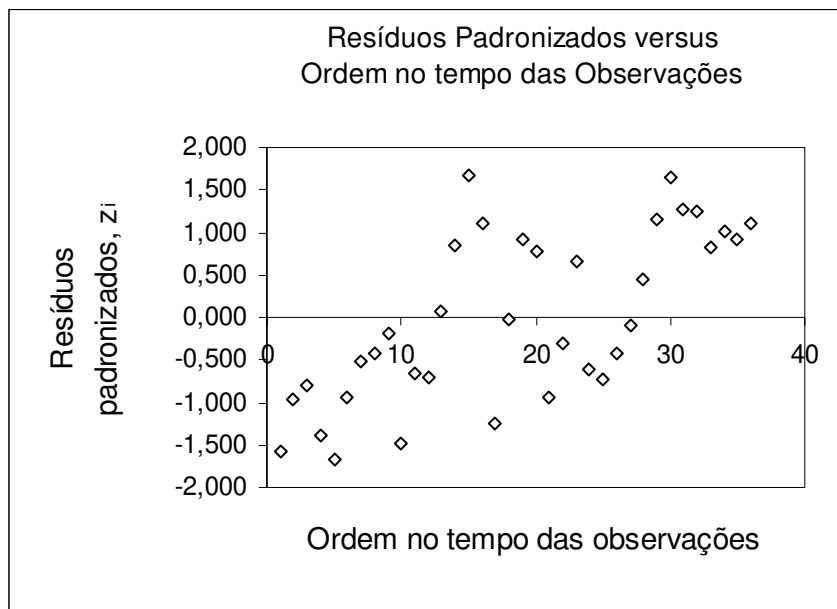


FIGURA F4.34. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=207$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

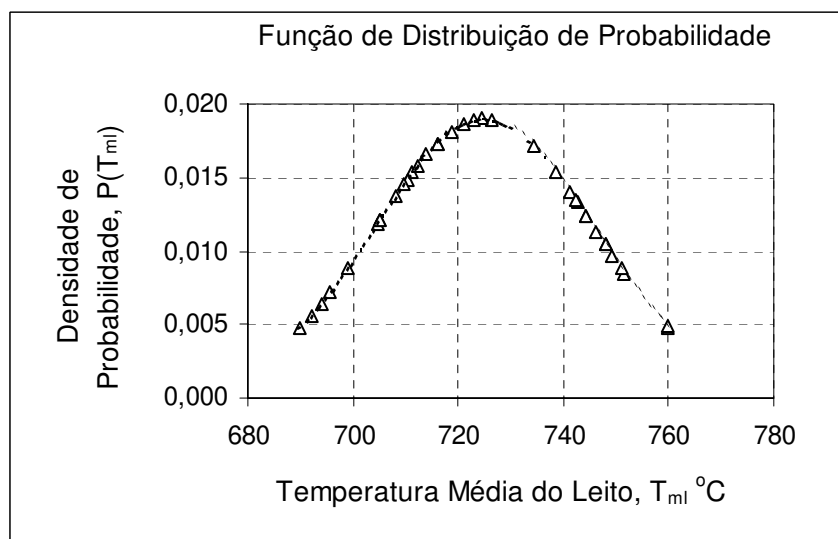


FIGURA F4.35. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=207$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

