

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

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador  
de Biomassa em Reator Co-corrente com  
Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor  
de Combustão Interna**

**Autor: Juan Daniel Martínez Ángel**

**Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

**Co-orientador: Dr. Rubenildo Viera Andrade**

Itajubá, 13 de Outubro de 2009

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

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador  
de Biomassa em Reator Co-corrente com  
Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor  
de Combustão Interna**

Autor: **Juan Daniel Martínez Ángel**

Orientador: **Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

Co-orientador: **Dr. Rubenildo Viera Andrade**

Curso: **Mestrado em Engenharia Mecânica**

Área de Concentração: **Conversão de Energia**

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

Itajubá, 13 de Outubro de 2009

M.G. – Brasil

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

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador  
de Biomassa em Reator Co-corrente com  
Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor  
de Combustão Interna**

Autor: **Juan Daniel Martínez Ángel**

Orientador: **Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora**

Co-orientador: **Dr. Rubenildo Viera Andrade**

Composição da Banca Examinadora:

**Prof. Dr. Manoel Fernandes Martins Nogueira - ITEC/UFPA**

**Prof. Dr. Vladimir Melian Cobas - IEM/UNIFEI**

**Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora - IEM/UNIFEI**

**Dr. Rubenildo Viera Andrade - NEST/UNIFEI**

## **Dedicatória**

*À minha mãe*

*Ana Clara*

*e aos meus irmãos*

*José Félix e Ana Isabel*

## Agradecimentos

A isso “divino” que está em todas as partes.

A minha querida mãe Ana Clara e meus irmãos José Félix e Ana Isabel, pelo suporte nestes anos de ausência e por todo esse amor.

À Natalia pelo o seu apoio, força e presença.

Ao meu Orientador, Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora, pela confiança, paciência e amizade.

Ao Dr. Rubenildo Viera Andrade, pela colaboração, paciência e amizade neste tempo.

Ao Prof. Dr. René Lesme Jaén, pela colaboração e apoio nos testes experimentais e seus valiosos comentários.

Aos amigos Colombianos, pelos momentos compartilhados e a serem compartilhados. Ao Elkin Gutierrez pelas discussões com os motores e o suporte no programa em Fortran, e a Sandra Giraldo pelo apoio nos testes experimentais de gaseificação.

Aos amigos e colegas da pós-graduação e república.

À CAPES, através do Programa de bolsas, pelo apoio financeiro.

À CPFL e a Termoquip Energia Alternativa LTDA.

A minha querida Colômbia.

Ao Brasil, por ter me recebido.

*He sospechado alguna vez  
que la única cosa sin misterio es la felicidad,  
porque se justifica por sí sola*

*Jorge Luis Borges*

## Resumo

**MARTÍNEZ, J. D. (2009)**, *Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador de Biomassa em Reator Co-corrente com Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor de Combustão Interna*, Itajubá, 193p. Dissertação (Mestrado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

Apresenta-se um estudo experimental da gaseificação de biomassa num reator de leito móvel tipo co-corrente de 30 cm de diâmetro interior e 1,06 m de altura com duplo estágio de fornecimento de ar. Esta configuração mostra-se como método eficiente na diminuição do teor de alcatrão no gás produzido. A partir das variações da vazão de ar alimentada ao gaseificador e a proporção de ar entre os estágios ( $R_a$ ), foram medidas as concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>; e calculadas, a partir dos balanços de massa e energia, a capacidade de produção de gás (*yield*) e sua potência, a eficiência a frio do processo e o fator de ar envolvido. O gaseificador possibilita a obtenção de um gás combustível com teores de monóxido de carbono, hidrogênio e metano de 19,04; 16,78 e 0,89 %v, a 20 Nm<sup>3</sup>/h de vazão total de ar e um  $R_a = 80\%$ . Para estas condições, a poder calorífico inferior do gás esteve em torno de 4,53 MJ/Nm<sup>3</sup>, enquanto a potência do gás foi de 57 kW. A eficiência a frio foi de 66 %. Estas condições sugerem um favorecimento da devolatilização da biomassa na zona de pirólise resultando em compostos muito mais leves que são mais facilmente craqueados quando a corrente gasosa passa pela zona de combustão. O gás foi testado num motor alternativo de combustão interna de 10 kW de potência nominal, obtendo-se 5,30 kWe a 60Hz.

### ***Palavras-chave:***

Biomassa, Gaseificação, Gaseificação de Duplo Estágio, Reator tipo Co-corrente, Motor de Combustão Interna.

## **Abstract**

**MARTÍNEZ, J. D. (2009)**, *Experimental Study of a Biomass Gasifier in a Downdraft Reactor with Double Stage Air Supply and Internal Combustion Engine*, Itajubá, 193p. MSc. Dissertation - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

This work presents an experimental study of biomass gasification in a moving bed downdraft reactor of 30 cm of internal diameter and 1,06 m of height with two air supply stages. This configuration shown as an effective method in reducing the tar content of gas produced. From the variations in the air flow fed to the gasifier and the proportion of air between stages ( $R_a$ ), it is measured the CO, CH<sub>4</sub> and H<sub>2</sub> concentrations, and calculated from the mass and energy balance, the gas yield and its power, the cold efficiency of the process and the equivalence ratio involved. The gasifier produce a combustible gas with carbon monoxide, hydrogen and methane concentrations of 19,04; 16,78 and 0,89 %v, respectively at 20 Nm<sup>3</sup>/h total flow of air and  $R_a = 80\%$ . For these conditions, the low heating value was around 4,53 MJ/Nm<sup>3</sup>, while the gas power was 57 kW. The cold efficiency was 66 %. These conditions suggest advantages for the biomass devolatilization in the pyrolysis zone resulting in much lighter compounds that are more easily cracked when the gas stream passes through the combustion zone. The calculation model developed shows a remarkable consistency, being possible its consideration in the diagnosis of other moving beds gasifiers. The gas engine was tested in a reciprocating internal combustion engine (10 kW), resulting in 5,30 kWe at 60 Hz.

### **Keywords:**

Biomass, Gasification, Double Stage Gasification, Downdraft Reactor, Internal Combustion Engine.

## Sumário

<b>SUMÁRIO</b>	<b>I</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b>	<b>V</b>
<b>LISTA DE TABELAS</b>	<b>IX</b>
<b>SIMBOLOGIA</b>	<b>XI</b>
<b>SIGLAS</b>	<b>XIV</b>
<b>CAPÍTULO 1</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
OBJETIVOS	4
Objetivo Geral:	4
Objetivos Específicos:	4
1.1 CONTEÚDO	5
<b>CAPÍTULO 2</b>	<b>6</b>
<b>FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E ESTADO DA ARTE</b>	<b>6</b>
2.1 HISTÓRICO	7
2.2 GENERALIDADES DA BIOMASSA	9
2.3 GENERALIDADES DA GASEIFICAÇÃO	11
2.3.1 Gaseificação em Reator de Leito Móvel	12
2.3.2 Gaseificação em Reator de Leito Móvel Tipo Co-corrente	16
2.3.3 Gaseificação com Duplo Estágio	20
2.3.4 Variáveis Envolvidas no Processo de Gaseificação	22

2.4.	ESTADO DA ARTE DA GASEIFICAÇÃO EM LEITO MÓVEL TIPO CO-CORRENTE -----	28
2.5	ASPECTOS CINÉTICOS DA GASEIFICAÇÃO EM LEITO MÓVEL -----	31
2.5.1	Equilíbrio Químico -----	31
2.5.2	Equilíbrio Químico na Gaseificação em Leito Móvel Tipo Co-corrente -----	33
2.6	GENERALIDADES DA LIMPEZA DOS GASES -----	37
2.7	GENERALIDADES DOS MOTORES ALTERNATIVOS DE COMBUSTÃO INTERNA -----	43
2.7.1	Terminologias e Abreviações -----	44
2.7.2	Os Ciclos Básicos de Operação -----	46
2.7.3	O Motor de Ignição por Centelha -----	47
2.7.4	O Número de Octanagem (NO) e o Número de Metano (NM) -----	49
2.7.5	O Efeito Detonação ( <i>Knock</i> ) -----	50
2.7.6	O Motor de Ignição por Compressão -----	51
2.7.7	O Número de Cetano (NC) -----	53
2.7.8	A Velocidade de Chama -----	54
2.7.9	O Tempo de Ignição -----	55
2.8	PARÂMETROS QUE INFLUÊNCIAM A PERDA DE POTÊNCIA DOS MACI ALIMENTADOS COM GÁS DE GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA -----	56
2.9	ESTADO DA ARTE DOS MACI ALIMENTADOS COM GÁS DE GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA -----	58
<b>CAPÍTULO 3</b> _____		<b>62</b>
<b>MATERIAIS E MÉTODOS</b> _____		<b>62</b>
3.1	DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS -----	62
3.1.1	Gaseificador de Leito Móvel Tipo Co-corrente com Duplo Estágio de Fornecimento de Ar -----	63
3.1.2	Motor de Combustão Interna -----	67
3.2	DESCRIÇÃO DA BIOMASSA -----	68
3.2.1	Análise de Poder Calorífico -----	69
3.2.2	Análise de Umidade -----	70
3.3	INSTRUMENTAÇÃO UTILIZADA -----	71
3.3.1	Sistema de Amostragem do Gás de Gaseificação -----	71

3.3.2	Placas de Orifício -----	72
3.3.3	Simulador de Carga-----	74
3.4	DETERMINAÇÃO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO GASEIFICADOR-----	74
3.5	DETERMINAÇÃO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO MOTOR-----	76
3.6	METODOLOGIA UTILIZADA -----	77
3.6.1	Metodologia dos Testes de Gaseificação -----	78
3.6.2	Modelo de Cálculo para a Avaliação do Processo de Gaseificação: Balanço de Massa e Energia -----	79
3.6.3	Relação Ar/Combustível Estequiométrica do Gás de Gaseificação -----	87
3.6.4	Metodologia dos Testes de Geração de Eletricidade a partir do Motor-----	88
3.8	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL -----	88
3.8.1	Preparação dos Testes -----	88
3.8.2	Realização dos Experimentos no Gaseificador-----	89
 <b>CAPÍTULO 4</b> _____		<b>93</b>
<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> _____		<b>93</b>
4.1	PODER CALORIFICO E UMIDADE DA BIOMASSA -----	93
4.2	ANÁLISE DE RESULTADOS DOS TESTES DE GASEIFICAÇÃO -----	94
4.2.1	Amostragem do Gás e o Reator de Reforma Catalítica -----	94
4.2.2	Concentração de CO, CH <sub>4</sub> e H <sub>2</sub> , Poder Calorífico Inferior do Gás Produzido e Temperatura, para cada Condição Experimental-----	95
4.2.3	Efeito do Primeiro Estágio na Concentração de CO, CH <sub>4</sub> e H <sub>2</sub> , do Gás -----	103
4.2.4	Resultados e Discussão do Balanço de Massa e Energia -----	106
4.3	ANÁLISE DE RESULTADOS DOS TESTES COM O MOTOR-----	120
4.4	PROBLEMAS EVIDENCIADOS NO GASEIFICADOR-----	124
4.5	PROBLEMAS EVIDENCIADOS COM O MOTOR -----	125
 <b>CAPÍTULO 5</b> _____		<b>127</b>
<b>CONCLUSÕES, RECOMENDAÇÕES E PROPOSTAS PARA TRABALHOS FUTUROS</b> _____		<b>127</b>
5.1	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES -----	127
5.2	PROPOSTAS PARA TRABALHOS FUTUROS-----	129

<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>131</b>
<b>ANEXO A</b>	<b>141</b>
<b>LOCALIZAÇÃO DOS TERMOPARES DO GASEIFICADOR ATENDENDO A SUA NUMERAÇÃO</b>	<b>141</b>
<b>ANEXO B</b>	<b>144</b>
<b>MODELO DE CÁLCULO DA PLACA DE ORIFÍCIO</b>	<b>144</b>
<b>ANEXO C</b>	<b>148</b>
<b>CÓDIGO EM FORTRAN DA PLACA DE ORIFÍCIO</b>	<b>148</b>
<b>ANEXO D</b>	<b>155</b>
<b>EQUAÇÕES DO BALANÇO DE MASSA DO GASEIFICADOR (RESOLVIDAS EM MATHCAD)</b>	<b>155</b>
<b>ANEXO E</b>	<b>159</b>
<b>TRATAMENTO DO ERRO NAS MEDIÇÕES DE CONCENTRAÇÃO DE CO, CH<sub>4</sub> E H<sub>2</sub>, E DE TEMPERATURA</b>	<b>159</b>
<b>ANEXO F</b>	<b>161</b>
<b>PERFIS DE TEMPERATURA E CONCENTRAÇÃO DOS TESTES EXPERIMENTAIS</b>	<b>161</b>
<b>ANEXO G</b>	<b>192</b>
<b>ARTIGOS DERIVADOS DO PRESENTE TRABALHO</b>	<b>192</b>
A.1 Artigos publicados a partir do desenvolvimento deste trabalho -----	192
A.2 Artigos para serem publicados a partir do desenvolvimento deste trabalho-----	192

## Lista de Figuras

Figura 2.1. Veículo movido por meio de um <i>gasogênio</i> (Olsen, 2007)	8
Figura 2.2. Trator movido por meio de um <i>gasogênio</i> (Olsen, 2007)	8
Figura 2.3. Caminhão movido por meio de um <i>gasogênio</i> (Olsen, 2007)	9
Figura 2.4. Esquema da gaseificação em reator de leito cruzado	13
Figura 2.5. Esquema da gaseificação em reator de leito móvel contracorrente	14
Figura 2.6. Esquema de um gaseificador co-corrente convencional	15
Figura 2.7. Esquema de um gaseificador tipo <i>Imbert</i>	16
Figura 2.8. Esquema de um gaseificador tipo <i>Stratified</i>	17
Figura 2.9. Esquema geral da gaseificação com duplo estágio de reação	20
Figura 2.10. Esquema geral da gaseificação com duplo estágio de alimentação do agente de gaseificação	21
Figura 2.12. Efeito da temperatura de reação nas composições do gás combustível, a partir do modelo heterogêneo (Cousins, 1978)	35
Figura 2.13. Efeito da umidade na gaseificação de madeira em leito móvel tipo co-corrente a uma temperatura de reação de 800 °C (Zainal et al. 2001)	36
Figura 2.14. Efeito da relação combustível/ar na gaseificação de madeira em leito móvel tipo co-corrente com 18% de umidade (Melgar et al. 2007)	37
Figura 2.15. Eficiências de remoção de partículas em sistemas de limpeza convencionais (Hasler & Nussbaumer, 1999)	39
Figura 2.16. Remoção de alcatrão segundo o método primário (Devi et al. 2003)	40
Figura 2.17. Remoção de alcatrão segundo o método secundário (Devi et al. 2003)	41
Figura 2.18. Esquema cilindro pistão num MACI (Heywood, 1988)	46

Figura 2.19. Seqüência de eventos no interior da câmara de combustão de um MACI de ignição por centelha de quatro tempos (Heywood, 1987)	48
Figura 2.20a. Esquema do ciclo padrão Otto	48
Figura 2.20b. Esquema do ciclo real Otto	48
Figura 2.21. Esquema geral de acontecimentos na câmara de combustão que dão origem ao fenômeno do <i>knock</i> (Pulkrabek, 1997)	50
Figura 2.22a. Combustão com breve <i>knock</i> (Pulkrabek, 1997)	51
Figura 2.22b. Combustão com forte <i>knock</i> (Pulkrabek, 1997)	51
Figura 2.23a. Esquema do ciclo padrão Diesel	52
Figura 2.23b. Esquema do ciclo real Diesel	52
Figura 2.24. Seqüência de eventos no interior da câmara de combustão de um MACI de ignição por compressão (Heywood, 1987)	53
Figura 2.25. Representação esquemática do avanço e o atraso de ignição num MACI	55
Figura 3.1. Gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar	64
Figura 3.2. Esquema geral do gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar (Termoquip Ltda, 2007)	66
Figura 3.3. Motor de combustão interna tipo Diesel BTD 22 YANMAR	68
Figura 3.4. Biomassa utilizada nos testes de gaseificação	69
Figura 3.5. Calorímetro C2000, NEST/UNIFEI	70
Figura 3.6. Analisador de umidade Sartorius MA30, NEST/UNIFEI	70
Figura 3.7. Sistema de análise gases	71
Figura 3.8. Esquema das placas de orifício do gaseificador	72
Figura 3.9. Configuração das placas de orifício do gaseificador	73
Figura 3.10. Interfase do programa placa orifício	73
Figura 3.11. Simulador de carga	74
Figura 3.12. Volume de controle do gaseificador	79
Figura 3.13. Nível de biomassa no gaseificador	90
Figura 3.14. Preaquecimento do reator	91
Figura 4.1. Ponto de amostragem do gás	95
Figura 4.2. Perfil de concentração de CO, CH <sub>4</sub> e H <sub>2</sub> , e $PCI_g$ para $R_a = 0\%$	98
Figura 4.3. Perfil de temperaturas no gaseificador para $R_a = 0\%$	99

Figura 4.4. Perfil de concentração de CO, CH <sub>4</sub> e H <sub>2</sub> , e $PCI_g$ para $R_a = 40\%$	100
Figura 4.5. Perfil de temperaturas no gaseificador para $R_a = 40\%$	100
Figura 4.6. Perfil de concentração de CO, CH <sub>4</sub> e H <sub>2</sub> , e $PCI_g$ para $R_a = 80\%$	101
Figura 4.7. Perfil de temperaturas no gaseificador para $R_a = 80\%$	102
Figura 4.8. Concentração de CO em função da vazão de ar, para $R_a = 0, 40$ e $80\%$	104
Figura 4.9. Concentração de CH <sub>4</sub> em função da vazão de ar, para $R_a = 0, 40$ e $80\%$	104
Figura 4.10. Concentração de H <sub>2</sub> em função da vazão de ar, para $R_a = 0, 40$ e $80\%$	105
Figura 4.11. Comportamento do fator de ar e a velocidade superficial para $R_a = 0, 40, 80\%$	109
Figura 4.12. Taxa específica de gaseificação e velocidade superficial para $R_a = 0, 40$ e $80\%$	111
Figura 4.13. Fator de ar e $PCI_g$ para $R_a = 0\%$	112
Figura 4.14. Fator de ar e $PCI_g$ para $R_a = 40\%$	112
Figura 4.15. Fator de ar e $PCI_g$ para $R_a = 80\%$	113
Figura 4.16. Comportamento do fator de ar e a $PCI_g$ para $R_a = 0, 40, 80\%$	114
Figura 4.17. Eficiência a frio e potência do gás para $R_a = 0\%$	115
Figura 4.18. Eficiência a frio e potência do gás para $R_a = 40\%$	116
Figura 4.19. Eficiência a frio e potência do gás para $R_a = 80\%$	116
Figura 4.20. Comportamento do fator de ar e a potência do gás para $R_a = 0, 40, 80\%$	117
Figura 4.21. Comportamento do fator de ar e a eficiência a frio para $R_a = 0, 40, 80\%$	118
Figura 4.22. Combustão do gás gerado no <i>flare</i>	118
Figura 4.23. Capacidade de produção de gás por biomassa alimentada ( <i>yield</i> ) para $R_a = 0, 40$ e $80\%$	119
Figura 4.24. Entradas do gás de gaseificação e do ar no motor de combustão interna	120
Figura 4.25. Potência elétrica atingida e frequência	121
Figura 4.26. Evidencia de formação de espaço morto (vazio) no reator	125
Figura F1. Perfil de Temperatura Teste A <sub>1</sub>	162
Figura F2. Perfil de Concentrações Teste A <sub>1</sub>	163
Figura F3. Perfil de Temperatura Teste A <sub>2</sub>	164
Figura F4. Perfil de Concentrações Teste A <sub>2</sub>	165
Figura F5. Perfil de Temperatura Teste A <sub>3</sub>	166
Figura F6. Perfil de Concentrações Teste A <sub>3</sub>	167
Figura F7. Perfil de Temperatura Teste A <sub>4</sub>	168
Figura F8. Perfil de Concentrações Teste A <sub>4</sub>	169

Figura F9. Perfil de Temperatura Teste A <sub>5</sub>	170
Figura F10. Perfil de Concentrações Teste A <sub>5</sub>	171
Figura F11. Perfil de Temperatura Teste B <sub>1</sub>	172
Figura F12. Perfil de Concentrações Teste B <sub>1</sub>	173
Figura F13. Perfil de Temperatura Teste B <sub>2</sub>	174
Figura F14. Perfil de Concentrações Teste B <sub>2</sub>	175
Figura F15. Perfil de Temperatura Teste B <sub>3</sub>	176
Figura F16. Perfil de Concentrações Teste B <sub>3</sub>	177
Figura F17. Perfil de Temperatura Teste B <sub>4</sub>	178
Figura F18. Perfil de Concentrações Teste B <sub>4</sub>	179
Figura F19. Perfil de Temperatura Teste B <sub>5</sub>	180
Figura F20. Perfil de Concentrações Teste B <sub>5</sub>	181
Figura F21. Perfil de Temperatura Teste C <sub>1</sub>	182
Figura F22. Perfil de Concentrações Teste C <sub>1</sub>	183
Figura F23. Perfil de Temperatura Teste C <sub>2</sub>	184
Figura F24. Perfil de Concentrações Teste C <sub>2</sub>	185
Figura F25. Perfil de Temperatura Teste C <sub>3</sub>	186
Figura F26. Perfil de Concentrações Teste C <sub>3</sub>	187
Figura F27. Perfil de Temperatura Teste C <sub>4</sub>	188
Figura F28. Perfil de Concentrações Teste C <sub>4</sub>	189
Figura F29. Perfil de Temperatura Teste C <sub>5</sub>	190
Figura F30. Perfil de Concentrações Teste C <sub>5</sub>	191

## Lista de Tabelas

Tabela 2.1. Análises elementar e imediata de algumas biomassas em base seca (Parikh et al 2005)	10
Tabela 2.2. Características de operação de gaseificadores de leito móvel co-corrente e leito fluidizado borbulhante	12
Tabela 2.3. Análises elementares e relações estequiométricas de diferentes espécies de madeira com 15% de umidade em base de trabalho (Parikh et al. 2005)	23
Tabela 2.4. Características e resultados de algumas pesquisas de gaseificação com biomassa em leito móvel tipo Co-corrente .	29
Tabela 2.5. Modelos termodinâmicos e constantes de equilíbrio químico (Susanato et al. 1996)	34
Tabela 2.6. Alguns poluentes no gás produzido, problemas relativos e mecanismos de controle	38
Tabela 2.7. Redução de partículas e alcatrão em vários sistemas de limpeza (Hasler and Nussbaumer, 1999)	40
Tabela 2.8. Requerimentos de qualidade do gás produto da gaseificação de biomassa para seu aproveitamento num MACI (Hasler & Nussbaumer, 1999)	43
Tabela 2.9. Comparação de propriedades do gás de gaseificação de biomassa e gás natural (Dassapa et al. 2007)	54
Tabela 2.10. Alguns resultados da operação de motores de combustão interna a partir do gás pobre	60
Tabela 3.1. Características nominais do gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar (Termoquip Ltda, 2007)	63
Tabela 3.2. Especificações técnicas do motor Diesel BTD 22 YANMAR	67
Tabela 3.3. Condições experimentais (testes preliminares)	75

Tabela 3.4. Resultados dos testes preliminares	75
Tabela 3.5. Condições experimentais de gaseificação de madeira	78
Tabela 4.1. Poder calorífico superior e umidade da biomassa	94
Tabela 4.2. Concentração de CO, CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> e $PCI_g$ para $R_a = 0, 40$ e 80%	96
Tabela 4.3. Temperaturas de interes para $R_a = 0, 40$ e 80%	97
Tabela 4.4. Fluxos mássicos e energéticos para $R_a = 0, 40$ e 80%	107
Tabela 4.5. Variáveis operacionais envolvidas para $R_a = 0, 40$ e 80%	108
Tabela A1. Nomenclatura dos termopares no gaseificador	141

## Simbologia

### Letras Latinas

$a_1$	Concentração molar do monóxido de carbono na reação de gaseificação
$a_2$	Concentração molar do hidrogênio na reação de gaseificação
$a_3$	Concentração molar do metano na reação de gaseificação
$A$	Área transversal
$A$	Conteúdo de cinzas
$cp$	Calor específico a pressão constante para um gás perfeito
$cp_a$	Calor específico do ar
$C$	Conteúdo de carbono na biomassa
$dh$	Diferença de entalpia para um gás perfeito
$dT$	Diferença de temperatura
$E_a$	Fluxo de energia que entra no gaseificador referente ao ar
$E_b$	Fluxo de energia que entra no gaseificador referente à biomassa
$E_c$	Energia sensível das cinzas
$E_{cp}$	Energia perdida em forma de calor pelas paredes do reator
$E_g$	Fluxo de energia que sai do gaseificador referente ao gás gerado
$E_s$	Energia sensível do gás gerado
$E_u$	Energia útil do gás gerado
$E_p$	Fluxo de energia que sai do gaseificador referente às perdas
$h_i$	Entalpia do componente $i$
$H$	Conteúdo de hidrogênio na biomassa

$K_B$	Constante de equilíbrio da reação de <i>Boudouard</i>
$K_M$	Constante de equilíbrio da reação de formação de metano
$K_{S1}$	Constante de equilíbrio da reação homogênea de <i>Shift</i>
$K_{S2}$	Constante de equilíbrio da reação heterogênea de <i>Shift</i> .
$L$	Deslocamento do pistão
$m$	Massa
$m_b$	Massa de biomassa
$\dot{m}_b$	Fluxo mássico de biomassa que entra no gaseificador
$\dot{m}_a$	Fluxo mássico de ar que entra no gaseificador
$\dot{m}_r$	Fluxo mássico de resíduos sólidos totais gerados
$\dot{m}_g$	Fluxo mássico de gás gerado
$Mw_a$	Massa molecular do ar
$Mw_b$	Massa molecular da biomassa
$Mw_C$	Massa molecular do carbono
$Mw_g$	Massa molecular dos gases
$Mw_H$	Massa molecular do hidrogênio
$Mw_{H_2O}$	Massa molecular da água
$Mw_O$	Massa molecular do oxigênio
$Mw_N$	Massa molecular do nitrogênio
$n$	Rotação
$n_C$	Moles de carbono na reação de gaseificação
$n_H$	Moles de hidrogênio na reação de gaseificação
$n_N$	Moles de nitrogênio na reação de gaseificação
$n_O$	Moles de oxigênio na reação de gaseificação
$N$	Conteúdo de nitrogênio na biomassa
$Ne$	Potência mecânica do motor
$O$	Conteúdo de oxigênio na biomassa
$p$	Magnitude pressão
$p_{ref}$	Pressão de referência
$R_{A/F}$	Relação ar/combustível de um combustível