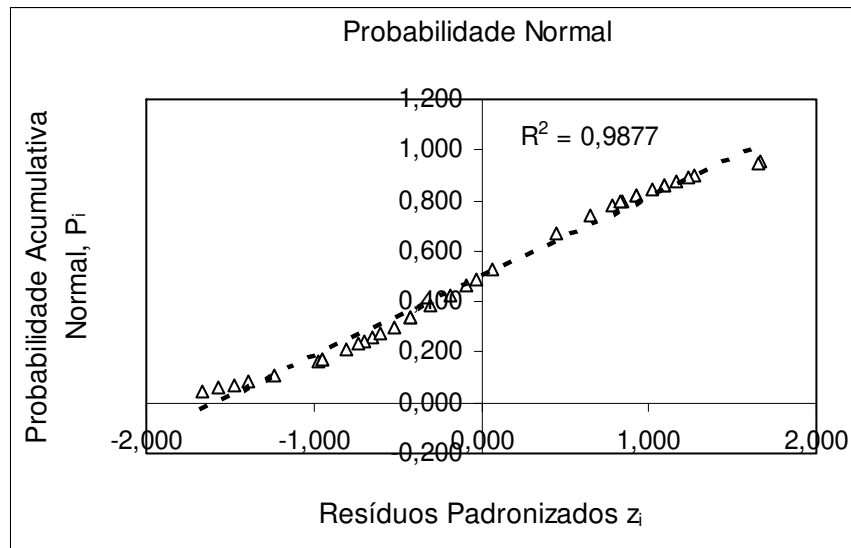


FIGURA F4.36. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=207$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

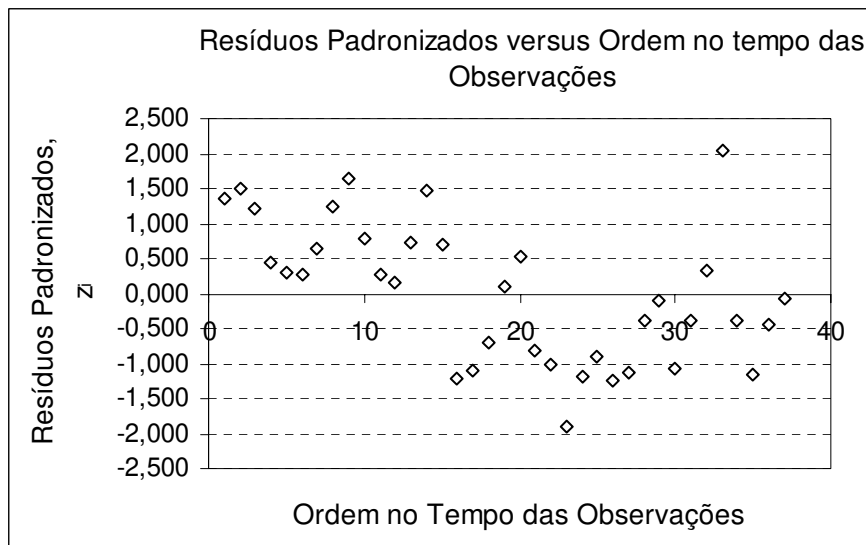


FIGURA F4.37. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=7\%$ )

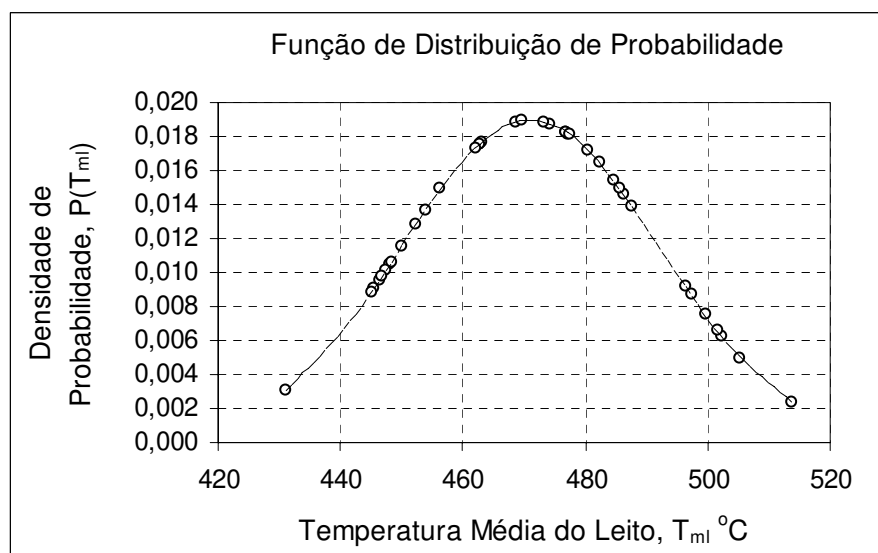


FIGURA F4.38. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=7\%$ )