$R_{A/G}$	Relação ar/combustível do gás de gaseificação
$\left(R_{A/A}\right)_{est}$	Relação ar/combustível estequiométrica
$\left(R_{A/C}\right)_{real}$	Relação ar/combustível estequiométrica
$R_c$	Taxa ou relação de compressão
$R_u$	Constante universal dos gases
S	Conteúdo de enxofre na biomassa
$t$	Tempo total do teste
T	Magnitude temperatura
$T_{ar}$	Temperatura do ar na entrada do gaseificador
$T_{out}$	Temperatura de saída do gás
$T_{ref}$	Temperatura de referência
$T_{ZC}$	Temperatura na zona de combustão
$U_s$	Velocidade superficial
$v_i$	Coefficientes do componente i
$V$	Volume
$\dot{V}_a$	Vazão volumétrica de ar
$V_a$	Volume do ar
$V_c$	Volume livre entre o PMS e o topo da câmara de combustão
$V_d$	Volume da secção de combustão
$V_f$	Volume de um combustível
$V_m$	Volume da mistura gás/ar
W	Umidade da biomassa
$x_i$	Coefficientes estequiométricos da reação de gaseificação
$y_i$	Fração molar do componente i
$z$	Número de pistões

## Letras Gregas

$\lambda$	Fator lambda
-----------	--------------

$\beta$	Moles de água envolvidas na reação de gaseificação
$\phi$	Diâmetro do cilindro
$\rho_a$	Densidade do ar a condições normais
$\rho_f$	Densidade de um combustível
$\rho_g$	Densidade do gás
$\rho_i$	Densidade do componente i
$\eta_e$	Eficiência térmica do motor
$\eta_{frio}$	Eficiência a frio do gaseificador
$\Delta G^\circ$	Função de <i>Gibbs</i>
$\chi$	Calor latente da água

## Siglas

AIT	Instituto Asiático de Tecnologia
APMI	Antes do Ponto Morto Inferior
APMS	Antes do Ponto Morto Superior
CI	Ciclone Isolado
CF	Carbono Fixo
DPMI	Depois do Ponto Morto Inferior
DPMS	Depois do Ponto Morto Superior
DTU	Universidade Técnica de Dinamarca
EFQ	<i>Engine Fuel Quality</i>
FA	Fator de Ar
FAO	Food and Agriculture Organization of the United Nations
FI	Indicador de Fluxo
FM	Filtro de Mangas

GA	Gasômetro Selado com Agua
GDE	Gaseificador de Duplo Estágio
GET	<i>Global Energy Telecom</i>
IEM	Instituto de Engenharia Mecânica
IISc	Instituto Indiano de Ciência
MACI	Motores Alternativos de Combustão Interna
MBC	<i>Mass Balance Closure</i>
MBT	<i>Maximum Brake Torque</i>
MV	Material Volátil
NEST	Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída
$PC_c$	Poder Calorífico
$PC_m$	Poder Calorífico da mistura gás/ar
PCI	Poder Calorífico Inferior
$PCI_g$	Poder Calorífico Inferior do Gás Produzido
PCS	Poder Calorífico Superior
PMI	Ponto Morto Inferior
PMS	Ponto Morto Superior
RRC	Reator de Reforma Catalítica
SGR	Taxa Específica de Gaseificação ( <i>Specific Gasification Rate</i> )
SO	Soprador de Alta Pressão
TC1	Trocador de Calor 1
TC2	Trocador de Calor 2
TI	Indicador de Temperatura
TG	Turbinas a Gás
UNIFEI	Universidade Federal de Itajubá
VI	Vibrador

## Capítulo 1

# INTRODUÇÃO

A sociedade atual depende notavelmente das fontes de energia fósseis como o petróleo, o gás natural e o carvão. As duas primeiras apresentam um horizonte de aproveitamento inferior a 70 anos se são mantidas as taxas de crescimento atuais no seu consumo (Lara, 2007). O carvão ainda considera reservas que superam os 250 anos (Lara, 2007). Levando em consideração o anterior e os impactos ambientais gerados pelo uso das fontes fósseis, especialmente as mudanças climáticas, fará que nos próximos anos os sistemas energéticos, tanto de fornecimento de energia primária como de conversão da mesma em energéticos de maior valor como a eletricidade e os combustíveis, mudem radicalmente. Sendo assim, em menos de meio século, os sistemas atuais terão que dar passo a aqueles baseados em fontes renováveis como a energia solar (tanto térmica como fotovoltaica), a energia eólica, e a biomassa, entre outros.

Para enfrentar essa mudança, a biomassa consolida-se como um dos vetores mais importantes na obtenção de combustíveis para satisfazer as necessidades energéticas mundiais, desde o abastecimento do setor transporte até a conversão de eletricidade. Não obstante a biomassa, por suas características como baixa densidade, umidade, variabilidade em sua produção e concentração, assim como em alguns casos baixo poder calorífico, entre outras, precisa de um amplo desenvolvimento científico e tecnológico que justamente se desenvolve na academia.

Neste sentido, a gaseificação é considerada como o mecanismo mais promissor na obtenção de um combustível gasoso e homogêneo, de aceitáveis propriedades termoquímicas (velocidade de chama e tendência à detonação) para a geração de eletricidade por meio de motores alternativos de combustão interna (MACI) e turbinas a gás (TG) (Lapuerta, 2008). De fato, existem já no mundo algumas plantas em funcionamento, com capacidades que vão desde poucos kW até consideráveis MW. Dois exemplos notáveis são as plantas de VÄRNAMO na Suécia, e de HARBOORE na Dinamarca. A primeira gaseifica chips de madeira a partir de um leito fluidizado circulante pressurizado em ciclo combinado, obtendo potências elétricas de 6 MW e potências térmicas de 9 MW para aquecimento distrital. A segunda utiliza um leito móvel tipo contracorrente, com prévio sistema de adequação de gases, para a obtenção de 1,5 MW de eletricidade por meio de dois motores Jenbacher.

Para potências de pequenas escalas, o gaseificador de leito móvel co-corrente apresenta importantes vantagens quando é considerada a alimentação do gás gerado em MACI. O alcatrão e os particulados no gás produzido apresentam teores notavelmente inferiores em comparação com os demais tipos de reatores. Porém, para garantir um adequado funcionamento dos MACI com o gás de gaseificação, deve-se diminuir ao máximo possível os teores de alcatrão e particulados. Hasler & Nusbaumer (1999), apresentam como valor limite permissível de alcatrão  $100 \text{ mg/Nm}^3$  em quanto que para particulados  $50 \text{ mg/Nm}^3$ . A remoção de alcatrão é um dos aspectos mais importantes no acondicionamento dos gases de gaseificação. De acordo com Devi et al. (2003), os métodos de remoção de alcatrão podem ser divididos em dois, um método primário onde a limpeza ocorre no interior do gaseificador, e o método secundário onde o gás é acondicionado fora do gaseificador, quer dizer, mediante dispositivos secundários.

Neste sentido, vários grupos de pesquisa de Europa (Dinamarca), Ásia (Índia e Tailândia) e Latino America (Brasil) tem vindo trabalhando na implementação de um método primário para a diminuição do teor de alcatrão no gás produzido.

A Universidade Técnica de Dinamarca (DTU) projetou, construiu e atualmente opera uma planta de gaseificação em duplo estágio, a qual consiste em dois reatores independentes onde primeiramente se pirolisa o material para imediatamente depois oxidar os voláteis e o

carvão obtido na etapa inicial. A planta produz potências elétricas na faixa de 15 a 20 kW e tem por nome *Viking*.

A configuração de duplo estágio pode igualmente referenciar a alimentação do agente de gaseificação em dois pontos diferentes do reator. Neste sentido, são vários os laboratórios que vêm pesquisando e desenvolvendo estes equipamentos. O laboratório de Combustão, Gaseificação e Propulsão do Instituto Indiano de Ciência (IISc), utiliza um gaseificador tipo co-corrente com topo aberto fornecendo o ar tanto na parte superior do reator como na zona de combustão.

Por outro lado, os gaseificadores estudados na Tailândia pelo Programa de Energia do Instituto Asiático de Tecnologia (AIT), e do Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída (NEST) da UNIFEI/Brasil, são reatores totalmente fechados com alimentações de ar a diferentes alturas do gaseificador. Geralmente, o primeiro estágio está localizado na parte superior do reator, nas zonas de secagem e pirólise, em quanto o segundo se situa na parte central do mesmo, justo da zona de oxidação.

O presente trabalho apresenta a avaliação experimental de um gaseificador co-corrente de duplo estágio de fornecimentos de ar, projetado e construído pela empresa Brasileira TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA Ltda, e localizado nos laboratórios do NEST/UNIFEI. Além de dar continuidade aos trabalhos de Romero (2005), Andrade (2007), Sales (2007), Melo (2008), Gualdrón (2009), realizados no NEST/UNIFEI, igualmente na área de gaseificação de biomassa, esta pesquisa tem a finalidade de impulsionar e motivar a utilização deste combustível como energético primário na geração de eletricidade a pequena escala, impulsionando também a redução das emissões de gases efeito estufa (principalmente o CO<sub>2</sub>), o fomento das energias renováveis, o uso racional e eficiente da energia mediante o uso de combustíveis locais, assim como a energização e o desenvolvimento rural.

## OBJETIVOS

### Objetivo Geral:

Avaliar experimentalmente a gaseificação de biomassa em reator tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar e a potência elétrica obtida a partir do uso do gás gerado num motor alternativo de combustão interna.

### Objetivos Específicos:

- Obter a distribuição ótima de ar nos estágios de fornecimento do reator a fim de gerar um gás energético capaz de ser aplicado em motores alternativos de combustão interna.
- Avaliar experimentalmente o desempenho da gaseificação de biomassa considerando a vazão de ar alimentada, a concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub> no gás produzido e as temperaturas do leito.
- Desenvolver um modelo de diagnóstico para gaseificadores de leito móvel a partir dos balanços de massa e energia do processo de gaseificação que permita identificar os parâmetros próprios do processo como consumo de biomassa, vazão de gás gerado, fator de ar, taxa específica de gaseificação, potência do gás e eficiência.
- Avaliar experimentalmente o desempenho de um motor alternativo de combustão interna alimentado com gás de biomassa, visando a geração de eletricidade.

## 1.1 CONTEÚDO

No capítulo 2 apresenta-se a fundamentação teórica relacionada com gaseificação de biomassa em leito móvel tipo co-corrente e motores alternativos de combustão interna. Esta revisão está respaldada por alguns trabalhos publicados na literatura científica internacional, mostrando as principais variáveis envolvidas no processo de gaseificação, assim como as considerações gerais para a alimentação do gás produzido em MACI.

No capítulo 3 mostra-se os materiais e métodos considerados no desenvolvimento do presente trabalho. Além das descrições do gaseificador e o MACI, também é apresentada uma breve descrição das características da biomassa e da instrumentação utilizada nas avaliações desses equipamentos. Além disso, apresenta-se a metodologia seguida nos testes de gaseificação e geração de eletricidade a partir do motor, assim como os modelos de cálculos envolvidos.

No capítulo 4 apresenta-se os resultados dos testes experimentais de gaseificação e de geração de eletricidade a partir do MACI. Igualmente são apresentadas as principais dificuldades evidenciadas.

No capítulo 5, mostra-se as conclusões, recomendações e propostas de pesquisa futuras a partir da experiência obtida no desenvolvimento do presente trabalho.

## Capítulo 2

# FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E ESTADO DA ARTE

São já bastante conhecidas no mundo, as vantagens da biomassa como fonte de energia renovável assim como sua contribuição na redução da dependência dos combustíveis fósseis e das emissões de gases efeito estufa, como o CO<sub>2</sub>. Para o caso da biomassa vegetal (gerada diretamente através da fotossíntese), as emissões correspondentes aos diferentes tratamentos termoquímicos utilizados para sua conversão energética, consideram mínimas concentrações de óxidos de enxofre (um dos responsáveis pela chuva ácida), em comparação aos combustíveis fósseis. Existem diferentes rotas de conversão da biomassa para sua utilização ou aproveitamento. Processos físicos (densificação, redução granulométrica e prensagem mecânica), termoquímicos (pirólise, gaseificação e combustão) e biológicos (fermentação e digestão anaeróbia) permitem a transformação da biomassa em outra forma de energia mais homogênea ou com melhores condições para seu aproveitamento final. A seleção das alternativas depende em sua maioria, das características físico-químicas da biomassa (tamanho de partícula, umidade, textura, etc), assim como dos objetivos próprios do projeto: calor, gás combustível, óleos de pirólise, carvão vegetal, etanol, biodiesel, etc.

De todos os processos de conversão energética da biomassa, é possível considerar a gaseificação como a de maior versatilidade para a geração de eletricidade e/ou potência de eixo. De forma imediata, os gases combustíveis produzidos no processo de oxidação parcial utilizando ar como agente oxidante, podem acionar MACI e turbinas a gás (TG) para posteriormente produzir eletricidade mediante o acoplamento de um gerador.

Este capítulo apresenta os principais conceitos envolvidos na gaseificação de biomassa em reatores de leito móvel tipo co-corrente, uma revisão do estado da arte deste processo de transformação termoquímica neste tipo de reatores, alguns aspectos relacionados com a cinética do mesmo, e a limpeza dos gases produzidos para seu aproveitamento em MACI. Também, algumas generalidades dos motores alternativos de combustão interna em questão e seu estado da arte considerando sua operação com gás de gaseificação de biomassa..

## 2.1 HISTÓRICO

São vários os tipos de reatores que podem ser utilizados para o desenvolvimento da gaseificação, existindo diferentes fatores para sua classificação: de acordo com o poder calorífico, o tipo de agente oxidante, pressão de trabalho e o movimento relativo entre o combustível e o agente de gaseificação, entre outros. Os reatores de leito fluidizado (borbulhante ou circulante) e de leito móvel (co-corrente, contracorrente ou de fluxo cruzado) são os mais conhecidos e desenvolvidos até o momento. Cada um apresenta vantagens e desvantagens com relação a sua aplicação final, capacidade de processamento e operação entre outros. Segundo García-Bacaicoa et al. (1994), a seleção do tipo de gaseificador depende das características do combustível a ser gaseificado e do uso final do gás energético produzido.

O reator de leito móvel tipo co-corrente (dado que o gás gerado flui na mesma direção que o material a ser transformado) ou tipo *downdraft*, é um dos reatores mais difundidos e conhecidos, inclusive desde metade do século XIV (Sánchez, 1994). Existem informações da Europa de 1790 sobre produção de gás energético a partir de carvão e madeira iluminação nas ruas, calefação, cocção de alimentos, produção de vapor nas indústrias e operação de máquinas no setor agrícola (Gengas, Knoef 2005).

Foi durante a II Guerra Mundial devido à escassez do petróleo, que a gaseificação teve seu maior apogeu; pequenos gaseificadores móveis de tipo co-corrente, chamados *gasogênios*, eram utilizados em veículos de uso urbano, caminhões, barcos, motores estacionários e máquinas agrícolas entre outros, que utilizavam madeira e carvão como combustível para seu

funcionamento. A Figura 2.1 mostra um veículo movido por um *gasogênio*, enquanto que a Figura 2.2 apresenta um trator igualmente acionado por um gaseificador. Finalmente a Figura 2.3 mostra um caminhão igualmente movido por meio de um *gasogênio*.

Por causa das baixas eficiências, os inconvenientes de funcionamento, as operações de manutenção dos filtros e dispositivos de refrigeração, os riscos potenciais de vapores tóxicos (pelo monóxido de carbono produzido), e o advento da era do petróleo, a maior parte dessas unidades foram abandonadas quando esse combustível fóssil esteve novamente disponível depois da guerra.



Figura 2.1 - Veículo movido por meio de um *gasogênio* (Olsen, 2007).



Figura 2.2. Trator movido por meio de um *gasogênio* (Olsen, 2007).



Figura 2.3. Caminhão movido por meio de um *gasogênio* (Olsen, 2007).

## 2.2 GENERALIDADES DA BIOMASSA

Entre as energias renováveis, uma das mais importantes fontes no futuro em curto prazo é a biomassa. Este energético é definido como toda substância orgânica renovável de origem animal ou vegetal, que deve seu caráter energético ao sol. Graças à fotossíntese, a matéria vegetal absorve e armazena uma parte da energia solar que chega à terra; as células vegetais utilizam a radiação solar para formar substâncias orgânicas (carboidratos) a partir de substâncias simples e do CO<sub>2</sub> presente no ar. Segundo Horta & Silva (2003), aproveitando aproximadamente 1% do total da radiação solar incidente sobre a terra, estima-se que anualmente sejam produzidas, pelo processo de fotossíntese, cerca de 220 x 10<sup>9</sup> toneladas de biomassa (base seca), o equivalente a uma energia de 2 x 10<sup>15</sup> MJ, ou seja, mais de 10 vezes a energia global consumida por ano no nosso planeta.

De forma geral, é possível afirmar que a biomassa é composta de celulose, hemicelulose e lignina. Sua natureza orgânica lhe confere quantidades significativas de carbono, hidrogênio (responsáveis pelo seu conteúdo energético) e oxigênio, além de pequenas quantidades de nitrogênio e cinzas, a exceção da casca de arroz, onde permanece a matéria inorgânica. Em comparação com os combustíveis fósseis, a biomassa contém menores quantidades de carbono, uma quantidade maior de oxigênio e um menor conteúdo energético.

A grande vantagem da biomassa como fonte renovável de energia, está relacionada com a mitigação das emissões do CO<sub>2</sub>. Neste sentido, existe uma parcela considerável do CO<sub>2</sub>

emitido na utilização energética da biomassa que foi previamente fixado no crescimento da matéria vegetal que a havia gerado. Assim, este composto tem uma menor influência no efeito estufa do que os combustíveis fósseis. Como principais desvantagens estão sua baixa massa específica e seu considerável conteúdo de umidade que influem nos custos associados ao seu transporte para seu aproveitamento energético.

A biomassa é normalmente caracterizada pelas análises elementar e imediata, os quais permitem conhecer os conteúdos de carbono (C), hidrogênio (H), nitrogênio (N), oxigênio (O) e enxofre (S) entre outros, para o caso da análise elementar, e os teores de umidade (W), material volátil (MV), carbono fixo (CF) e cinzas (A), para o caso da análise imediata. Sendo assim, na Tabela 2.1, são apresentadas as análises elementar e imediata em porcentagem em peso, assim como valores de poder calorífico superior (PCS) de diferentes biomassas.

Tabela 2.1. Análises elementar e imediata de algumas biomassas em base seca (Parikh et al 2005).

Biomassa	Análise elementar					Análise imediata			PCS (MJ/kg)
	C	H	O	N	S	MV	CF	A	
Pedaços de madeira	48,1	5,99	45,74	0,08	0,00	76,40	23,50	0,10	19,916
Madeira de pinho	---	---	---	---	---	73,60	15,70	11,30	16,644
Blocos de madeira	49,14	5,10	43,52	0,48	0,02	83,32	14,59	2,09	18,261
Palha de trigo	45,51	5,10	34,10	1,80	---	63,00	23,50	13,50	17,000
Palha de arroz	---	---	---	---	---	68,30	16,20	15,50	15,614
Eucalipto	46,04	5,82	44,49	0,30	0,00	75,35	21,30	3,35	18,640
Bagaço	---	---	---	---	---	86,30	11,90	1,80	18,167
Folhas de cana de açúcar	39,75	5,55	46,82	0,17	---	77,40	14,90	7,70	17,410
Resíduos de chá	48,60	5,50	39,50	0,50	---	85,00	13,60	1,40	17,100
Sementes de pêssego	49,14	6,34	43,52	0,48	0,02	79,10	19,80	1,50	19,423

Segundo Goldemberg & Teixeira Coelho (2004), deve-se diferenciar entre a biomassa moderna e a tradicional, dada a demanda atual das fontes renováveis de energia e o particular interesse que a biomassa tem sobre as mesmas. A biomassa moderna é aquela que é realmente produzida de modo sustentável, a qual inclui a geração de eletricidade, a produção de calor e combustíveis para o transporte a partir de resíduos agrícolas, florestais e sólidos em geral. A biomassa moderna se insere na categoria das chamadas novas energias renováveis, juntamente com a energia eólica, solar, geotérmica, de pequenas centrais hidrelétricas e das marés. Contrariamente, a biomassa tradicional, é aquela que é usada de modo ineficiente como em fogões artesanais usados por populações rurais para a cocção de alimentos, e que ocasionam grandes impactos ambientais (dados os poluentes gerados) além de que em muitos casos levam ao desflorestamento e a uma não sustentabilidade energética e ambiental.

## **2.3 GENERALIDADES DA GASEIFICAÇÃO**

A gaseificação é definida como a conversão de qualquer combustível sólido ou líquido em um gás energético, através de sua oxidação parcial mediante o uso de ar, oxigênio, vapor de água ou uma mistura dos mesmos. Também e segundo Warnecke (2000), a gaseificação pode ser definida como o tratamento termoquímico limitado pela combustão e a pirólise. Neste sentido, este processo pode ser entendido como o tratamento termoquímico que a diferença da combustão, não permite a oxidação completa do carbono e do hidrogênio presentes no combustível em  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$  respectivamente, dando origem a componentes energéticos como  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  e  $\text{CH}_4$ . Além dos gases mencionados anteriormente, o gás produzido também é composto pelos produtos típicos de combustão como o  $\text{CO}_2$ , e o vapor de  $\text{H}_2\text{O}$ , assim como  $\text{N}_2$  quando é usado ar como comburente. Também apresenta teores menores de hidrocarbonetos, como o eteno ( $\text{C}_2\text{H}_4$ ), o etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ) entre outros.

Entre as aplicações, com previa adequação dos gases, é possível a geração de energia elétrica por meio de TG, MACI, e células de combustível, assim como a geração de energia térmica mediante combustão direta em caldeiras ou fornos, ou também, na produção de hidrogênio e outros produtos químicos ao ser usado como gás de síntese. Portanto, cada tipo de reator tem suas próprias vantagens e desvantagens nas qualidades e características do gás

produzido. A Tabela 2.2 mostra algumas características de operação de gaseificadores de leito móvel co-corrente e leito fluidizado borbulhante, a partir a experiência do autor.

Tabela 2.2. Algumas características de operação de gaseificadores de leito móvel co-corrente e leito fluidizado borbulhante.

<b>Leito móvel co-corrente</b>	<b>Leito fluidizado borbulhante</b>
Distribuição heterogênea de temperatura com formação de pontos quentes	Distribuição homogênea de temperatura, com limitação na temperatura do processo
Alta eficiência na conversão do carbono	Alta eficiência na conversão do carbono
Boa qualidade do gás produzido em termos de alcatrão e particulados	Mediana qualidade do gás produzido em termos de alcatrão e particulados
Tolerância na fundição das escórias	Dificuldades na fundição das escórias podendo dar origem ao colapso do leito
O preaquecimento do reator demora minutos	O preaquecimento do reator demora horas
Controle do processo simples	Controle do processo com mais exigência
Limitação até potências pequenas ( $\leq 5$ MWt)	Disponíveis até potências maiores ( $\leq 100$ MWt).

Para o caso de reatores de leito móvel, a temperatura do processo pode inclusive alcançar valores até de 1200 °C (Belgiorno et al. 2003). No caso dos reatores de leito fluidizado, a temperatura de operação está limitada ao valor da sinterização das partículas que compõem a mistura, a qual geralmente não supera os 900 °C.

### 2.3.1 Gaseificação em Reator de Leito Móvel

A gaseificação em leito móvel (devido ao fato de que em operação continua na medida em que o combustível é alimentado e as cinzas retiradas, o leito move-se do topo para o fundo do reator) ou também chamados de leito fixo, pode ser classificada de acordo com o movimento relativo do fluxo gasoso obtido através do reator; quer dizer, em corrente ascendente (*updraft*) ou em corrente descendente (*downdraft*). Também, pode ser classificada de acordo com as direções do fluxo do combustível a ser transformado (neste caso biomassa),

e do fluxo gasoso gerado. Sendo assim, o processo pode ser considerado como gaseificação em contracorrente (*counter-current*), em co-corrente (*con-current*) e em fluxo cruzado (*cross-current*). Dado que a biomassa é usualmente alimentada pelo topo destes tipos de reatores, é comumente aceito que a gaseificação em correntes ascendentes e descendentes sejam chamadas como contracorrente e co-corrente respectivamente.

Nos gaseificadores de leito cruzado o combustível é fornecido pela parte superior do reator, enquanto o ar é alimentado lateralmente. O gás gerado sai pelo lado oposto na mesma direção em que foi fornecido. As zonas de combustão e gaseificação (ou redução) estão próximas á entrada do ar e a saída do gás energético obtido (Figura 2.4). As cinzas são removidas pela parte inferior do reator. O equipamento possui relativa simplicidade de construção. O gás gerado apresenta um considerável conteúdo de alcatrão sendo a produção de energia térmica, sua aplicação mais imediata.

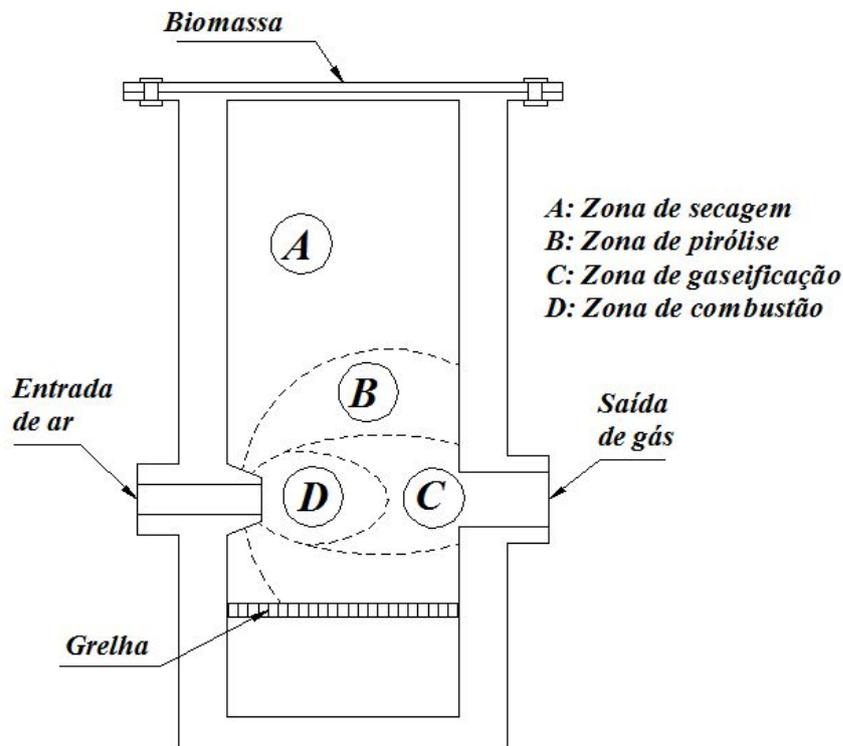


Figura 2.4. Esquema da gaseificação em reator de leito cruzado.