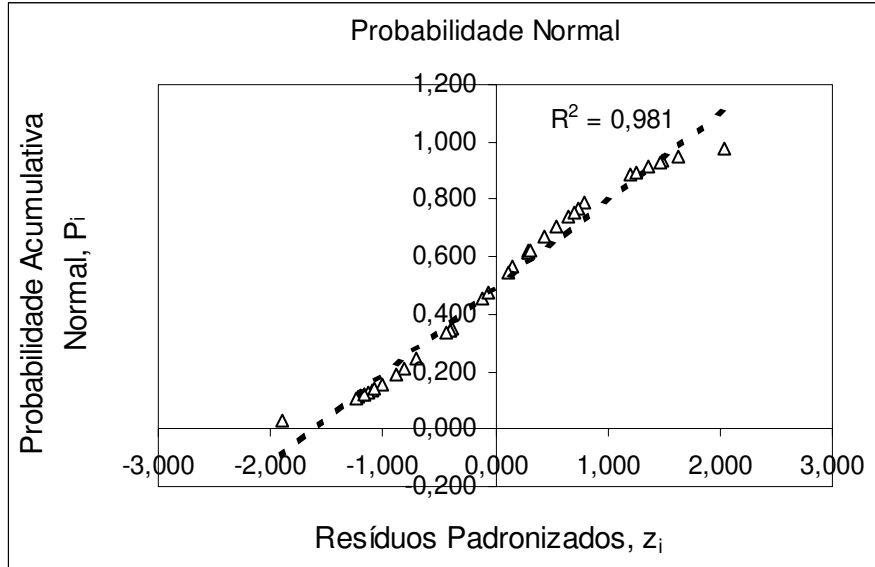


FIGURA F4.39. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,108$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=7\%$ )

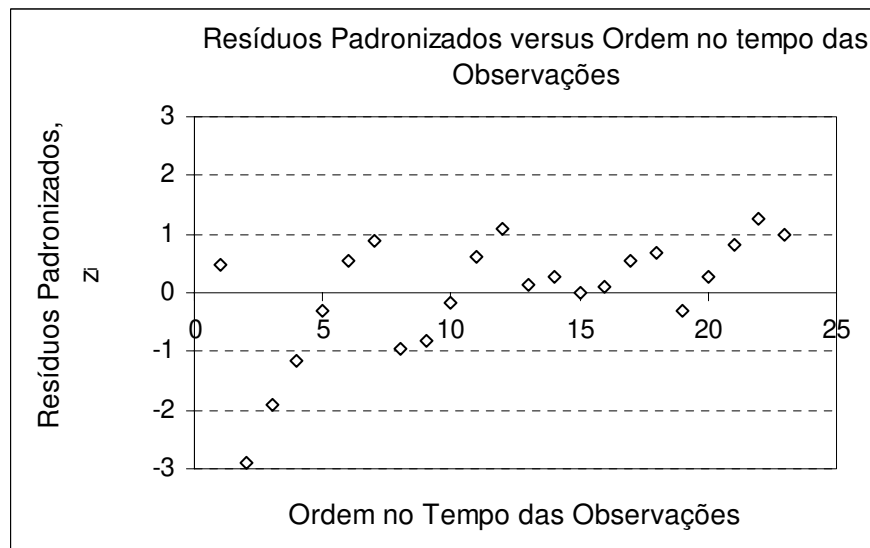


FIGURA F4.40. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,123$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=8\%$ )