No gaseificador contracorrente o fluxo de gás gerado escoar em sentido contrário à alimentação de biomassa, a qual é feita pela parte superior do reator. Neste sentido, o combustível que está sendo gaseificado experimenta seguidamente os processos de secagem,

pirólise, redução e combustão, na medida em que os gases gerados procuram a saída do reator localizada na parte superior do mesmo. Esta configuração faz que os gases gerados tenham um alto teor de alcatrão, sendo considerável a eficiência térmica do processo. Segundo Belgiorno et al. (2003), a temperatura na zona de combustão pode ser superior aos 1200 °C. Geralmente as aplicações deste tipo de reatores concentram-se na produção de energia térmica por meio da oxidação dos gases gerados na gaseificação. A Figura 2.5 apresenta um esquema geral do processo.

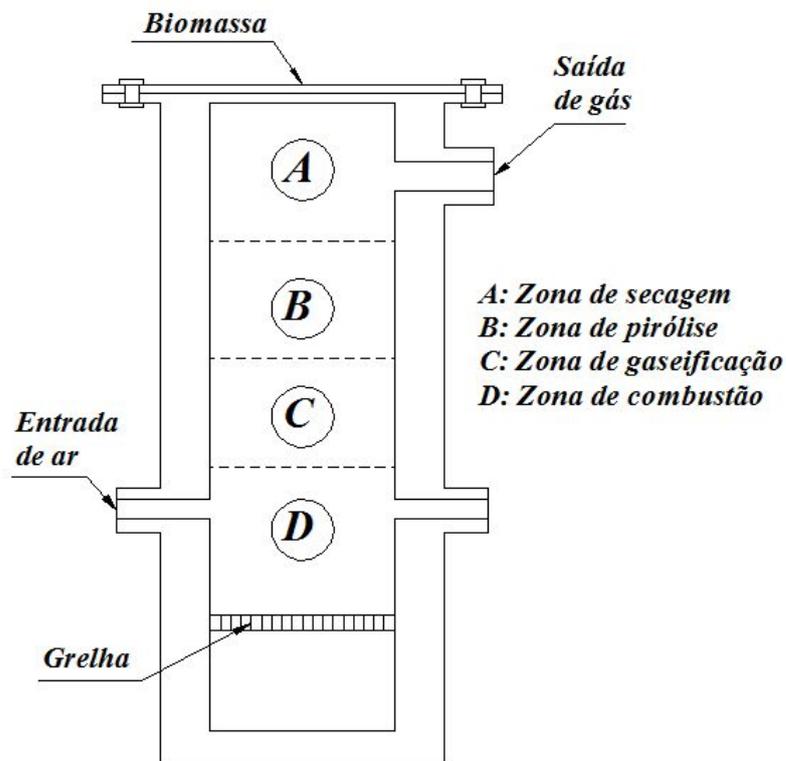


Figura 2.5. Esquema da gaseificação em reator de leito móvel contracorrente.

Na gaseificação em leito móvel tipo co-corrente, o combustível é fornecido pela parte superior enquanto que o ar se movimenta em sentido descendente, podendo ser alimentado lateralmente ou pela parte superior do reator. A principal vantagem deste tipo de reatores é a menor quantidade de alcatrão no gás energético produzido, devido ao craqueamento do mesmo ao passar pelas regiões de alta temperatura do processo (zona de combustão). Na Figura 2.6, é apresentado um esquema geral deste tipo de reator, assim como as diferentes zonas do processo de gaseificação.

De modo geral, é possível afirmar que os reatores de leito móvel apresentam uma considerável eficiência trabalhando com combustíveis de alta massa específica e granulometria. Este tipo de reator é considerado por muitos como a forma mais satisfatória de obter energia mecânica a partir de MACI (Beenackers, 1999; Jain & Goss, 2000; Tinaut et al. 2006) dado o baixo teor de alcatrão no gás produzido. Segundo Bhattacharya et al. (2001), as concentrações de alcatrão no gás produzido a partir da gaseificação de biomassa em leito móvel, estão na faixa de 10 a 100 g/m<sup>3</sup> e de 50 a 500 mg/m<sup>3</sup> para gaseificadores tipo contracorrente e tipo co-corrente, respectivamente.

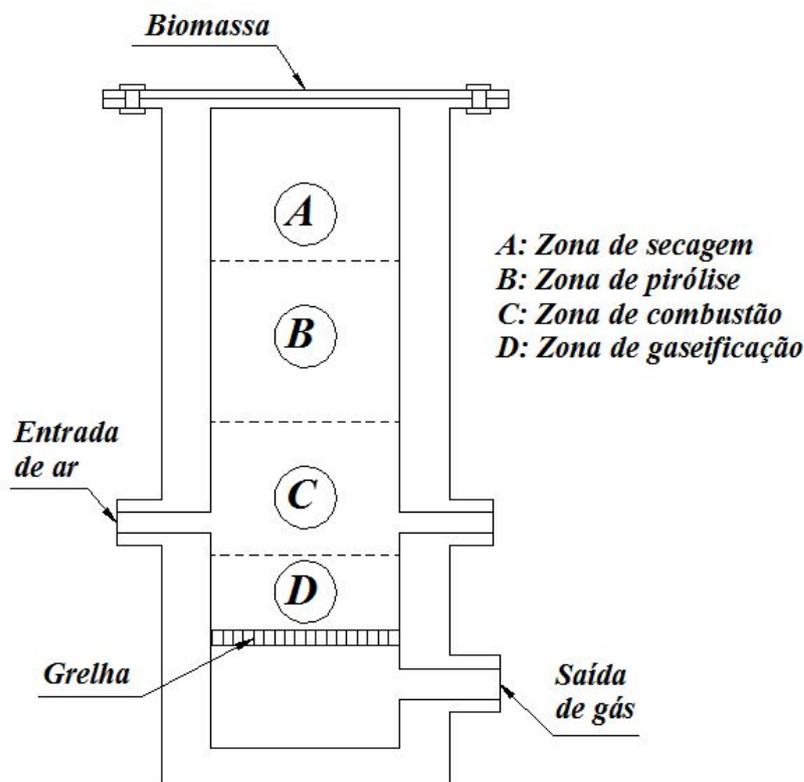


Figura 2.6. Esquema de um gaseificador co-corrente convencional.

Não obstante, a implementação de gaseificadores tipo co-corrente está limitada a capacidades pequenas (García-Bacaicoa et al. 1994). Neste sentido, a capacidade máxima permissível reportadas na literatura são bastante heterogêneas, com valores desde 1 MWt (Klein, 2002) e 1,5 MWt (Maniatis, 2001) até 5 MWt (Knoef, 2002). Para reatores com garganta, Beenackers (1999), apresenta uma capacidade máxima de 1 MWe.

### 2.3.2 Gaseificação em Reator de Leito Móvel Tipo Co-corrente

Para o caso específico dos gaseificadores tipo co-corrente, as características físicas do reator tem efeitos adicionais na qualidade do gás combustível. Neste sentido, o reator pode ter uma redução do diâmetro interno (garganta) na região da zona de combustão, que favorece o craqueamento do alcatrão graças à concentração e mistura dos gases do processo e homogeneidade da temperatura (Beenackers, 1999). Nesta zona se posicionam os injetores de ar, arranjados a fim de distribuir o oxidante da forma mais uniforme possível e poder assim garantir que seja atingida uma temperatura adequada em toda a secção para o posterior craqueamento dos alcatrões que passam por ela. A temperatura é máxima nas entradas de ar e diminui rapidamente com a distância, o que significa que existe um limite prático para as distâncias entre as entradas e conseqüentemente para o diâmetro da garganta. Considerando essas características, o dimensionamento da garganta é um ponto crítico do projeto. Segundo García-Bacaicoa et al. (1994), o projeto da garganta e em geral da zona de combustão, pode ser realizada a partir do fluxo de biomassa e de relações que estão na faixa de 0,05 a 1 kg/s.m<sup>2</sup>. Usualmente o gaseificador de leito móvel co-corrente com garganta (Figura 2.7), é conhecido pelo termo *Imbert*, em homenagem a seu criador Georges Imbert no ano 1920 (Reed & Das, 1988).

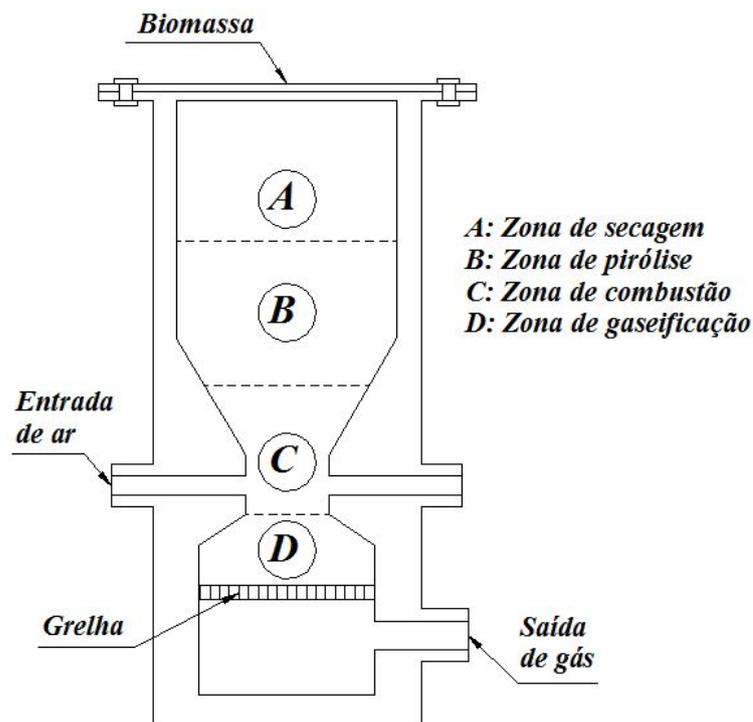


Figura 2.7. . Esquema de um gaseificador tipo *Imbert*.

Por outro lado, é possível encontrar o gaseificador co-corrente sem redução do diâmetro interno, onde o conteúdo de alcatrão gerado é maior em comparação com o reator com garganta. Embora, a probabilidade na formação de canais preferenciais, pontes internas e/ou “espaços mortos”, quando se utilizam combustíveis de baixa massa específica diminui. Além disso, quando o fornecimento do ar é efetuado pela parte superior do reator, mantendo aberto o topo do mesmo (gaseificador de topo aberto), o sistema é comumente conhecido pelos termos em inglês, *stratified* ou *open top gasifier* (Figura 2.8).

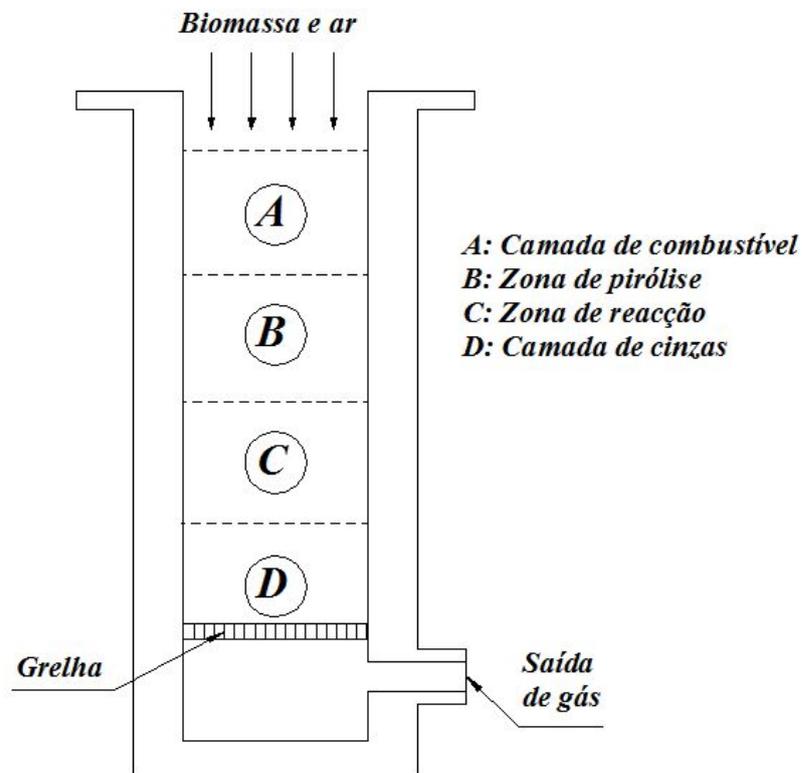
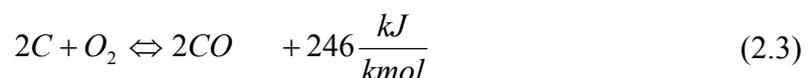
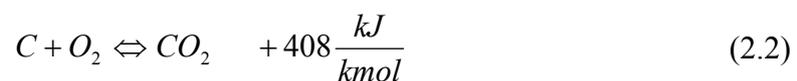
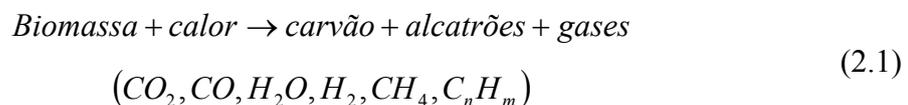


Figura 2.8. . Esquema de um gaseificador tipo *Stratified*.

Outras vantagens da gaseificação em leito móvel tipo co-corrente são a alta eficiência na conversão do carbono, as pequenas quantidades de cinzas e alcatrões no gás produzido, a rápida resposta a mudanças rápidas na carga e a facilidade construtiva (Midilli et al. 2001; Dogru et al. 2002a). Também, como principais desvantagens estão a limitação no *scale-up* (segundo Reed & Das 1988; pelas dificuldades na distribuição homogênea do agente gaseificante em reatores com diâmetros maiores), assim como as possíveis dificuldades com a fusão de cinzas além de algumas restrições na umidade do combustível (<25%) (Dogru et al.

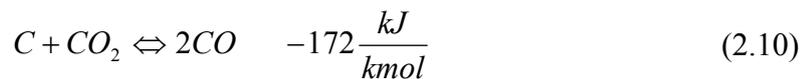
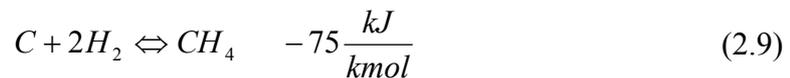
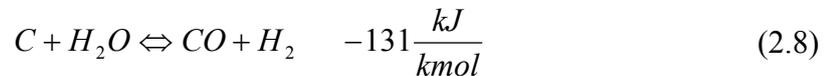
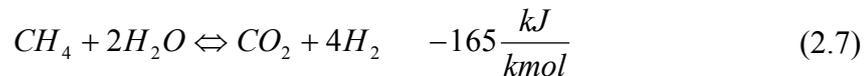
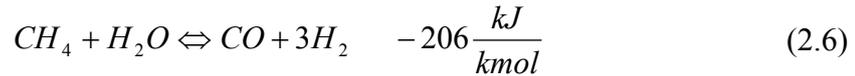
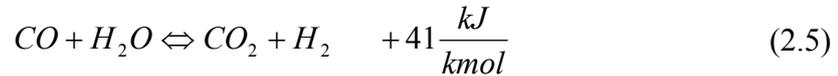
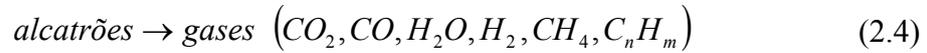
2002a). Também, o combustível deve ter tamanhos de partícula adequados a fim de evitar dificuldades com seu consumo a medida que a reação termoquímica se desenvolve, além da queda de pressão no interior do reator. Drogu et al. (2002a), recomendam como tamanho de partícula máximo a ser usado num gaseificador tipo co-corrente , um oitavo do diâmetro da garganta do reator.

Segundo Wander et al. (2004), as regiões de secagem, pirólise, combustão e redução, podem ser determinadas através da medição da temperatura ao longo do reator. Na zona de secagem, a velocidade do processo depende da diferença de temperatura entre a corrente gasosa e o combustível, a umidade relativa e a velocidade de recirculação dos gases, assim como a difusividade interna da umidade do combustível e a área superficial do mesmo (Midilli et al. 2001). O combustível é seco e pirolisado graças à radiação e convecção parcial da zona de combustão, onde parte do carvão gerado é oxidado. O arranjo desta última zona é um elemento crítico nos gaseificadores co-correntes. Nesta zona, o valor da temperatura é um fator chave no craqueamento das substâncias voláteis geradas na zona de pirólise. Segundo Lv et al. (2007), a zona de secagem está compreendida entre 150 e 300 °C, permitindo principalmente a vaporização de água contida no combustível. Na zona de pirólise, a qual é desenvolvida aproximadamente a 600 °C, ocorre a produção de carvão, alcatrões e gases, conforme é mostrado na equação (2.1). Devido ao oxigênio que é fornecido ao processo, na zona de combustão (Figura 2.9), as reações de oxidação dos produtos da biomassa pirolisada geram o calor necessário para o desenvolvimento do processo de gaseificação, conforme as equações (2.2) e (2.3) (Lv et al. 2007).



Na zona de redução predominam as reações secundárias de pirólise e oxidação, dando lugar ao craqueamento, reforma e decomposição dos alcatrões, conforme mostrado nas

equações (2.4) a (2.10). A maioria destas reações são endotérmicas. Dessa forma a temperatura cai até valores compreendidos na faixa de 800 a 600 °C (Lv et al. 2007).



Segundo Midilli et al. (2001), a zona de redução o também chamada de gaseificação propriamente dita, o carvão é transformado em gás combustível devido à reação do mesmo com os gases quentes das zonas superiores formando  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ , e hidrocarbonetos mais leves como o  $\text{C}_2\text{H}_2$  e  $\text{C}_2\text{H}_6$ .

Por outro lado, García-Bacaicoa et al. (1994), recomendam valores superiores a  $0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2$  para o dimensionamento do volume da zona de redução em função do diâmetro da garganta.

Também, e de acordo com Jayah et al. (2003), comprimentos grandes do reator podem permitir melhores eficiências de operação, mas também pode incrementar consideravelmente o custo de fabricação. Por outro lado, comprimentos pequenos não favorecem os tempos adequados para a correta conversão do carvão gerado no processo, conseguindo-se assim, menores eficiências de transformação.

### 2.3.3 Gaseificação com Duplo Estágio

A gaseificação com dois estágios pode fazer referência a duas características diferentes no processo de transformação termoquímica. Segundo Devi et al. (2003) ambas definições fazem parte de um método primário a fim de prevenir a presença de alcatrão no gás produzido.

O primeiro, e em contraste com os gaseificadores de leito móvel contracorrente, (com e sem garganta) e de leito cruzado, onde a pirólise e a gaseificação propriamente dita são desenvolvidas no mesmo reator, faz referência a duas câmaras de reação separadas. Assim, no primeiro estágio é promovida a liberação dos voláteis contidos na biomassa (pirólise) por meio de um aquecimento externo, a fim de que no segundo estágio seja desenvolvida a gaseificação do carbono e dos gases pirolíticos (alcatrões) obtidos na etapa inicial. Também, os voláteis poderiam ser oxidados para fornecer o calor necessário do processo de pirólise. Na Figura 2.9, se apresenta um esquema geral do processo. Segundo Devi et al. (2003), o método foi inicialmente desenvolvido e amplamente estudado pela Universidade Técnica da Dinamarca (DTU) e aplicado no projeto do gaseificador *Viking*.

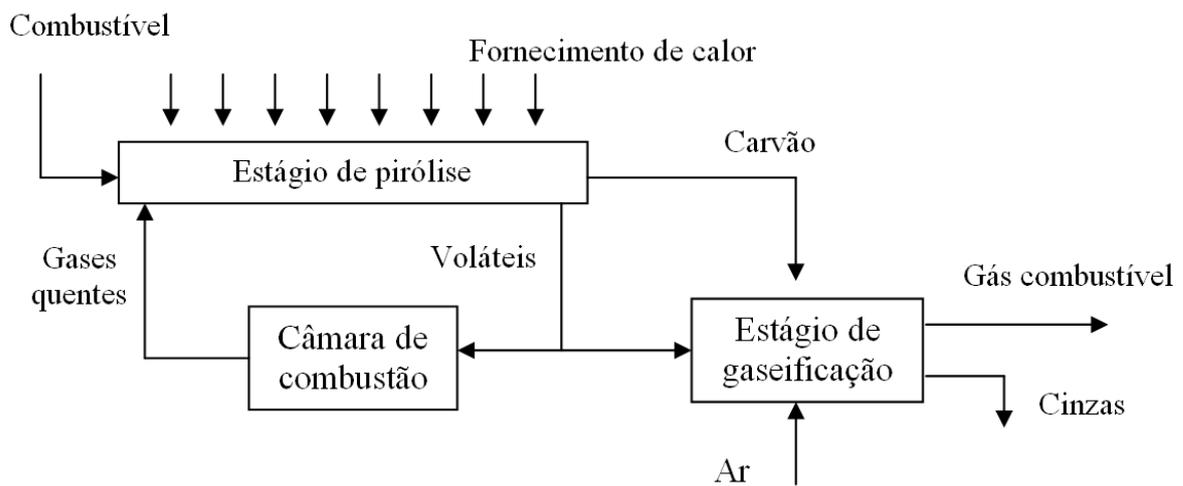


Figura 2.9. Esquema geral da gaseificação com duplo estágio de reação.

Por outro lado, a gaseificação com duplo estágio pode também fazer referência á alimentação do agente de gaseificação em dois pontos diferentes do reator. Neste sentido, num primeiro estágio, o agente de gaseificação é estrategicamente fornecido a fim de queimar parcialmente o combustível sólido a ser transformado. Desta forma, é gerada a energia para as

etapas de secagem e pirólise que ocorrem acima da zona de combustão, assim como para várias reações endotérmicas envolvidas na gaseificação. O segundo estágio de fornecimento de ar tem como principal finalidade favorecer a transformação do alcatrão produzido na primeira etapa, a fim de reduzir sua concentração até um valor mínimo permissível.

Esta configuração tem sido amplamente estudada por pesquisadores da Índia (Laboratório de Combustão, Gaseificação e Propulsão do Instituto Indiano de Ciência - IISc), Tailândia (Programa de Energia do Instituto Asiático de Tecnologia - AIT) e atualmente pelo Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída (NEST) da UNIFEI/Brasil. O gaseificador co-corrente do IISc é um reator de topo aberto (*open top design*) por onde entra uma parcela do ar ao processo. Uma segunda parcela de ar entra justo na zona de combustão. Por outro lado, os gaseificadores estudados pelo AIT e o NEST são reatores totalmente fechados (*close top design*) com entradas laterais de fornecimento de ar (Figura 2.10).

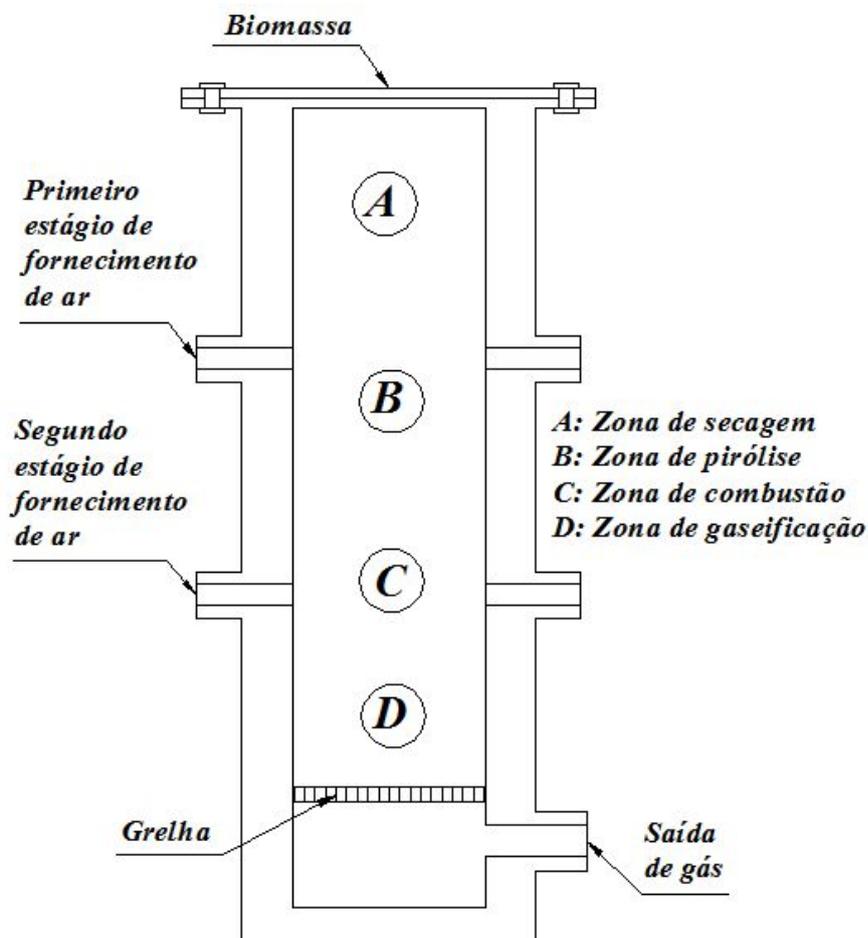


Figura 2.10. Esquema geral da gaseificação com duplo estágio de alimentação do agente de gaseificação.

Geralmente, o primeiro estágio está localizado na parte superior do reator, em quanto o segundo se situa na parte central do mesmo, justo na zona de oxidação. Na Figura 2.10, apresenta-se um esquema geral da gaseificação com duplo estágio de alimentação do agente de gaseificação.

O gaseificador do AIT pode também estar acoplado a um gaseificador de carvão vegetal (sem voláteis), a fim de diminuir o teor de alcatrão durante a etapa de pré-aquecimento, conforme mostra Bhattacharya et al. (1999).

### 2.3.4 Variáveis Envolvidas no Processo de Gaseificação

Considerando que a gaseificação é uma oxidação parcial que é garantida pelas quantidades de ar e combustível envolvidas no processo, é possível afirmar que são precisamente estas as variáveis de maior influência. Embora, os diferentes tipos de reatores onde o processo é desenvolvido, adicionam outros fatores que igualmente exercem seu efeito no desempenho do processo de transformação termoquímica. Esses fatores são próprios das características operacionais do reator. Neste sentido, apresentam-se a seguir, algumas variáveis usualmente consideradas na avaliação da gaseificação em leito móvel tipo co-corrente.