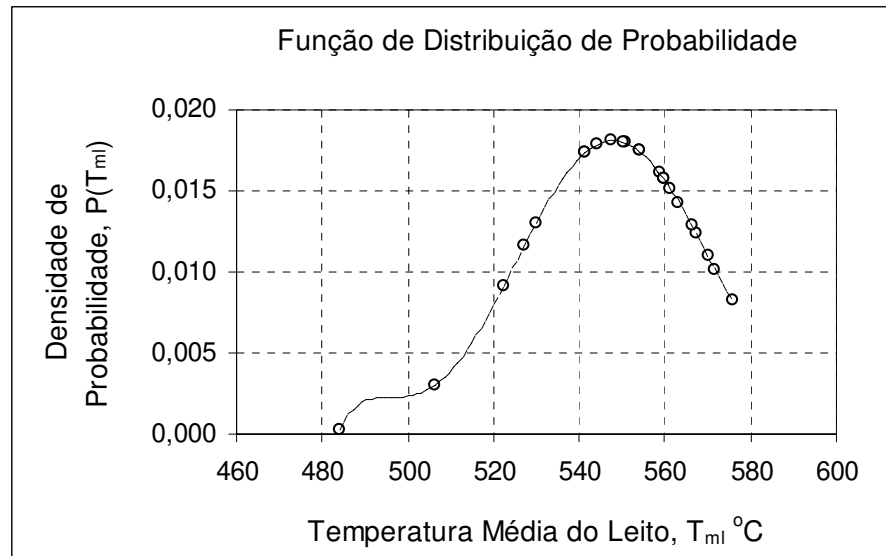


FIGURA F4.41. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO  
 $(v_{op}=0,123$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=8\%$ )

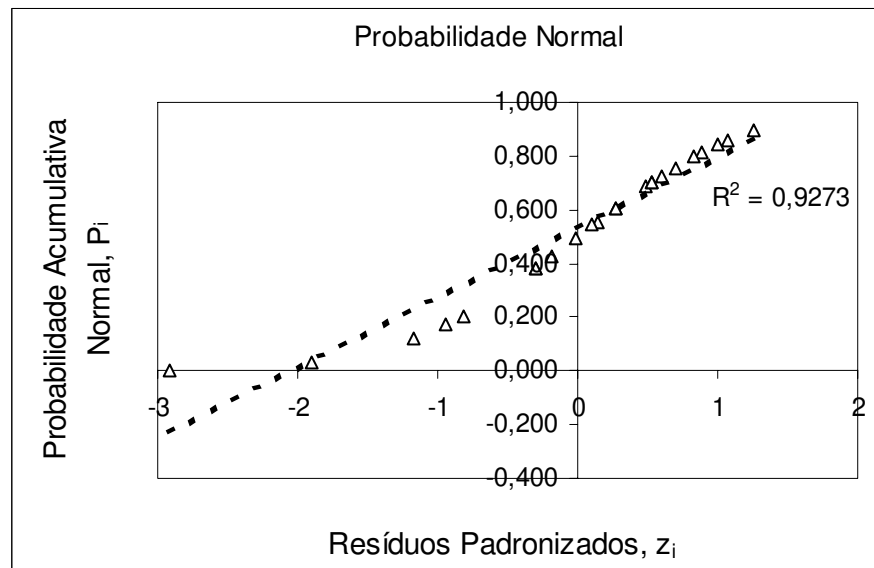


FIGURA F4.42. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO  
 $(v_{op}=0,123$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=8\%$ )

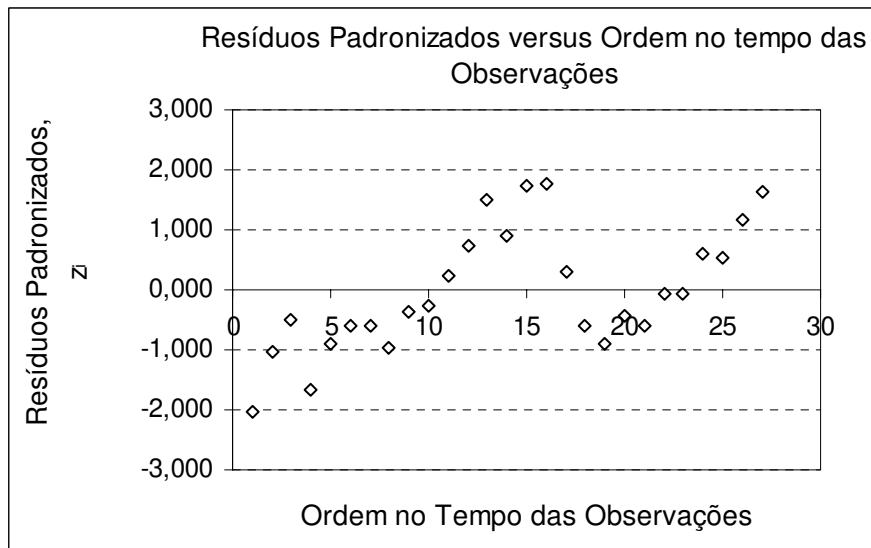


FIGURA F4.43. RESÍDUOS PADRONIZADOS EM FUNÇÃO DA ORDEM NO TEMPO DAS OBSERVAÇÕES DE TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