Fator de ar: De acordo com várias pesquisas de gaseificação em leito móvel e fluidizado, o fator de ar (FA) ou conhecido também como a razão de equivalência ou *equivalence ratio* em inglês, é uma das variáveis operacionais mais importantes na gaseificação com ar (Narváez et al. 1996; Dogru et al. 2002a). Em gaseificação, esta variável corresponde á razão entre a relação ar/combustível real utilizada durante o processo, e a relação ar/combustível teórica ou estequiométrica, conforme a equação 2.11. Desta forma, o fator de ar define a proporção de combustível queimado (combustão completa) com relação á quantidade gaseificada (oxidação parcial e/ou redução). Existem também outros autores com relações um pouco diferentes para o fator de ar, mas que finalmente fazem referência á definição inicial. Neste sentido, García-Bacaicoa et al. (1994), apresentam o fator de ar como o porcentagem do quociente entre a relação oxigênio/combustível real e a relação

oxigênio/combustível estequiométrica. Tinaut et al. (2006) e Hernandez et al. (2006), definem o fator de ar como o quociente entre a relação combustível/ar real e a estequiométrica.

$$FA = \frac{\left(R_{A/C}\right)_{real}}{\left(R_{A/C}\right)_{est}} \quad (2.11)$$

A relação ar/combustível estequiométrico em  $m^3$  a condições normais de pressão e temperatura por kg de biomassa pode ser expressa em função da análise elementar do combustível em base de trabalho (*as received* ou *as fired*), conforme se mostra na equação 2.12. Valores típicos para a relação ar/combustível estequiométrica, assim como de análises elementares de algumas espécies de madeiras, considerando uma umidade de 15% (em base de trabalho) são apresentados na Tabela 2.3.

$$\left(R_{A/C}\right)_{est} = 0,0889 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t) + 0,265 \cdot H^t - 0,0333 \cdot O^t \quad (2.12)$$

Tabela 2.3. Análises elementares e relações estequiométricas de diferentes espécies de madeira com 15% de umidade em base de trabalho (Parikh et al. 2005).

Biomassa	Análise elementar (base de trabalho)					$\left(R_{A/C}\right)_{est}$
	C <sup>t</sup>	H <sup>t</sup>	O <sup>t</sup>	N <sup>t</sup>	S <sup>t</sup>	
Pedaços de madeira	48,03	5,98	45,67	0,08	0,00	4,33
Eucalipto	45,97	5,81	44,42	0,30	0,00	4,15
Blocos de madeira	49,07	5,09	43,45	0,48	0,02	4,26

De acordo com Wander et al. (2004), valores típicos para a relação ar/combustível real, em unidades pequenas de gaseificação de madeira com altas perdas de calor, estão em torno de 2 e 2,4 kg/kg. Dogru et al. (2002a), reportam valores para a relação ar/biomassa na faixa 1,37 e 1,47  $Nm^3/kg$ . Também e segundo Narváez et al. (1996), fatores de ar convencionais em

gaseificação de biomassa, estão compreendidos na faixa de 0,2 e 0,4; o que equivale dizer que, no processo de gaseificação, cada kg de combustível precisa de 20 a 40% da quantidade de ar estequiométrica necessária para a combustão.

Em reatores de leito móvel o consumo de biomassa depende principalmente da quantidade de ar alimentada ao gaseificador (Yamazaki et al. 2005, García-Bacaicoa et al. 2008, Tinaut et al. 2008). A relação ar/combustível real pode ser calculada a partir da quantidade de biomassa consumida ( $m_b$ ), a vazão volumétrica do ar a condições normais ( $\dot{V}_a$ ) e o tempo total do teste ( $t$ ), como mostra a equação 2.13. Em equipamento de pequeno porte, o consumo de biomassa pode ser determinado gravimetricamente (por meio de uma balança), medindo a variação do combustível em regime permanente, com relação ao tempo, segundo o mostrado por Makray (1984).

$$\left(R_{A/C}\right)_{real} = \frac{\dot{V}_a \cdot t}{m_b} \quad (2.13)$$

Autores como Reed et al. (1999) e Yamazaki et al. (2005) apresentam como fator chave a velocidade superficial (definida como o quociente entre a vazão volumétrica do gás produzido a condições normais ( $\dot{V}_g$ ) e a área transversal do reator ( $A$ ), equação 2.14), para a gaseificação em reatores de leito móvel tipo co-corrente. Reed et al. (1999), ressaltam a influência da velocidade superficial ( $Us$ ) no comportamento, controle e conteúdo energético do gás produzido. A  $Us$  aumenta com a vazão de ar alimentada ao sistema, e é independente do tamanho do reator, permitindo a comparação entre equipamentos de diferentes potências (Reed et al. 1999, Yamazaki et al. 2005). Esta variável está ligada com o fator de ar, pois igualmente depende do consumo de biomassa e a vazão de ar fornecida ao sistema. Dadas as dificuldades na determinação do consumo de biomassa, alguns autores preferem a utilização desta variável (a vazão de gás gerado é usualmente determinada por medição direta na saída do gaseificador) em vez do fator de ar na avaliação e comparação deste tipo de gaseificadores. Reed et al. (1999) e Yamazaki et al. (2005), reportaram excelentes resultados de desempenho, em termos de menor teor de alcatrão no gás produzido e eficiência, para valores de  $Us$  em torno de 0,4 Nm/s.

$$U_s = \frac{\dot{V}_g}{A} \quad (2.14)$$

Outra variável igualmente usada na avaliação do processo de gaseificação em reatores de leito móvel, é a taxa específica de gaseificação (*SGR*), por seu nome em inglês *specific gasification rate*. Esta variável é definida por Tiangco et al. (1996), Jain & Goss (2000) e Singh et al. (2006), como o quociente entre o consumo de biomassa e a área do reator (equação 2.15), e igualmente está relacionada com o fator de ar e a velocidade superficial descritas anteriormente. Dado que o consumo de biomassa depende diretamente da quantidade de ar alimentada ao processo, a taxa específica de gaseificação, consolida-se como uma importante variável de desempenho, otimização e escalonamento.

$$SGR = \frac{\dot{m}_b}{A} \quad (2.15)$$

Taxa de qualidade do gás: É a capacidade do gaseificador para responder a variações na demanda sem comprometer a qualidade do gás produzido; quer dizer, e de acordo com Knoef (2005), a taxa com que o gás pode ser gerado com suficiente qualidade (em termos de alcatrão) para sua aplicação final. Esta variável é conhecida no inglês como a relação *turndown* do gaseificador. Knoef (2005) destaca o valor de três para gaseificadores tipo co-corrente. Segundo com Patra & Datta (2006), em aplicações do gás em motores, um *turndown* de três significa que a mínima vazão de gás que pode ser alimentado ao motor é igual a um terço da sua máxima vazão.

Temperatura: Do ponto de vista termodinâmico, a temperatura das diferentes regiões do reator deve estar condicionada principalmente pelas quantidades de ar e combustível que participam na reação. Também, a composição elementar e a umidade do combustível a ser gaseificado, têm um efeito considerável nesta variável. Em todos os casos, durante o processo, deve-se garantir que a temperatura tenha o valor adequado para que o carbono presente no combustível seja transformado em sua maioria e não se acumule nas cinzas produzindo ineficiências. No caso de gaseificadores tipo co-corrente, a temperatura no interior do reator pode variar numa ampla faixa que pode dar origem a pontos quentes que a sua vez, podem favorecer problemas associados com fusão das cinzas e obstruções na grelha. Valores típicos

em gaseificação de biomassa em leito móvel tipo co-correntes para a zona de combustão, estão na faixa de 800 a 1400 °C tendo um efeito considerável nas concentrações dos gases combustíveis produzidos no processo.

Capacidade de produção de gás: Este parâmetro mede em  $\text{m}^3$  a condições normais, a vazão de gás gerada por massa de combustível alimentado ao sistema. A produção de gás ou *yield* em inglês, tem uma relação diretamente proporcional com a vazão de ar alimentada (Natarajan et al. 1998, Zainal et al. 2002), e com o tempo de residência dos gases na zona de redução (García-Bacaicoa et al. 1994). Valores típicos de produção de gás, em reatores de leito móvel estão entre 2 e 3  $\text{Nm}^3/\text{kg}$ .

Composição e poder calorífico do gás produzido: Em geral, o gás produto da gaseificação de biomassa compreende os seguintes compostos gasosos:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{N}_2$  e algumas quantidades de alcatrão. Assim mesmo, pode considerar também algumas quantidades de  $\text{O}_2$ . As concentrações de  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$  e  $\text{CH}_4$  estão condicionadas ao desenvolvimento das reações envolvidas na gaseificação, dessa forma o agente de gaseificação usado têm uma influência considerável nas concentrações dos mesmos, e evidentemente no poder calorífico do gás produzido. As concentrações de  $\text{CO}$  e  $\text{H}_2$  apresentam um valor máximo para determinada quantidade de ar, para logo diminuir a medida que esta aumenta. Similarmente, as concentrações de  $\text{CO}_2$  e  $\text{N}_2$  aumentam como foi evidenciado por Sheth & Babu (2009). Processos que utilizam ar como agente oxidante produzem um gás combustível com concentrações consideráveis de nitrogênio e um poder calorífico inferior que geralmente não supera os 5  $\text{MJ}/\text{Nm}^3$ ; neste caso o gás é considerado como gás pobre. Se no processo fosse utilizado oxigênio, vapor de água ou uma mistura de ambos, as concentrações dos gases combustíveis aumentam, chegando inclusive a atingir um poder calorífico de 18  $\text{MJ}/\text{Nm}^3$  (McKendry, 2002).

Eficiência da gaseificação: Este parâmetro pode ser calculado a quente e a frio. A eficiência a quente corresponde ao quociente da somatória das energias sensível e química do gás produzido, com relação à energia química contida no combustível gaseificado. A eficiência a frio, refere-se somente ao quociente entre a energia química do gás e a energia química do combustível. Para efeitos de comparação de rendimentos de gaseificadores, a maioria dos autores preferem considerar a eficiência a frio devido a que este evita a obtenção

de valores enganosos influenciados pelo valor do calor sensível do gás, que na realidade, não é o objeto mais importante do processo.

Também é conhecido o efeito das cinzas devido ao caráter catalítico dos minerais nela presentes. Segundo Kirubakaran et al. (2009), a existência de traça de metais nas cinzas, resulta em alterações de temperatura para a decomposição térmica da celulose da biomassa.

O ângulo da garganta, no caso dos gaseificadores tipo *Imbert*, ou aqueles onde se considera alguma redução na área transversal do reator, tem também um efeito no desempenho do processo de gaseificação em leito móvel tipo co-corrente. Segundo Zainal et al. (2002), o ângulo da garganta, para gaseificadores tipo *Imbert*, pode favorecer a formação de canais e/ou pontes preferenciais (*bridging*) se seu valor é maior do que o ângulo de repouso do combustível a gaseificar.

Outro parâmetro importante no desempenho de gaseificadores de leito móvel é o projeto da placa ou grelha, a qual sustenta a biomassa a transformar e permite a retirada das cinzas produzidas no processo. Segundo García-Bacaicoa et al. (1994), a grelha permite controlar o tempo de residência da biomassa no gaseificador, assim como regular a remoção das cinzas na zona mais baixa do mesmo. Neste sentido, muitos gaseificadores têm acoplados mecanismos de vibração operados por tempos programados. De acordo com García-Bacaicoa et al. (1994) o desempenho do processo depende também do projeto e operação da grelha, a qual igualmente relaciona a quantidade de combustível que fica disponível no interior do reator e por conseqüência o fator de ar envolvido no processo.

Finalmente, as características próprias do combustível como tamanho de partícula e umidade tem efeitos igualmente importantes no processo de gaseificação. Neste sentido, a umidade afeta consideravelmente a composição do gás combustível dada a redução da temperatura no interior do reator por causa da energia requerida para a vaporização da água presente no combustível. Segundo Jayah et al. (2003), a diminuição da temperatura reduz a velocidade de reação e também a eficiência do processo. Midilli et al. (2001) e Dogru et al. (2002a), recomendam umidades no combustível inferiores a 25% para reatores co-correntes. Por outro lado, e segundo Jayah et al. (2003), o tamanho de partícula tem relação diretamente proporcional com o comprimento da zona de gaseificação (ou de redução), dessa forma

gaseificadores com pequenos comprimentos de reação precisam de menores tamanhos de partícula. Partículas com tamanho considerável apresentam menores taxas de devolatilização e uma maior transferência de calor entre as mesmas e as partículas próximas (Ryu et al. 2006). Igualmente, podem favorecer a formação de espaços entre as partículas do leito (porosidade), assim como o desenvolvimento de canais preferenciais (*channelling*) e pontes (*bridging*), que dão origem a flutuações e heterogeneidade na temperatura de reação que ocasionam a formação de altos teores de alcatrão.

## 2.4. ESTADO DA ARTE DA GASEIFICAÇÃO EM LEITO MÓVEL TIPO CO-CORRENTE

Na Tabela 2.4, apresentam-se algumas características e resultados de algumas pesquisas de gaseificação de biomassa em leito móvel tipo co-corrente, com e sem garganta.

Em geral, é possível afirmar que os parâmetros de rendimento operacional (composição dos compostos energéticos, capacidade de produção de gás e eficiência, entre outros) dependem das propriedades físico – químicas do combustível utilizado tais como o conteúdo de umidade, e tamanho da partícula (Zainal et al. 2002; Jayah et al. 2003), das características próprias do processo (vazão de ar fornecida e consumo de combustível) e de alguns parâmetros inerentes do reator (Midilli et al. 2001), como o posicionamento das entradas de ar e o volume da zona de redução (Zainal et al. 2002), a velocidade de injeção do ar no reator (Garun et al. 2008), e das características geométricas do equipamento, como por exemplo o projeto da grelha que sustenta o leito de biomassa (García-Bacaicoa et al. 1994). Neste último sentido, os resultados de García-Bacaicoa et al. (1994) apresentados na Tabela 2.4, foram obtidos a partir de um gaseificador de 200-300 kg/h, que opera com duas grelhas diferentes. Dessa forma, foi verificado o efeito do projeto e a operação deste subsistema no desempenho do processo de transformação termoquímica, como foi mencionado no item 2.3.4. Como pode ser visto na Tabela 2.4, para iguais valores na relação real ar/biomassa (0,88 Nm<sup>3</sup>/kg), obtém-se diferentes valores de poder calorífico e eficiência a frio.

Tabela 2.4. Características e resultados de algumas pesquisas de gaseificação com biomassa em leito móvel tipo co-corrente.

Biomassa	Diâmetro (mm)		Altura reator (m)	$U_s$ (Nm/s)	SGR (kg/m <sup>2</sup> .h)	FA	T <sub>ZC</sub> (°C)	Composição do gás (%)			PC <sub>c</sub> (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Yield (Nm <sup>3</sup> /kg)	E <sub>u</sub> (kW)	$\eta_f$ (%)	Referência
	Reator	Garganta						CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>					
Madeira ( <i>wood chips</i> )	1000	500	2,50	0,45 <sup>(1)</sup>	1122,48 <sup>(1)</sup>	1,66 <sup>(2)</sup>	n.d	26,5	7,0	2,0	5,06 <sup>(3)</sup>	1,44	448,04	48,77	García-Bacaicoa et al. (1994)
				0,37 <sup>(1)</sup>	1063,40 <sup>(1)</sup>			22,1	13,4	2,9	5,59 <sup>(3)</sup>	1,86	765,15	69,42	
Casca de arroz	30		n.d	n.d	200,00	1,5 <sup>(2)</sup>	1000	n.d	n.d	n.d	4,2 <sup>(4)</sup>	n.d	n.d	60	Tiangco et al. (1996)
Casca de arroz	152		n.d	0,11 <sup>(5)</sup>	195,00	0,40	n.d	n.d	n.d	n.d	3,91 <sup>(3)</sup>	2,13 <sup>(6)</sup>	8,20	58,11	Jain & Goss. (2000)
	203		n.d	0,10 <sup>(5)</sup>	195,50	0,39	n,d	n,d	n,d	n,d	4,02 <sup>(3)</sup>	2,10 <sup>(6)</sup>	14,83	58,78	
	244		n.d	0,10 <sup>(5)</sup>	189,90	0,40	n.d	n.d	n.d	n.d	4,00 <sup>(3)</sup>	2,17 <sup>(6)</sup>	21,40	60,44	
	343		n.d	0,11 <sup>(5)</sup>	193,70	0,41	n.d	n.d	n.d	n.d	3,98 <sup>(3)</sup>	2,22 <sup>(6)</sup>	43,89	61,49	
Madeira ( <i>wood chips</i> )	600	200	2,5	n.d	n.d	0,287	1000	n.d	n.d	n.d	5,19 <sup>(4)</sup>	n.d	44,93	76,68	Zainal et al. (2002)
Conchas de avelã	450	135	0,81	n.d	n.d	1,51 <sup>(7)</sup>	1025	16,8	14,12	1,70	4,55 <sup>(4)</sup>	1,97	9,17	51,53	Dogru et al. (2002a)
Madeira ( <i>rubber wood</i> )	920	100	1,15	2,04 <sup>(1)</sup>	n.d	1,9 <sup>(8)</sup>	1000	20,2	18,3	1,1	n.d	n.d	n.d	n.d	Jayah et al. (2003)

Tabela 2.4. Características e resultados de algumas pesquisas de gaseificação com biomassa em leito móvel tipo co-corrente (continuação).

Biomassa	Diâmetro (mm)		Altura reator (m)	$U_s$ (Nm/s)	SGR (kg/m <sup>2</sup> .h)	FA	T <sub>ZC</sub> (°C)	Composição do gás (%)			PC (MJ/Nm <sup>3</sup> )	Yield (Nm <sup>3</sup> /kg)	$E_u$ (kW)	$\eta_f$ (%)	Referência
	Reator	Garganta						CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>					
Madeira ( <i>sawdust</i> )	270		1,1	0,15	n.d	0,26	900	19,48	18,89	3,96	6,32 <sup>(4)</sup>	n.d	n.d	62,5	Wander et al. (2004)
Madeira ( <i>wood chips</i> )	250	70	1,05	0,41	n.d	0,32	n.d	20	11	2	n.d	n.d	n.d	n.d	Yamazaki et al. (2005)
Madeira ( <i>pine wood blocks</i> )	n.d	350	1,3	0,029 <sup>(1)</sup>	116,41 <sup>(1)</sup>	0,28	1108	25,53 <sup>(9)</sup>	28,93 <sup>(9)</sup>	6,82 <sup>(9)</sup>	4,76 <sup>(4)</sup>	n.d	n.d	n.d	Lv et al. (2007)
Madeira ( <i>wood chips</i> )	440	350	2	0,24 <sup>(1)</sup>	478,11 <sup>(1)</sup>	1,3 <sup>(8)</sup>	1460	9,4	14,8	1,2	3,8 <sup>(4)</sup>	n.d	n.d	n.d	García-Bacaicoa et al. (2008)
Madeira residual	310	150	1,1	0,066 <sup>(1)</sup>	146,57 <sup>(1)</sup>	0,205	1050	22	14	0,1	6,34 <sup>(3)</sup>	1,62	7,38	55	Sheth & Babu. (2009)

$U_s$ : velocidade superficial; SGR: taxa específica de gaseificação; FA: fator de ar; PC<sub>c</sub>: poder calorífico; T<sub>ZC</sub>: temperatura na zona de combustão;  $E_u$ : potência útil do sistema;  $\eta_f$ : eficiência a frio; (1): valor calculado com o diâmetro da garganta; (2): relação mássica em base seca; (3): poder calorífico inferior; (4): poder calorífico superior; (5): valor calculado para o presente trabalho a partir dos dados da referência; (6): a uma temperatura de 25°C; (7): relação ar seco/biomassa em base seca livre de cinzas em Nm<sup>3</sup>/kg; (8): relação ar/biomassa em Nm<sup>3</sup>/kg; (9): base seca livre de inertes; n.d: não disponível.

## 2.5 ASPECTOS CINÉTICOS DA GASEIFICAÇÃO EM LEITO MÓVEL

De acordo com Cousins (1978), as pesquisas teóricas de gaseificação podem ser realizadas a partir de duas abordagens, a termodinâmica (estequiométrica) e a cinética. A primeira abordagem permite obter informação sobre as concentrações do gás produzido (e as outras variáveis, como poder calorífico, potência, eficiência, etc), a partir dos dados referentes à composição do combustível e o agente gaseificante. A segunda abordagem dá principal importância ao efeito da taxa do agente oxidante do processo, permitindo o cálculo da velocidade das reações envolvidas e a determinação das taxas de formação dos produtos.

O estudo teórico da modelagem do processo de gaseificação tem sido amplamente desenvolvido a partir da abordagem termodinâmica, segundo os trabalhos reportados por Susanato et al. (1996), Zainal et al. (2001), e Melgar et al. (2007). Geralmente estes modelos consideram um esquema zero dimensional (caixa preta) sob o critério de equilíbrio químico minimizando a energia livre de *Gibbs*.

### 2.5.1 Equilíbrio Químico

Segundo Moran & Shapiro (2002), um sistema está em equilíbrio termodinâmico (equilíbrio térmico e mecânico), ao se encontrar isolado de suas vizinhanças não houver variações observáveis macroscopicamente, sendo a temperatura uniforme em todo o sistema, assim como equilíbrio entre as forças do mesmo.

Por outro lado, é importante ressaltar que ainda em equilíbrio termodinâmico, o sistema pode envolver alguma reação química, transferência de massa entre as fases ou ambas (Moran & Shapiro, 2002). Neste sentido, o critério de equilíbrio químico, a partir da diminuição da energia livre de *Gibbs*, é o procedimento usualmente empregado na determinação da composição de equilíbrio em misturas de reagentes a uma pressão e temperatura especificadas. O critério é desenvolvido a partir dos princípios de conservação de energia e a segunda lei da termodinâmica, em combinação com a definição da função de *Gibbs* na forma

extensiva, encontrando-se que qualquer processo a temperatura e pressão especificadas deve ser tal que:

$$dG_{T,p} \leq 0 \quad (2.16)$$

A equação 2.16 indica que a função de *Gibbs* de um sistema a temperatura ( $T$ ) e pressão ( $p$ ) fixas, diminui durante um processo irreversível. Assim, cada passo neste processo resulta numa diminuição na função de *Gibbs* do sistema permitindo alcançar seu equilíbrio químico como se mostra na Figura 2.11.

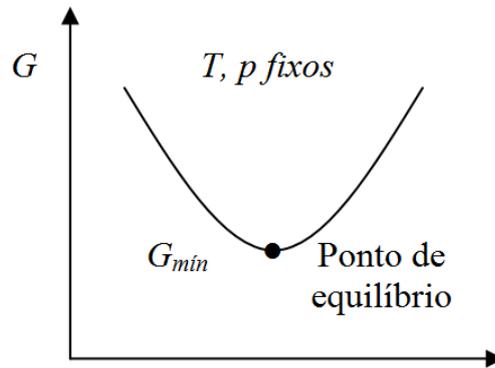


Figura 2.11. Ilustração do ponto de equilíbrio químico a partir da minimização da energia livre de Gibbs (Moran & Shapiro, 2002).

Conforme explicado anteriormente, e considerando uma reação química num sistema fechado a uma pressão e temperatura especificadas (equação 2.17), é possível conhecer a composição de equilíbrio para uma mistura de gases ideais, de acordo a equação 2.18.



$$-\frac{\Delta G^\circ}{R_u \cdot T} = \ln \left[ \frac{y_C^{\nu_C} \cdot y_D^{\nu_D}}{y_A^{\nu_A} \cdot y_B^{\nu_B}} \left( \frac{p}{p_{ref}} \right)^{\nu_C + \nu_D - \nu_A - \nu_B} \right] \quad (2.18)$$

Onde  $v_i$  representam os coeficientes estequiométricos da reação;  $A$ ,  $B$ ,  $C$  e  $D$ , os componentes da reação;  $R_u$  a constante universal dos gases (8,314 kJ/kmol.K);  $\Delta G^\circ$ , a função de *Gibbs* para a reação envolvida;  $p_{ref}$ , a pressão de referência,  $y_i$  as frações molares dos componentes, e,  $p$  e  $T$ , a pressão e temperatura da mistura.

Da mesma forma, é definida a constante de equilíbrio da reação  $K(T)$ , a qual pode ser determinada em tabelas especializadas a partir da temperatura, relações experimentais, ou por meio da equação 2.19.

$$K(T) = \frac{y_C^{v_C} \cdot y_D^{v_D}}{y_A^{v_A} \cdot y_B^{v_B}} \left( \frac{p}{p_{ref}} \right)^{v_C + v_D - v_A - v_B} = e^{-\frac{\Delta G^\circ}{R_u \cdot T}} \quad (2.19)$$

## 2.5.2 Equilíbrio Químico na Gaseificação em Leito Móvel Tipo Co-corrente

De acordo com Susanto et al. (1996), a abordagem termodinâmica pode ser implementada segundo o modelo homogêneo e o modelo heterogêneo. Um sistema homogêneo é aquele onde todas as substâncias envolvidas na reação se encontram numa só fase: gasosa, líquida ou sólida, enquanto o sistema heterogêneo tem a presença de duas fases. Neste sentido na Tabela 2.5, são apresentados os dois modelos termodinâmicos mencionados anteriormente (considerando uma pressão na reação igual à pressão de referência), para as reações mais representativas envolvidas no processo de gaseificação.

Segundo Cousins (1978) existe um número considerável de reações possíveis entre os gases formados na zona de reação do gaseificador (CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O e N<sub>2</sub>). Embora as reações heterogêneas de *Boudouard*, *Shift* e de formação de metano apresentam uma representatividade considerável na explicação do processo. Assim e de acordo ao modelo heterogêneo mostrado em dita Tabela 2.5, (tendo em conta a presença das três reações heterogêneas), a análise elementar da biomassa (madeira), balanços de massa, e uma série de considerações iterativas, Cousins (1978) determinou as composições de CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> em função da temperatura de reação da gaseificação, como se mostra na Figura 2.12.

Tabela 2.5. Modelos termodinâmicos e constantes de equilíbrio químico  
(Susanato et al. 1996).

Modelo homogêneo		Modelo heterogêneo	
Reação homogênea de gás de água ou reação de <i>Shift</i>	$CO + H_2O \Leftrightarrow CO_2 + H_2$ $K_{S_1} = \frac{y_{CO_2} \cdot y_{H_2}}{y_{CO} \cdot y_{H_2O}}$ $K_{S_1} = 0,0265 \cdot e^{\frac{33010}{RT}}$	Reação de <i>Boudouard</i>	$C + CO_2 \Leftrightarrow 2CO$ $K_B = \frac{(y_{CO})^2}{y_{CO_2}}$ $K_B = 1,222 \times 10^9 \cdot e^{\frac{-169260}{RT}}$
		Reação heterogênea de gás de água	$C + H_2O \Leftrightarrow CO + H_2$ $K_{S_2} = \frac{y_{CO} \cdot y_{H_2}}{y_{H_2O}}$ $K_{S_2} = 3,098 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-132280}{RT}}$
		Reação de formação de metano	$C + 2 \cdot H_2 \Leftrightarrow CH_4$ $K_M = \frac{y_{CH_4}}{(y_{H_2})^2} \cdot P$ $K_M = 1,472 \times 10^{-6} \cdot e^{\frac{91790}{RT}}$

Também, Zainal et al. (2001), seguindo a mesma metodologia de equilíbrio químico apresentada por Cousins (1978), mas considerando unicamente a interação da reação de formação de metano e a reação homogênea de gás de água ou reação de *Shift* (a qual e segundo os autores é a combinação das reações heterogêneas de *Shift* e de *Boudouard*), predisseram as concentrações de gás de gaseificação em leito móvel tipo co-corrente para diferentes biomassas, em função da sua umidade e da temperatura de reação. No desenvolvimento do modelo, os autores encontraram interessantes expressões para as constantes de equilíbrio das reações anteriormente mencionadas, as quais são apresentadas

nas equações 2.20 e 2.21. A Figura 2.13 mostra, a partir do modelo, o efeito do conteúdo de umidade nas concentrações dos gases produzidos para a gaseificação de madeira.

Constante de equilíbrio para a reação de formação de metano:

$$\ln K_M = \frac{7082,848}{T} - 6,567 \cdot \ln T + \frac{7,466 \times 10^{-3}}{2} \cdot T - \frac{2,164 \times 10^{-6}}{6} \cdot T^2 + \frac{0,701 \times 10^{-5}}{2 \cdot T^2} + 32,541 \quad (2.20)$$

Constante de equilíbrio para a reação homogênea de *Shift*:

$$\ln K_{S1} = \frac{5870,53}{T} + 1,86 \cdot \ln T + 2,7 \times 10^{-4} \cdot T + \frac{58200}{T^2} + 18,007 \quad (2.21)$$

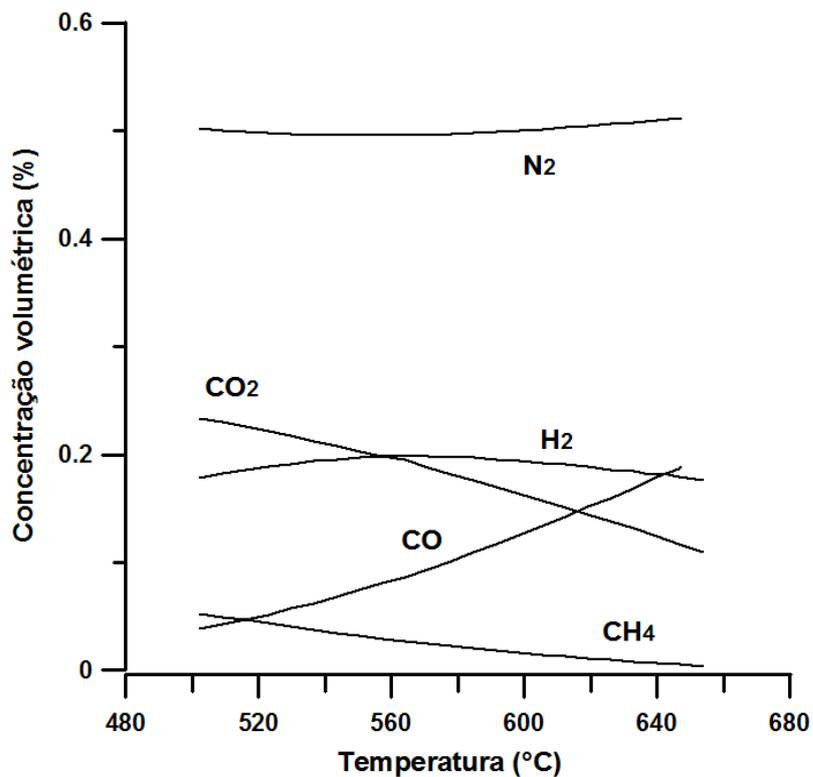


Figura 2.12. Efeito da temperatura de reação nas composições do gás combustível, a partir do modelo heterogêneo (Cousins, 1978).

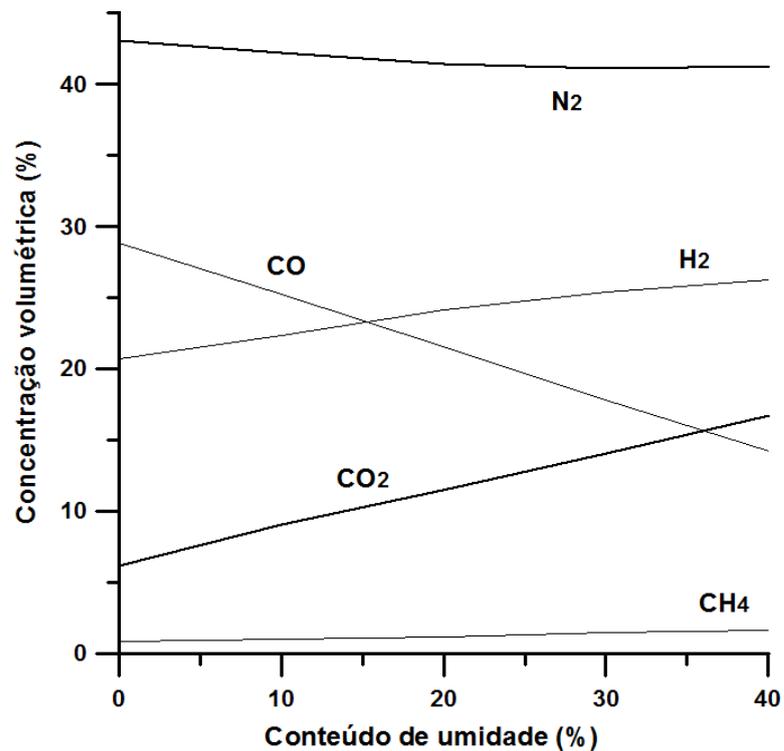


Figura 2.13. Efeito da umidade na gaseificação de madeira em leito móvel tipo co-corrente a uma temperatura de reação de 800 °C (Zainal et al. 2001).

Por outro lado, Melgar et al. (2007), baseados também na diminuição da energia livre de *Gibbs* e considerando só a presença da reação homogênea de gás de água ou reação de *Shift* e a reação de formação de metano, encontraram bons resultados na predição das concentrações dos gases gerados na gaseificação de biomassa em leito móvel co-corrente. Neste caso, a temperatura de reação foi determinada mediante balanço de energia, sendo as concentrações do gás determinadas em função da relação combustível/ar. Na Figura 2.14, é apresentado o efeito desta relação nas concentrações de CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>.

Geralmente na modelagem e predição das concentrações dos gases de gaseificação em reator de leito móvel tipo co-corrente, despreza-se a formação dos compostos de alcatrão dada seu baixo teor neste tipo de reatores. De igual forma é assumindo que o tempo de reação é o suficiente para estabelecer o equilíbrio químico. Também é considerada uma conversão total do carbono presente no combustível, desprezando a formação de carvão no processo.

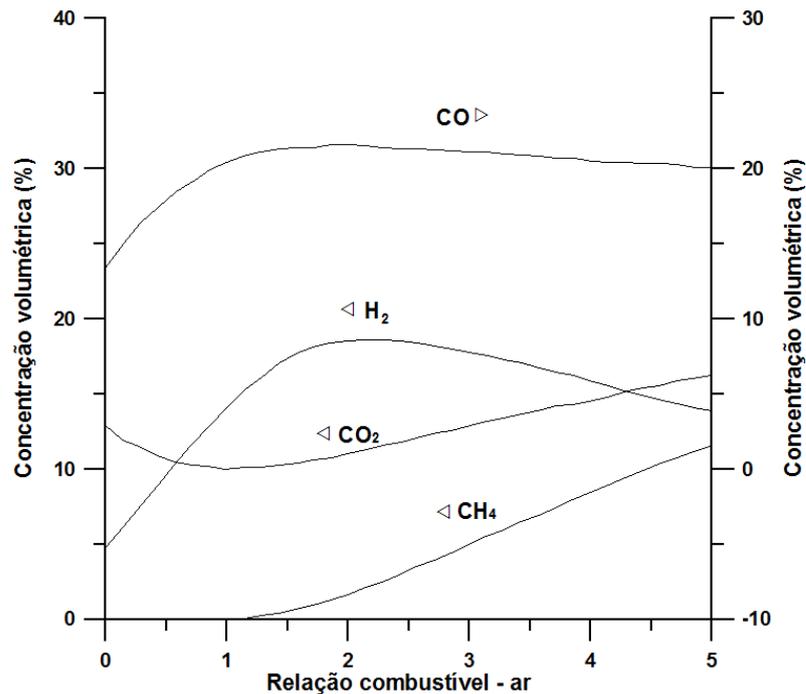


Figura 2.14. Efeito da relação combustível/ar na gaseificação de madeira em leito móvel tipo co-corrente com 18% de umidade (Melgar et al. 2007).

## 2.6 GENERALIDADES DA LIMPEZA DOS GASES

Atualmente as pesquisas no tema de limpeza de gases relativas ao gás proveniente da gaseificação de biomassa, estão focalizadas no tratamento do material particulado e dos alcatrões. Estes últimos são definidos como uma mistura complexa de hidrocarbonetos condensáveis (Devi et al. 2003), que por suas características químicas e físicas (principalmente alta viscosidade e massa molecular), não são suscetíveis de aplicações diretas que envolvem máquinas térmicas. A gaseificação de combustíveis sólidos inevitavelmente produz alcatrão (Susanato & Beenackers, 1996). Segundo Devi et al. (2003), na reunião para a determinação do protocolo de medição do alcatrão, celebrada em Bruxelas em 1998, foi definido o alcatrão como todo aquele poluente orgânico com peso molecular maior do que o benzeno (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>), quer dizer maior do que 78 g/mol.

Em geral, a tolerância à presença de alcatrões no gás produzido depende do seu uso final. Por exemplo, quando a produção de gás tem fins exclusivos para geração de calor por

combustão direta, a limpeza não é necessária (Côrtes, 2004). Para aplicações em MACI, é indispensável a utilização de dispositivos de limpeza a fim de remover ou transformar os alcatrões e o material particulado presente na mistura gasosa. Desta forma, é possível garantir o adequado funcionamento da máquina térmica já que o alcatrão pode obstruir as válvulas do motor, assim como erodir e corroer as paredes do pistão. Na Tabela 2.6, apresentam-se, de acordo à experiência do autor, as principais substâncias contidas no gás produto da gaseificação de biomassa que limitam seu uso num MACI.

Tabela 2.6. Alguns poluentes no gás produzido, problemas relativos e mecanismos de controle.

<b>Poluente</b>	<b>Fonte</b>	<b>Possíveis problemas</b>	<b>Mecanismos de controle e /ou mitigação</b>
Particulados	Cinza, carbono, material do leito	Erosão, aglomerações e incrustações, e poluição ambiental	Filtração, lavagem do gás
Metais alcalinos (sódio eu/o potássio nas cinzas).	Cinzas	Corrosão	Resfriamento, condensação, filtração, adsorção.
Compostos nitrogenados (NO <sub>x</sub> , NH <sub>3</sub> , HCN)	Reação do nitrogênio do ar e do combustível	Corrosão, poluição ambiental	Tratamento com substancias de caráter básico, utilização de oxigênio puro no processo
Compostos de enxofre e cloro (HCl, H <sub>2</sub> S)	Reação do enxofre e do cloro presente no combustível		Lavagem, captura com CaCO <sub>3</sub> , MgCO <sub>3</sub>
Alcatrão (mistura complexa de hidrocarbonetos).	Baixa temperatura no processo, quantidade considerável de voláteis no combustível	Corrosão, aglomerações e incrustações, efeitos sobre a saúde	Remoção, craqueamento

Segundo Côrtes (2004), os elementos que devem ser controlados para a utilização do gás produto da gaseificação de biomassa num MACI, são o alcatrão, os particulados e os óxidos de nitrogênio.

Para o controle do material particulado, recomenda-se a utilização de multiciclones, precipitadores eletrostáticos, filtros cerâmicos e/ou de manga. Hasler & Nussbaumer (1999), afirmam que o alcatrão pode ser removido por leitos de material inerte como por exemplo areia, lavadores de gases (*scrubbers*) e/ou filtros de carvão ativado ou coque de lignito para sua adsorção.

Na Tabela 2.7, são apresentadas as percentagens de eficiência de diferentes sistemas de limpeza na remoção de partículas e alcatrão. A Figura 2.15, mostra a eficiência de diferentes dispositivos convencionais para o tratamento de material particulado produzido no processo, em função de seu tamanho de partícula.

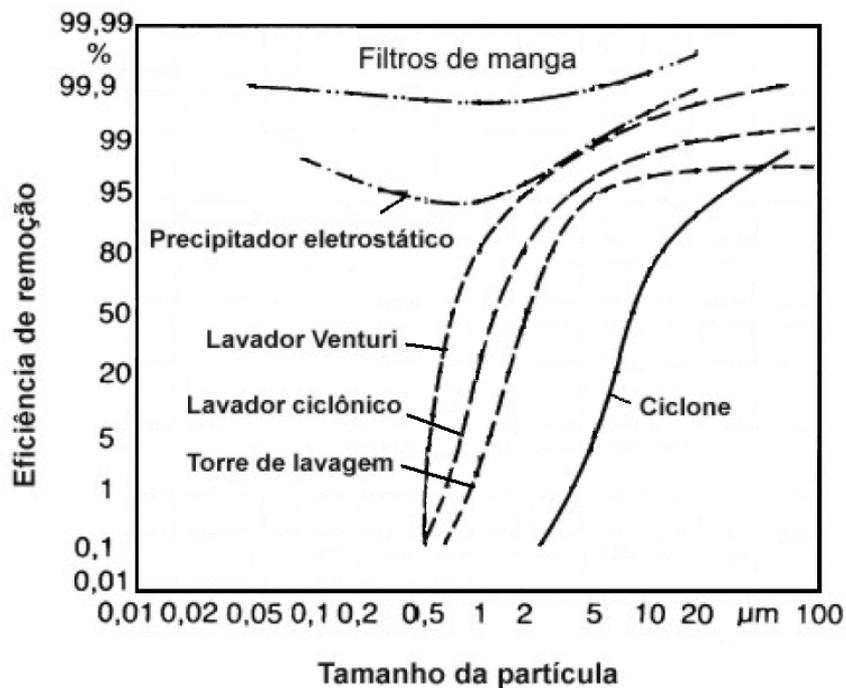


Figura 2.15. Eficiências de remoção de partículas em sistemas de limpeza convencionais (Hasler & Nussbaumer, 1999).

Tabela 2.7. Redução de partículas e alcatrão em vários sistemas de limpeza  
(Hasler and Nussbaumer, 1999).

Sistema	Redução de partículas (%)	Redução de alcatrão (%)
Leito de areia	70 – 99	50 - 97
Precipitador electrostático	> 99	0 – 60
Separador de partículas	85 – 90	30 – 70
Filtro de adsorção	---	50

A remoção de alcatrão é um dos aspectos mais importantes no acondicionamento dos gases de gaseificação. De acordo com Devi et al. (2003), as tecnologias de remoção de alcatrão podem ser divididas em termos gerais de acordo com duas abordagens: tratamentos dentro do gaseificador (método primário), e limpeza a quente do gás depois do gaseificador, quer dizer fora do equipamento (método secundário). As Figuras 2.16 e 2.17 apresentam um esquema geral de cada conceito.

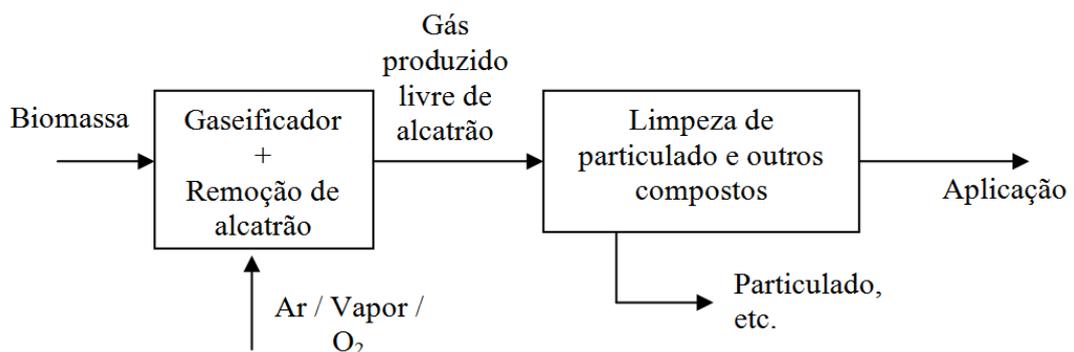


Figura 2.16. Remoção de alcatrão segundo o método primário (Devi et al. 2003).

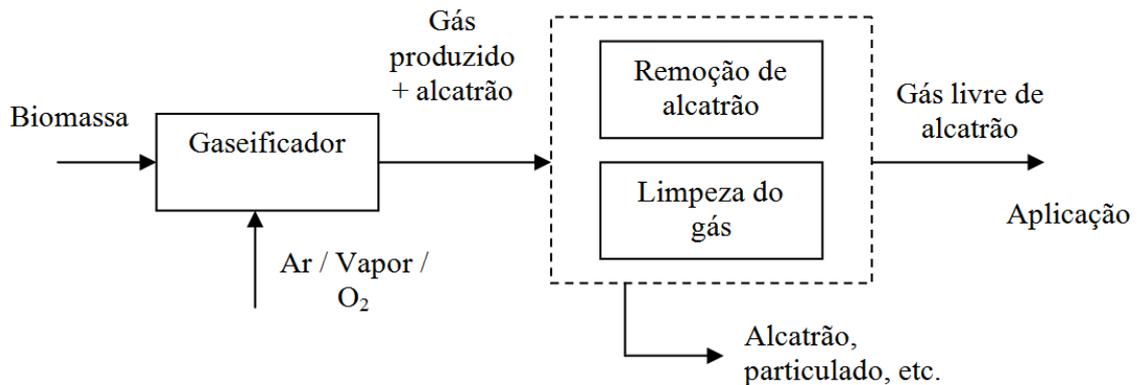


Figura 2.17. Remoção de alcatrão segundo o método secundário (Devi et al. 2003).

Segundo Devi et al. (2003), os métodos primários são definidos como todos aqueles procedimentos considerados no processo de gaseificação propriamente dito a fim de prevenir ou converter o alcatrão produzido. As medidas levadas em conta no método são as seguintes:

- Seleção adequada das condições de operação: Ajuste do fornecimento de ar a fim de que a temperatura da reação apresente valores elevados (geralmente da ordem de 800 °C) para finalmente obter uma maior conversão do carbono presente na biomassa.
- Uso de aditivos ou catalisadores durante a gaseificação: O uso de catalisadores durante a gaseificação de biomassa promove sua transformação, assim como a redução do teor de alcatrão (Devi et al. 2003). Os catalisadores mais conhecidos e utilizados são as pedras calcárias como a caliza ( $\text{CaCO}_3$ ) e a dolomita ( $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ ), os minerais que contém alumínio silicatos (zeolitas), e os catalisadores metálicos como os compostos a base de Ferro (Fe) ou Níquel (Ni). Porém e segundo Zhang et al. (2004), os catalisadores metálicos utilizados durante o processo de gaseificação apresentam uma rápida saturação.
- Projeto adequado do gaseificador: O projeto do reator tem um efeito considerável no processo de gaseificação, em termos de eficiência, poder calorífico e formação de alcatrão. Neste sentido e como já foi explicado na seção 2.3.3 dois projetos diferentes de gaseificadores com dois estágios permitem reduções importantes no teor de alcatrão produzido.

Por outro lado e de acordo com Devi et al. (2003), os tratamentos de limpeza de gás depois da saída do gaseificador (método secundário), reportam ser bastante efetivos na redução do teor de alcatrão, porém em alguns casos não são economicamente viáveis. Também e segundo Zhang et al. (2004), o tratamento do alcatrão presente no gás gerado, pode se realizar por métodos físicos, térmicos e/ou catalíticos. Os primeiros utilizam mecanismos de interfaces gás/sólido ou gás/liquido, a fim de conseguir a separação do mesmo. Exemplos destes mecanismos são os filtros e os lavadores de gás (*scrubbers*). Embora, e devido a que não se tem uma transformação do alcatrão, a disposição dos mesmos pode representar um alto impacto ambiental. Nos processos térmicos, precisam-se temperaturas da ordem de 1000 °C a fim de craquear os compostos mais pesados em espécies mais leves como o hidrogênio, monóxido de carbono e metano. Finalmente, os métodos catalíticos (aqueles que aceleram alguma reação química) trabalham a temperaturas menores que os processos térmicos, evitando o uso de materiais custosos na construção dos reatores de craqueamento. O fato de transformar o alcatrão presente na mistura gasosa evita os problemas associados á disposição de resíduos.

De acordo com Sutton et al. (2001), os catalisadores mais conhecidos e utilizados até o momento, são a dolomita ( $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ ), alguns metais alcalinos (como o carbonato de potássio ( $\text{K}_2\text{CO}_3$ ) ou o carbonato de sódio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ )) e aqueles fabricados em base de Níquel (Ni). Segundo os autores, as pesquisas com os metais alcalinos têm consistido na avaliação da biomassa impregnada com o catalisador, quer dizer na remoção do alcatrão de acordo com o método primário, encontrando se custos consideráveis e dificuldades na recuperação dos metais. Os resultados também têm permitido o desenvolvimento de pesquisas no efeito catalítico das cinzas de biomassa, dada a presença de metais alcalinos.

Também, e segundo os mesmos autores a dolomita com maior conteúdo de óxidos de ferro ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) e maior tamanho de poros, apresenta melhores resultados na remoção dos hidrocarbonetos. Sua principal vantagem está relacionada com seu baixo custo e as altas taxas de remoção dos hidrocarbonetos mais pesados.

Para o caso dos catalisadores a base de Níquel, os autores ressaltam a efetividade destes compostos na remoção secundaria dos alcatrões (a temperaturas em torno a 780 °C em

reatores de leito fluidizado independentes do reator de gaseificação), assim como sua disponibilidade comercial e seu relativo baixo custo.

Na Tabela 2.8, se apresentam valores limites de concentração de partículas e alcatrão no gás produto da gaseificação de biomassa, para sua posterior alimentação num MACI. Não obstante, os valores ali mostrados, devem ser interpretados cuidadosamente dado que o tipo de motor representa um fator importante nos requerimentos de qualidade do gás, podendo inclusive tolerar níveis superiores de concentração de partículas e alcatrão. Incluso alguns autores como Bhattacharya et al. (2001), relatam concentrações máximas permissíveis de alcatrão de  $10 \text{ mg/Nm}^3$ , a fim de ter um adequado desempenho do sistema gaseificador – motor.

Tabela 2.8. Requerimentos de qualidade do gás produto da gaseificação de biomassa para seu aproveitamento num MACI (Hasler & Nussbaumer, 1999).

<b>Poluente</b>	<b>Unidade</b>	<b>Valor</b>
Partículas	$\text{mg/Nm}^3$	< 50
Tamanho de partículas	$\mu\text{m}$	< 10
Alcatrão	$\text{mg/Nm}^3$	< 100

## **2.7 GENERALIDADES DOS MOTORES ALTERNATIVOS DE COMBUSTÃO INTERNA**

Os motores alternativos de combustão interna (MACI) são máquinas térmicas que transformam a energia química de uma substância líquida ou gasosa, em energia mecânica (movimento rotativo de eixo) por meio da sua combustão numa câmara interna que ativa um conjunto pistão, biela e virabrequim.

Os MACI mais populares e conhecidos, são aqueles onde o pistão (ou pistões), se movimentam de modo alternativo (para frente e para trás) no interior do cilindro (ou

cilindros) da máquina. Estes motores podem estar configurados para que a ignição da mistura combustível/comburente seja provocada. Neste sentido o motor é chamado de ignição por centelha, tipo Otto ou também a gasolina. Aqueles onde a ignição acontece espontaneamente pela alta temperatura atingida na compressão da mistura, são usualmente chamados de ignição por compressão ou tipo Diesel.

Em todos os casos e como já foi mencionado, deve-se garantir uma qualidade suficiente no gás, em termos de alcatrão e particulados, a fim de prever dificuldades nos diferentes dispositivos próprios da máquina térmica. Os requerimentos e as tolerâncias dos conteúdos de impurezas do gás dependem das especificações da máquina.

A seguir são apresentadas algumas definições e informações básicas relacionadas com os MACI, assim como classificações, ciclos de operação e características de combustão.

### **2.7.1 Terminologias e Abreviações**

Os diferentes MACI (sejam tipo Otto o tipo Diesel) apresentam algumas características e termos comuns que são explicados a continuação. As definições aqui mostradas foram adaptadas de Heywood (1988) e Pulkrabek (1997).

PMS: Ponto morto superior, ou *TDC* segundo o inglês *Top Dead Center*, corresponde ao ponto no que o pistão termina seu percurso no interior do cilindro ficando no ponto mais distante do virabrequim.

APMS: Antes do ponto morto superior, ou *BTDC* devido às palavras em inglês *Before Top Dead Center*.

DPMS: Depois do ponto morto superior, ou *ATDC*, pelo inglês *After Top Dead Center*.

PMI: Ponto morto inferior, ou *BDC*, de acordo ao inglês *Bottom Dead Center*, corresponde ao ponto no qual o pistão termina seu curso no interior do cilindro ficando no ponto mais próximo do virabrequim.

APMI: Antes do ponto morto inferior, ou *BBDC* devido às palavras em inglês *Before Bottom Dead Center*.

DPMI: Depois do ponto morto inferior, ou *ABDC* devido às palavras em inglês *After Bottom Dead Center*.

Fator lambda ( $\lambda$ ): Corresponde ao valor da razão ar/combustível estequiométrica dividida pela razão ar/combustível real utilizada no motor. Se o valor de  $\lambda$  for maior do que 1, a mistura é chamada rica, significando que é rica em combustível. Se fosse menor do que 1, é chamada mistura pobre.