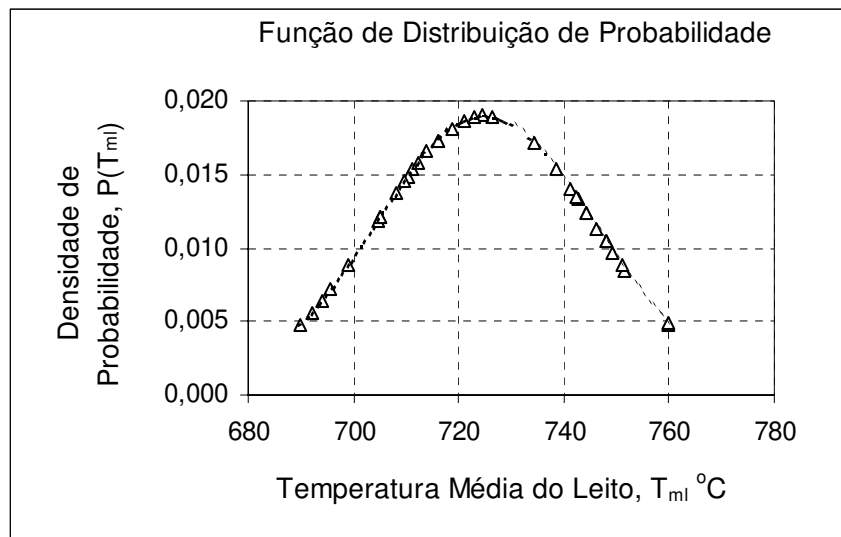


FIGURA F4.44. DENSIDADE DE PROBABILIDADE DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )

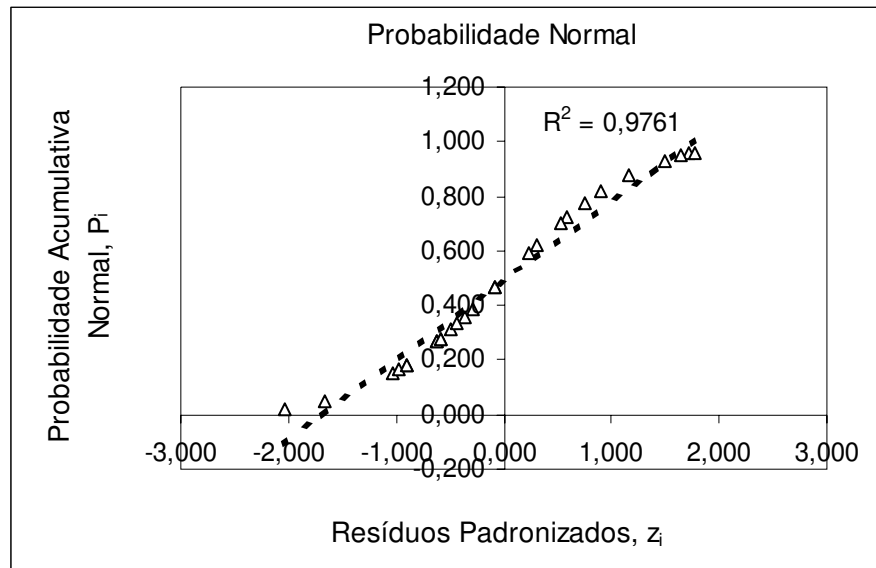


FIGURA F4.45. PROBABILIDADE ACUMULATIVA NORMAL DOS RESÍDUOS NA MEDIÇÃO DA TEMPERATURA MÉDIA DO LEITO ( $v_{op}=0,144$  m/s,  $HL=250$  mm,  $P_{ae}=9\%$ )



## **APÊNDICE G**

PERFIS DAS CURVAS QUE REPRESENTAM O COMPORTAMENTO DA DISTRIBUIÇÃO ACUMULATIVA E A DENSIDADE MÁSSICA DE DISTRIBUIÇÃO, PARA ALGUMAS DAS AMOSTRAS DE FINOS DE CARVÃO VEGETAL OBTIDAS NOS EXPERIMENTOS DE PIRÓLISE RÁPIDA EM LEITO FLUIDIZADO (VALORES MÉDIOS DE 3 RÉPLICAS PARA OS PONTOS DE AMOSTRAGEM A E B).