Taxa ou razão de compressão: É a razão existente entre o volume total do cilindro e o volume da secção de combustão. Segundo Heywood (1988) e Pulkrabek (1997), os motores tipo Otto apresentam taxas de compressão na faixa de 8 a 12, enquanto os motores tipo Diesel na faixa de 12 a 24. A relação matemática para a taxa de compressão ( $R_c$ ) é apresentada na equação 2.22 (Pulkrabek, 1997).

$$R_c = \frac{V_c + V_d}{V_c} \quad (2.22)$$

$V_c$  corresponde ao volume livre entre o PMS e o topo da câmara de combustão (*clearance volume*), e  $V_d$  ao volume da secção de combustão (*displacement volume*).

O  $V_d$  é calculado a partir do diâmetro do cilindro ( $\phi$ ) e o deslocamento do pistão (*stroke*) ( $L$ ), conforme a equação 2.23.

$$V_d = \frac{\pi}{4} \cdot \phi^2 \cdot L \quad (2.23)$$

Na Figura 2.18, se apresenta um esquema do pistão e câmara de combustão, onde são apresentadas as variáveis anteriormente comentadas. É importante ressaltar que o ângulo de rotação do virabrequim gira em relação a um eixo imaginário normal, no sentido horário.

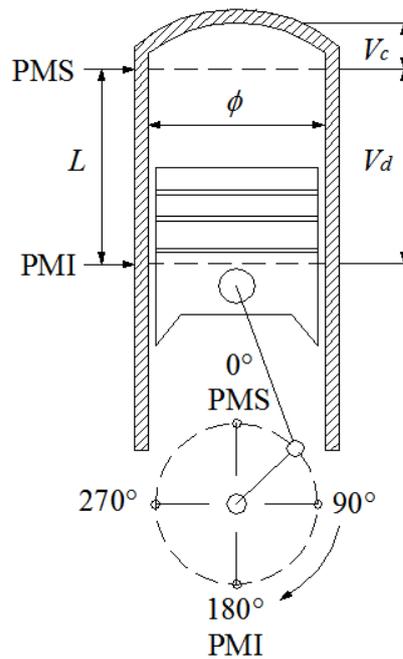


Figura 2.18. Esquema cilindro pistão num MACI (Heywood, 1988).

## 2.7.2 Os Ciclos Básicos de Operação

Segundo Heywood (1988), a maioria dos MACI operam em quatro tempos, o que significa que cada cilindro requer quatro deslocamentos de seu pistão (duas revoluções no virabrequim) para completar a seqüência de eventos que produz um ciclo de potência. Também existem motores que operam em dois tempos, quer dizer, aqueles onde se tem uma revolução no virabrequim.

De modo geral, as vantagens dos MACI de dois tempos com relação aos de quatro tempos podem ser resumidas no seu menor peso e custo, assim como na simplicidade de construção (dadas a menor quantidade de peças mecânicas). Porém, existem também desvantagens significativas que fazem os motores de quatro tempos muito mais versáteis em aplicações contínuas e de condições de trabalho exigentes. Neste sentido, as desvantagens principais dos motores de dois tempos correspondem à falta de um sistema de lubrificação que evite o rápido desgaste da máquina e à menor eficiência da máquina na utilização do combustível. Além do anterior, o óleo lubrificante tem um custo e um consumo considerável que repercute no meio ambiente, dada a maior emissão de substâncias poluentes (em maior

parte pela queima do óleo às condições de combustão do combustível) em comparação com as máquinas em quatro tempos

### 2.7.3 O Motor de Ignição por Centelha

Conforme mencionado anteriormente, os motores alternativos de ignição provocada (centelha elétrica geralmente causada pelo efeito de uma vela) são também conhecidos com o nome de motores tipo Otto, em homenagem a *Nikolaus Otto*, o qual participou em seu desenvolvimento em 1876. Convencionalmente estes motores utilizam gasolina, álcool, uma mistura de ambos, ou também gás natural ou GLP como combustível.

Caso a máquina trabalhe com carburador, a mistura de ar (comburente) e combustível é realizada antes de entrar no cilindro do motor. Por outro lado, o motor pode ter um mecanismo de injeção que atomiza o combustível de tal forma que sua combustão seja favorecida uma vez o ar é succionado pelo pistão. Depois que a válvula de admissão esteja fechada, a mistura é comprimida iniciando sua ignição usualmente na faixa de 10 a 40° APMS (Heywood, 1987). Segundo Pulkrabek (1998), o tempo de ignição ou *spark timing* em inglês, depende do tipo de combustível, a velocidade do mesmo, e a geometria interna do motor. A seqüência de eventos que ocorrem no interior do cilindro é apresentada na Figura 2.19. Também é possível visualizar o perfil de pressão em função do ângulo do virabrequim nesta figura.

O ciclo termodinâmico padrão do motor de ignição por centelha de quatro tempos, é apresentado na Figura 2.20a. O ciclo, sem considerar as etapas de admissão e exaustão dos gases (0-1e 1-0 respectivamente) começa com o movimento ascendente do pistão comprimindo a mistura num processo adiabático reversível, dado a alta velocidade do pistão e o pouco tempo para a troca de calor (1-2). Posteriormente se dá início à adição de calor que permite um aumento da pressão. Dado que esta última é bastante rápida, pode se considerar que o processo ocorre a volume constante (processo isométrico, 2-3). Em seguida acontece a expansão dos gases gerados na combustão, onde se realiza o movimento descendente do pistão (processo adiabático 3-4). Finalmente, a válvula de escape é aberta, reduzindo rapidamente a pressão da câmara, ocorrendo uma perda de calor a volume constante (processo 3-4).

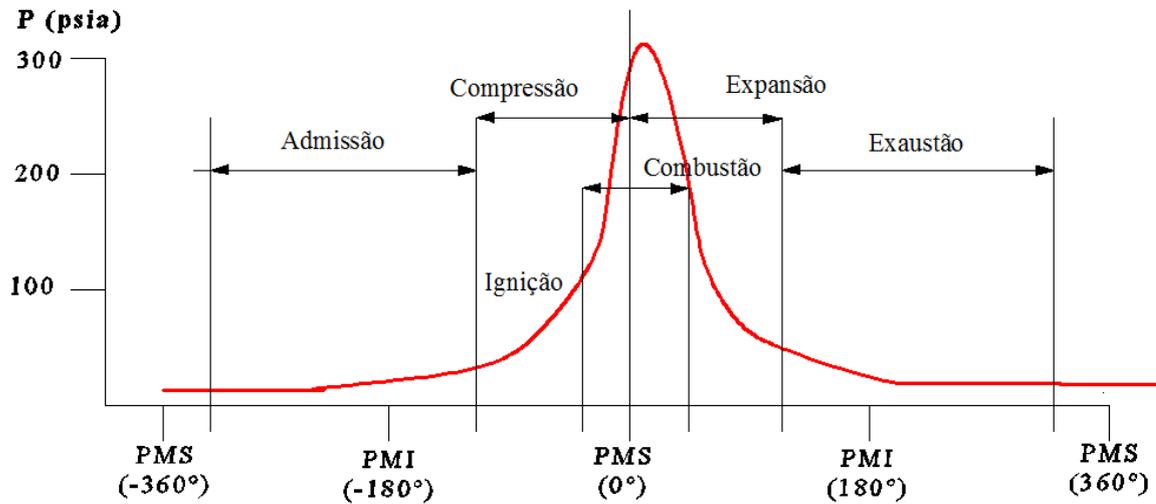


Figura 2.19. Seqüência de eventos no interior da câmara de combustão de um MACI de ignição por centelha de quatro tempos (Heywood, 1987).

Conforme é possível observar na Figura 2.20b, o ciclo real difere bastante do ciclo teórico. Por exemplo, a queima da mistura combustível (processo 2-3) não ocorre a volume constante, já que é preciso um tempo apropriado para completar o processo de oxidação, gerando um deslocamento do pistão.

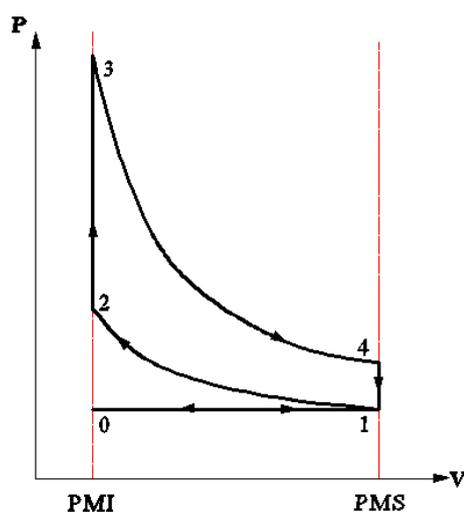


Figura 2.20a. Esquema do ciclo padrão Otto.

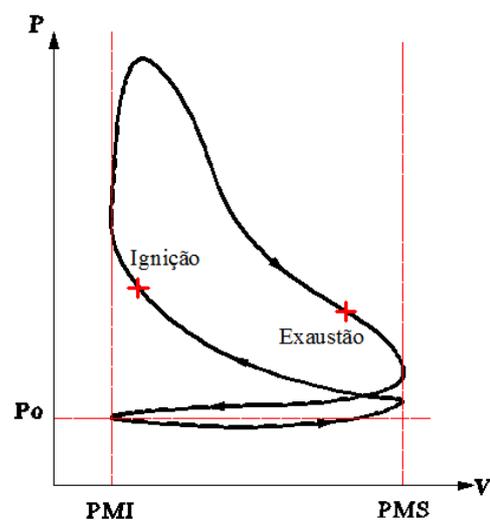


Figura 2.20b. Esquema do ciclo real Otto.

## 2.7.4 O Número de Octanagem (NO) e o Número de Metano (NM)

O número de octanagem ou simplesmente octanagem, é um parâmetro associado com a capacidade de auto-ignição de um combustível (particularmente líquido) dada a temperatura alcançada numa compressão específica. Por esta razão os motores a gasolina apresentam taxas de compressão inferiores a 12. A octanagem é definida como a medida da tendência à detonação de um combustível líquido. Segundo Pulkrabek (1997), a octanagem 100 refere-se à tendência à detonação do *iso-octano*, em quanto a octanagem 0 faz referência ao *n-heptano*.

Para o caso dos combustíveis gasosos foi desenvolvida uma nova escala denominada número de metano (NM) que utiliza como referências o metano puro (NM = 100) e o hidrogênio (NM = 0). Assim, o número de metano é a analogia do número de octanagem para combustíveis gasosos. Quanto maior seja o número de octanagem ou de metano, menor é a tendência à detonação. Neste sentido, a utilização de combustíveis em motores com altas relações de compressão, precisa de altos números de octanagem/metano.

Embora o NO seja usado em estudos de combustão de combustíveis gasosos, Malenshek & Olsen (2009), promovem a utilização do NM nestes combustíveis, ressaltando o fato de que é muito mais apropriado para a identificação do efeito detonação (*knock*). Os autores desenvolveram um interessante dispositivo e modelo para a determinação do NM a diferentes combustíveis alternativos gasosos. Num comunicado pessoal, os autores reportaram um NM em torno de 80 para uma composição de gás de gaseificação de 20% de H<sub>2</sub>; 20% de CO; 1% de CH<sub>4</sub>; 13% de CO<sub>2</sub> e 46% de N<sub>2</sub>. Desta forma, um gás com composição menor ou igual que a anterior, não deveria ter nenhum problema de detonação num motor convencional de gás natural. O NM para o gás natural está na faixa de 75 a 95 (Malenshek & Olsen, 2009).

De acordo com Sridhar et al. (2001); o gás produto da gaseificação de biomassa deve apresentar valores de octanagem maiores do que o gás natural (em torno a 120-130), dada as grandes quantidades de gases inertes que compõem a mistura combustível que atuam como supressores do efeito *knock* (CO<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> nas faixas de 12 - 15%, e 48 - 50% respectivamente). Shrestha & Rodrigues (2008) mostraram o efeito da presença de CO<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> em combustíveis gasosos. A resistência à detonação aumentou com incrementos nas concentrações destes gases no combustível. A presença do CO<sub>2</sub> num gás combustível de baixo NM permitiu uma

combustão controlada e sem nenhum efeito de detonação. O  $N_2$  também mostrou uma tendência semelhante, mas a um nível de menor eficácia que o  $CO_2$ . Também, Muñoz et al. (2000) afirmam que o gás produzido a partir da gaseificação de biomassa apresenta uma octanagem superior a 100. O anterior confirma a possibilidade, do uso dos motores convencionais de gasolina e diesel com gás pobre de gaseificação de biomassa.

### 2.7.5 O Efeito Detonação (*Knock*)

Também chamado efeito *ping* (Pulkrabek, 1997), ou simplesmente detonação, o *knock* é aquele fenômeno relacionado com a auto-ignição do combustível e picos de pressão no cilindro do motor após iniciada a combustão. Neste sentido e como mostra-se no esquema da Figura 2.21, a detonação é originada devido ao aumento na compressão e a temperatura da mistura combustível (atingindo o valor de auto-ignição) na medida em que o frente de chama avança. Assim, na parte final do desenvolvimento da ignição, a mistura combustível que ainda não foi queimada sofre detonação dado o aumento da pressão e a temperatura nesse ponto particular.

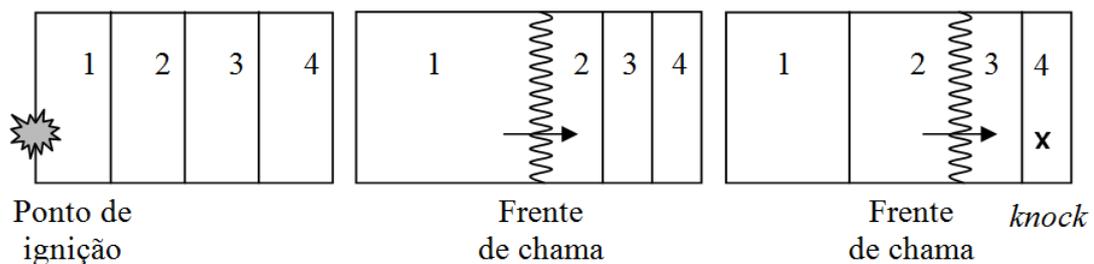


Figura 2.21. Esquema geral de acontecimentos na câmara de combustão que dão origem ao fenômeno detonação (Pulkrabek, 1997).

O número de octanagem faz referência à tendência anti *knock*, apresentado dependência das características próprias do combustível. Segundo Muraro (2006) quanto mais longa a cadeia de carbonos maior é a tendência do combustível a produzir este efeito a baixas pressões. Na Figura 2.22a e 2.22b, mostra-se o perfil de pressão no cilindro com breve e forte detonação.

Agudelo et al. (2007) estudaram o comportamento da combustão de gás pobre manufacturado ( $C_{0,4}H_{0,48}O_{0,56}N_{0,8}$ ) num motor de ignição por centelha (ASTM -CFR) a diferentes condições do ponto de ignição (10 – 30 APMS) e relação de compressão (8 - 10). Os resultados obtidos não evidenciaram registro de detonação para a faixa de condições implementadas.

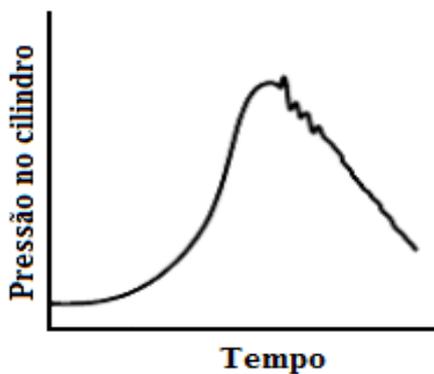


Figura 2.22a. Combustão com breve detonação (Pulkrabek, 1997).

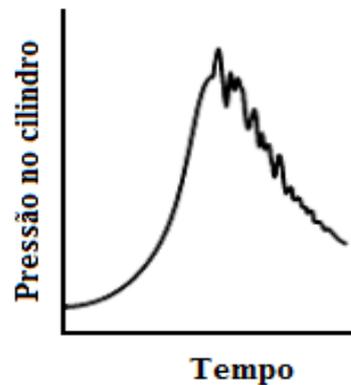


Figura 2.22b. Combustão com forte detonação (Pulkrabek, 1997).

## 2.7.6 O Motor de Ignição por Compressão

O motor de ignição por compressão (dada a alta temperatura atingida na compressão do ar) ou simplesmente motor tipo Diesel (em homenagem a seu criador *Rudolf Diesel* em 1893) é aquela máquina térmica que geralmente trabalha com óleo diesel derivado do petróleo e os obtidos na transesterificação dos óleos vegetais. A principal diferença com o motor Otto, e a maior relação de compressão.

O ciclo termodinâmico padrão do motor Diesel é apresentado na Figura 2.23a, em quanto que uma aproximação ao ciclo real é mostrada na Figura 2.23b. A diferença com o ciclo do motor Otto está na transformação 2-3, que é isobárica e não sob volume constante (isométrica). Desconsiderando os processos de admissão de ar (0-1) e exaustão dos gases (1-0), o ciclo começa igual que o ciclo Otto, com uma compressão do ar de forma adiabática (1-2). Posteriormente é fornecido o combustível na massa de ar quente pela compressão (a

temperatura do ar pode estar próxima de 800K (Heywood, 1987)), ocorrendo a oxidação do combustível num pequeno intervalo de tempo podendo-se considerar a pressão constante (processo isobárico 2-3). Finalmente, a expansão adiabática (3-4) e a redução de pressão (4-1) ocorrem da mesma forma que no ciclo Otto, de forma adiabática e a volume constante respectivamente.

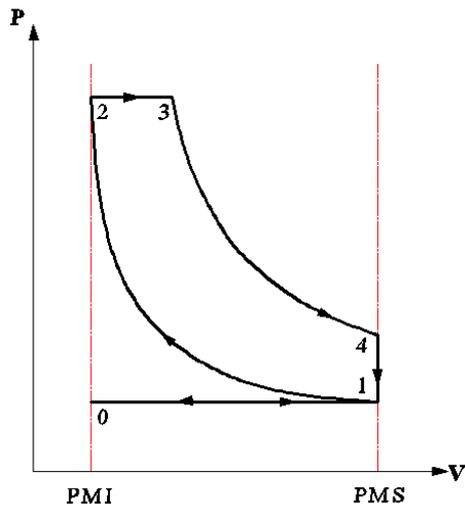


Figura 2.23a. Esquema do ciclo padrão Diesel.

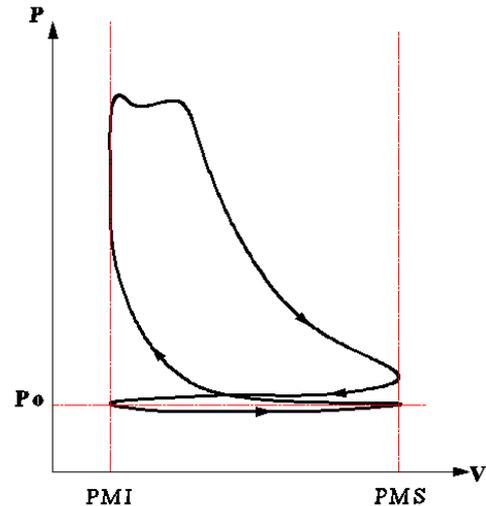


Figura 2.23b. Esquema do ciclo real Diesel.

De acordo com Heywood (1987), a injeção do combustível num motor tipo Diesel começa em torno a 20° APMS, conforme se mostra na Figura 2.24. O combustível, geralmente líquido, é injetado no cilindro onde posteriormente é evaporado, por causa da interação aerodinâmica com o ar e os processos envolvidos de transferência de massa e calor. Também na Figura 2.24, é possível visualizar o perfil de pressão em função do ângulo do virabrequim, para o motor tipo Diesel.

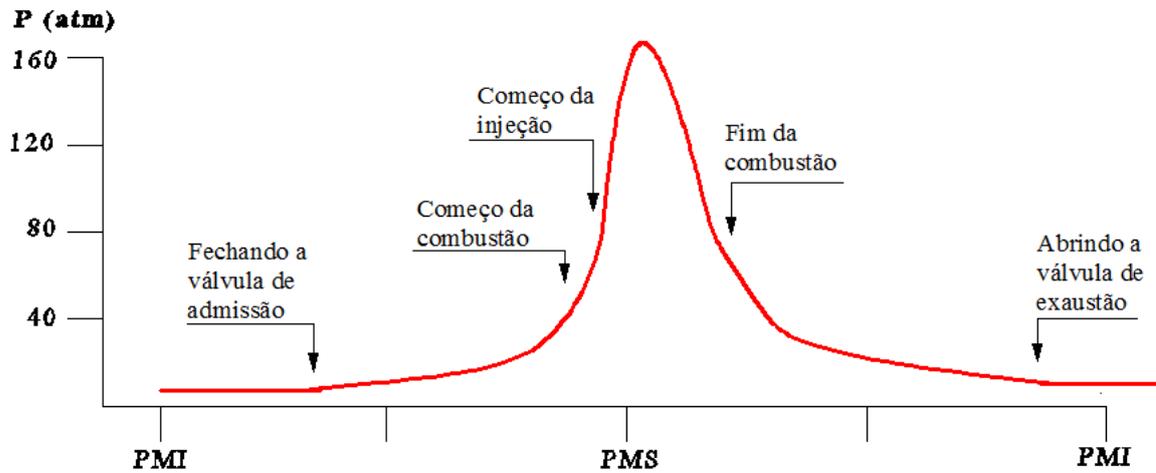


Figura 2.24. Seqüência de eventos no interior da câmara de combustão de um MACI de ignição por compressão (Heywood, 1987).

### 2.7.7 O Número de Cetano (NC)

A diferença dos motores de ignição por centelha, nos motores de ignição por compressão faz-se necessário que as condições do ar no cilindro atinjam os valores de pressão e temperatura adequados para favorecer a auto-ignição uma vez o combustível é fornecido. Neste sentido, o número de cetano tem uma relação com o tempo que transcorre entre a injeção do combustível e o começo de sua combustão. Quando maior for o número de cetano, menor será o atraso de ignição e, por conseguinte mais rápida será a auto-ignição do combustível. De acordo com Pulkrabek (1997), os números de cetano estão estabelecidos a partir de duas referências padrões, 100 para o *hexadecane* ( $C_{16}H_{34}$ ) e 15 para o *heptamethylnonane* ( $C_{12}H_{34}$ ).

### 2.7.8 A Velocidade de Chama

Em termos gerais, é possível dizer que a velocidade de chama é o parâmetro que define as características de oxidação de um combustível, apresentando notável influência na taxa de energia liberada, assim como no comportamento das emissões de poluentes.

A velocidade de chama de um combustível específico é dependente da sua composição química e da quantidade de ar empregada para sua oxidação, assim com as condições de pressão e temperatura da mistura. Também, o tipo de escoamento (laminar ou turbulenta) apresenta um efeito considerável na velocidade da chama. Segundo Muraro (2006), a turbulência no interior de um MACI permite atingir maiores eficiências de combustão. Porém, e considerando que a velocidade rotacional do motor determina as características do ar que é succionado no interior do mesmo, é possível afirmar que a velocidade da chama é proporcional ao regime de giro do motor. Também, e segundo Pulkrabek (1997), misturas pobres (de combustível) apresentam baixas velocidades de chama, em quanto misturas ricas, mostram maiores velocidades.

Segundo Dassapa et al. (2007), a velocidade de chama laminar em condições estequiométricas para o gás de gaseificação de biomassa num reator de leito móvel co-corrente que usa ar como agente oxidante é 30% maior do que o gás natural (Tabela 2.9), apresentando-se a necessidade de ajustar o tempo de ignição (atrasar) a fim de atingir maiores potências e eficiências no motor. O anterior é justificado às altas concentrações de hidrogênio no gás, o qual apresenta uma velocidade de chama laminar estequiométrica de 270 cm/s em comparação a 35 cm/s para o metano (Sridhar et al. 2005).

Tabela 2.9. Comparação de propriedades do gás de gaseificação de biomassa e gás natural (Dassapa et al. 2007).

Propriedade	Gás de gaseificação	Gás natural
Relação ar/combustível estequiométrica	1,35	17,2
Velocidade de chama laminar (cm/s)	50	35
Pico da temperatura de chama (K)	1800	2210

Também, Hernández et al. (2005) utilizando uma bomba de combustão encontrou velocidades de chama laminares para o gás de gaseificação de 0,5 m/s a 300K, 1 bar e condições estequiométricas. Os autores usaram também o software CHEMKIN junto com o GRI-Mech para o cálculo teórico da velocidade de chama a diferentes condições de pressão, temperatura e excessos de ar. Neste sentido foi encontrado o valor de 0,42 m/s para 300 K, 1 bar e condições estequiométricas de oxidação. Condições típicas no interior do motor (altas pressões e temperaturas), o gás de gaseificação de biomassa apresentou velocidades de chama menores do que o iso-octano e maiores do que o metano.

### 2.7.9 O Tempo de Ignição

O tempo de ignição ou *spark timing* em inglês está intimamente ligado à velocidade da chama. Assim, o tempo de ignição deverá ser atrasado (ver Figura 2.25) quando a mistura ar/combustível apresenta uma maior velocidade de chama, como é o caso do gás pobre de gaseificação de biomassa. Segundo Sridhar et al. (2001), maiores concentrações de hidrogênio no gás de gaseificação significa que o tempo de ignição deve ser retardado, a fim de aproveitar o aumento na velocidade de chama.

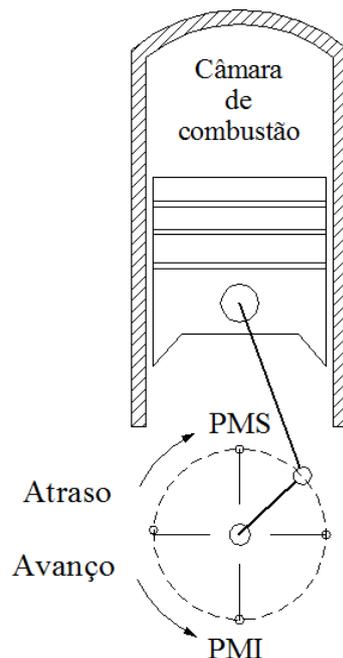


Figura 2.25. Representação esquemática do avanço e o atraso de ignição num MACI.

Teoricamente o momento ideal para a ignição é quando o pistão está na parte superior permissível do cilindro (justamente quando a mistura comburentes/combustível está completamente comprimida) a fim de que o pistão possa descer com a maior força possível. Porém, e dado que a combustão ocorre em um tempo finito que depende principalmente da velocidade da chama, é preciso para cada tipo de combustível e motor, ajustar a posição do pistão no cilindro (graus no virabrequim) a fim de aproveitar a máxima energia liberada na combustão e de ter um comportamento adequado do pistão no motor. Segundo Heywood (1987), um adequado tempo de ignição, para uma determinada rotação, permite um maior torque, correspondendo a uma maior potência e um menor consumo específico de combustível. Este ponto é usualmente conhecido pela sigla MBT, devido a seu nome em inglês *maximum brake torque*.

Sridhar et al. (2001) para gás com misturas de  $20,5 \pm 0,5\%$  de  $H_2$  e  $19,5 \pm 0,5$  de  $CO$ , encontrou tempos de ignição para atingir o MBT na faixa de 6 a 10 APMS, a uma razão de compressão no motor de 17:1. Para uma razão de compressão de 11,5 os tempos de ignição aconteceram na faixa de 14 – 16 APMS. O anterior confirma os atrasos a ser considerados com gás pobre em MACI.

## **2.8 PARÂMETROS QUE INFLUÊNCIAM A PERDA DE POTÊNCIA DOS MACI ALIMENTADOS COM GÁS DE GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA**

De modo geral é possível afirmar que o gás de gaseificação pode ser usado em qualquer motor alternativo. Segundo Sridhar et al. (2001), o gás de gaseificação de biomassa pode ser usado em motores Diesel sem maiores modificações, podendo economizar até um 85% do óleo diesel na operação. Embora a energia produzida não seja totalmente renovável, esta configuração tem a vantagem de operação normal quando tem-se alguma dificuldade no gaseificador.

Teoricamente as modificações num motor de ignição por compressão para seu uso total com gás de gaseificação devem considerar a implementação de um misturador e um sistema de ignição. Não obstante, na prática, o gás é usualmente misturado na linha de alimentação do ar. Desta forma o misturador pode ser desconsiderado para os motores de ignição provocada e de compressão. Sridhar (2003), mostra em detalhe as modificações desenvolvidas num motor tipo Diesel para seu uso como motor de ignição provocada com gás de gaseificação de biomassa. Este tipo de MACI tem sido estudado com gás sintético manufacturado (com concentrações típicas do gás de gaseificação) como mostra Barrio (2001) e também com gás produzido directamente num gaseificador de biomassa como o mostrado por Shashikantha et al. (1993), Ramachandra (1993) e Sridhar et al. (2001). Também existem algumas pesquisas onde o diesel é substituído parcialmente pelo gás, conforme o relatado por Wang et al. (2007), Ramachandra (1993), Bhattacharya et al. (2001), Uma et al. (2006), Ramadhas et al. (2006), Ramadhas et al. (2008), e Banapurmath & Tewari (1999). A perda de potência, ou *de-rating*, nesta configuração está na faixa de 20 – 30% (Banapurmath & Tewari, 1999).

Por outro lado também se tem importantes pesquisas em relação ao uso de motores de ignição por centelha com gás sintético manufacturado (com as concentrações típicas do gás de gaseificação) tal e como mostra Muñoz et al. (2000) e Agudelo et al. (2007), assim como também com gás produzido directamente num gaseificador, como foi mostrado por Muraro (2005).

Segundo com Sridhar (2003), em geral, a perda de potência quando é utilizado o gás de gaseificação de biomassa num MACI, é atribuído à redução no poder calorífico da mistura gás/ar, e o número de moléculas dos produtos da combustão. Do mesmo modo e de acordo com Lapuerta et al. (2001), a potência no motor está limitada pelo volume da mistura gás/ar que entra no cilindro do motor. Os carburadores convencionais estão projetados para combustíveis gasosos que apresentam altas relações estequiométricas como o gás natural. Desta forma, é evidente a necessidade de um dispositivo adequado que permita uma ótima mistura e dosagem a fim de melhorar o desempenho do motor. Sridhar et al. (2005) projetaram um carburador especial para gás de baixa densidade energética. Este dispositivo permite entre outras características, manter a relação ar/combustível necessária com relação a variações da carga, com um mínimo de queda pressão. Assim, é melhorado o controle da mistura combustível e o subsequente comportamento do motor em termos eficiência.

## 2.9 ESTADO DA ARTE DOS MACI ALIMENTADOS COM GÁS DE GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

A modificação num MACI de ignição por centelha quando pretende ser usado com gás de pobre poder calorífico com alto teor de hidrogênio, (como o gás de gaseificação de biomassa obtido em leito móvel co-corrente usando ar como agente oxidante), considera principalmente o atraso no tempo de ignição a fim de atingir maiores desempenhos do motor. Portanto, as características típicas de um motor convencional (relação de compressão e tempo de ignição) permitiriam aceitáveis comportamentos, mas com efeitos na perda de potência.

Também, uma maior relação de compressão permitiria maiores eficiências. Neste sentido, a principal modificação para motores de ignição por compressão para sua utilização com gás combustível considera a instalação de um sistema de ignição que permita o desenvolvimento da combustão na câmara do motor. A suposta tendência à auto-ignição (devido às altas relações de compressão e à presença de hidrogênio o qual apresenta baixa energia de ignição) foi esclarecida por Sridhar et al. (2001). As altas concentrações de gás inerte ( $\text{CO}_2$  e  $\text{N}_2$  na faixa de 12-15% e 48-50%, respectivamente) devem atuar como supressores do efeito detonação fazendo que o gás adquira um alto número de octanagem/metano em comparação com o gás natural ou outros combustíveis. Os resultados de Sridhar et al. (2001), mostraram a possibilidade de fornecer gás de gaseificação de biomassa em MACI com relações de compressão de 17:1. Também, e em concordância com os autores, a FAO (*Food and Agriculture Organization of the United Nations*) numa publicação referente ao tema de gaseificação (*wood gas as engine fuel*, 1986) ressalta que as misturas de gás pobre de gaseificação de biomassa com ar, mostram maiores números de octanagem em comparação com combustíveis produzidos a partir de petróleo.

Por outro lado, e segundo Muñoz et al. (2000), a temperatura dos gases de exaustão num motor de ignição por centelha alimentado com gás de gaseificação de biomassa, mostra-se notavelmente inferior em comparação quando é utilizado combustíveis convencionais como a gasolina, indicando um menor *stress* térmico no motor.

Com relação aos resultados de rendimento operacional dos motores fornecidos com gás de gaseificação de biomassa, Ramadhas et al. (2006), em experimentos de geração de

potência a partir de gaseificação de biomassa (fibra de casca de coco e madeira) num motor de ignição por compressão de 5,5 kW nominais, obtiveram eficiências de 19,9% e 21% a 70% de carga no motor, para a fibra de casca de coco e a madeira respectivamente. A máxima porcentagem de óleo diesel substituído foi de 72% para o gás gerado a partir de madeira, e de 30% para o gerado a partir de fibra de casca de coco.

Bhattacharya et al. (2001), do AIT, realizou experimentos de gaseificação de biomassa com três estágios de fornecimento de ar, assim como de geração de eletricidade por meio de um motor tipo Diesel (Perkins 49bhp) de 36,6 kW, sem nenhuma modificação. A mistura de ar e gás de biomassa foi alimentada diretamente ao coletor de admissão (*manifold*), conseguindo uma redução de óleo diesel de 81%. As revoluções do motor foram mantidas constantes por meio de um governador de velocidade mecânica a 1500 rpm. A eficiência do sistema gaseificador – motor esteve na ordem de 11,69%.

Henriksen et al. (2006), da DTU, em testes de geração de eletricidade a partir do gás de biomassa gerado num gaseificador de dois estágios (reatores independentes de pirólise e gaseificação) e motor de ignição por centelha de três cilindros marca DEUTZ, obteve potências elétricas na faixa de 15 a 20 kWe, enquanto a eficiência global do sistema reportou valores em torno a 25%.

As pesquisas realizadas pelo IISc (Sridhar et al. 2001) na avaliação e desenvolvimento de MACI acionados com gás de gaseificação de biomassa produzido em leito móvel co-corrente, abriu as possibilidades de adaptação de motores a gás comercialmente disponíveis para obtenção de energia elétrica a larga escala. Neste sentido os pesquisadores afirmam que as perdas de potências obtidas (na faixa 20 - 30%) dadas as características do gás pobre (baixa densidade energética e baixa relação molar produtos/reagentes) são compensadas pelas reduções das emissões de gases tóxicos (NO<sub>x</sub> e SO<sub>x</sub>), em comparação com outros combustíveis de origem não renovável, além das emissões efeito estufa.

Mais informação sobre as características de operação de MACI a partir do gás produzido na gaseificação de biomassa em leito móvel é apresentada na Tabela 2.10.

Tabela 2.10. Alguns resultados da operação de motores de combustão interna a partir do gás pobre.

Biomassa	Tipo de motor	RPM	Razão de compressão	Gás alimentado (%)	Modificações no motor	Potência (kW)	Ponto de ignição (APMS)	De-rating em potência <sup>(a)</sup> (%)	Temperatura de exaustão (°C)	Eficiência térmica do motor (%)	Razão de equivalência no motor	Eficiência global <sup>(b)</sup> (%)	Referencia
Gás sintético	Otto	2500	8,2:1	100	Não	2,3 <sup>(1)</sup>	n.d	n.d	634 @ 2000 rpm	n.d	n.d	n.d	Muñoz et al. (2000)
Madeira	Diesel	1500	11,5	100	Sistema de ignição <sup>(2)</sup>	12 – 16 <sup>(3)</sup>	35	n.d	360 – 430 °C	28 – 32	n.d	21 – 24 <sup>(4)</sup>	Shashikantha (1993)
Madeira	Diesel	1500	17:1	100	Sistema de ignição <sup>(5)</sup>	2,3 <sup>(1)</sup>	10	20 <sup>(6)</sup>	310 – 370 °C	19,05 <sup>(7)</sup>	n.d	n.d	Ramachandra (1993)
Madeira ( <i>wood chips</i> )	Diesel	n.d	n.d	100	Sistema de ignição	15 – 20 <sup>(3)</sup>	n.d	20	n.d	28 <sup>(7)</sup>	n.d	25 <sup>(4)</sup>	Henriksen et al. (2006)
Casca de arroz	Otto	1800	12:1	100	Modificado a gás natural	40,7 <sup>(1)</sup>	30	37,38	596	n.d	1,12	n.d	Muraro (2006)
Casca de coco	Diesel	1500	18,5:1	81	Não	11,44 <sup>(1)</sup>	n.d	21	488,2	14,7 <sup>(8)</sup>	n.d	11,69 <sup>(4)</sup>	Bhattacharya et al. (2001)

Tabela 2.10. Alguns resultados da operação de motores de combustão interna a partir do gás pobre (continuação).

Biomassa	Tipo de motor	RPM	Razão de compressão	Gás alimentado (%)	Modificações no motor	Potência (kW)	Ponto de ignição (APMS)	De-rating em potência <sup>(a)</sup> (%)	Temperatura de exaustão (°C)	Eficiência térmica do motor (%)	Razão de equivalência no motor	Eficiência global <sup>(b)</sup> (%)	Referencia
Madeira ( <i>causurina species</i> )	Diesel	1500 ± 50	17:1	100	Sistema de ignição	17,5 <sup>(3)</sup>	6 (MBT)	16.7 <sup>(9)</sup>	n.d	n.d	1,05 <sup>(10)</sup>	16,6 <sup>(11)</sup>	Sridhar et al. (2001)
Gás sintético	Diesel	n.d	11:1	100	Sistema de ignição <sup>(12)</sup>	n.d	20	n.d	n.d	18 <sup>(7)</sup>	n.d	n.d	Barrio (2002)
Gás sintético	Otto	n.d	9:1	100	Não	n.d	30	n.d	n.d	27 <sup>(7)</sup>	n.d	n.d	Agudelo et al. (2007)
Madeira	Diesel	1500	17,5:1	65%	Não	4 <sup>(1)</sup>	27	20	410	22 <sup>(7)</sup>	n.d	n.d	Banapurmath and Tewari (2009)
				60%	Sistema de ignição				450	24 <sup>(7)</sup>			

(a): calculado a partir da potência nominal do motor; (b): gaseificador e motor; (1): potência de freio; (2): câmara de combustão re-projetada, a relação de compressão foi modificada de 17 para 11,5; (3): potência elétrica; (4): de biomassa a eletricidade; (5): o motor pode trabalhar com diesel e em modo dual; (6): considerando uma eficiência no alternador e na transmissão de 80 e 95% respectivamente; (7): no eixo; (8): motor-gerador; (9): em potência mecânica; (10): relação combustível/ar; (11): de biomassa a saída do eixo; (12): a relação de compressão foi modificada de 17 a 11,1.

## Capítulo 3

# MATERIAIS E MÉTODOS

Este capítulo tem a finalidade de apresentar os materiais e métodos utilizados na avaliação do conjunto gaseificador de biomassa/motor alternativo de combustão interna (MACI). Além das descrições do gaseificador e o MACI, também é apresentada uma breve caracterização da biomassa (*eucalipto*) e da instrumentação utilizada nas avaliações desses equipamentos. Além disso, mostra-se a metodologia seguida nos testes de gaseificação e geração de eletricidade a partir do motor, assim como os modelos de cálculos envolvidos.

### 3.1 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS

Os equipamentos envolvidos para o desenvolvimento do presente trabalho consideram principalmente o gaseificador de leito móvel tipo co-corrente e o MACI. A seguir são apresentadas as características mais representativas dos equipamentos mencionados.

### 3.1.1 Gaseificador de Leito Móvel Tipo Co-corrente com Duplo Estágio de Fornecimento de Ar

O gaseificador utilizado nos testes é um reator de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar instalado nos laboratórios do NEST/UNIFEI. O equipamento foi projetado e fabricado pela empresa TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA LTDA. O reator tem a finalidade de produzir gás combustível a partir de resíduos de madeira e de outros materiais carbonáceos, com baixo teor de alcatrão ( $<35 \text{ mg/Nm}^3$ , na saída do reator) e material particulado ( $<10 \text{ mg/Nm}^3$ , na saída do filtro de mangas), compatível com aplicações em MACI (Termoquip Ltda, 2007). As características nominais do equipamento são apresentadas na Tabela 3.1.

Tabela3. 1. Características nominais do gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar (Termoquip Ltda, 2007).

<b>Característica</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Potência térmica	50	kW
Potência elétrica esperada	10	kW
Potência térmica específica	$1200 \pm 500$	$\text{kW/m}^2$
Consumo de biomassa (base seca)	10	kg/h
Consumo de biomassa (umidade 15%)	12	kg/h
Tamanho da biomassa	20 - 60	mm
Fator de ar	0,35	---

O equipamento é construído em aço ao carbono com revestimento interno de material refratário. A altura total do mesmo considerando o silo de armazenamento da biomassa, assim como a descarga de cinzas é de 2,2 m. O diâmetro externo é de 50 cm, enquanto que o diâmetro interno é de 30 cm. A altura propriamente dita do equipamento é de 1,06 m (desde a parte superior do primeiro estágio até a grelha). Ao longo do reator são dispostos seis termopares do tipo K, que permitem monitorar as temperaturas em diferentes pontos, fornecendo informação importante para sua operação e ajuste das condições de melhor desempenho do processo. No Anexo A, é apresentada a nomenclatura dos termopares considerados. É importante mencionar que o comprimento dos termopares vai até a parede

interior do reator, a fim de evitar possíveis problemas com o escoamento da biomassa a medida que sua transformação termoquímica se desenvolve. A fim de reduzir a formação de canais preferenciais no interior do reator (*chanelling* e *bridging*), um vibrador localizado na parte superior do gaseificador acionado por meio de um temporizador favorece o escoamento da biomassa no interior do reator. Também, outro vibrador igualmente acionado por um temporizador, localizado na parte inferior do equipamento, permite o movimento da grelha ajudando assim com a descarga das cinzas. A Figura 3.1 é apresentada uma fotografia geral do equipamento, enquanto a Figura 3.2, mostra um esquema geral do gaseificador com os diferentes dispositivos e subsistemas que compõem o mesmo.

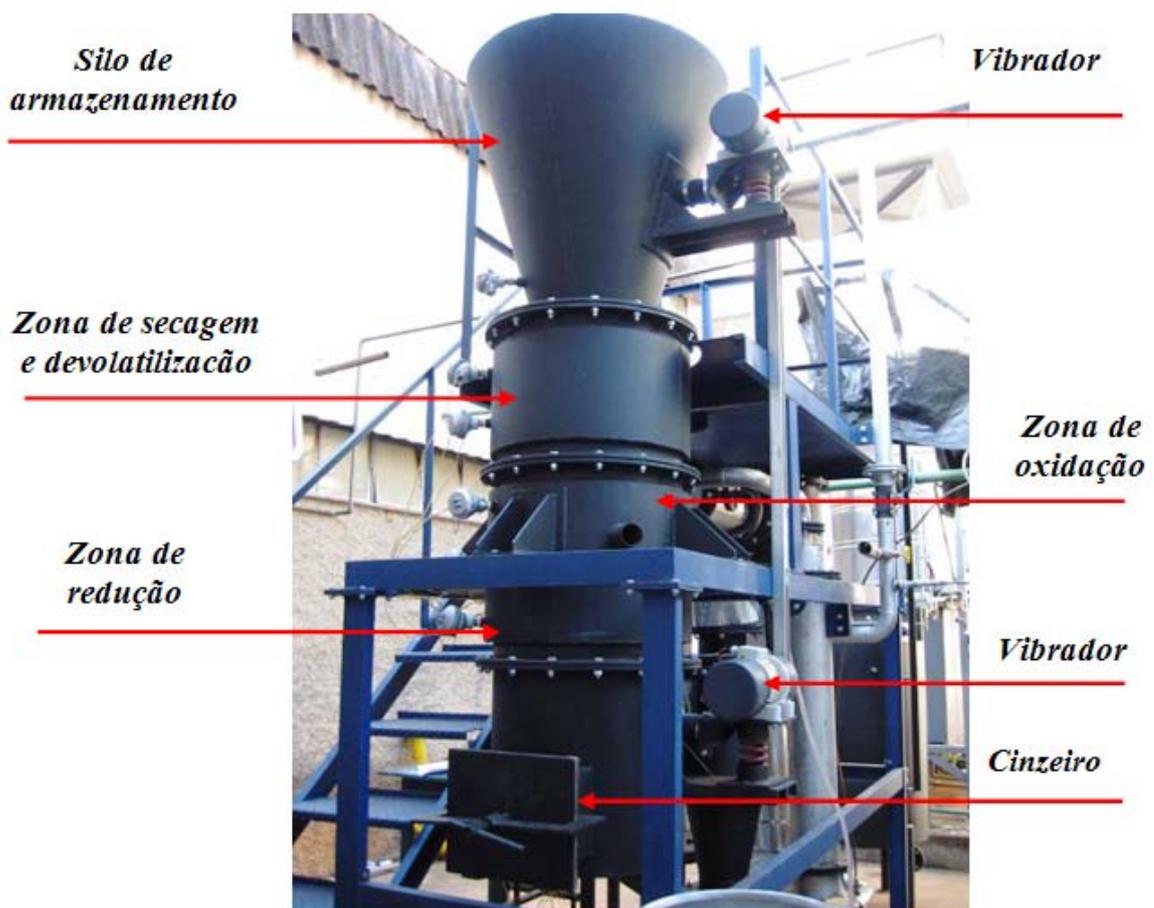


Figura 3. 1. Gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar.

Conforme é mostrado na Figura 3.2 o ar é gerado por meio de um soprador de alta pressão (SO), passando por um primeiro trocador de calor (TC1) antes de ser alimentado no gaseificador (GDE).

O reator apresenta a possibilidade de trabalhar com dois estágios de fornecimento de ar. No primeiro estágio, o ar é utilizado para a queima parcial da biomassa a fim de gerar a energia necessária para as etapas de secagem e pirólise, assim como para o desenvolvimento de algumas reações endotérmicas do processo de transformação termoquímica (Termoquip Ltda, 2007).

A etapa de secagem ocorre a partir do topo do reator onde é removida a umidade do combustível e parte da destilação dos compostos mais leves. Na pirólise, logo abaixo da zona de secagem, é favorecida a devolatilização dos orgânicos a fim de gerar o carvão vegetal e os gases pirolíticos a serem gaseificados posteriormente.

O segundo estágio de fornecimento de ar tem como principal finalidade transformar o alcatrão presente no gás produzido (craqueamento) até teores permissíveis para sua posterior aplicação em MACI, assim como favorecer as etapas de oxidação e redução do processo.

O fluxo gasoso gerado escoar pela parte inferior do reator, onde a mistura de carvão incandescente e cinzas, favorecem a limpeza do mesmo. A grelha que suporta o leito agita-se de forma intermitente por meio de um vibrador (VI).

A remoção do material particulado é realizada primeiramente num ciclone isolado (CI) internamente a fim de manter a temperatura do gás. Depois de passar pelo ciclone, o gás pode ser direcionado para ser queimado na chaminé, ou para o reator de reforma catalítica (RRC) a fim de craquear o alcatrão que não foi destruído no gaseificador. O RRC é composto de elementos de Níquel e deve operar a uma temperatura na faixa de 800 – 900°C (Termoquip Ltda, 2007). Esta temperatura no interior do RRC é conseguida queimando uma pequena porção do gás gerado. Para isso a temperatura do gás no interior do RRC deve permitir sua auto-ignição quando a parcela de ar é alimentada. Por esta razão, o adequado isolamento do sistema é um fator determinante na eficiência do processo. O ar alimentado no RRC é controlado por uma válvula solenóide que comanda sua ativação, segundo a temperatura do gás quando entra ao RRC.

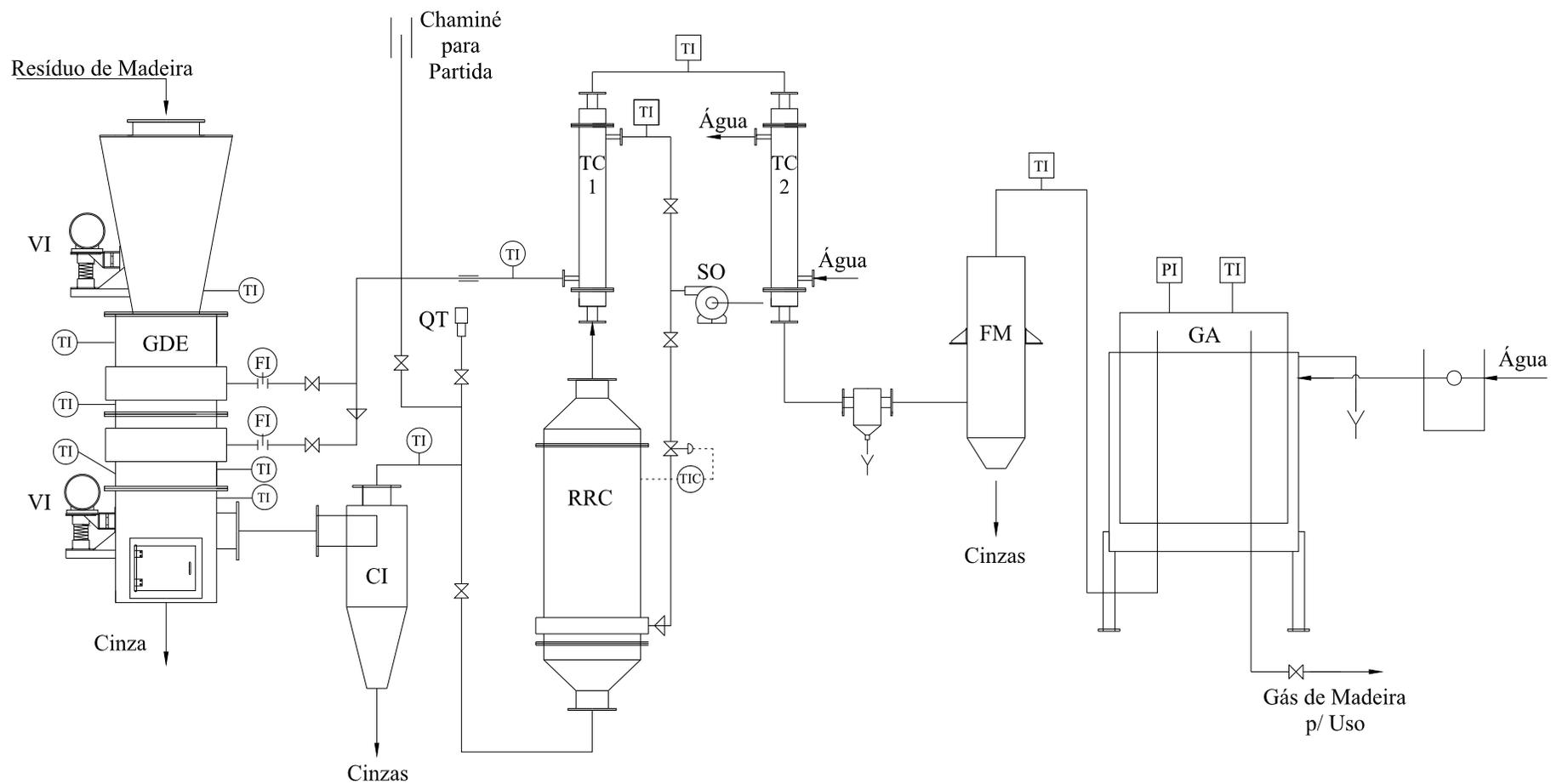


Figura 3.2. Esquema geral do gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar (Termoquip Ltda, 2007).

Posterior à saída do RRC, o gás produzido passa por um segundo trocador de calor (TC2) e um dispositivo para a retirada de condensados, antes de chegar ao filtro de mangas (FM) onde são retidos os sólidos finos que não foram coletados no ciclone. Finalmente, o gás é armazenado num gasômetro selado com água (GA), ajudando a condensar o alcatrão ainda presente no gás e amortecendo as demandas bruscas quando o gás é alimentado ao motor. O equipamento é dotado por vários indicadores de temperaturas (TI) e dois indicadores de fluxo (FI) que correspondem às placas de orifício para a medição do ar que entra ao gaseificador.

### 3.1.2 Motor de Combustão Interna

A máquina utilizada é um motor tipo Diesel de quatro tempos marca YANMAR referencia BTD 22. O motor foi modificado para uso com gás natural pela empresa GET (Global Energy Telecom) obtendo uma potência final de 13 kVA (10,4 kW). As especificações técnicas, segundo a YANMAR, são apresentadas na Tabela 3.2. Na Figura 3.3 mostra-se uma fotografia do motor com alguns componentes.

Tabela 3.2. Especificações técnicas do motor Diesel BTD 22 YANMAR.