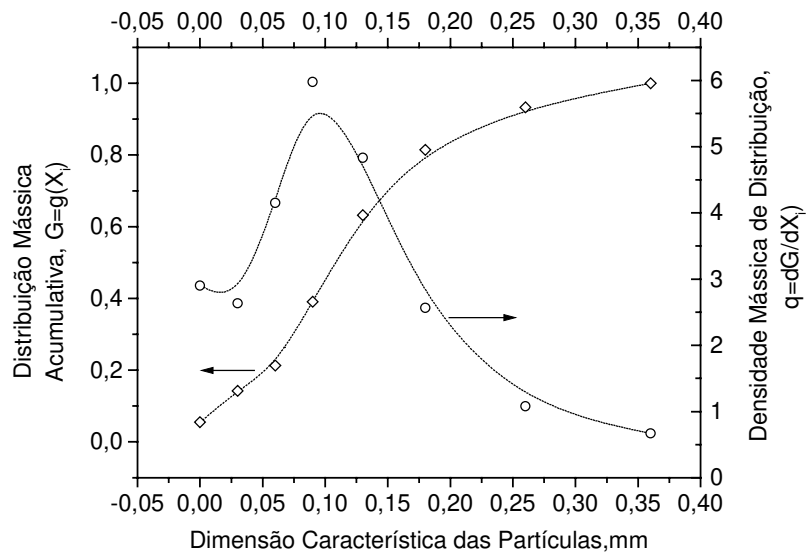


FIGURA G4.1. PERFIS DE DISTRIBUIÇÃO ACUMULATIVA E DENSIDADE DE DISTRIBUIÇÃO PARA AS PARTÍCULAS DE CARVÃO VEGETAL DE CAPIM ELEFANTE, PONTO A DE AMOSTRAGEM ( $v_{sg} = 0,102m/s$ ,  $HL = 164mm$ ,  $P_{ae} = 7\%$ )

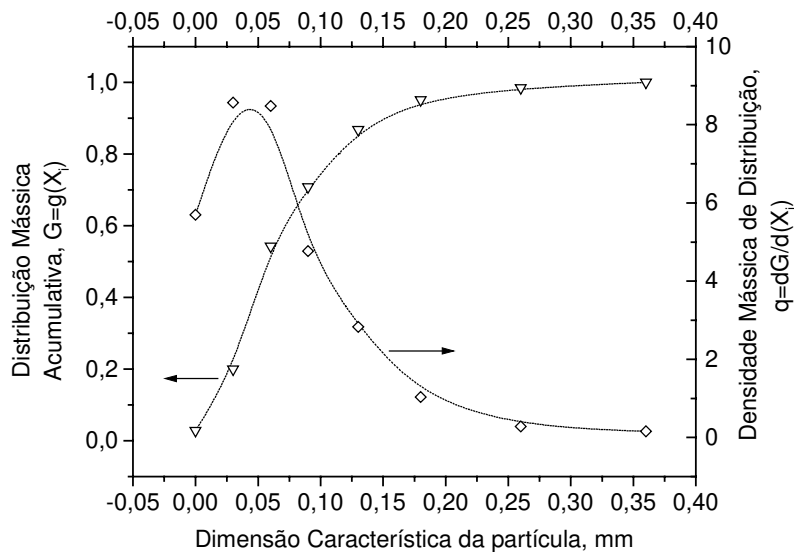


FIGURA G4.2. PERFIS DE DISTRIBUIÇÃO ACUMULATIVA E DENSIDADE DE DISTRIBUIÇÃO PARA AS PARTÍCULAS DE CARVÃO VEGETAL DE CAPIM ELEFANTE, PONTO B DE AMOSTRAGEM ( $v_{sg} = 0,102m/s$ ,  $HL = 164mm$ ,  $P_{ae} = 7\%$ )

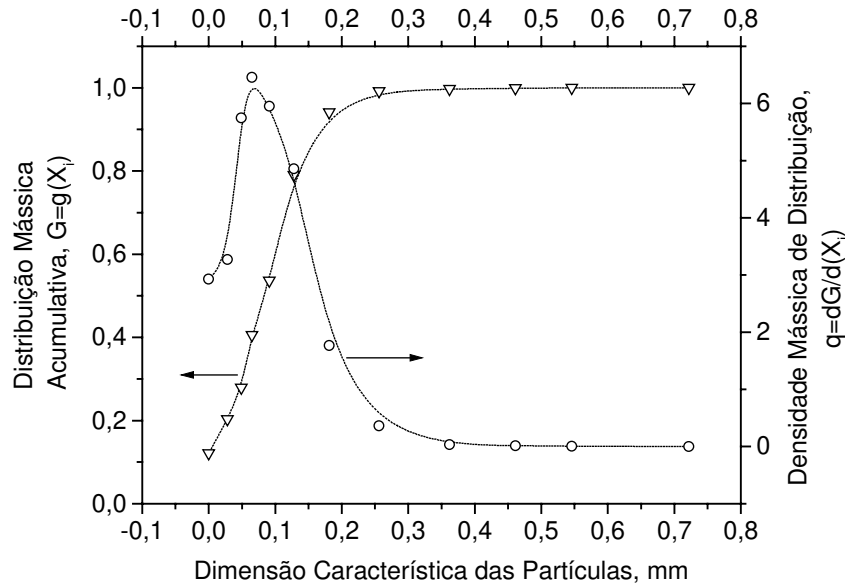


FIGURA G4.3. PERFIS DE DISTRIBUIÇÃO ACUMULATIVA E DENSIDADE DE DISTRIBUIÇÃO PARA AS PARTÍCULAS DE CARVÃO VEGETAL DE CAPIM ELEFANTE, PONTO A DE AMOSTRAGEM ( $v_{sg} = 0,104 m/s$ ,  $HL = 207 mm$ ,  $P_{ae} = 7\%$ )

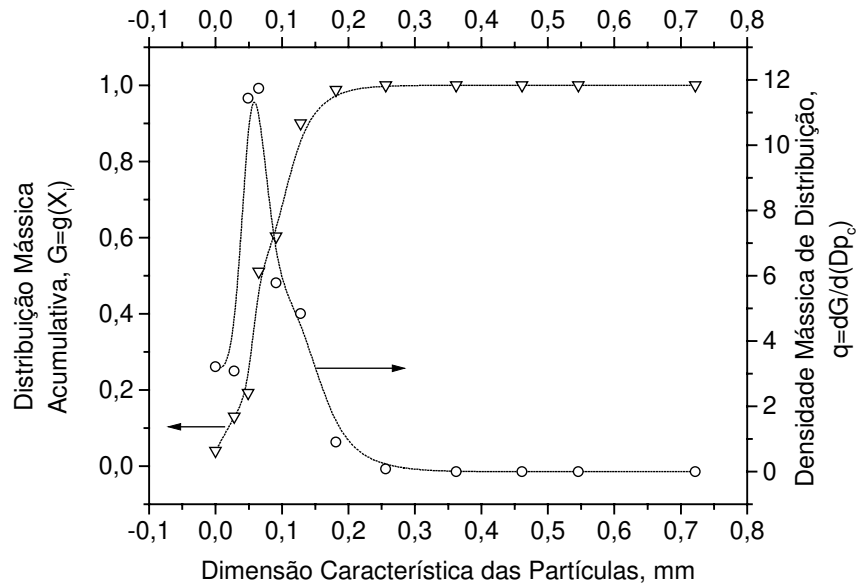


FIGURA G4.4. PERFIS DE DISTRIBUIÇÃO ACUMULATIVA E DENSIDADE DE DISTRIBUIÇÃO PARA AS PARTÍCULAS DE CARVÃO VEGETAL DE CAPIM ELEFANTE, PONTO B DE AMOSTRAGEM ( $v_{sg} = 0,104 m/s$ ,  $HL = 207 mm$ ,  $P_{ae} = 7\%$ )

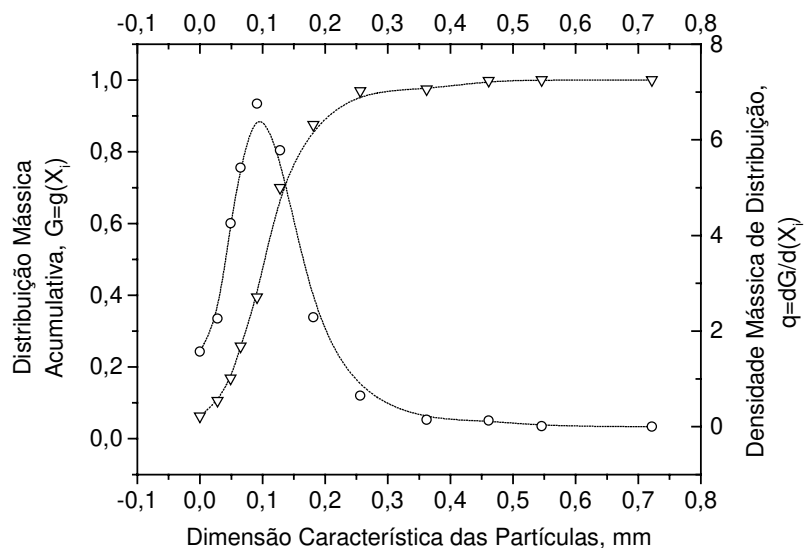


FIGURA G4.5. PERFIS DE DISTRIBUIÇÃO ACUMULATIVA E DENSIDADE DE DISTRIBUIÇÃO PARA AS PARTÍCULAS DE CARVÃO VEGETAL DE CAPIM ELEFANTE, PONTO A DE AMOSTRAGEM ( $v_{sg} = 0,090m/s$ ,  $HL = 250mm$ ,  $P_{ae} = 7\%$ )

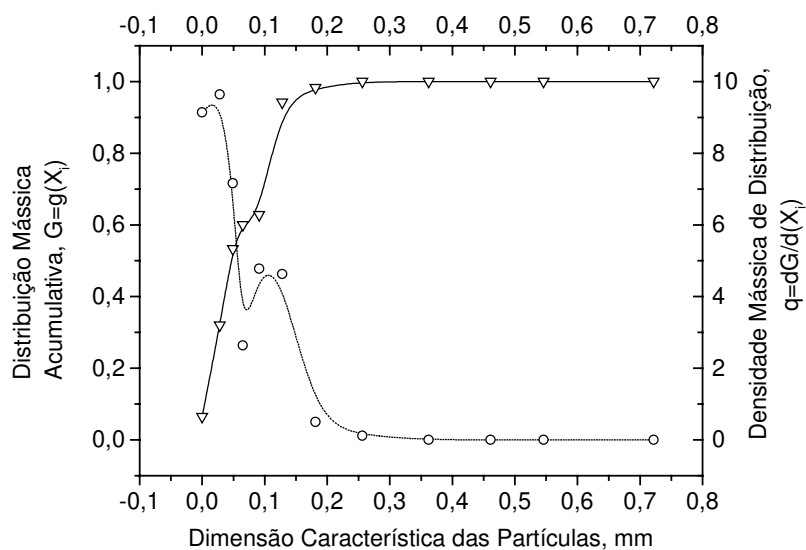


FIGURA G4.6. PERFIS DE DISTRIBUIÇÃO ACUMULATIVA E DENSIDADE DE DISTRIBUIÇÃO PARA AS PARTÍCULAS DE CARVÃO VEGETAL DE CAPIM ELEFANTE, PONTO B DE AMOSTRAGEM ( $v_{sg} = 0,090m/s$ ,  $HL = 250mm$ ,  $P_{ae} = 7\%$ )