Combustão	Injeção direta
Número de cilindros	2
Cilindrada (cc)	1145
Potência NBR ISSO 6396 (kW)	11,1
Sistema de refrigeração	Água radiador
Sistema de partida	Elétrica
Capacidade de óleo no cárter (l)	6
Peso líquido (kg)	270

Segundo as modificações da GET, o motor terminou tendo uma taxa de compressão de 12,5:1, com ponto de ignição em graus APMS de 15 para seu uso com gás natural. A câmara de combustão é de cabeçote plano e pistão rebaixado. A máquina está configurada para trabalhar a rotações constantes (1800 rpm) fazendo regulagem na mistura ar – gás, por meio

de um mecanismo de dosagem próprio do motor. Dessa forma, é garantida uma tensão e frequência constante na geração de eletricidade.

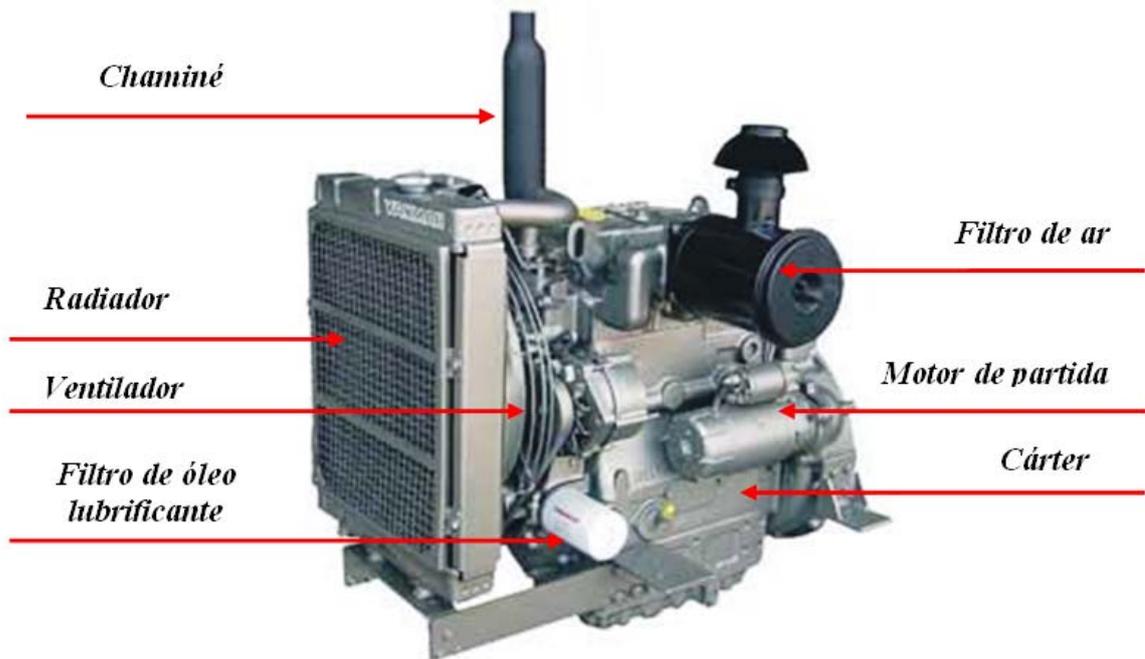


Figura 3.3. Motor de combustão interna tipo Diesel BTD 22 YANMAR.

## 3.2 DESCRIÇÃO DA BIOMASSA

A biomassa utilizada (lenha de eucalipto) apresenta uma relativa heterogeneidade em seu tamanho. Tem aparência cilíndrica, com dimensões inferiores a 6 cm tanto em diâmetro como em altura. Na Figura 3.4 apresenta-se uma fotografia da biomassa utilizada. A umidade e o poder calorífico (em base de trabalho) foram determinados no laboratório de análise de gases do NEST/UNIFEI a partir de três amostras da biomassa empregada nos testes experimentais. O tamanho de partícula e a umidade foram mantidos fixos na avaliação experimental do processo de gaseificação.

Como se apresentou no capítulo 2 (Tabela 2.3), a biomassa de caráter lenhosa apresenta conteúdos de carbono, hidrogênio, oxigênio e nitrogênio regularmente estáveis. Desta forma foi considerada, para os componentes anteriormente comentados, uma composição média em

base seca de 48, 6, 44 e 0,3% respectivamente. Com relação ao conteúdo de cinza, a biomassa de tipo lenhosa caracteriza-se por pequenas quantidades, que geralmente não supera 2%.



Figura 3.4. Biomassa utilizada nos testes de gaseificação.

### 3.2.1 Análise de Poder Calorífico

O equipamento utilizado para determinação do poder calorífico é um calorímetro da empresa Labcontrol modelo C2000 (Figura 3.5). O equipamento possibilita a obtenção do poder calorífico superior (PCS). Dado que as amostras não sofreram nenhum tratamento prévio, o resultado é considerado em base de trabalho. O poder calorífico inferior em base de trabalho ( $PCI^t$ ) foi determinado a partir da equação 3.1, apresentada por Cortez et al. (2008).

$$PCI^t = PCS^t - \chi \cdot (W^t + 0.09 \cdot H^s \cdot (1 - W^t)) \quad (3.1)$$

onde:

$PCI^t$ : Poder calorífico inferior em base de trabalho, em kJ/kg.

$PCS^t$ : Poder calorífico superior em base de trabalho, em kJ/kg.

$\chi$ : Calor latente da água (2310 kJ/kg a 25°C).

$W^t$ : Umidade da biomassa em base de trabalho em %.

$H^s$ : Conteúdo de hidrogênio no combustível em base seca, em % mássica.

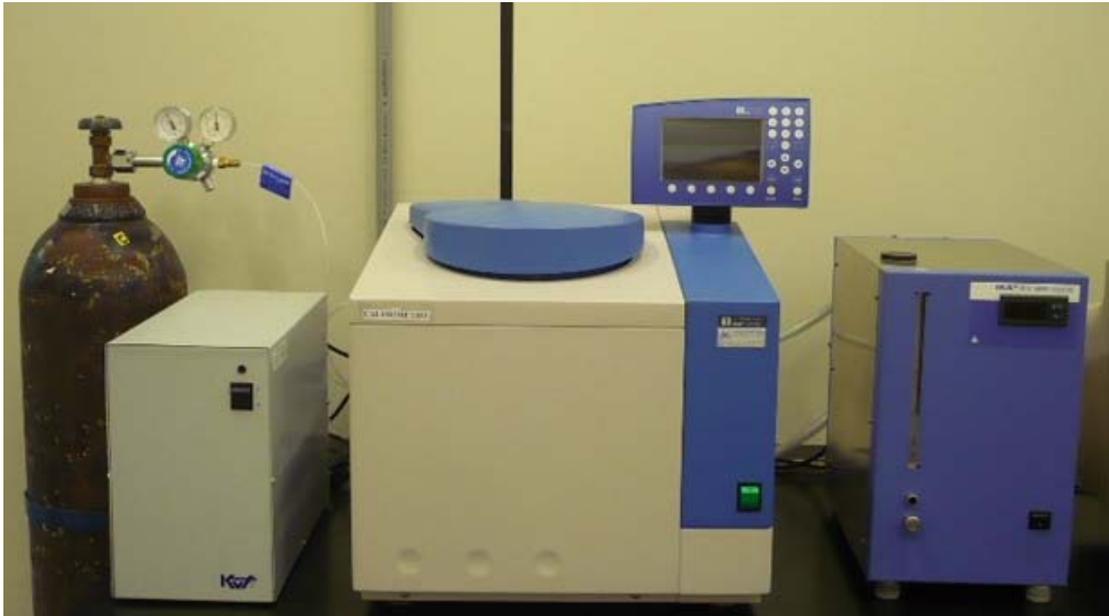


Figura 3.5. Calorimetro C2000, NEST/UNIFEL.

### 3.2.2 Análise de Umidade

A umidade da biomassa em base de trabalho foi determinada em um analisador marca Sartorius modelo IMA30 (Figura 3.6). O valor de umidade é obtido de forma automática pelo equipamento.



Figura 3.6. Analisador de umidade Sartorius MA30, NEST/UNIFEL.

### 3.3 INSTRUMENTAÇÃO UTILIZADA

Neste item descrevem-se os diferentes instrumentos de medição usados no desenvolvimento do presente trabalho. Para a avaliação do gaseificador, foram utilizados duas placas de orifício (uma para cada estágio de ar) e o sistema de análise do gás energético produzido ( $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$ ). Para o caso do motor, foi usado um simulador de carga a partir de lâmpadas.

#### 3.3.1 Sistema de Amostragem do Gás de Gaseificação

Este sistema foi utilizado por Andrade (2007), igualmente em estudos de gaseificação de biomassa. O sistema considera uma etapa de pré-tratamento da amostra gasosa (condensador, lavador e filtro) a fim de retirar o alcatrão e o particulado presente na amostra. A composição do gás combustível gerado é obtida a partir dos analisadores contínuos BINOS 100 para os teores, em volume, de  $\text{CO}$  e  $\text{CH}_4$ , e HYDROS 100 para o teor de  $\text{H}_2$ . O sistema de análise propriamente dito é marca ROUSEMONT. A incerteza dos equipamentos é de  $\pm 0,1$  para o BINOS 100 e  $\pm 0,01$  para o HYDROS 100. Esses equipamentos são calibrados antes de cada teste através de gás padrão (produzido pela empresa White Martins PRAXAIR INC), a fim de garantir a sua precisão. A Figura 3.7, apresenta uma fotografia do sistema.



Figura 3.7. Sistema de análise gases.

### 3.3.2 Placas de Orifício

Duas placas de orifício permitem a leitura da vazão de ar que é fornecida ao processo de gaseificação. As placas consistem de chapas com perfurações de 12,01 mm para a parte superior do reator (primeiro estágio) e 15,16 mm para a parte inferior (segundo estágio), conforme a Figura 3.8. As pressões diferenciais foram determinadas a partir de manômetros de água tipo U, com escala em milímetros e incerteza de  $\pm 1$  mmH<sub>2</sub>O.

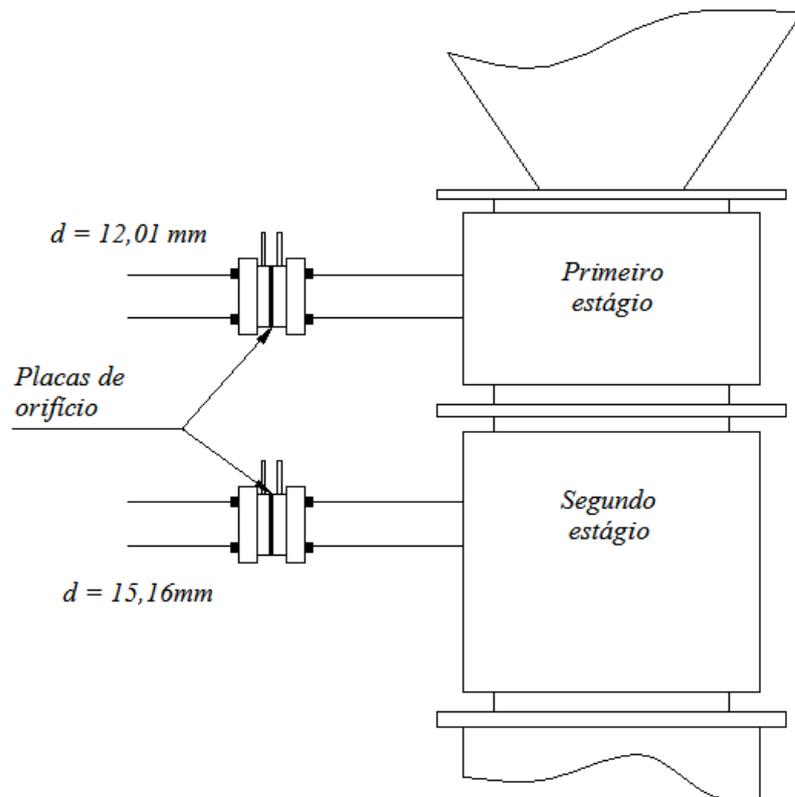


Figura 3.8. Esquema das placas de orifício do gaseificador.

As tomadas de pressão estão localizadas nos flanges (flange taps) a meia polegada da placa propriamente dita, como mostra a Figura 3.9. As placas foram projetadas e construídas pela empresa TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA Ltda. A vazão de ar que é fornecida em cada estágio foi determinada a partir das leituras de pressão diferencial nas placas, além da pressão estática do ar e a temperatura do mesmo. Com esta informação procedeu-se ao cálculo da vazão de ar, segundo o modelo de cálculo referido na norma ISO 5167 (1998) e mostrado no Anexo B.

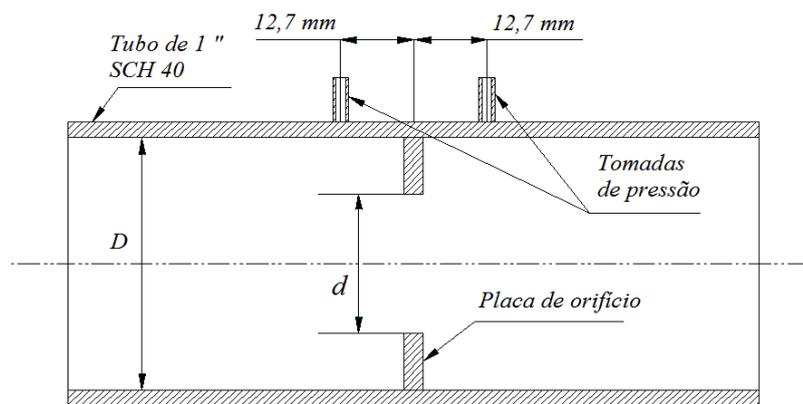


Figura 3.9. Configuração das placas de orifício do gaseificador.

A fim de garantir as vazões de ar nos testes de gaseificação, foi realizado uma rotina de cálculo em Fortran, a qual, a partir da vazão de ar desejada, as condições do ar na linha (pressão estática e temperatura), e as proporções de ar a serem fornecidas em cada estágio, calcula as respectivas pressões diferenciais nas placas de orifício. A Figura 3.10, apresenta a interface gráfica do programa. No Anexo C, é mostrado o código do programa.



Figura 3.10. Interface do programa placa orifício.

### 3.3.3 Simulador de Carga

Este sistema foi utilizado por Andrade (2007), igualmente em estudos de aplicação do gás de gaseificação de biomassa em MACI. Consiste em um painel de sincronismo que permite simular a carga no motor a partir de lâmpadas. Além disso, permite a medição das grandezas elétricas geradas como tensão, corrente e potência elétrica (carga). Uma fotografia do simulador ilustra-se na Figura 3.11.



Figura 3.11. Painel de sincronismo.

## 3.4 DETERMINAÇÃO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO GASEIFICADOR

A fim de determinar as faixas operacionais onde se deve encontrar o melhor desempenho do gaseificador, experimentos preliminares foram desenvolvidos. As variáveis de entrada controláveis foram a vazão volumétrica total de ar alimentado ao gaseificador e sua distribuição entre os estágios ( $R_a$ ), calculada segundo a equação 3.2 (razão das vazões de ar entre o primeiro e o segundo estágio). Na Tabela 3.3, apresentam-se as condições experimentais trabalhadas, enquanto na Tabela 3.4, as concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, a temperatura na zona de combustão ( $T_{ZC}$ ) na parede interna do reator, o poder calorífico

inferior do gás ( $PCI_g$ ), a capacidade de produção de gás ( $yield$ ), a potência térmica do gás ( $E_u$ ) e a eficiência a frio do processo ( $\eta_{frio}$ ) para as condições de operação consideradas. Estas variáveis foram calculadas segundo o modelo de cálculo a ser apresentado no item (3.6).

$$R_a = \frac{\left(\dot{V}_a\right)_{1est}}{\left(\dot{V}_a\right)_{2est}} \cdot 100 \quad (3.2)$$

Tabela 3.3. Condições experimentais (testes preliminares).

Teste	Vazão de ar (Nm <sup>3</sup> /h)			$R_a$ (%)
	Primeiro estágio	Segundo estágio	Total	
1	0	14,11	14,11	0
2	7,48	11,2	18,68	63
3	4,79	11,2	15,99	43
4	4,79	12,83	17,62	37

Tabela 3.4. Resultados dos testes preliminares.

Teste	CO (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	$PCI_g$ (kJ/Nm <sup>3</sup> )	T <sub>ZC</sub> (°C)	$yield$ (Nm <sup>3</sup> /kg)	$E_u$ (kW)	$\eta_{frio}$ (%)
1	21,6	0,8	14,6	4589,8	835	2,6	38,1	66,1
2	22,7	0,7	12,8	4498,7	814	2,6	48,6	65,6
3	21,4	1	15,2	4700,0	793	2,6	44,9	66,7
4	22,1	0,7	15,1	4671,1	828	2,5	49,1	66,9

Segundo Bhattacharya et al. (1999), aumentos na vazão de ar fornecido no segundo estágio permitem a redução de alcatrão, dióxido de carbono e hidrogênio, em quanto o monóxido de carbono aumenta. Embora para os testes preliminares realizados não tivesse sido medido a concentração de dióxido de carbono, o comportamento evidenciado por Bhattacharya et al. (1999), concorda com o teste número quatro: para uma vazão de ar particular no primeiro estágio, a concentração de monóxido de carbono aumenta e a do

hidrogênio diminui. Este comportamento pode ser atribuído à maior temperatura atingida que favorece as reações de gaseificação e a formação de monóxido de carbono. É importante ressaltar que as temperaturas mostradas na Tabela 3.5, não são os valores reais na zona de combustão. Os valores correspondem à temperatura na parede interna do reator nesta zona específica.

Os resultados preliminares indicam que vazões de ar na faixa de operação compreendida (entre 14,11 e 18,68 Nm<sup>3</sup>/h), apresentam um poder calorífico inferior médio de 4,6 MJ/Nm<sup>3</sup> e potências próximas à nominal em torno a 45 kW. Não obstante, e dado o fato que maiores vazões de ar favorecem maiores temperaturas no interior do reator e por conseguinte o favorecimento nos mecanismos de craqueamento do alcatrão, é acreditável que possam ser encontradas maiores potências e eficiências a maiores vazões de ar. Isso sugere variações para a vazão de ar entre 16 e 24 Nm<sup>3</sup>/h com diferentes combinações de  $R_a$  (0, 40 e 80%), para os testes finais de gaseificação.

### **3.5 DETERMINAÇÃO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO MOTOR**

Conforme descrito no item (3.1.2), o motor de combustão interna utilizado neste trabalho é uma máquina tipo Diesel modificada para ciclo Otto para ser usada com gás natural. O tempo de ignição (*spark timing*) é a única variável com possibilidade de ser ajustada por meio de um software de propriedade da GET. Neste sentido e em conjunto com os especialistas desta empresa, foram realizados testes variando o tempo de ignição antes e depois do seu valor nominal (15 °APMS) a fim de obter o ponto que mostrasse melhores comportamentos com o gás de gaseificação. O gaseificador foi operado alimentando 22 Nm<sup>3</sup>/h de ar total e um  $R_a$  de 65%. Cabe ressaltar que o motor está configurado para trabalhar a revoluções constantes (1800 rpm) segundo um mecanismo regulador de gás/ar ativado por meio da válvula borboleta localizada antes da câmara de combustão do motor. Além disso, o motor, por ter sido modificado para seu uso com gás natural, apresenta condições de mistura (relação ar/combustível) diferentes às necessárias para o gás de gaseificação.

Considerando o anterior, foi atingida e mantida uma carga máxima de 5,5 kW para um ponto de ignição de 24 °APMS. Este comportamento não foi o esperado, já que a considerável concentração de hidrogênio no gás de biomassa deveria atrasar a ignição por causa da sua maior velocidade de chama. Infelizmente nesse momento, não foi possível a medição dos teores de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, para a verificação do poder calorífico do gás.

A velocidade de chama de um combustível depende da sua composição química, da quantidade de ar usada na sua oxidação e da pressão e temperatura da mistura. Segundo Pulkrabek (1997) misturas ricas (em combustível) queimam mais rapidamente, tem maior velocidade de chama e permitem um melhor desenvolvimento da combustão. De outro lado, misturas pobres, apresentam uma menor velocidade de chama. Assim, e embora não seja medido o excesso de ar na exaustão do motor, o ponto de ignição encontrado nesta experiência preliminar pode ser justificado por esta razão: uma mistura pobre entre o gás de gaseificação e o ar para sua combustão. Tendo em conta esta experiência, a avaliação do motor com o gás de gaseificação de biomassa, será feita sob a condição de maior eficiência de gaseificação.

### **3.6 METODOLOGIA UTILIZADA**

A metodologia de avaliação do conjunto gaseificador – motor de combustão interna correspondeu à execução de testes experimentais a fim de identificar as condições de maior rendimento e operação estável possível. Para o caso do gaseificador, foram consideradas a vazão total de ar e a  $R_a$  (variáveis controláveis), como os fatores de entrada no processo. As variáveis de saída foram a concentração volumétrica dos compostos energéticos do gás produzido (CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>), seu poder calorífico inferior e sua potência, a capacidade de produção de gás por biomassa fornecida (*yield*) e a eficiência a frio do processo. Além destas variáveis termodinâmicas, foram igualmente determinados alguns parâmetros característicos do processo de gaseificação em leito móvel, como a velocidade superficial do gás gerado ( $U_s$ ), a taxa específica de gaseificação (SGR), e o fator de ar ( $FA$ ) envolvido segundo as equações apresentadas no capítulo 2.

Dado que o objetivo principal do presente trabalho não é o estudo rigoroso do motor, a metodologia relacionada à avaliação deste dispositivo consistiu simplesmente na leitura da potência elétrica gerada com o gás de gaseificação de biomassa. Com base no anterior, é determinada a eficiência global de geração de eletricidade.

### 3.6.1 Metodologia dos Testes de Gaseificação

Os testes experimentais consideraram um total de quinze corridas, para cinco variações da vazão total de ar e três valores diferentes da  $R_a$  como mostra a Tabela 3.5. As vazões correspondentes de ar nos estágios são garantidas segundo a pressão diferencial nas placas de orifício e o programa de cálculo desenvolvido. Cabe ressaltar que dada a dificuldade na medição do consumo real de biomassa, não é possível considerar o  $FA$  como variável de entrada controlável na avaliação do gaseificador. Como será observado, o  $FA$  será obtido teoricamente a partir do balanço estequiométrico da reação de gaseificação.

Tabela 3.5. Condições experimentais de gaseificação de madeira.

Teste	Vazão de ar (Nm <sup>3</sup> /h)			$R_a$ %
	Primeiro estágio	Segundo estágio	Total	
A <sub>1</sub>	0	16	16	0
A <sub>2</sub>	0	18	18	0
A <sub>3</sub>	0	20	20	0
A <sub>4</sub>	0	22	22	0
A <sub>5</sub>	0	24	24	0
B <sub>1</sub>	4,57	11,43	16	40
B <sub>2</sub>	5,14	12,86	18	40
B <sub>3</sub>	5,17	14,29	20	40
B <sub>4</sub>	6,29	15,71	22	40
B <sub>5</sub>	6,86	17,14	24	40
C <sub>1</sub>	7,11	8,89	16	80
C <sub>2</sub>	8	10	18	80
C <sub>3</sub>	8,89	11,11	20	80
C <sub>4</sub>	9,78	12,22	22	80
C <sub>5</sub>	10,67	13,33	24	80

### 3.6.2 Modelo de Cálculo para a Avaliação do Processo de Gaseificação: Balanço de Massa e Energia

Para a determinação das variáveis de resposta: potência do gás produzido, capacidade de produção de gás por biomassa fornecida (*yield*), eficiência a frio do processo, velocidade superficial do gás gerado (*Us*), taxa específica de gaseificação (SGR), e o fator de ar (*FA*) envolvido, foi desenvolvido um balanço de massa e energia descrito a seguir.

O balanço de massa, mostrado na equação 3.5, é realizado a partir do princípio de conservação da massa de um sistema na sua forma integral (equação 3.3) considerando regime permanente (equação 3.4). A Figura 3.12, mostra a representação do volume do controle do gaseificador.

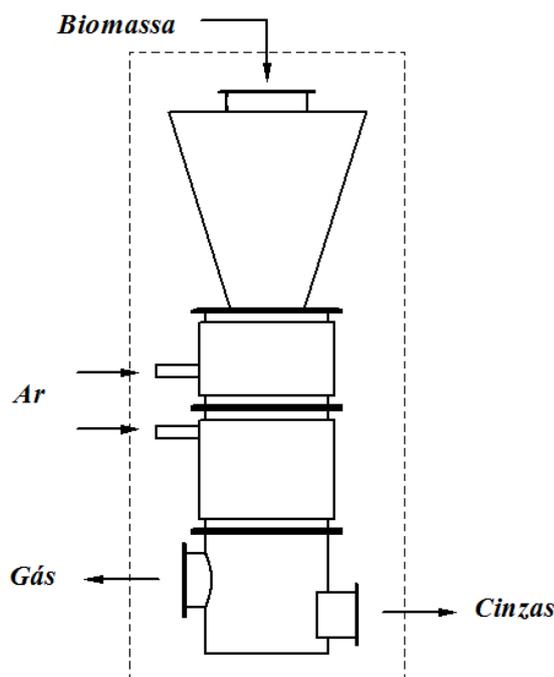


Figura 3.12. Volume de controle do gaseificador.

Princípio de conservação da massa de um sistema:

$$\left(\frac{dm_s}{dt}\right)_{(t)} = \left(\frac{dm_c}{dt}\right)_{(t)} + \oint_{sc} \dot{m} \quad (3.3)$$

$$\left(\frac{dm_s}{dt}\right)_{(t)} = 0$$

Em regime permanente:

$$\left(\frac{dm_c}{dt}\right)_{(t)} = 0 \quad (3.4)$$

Balanço de massa geral:

$$\oint_{sc} d\dot{m} = \sum \left(\dot{m}\right)_{in} - \sum \left(\dot{m}\right)_{out} = 0 \quad (3.5)$$

$$\dot{m}_b + \dot{m}_a = \dot{m}_r + \dot{m}_g$$

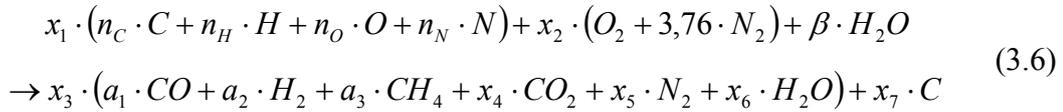
onde:

- $\dot{m}_b$  : Fluxo mássico de biomassa que entra no gaseificador.
- $\dot{m}_a$  : Fluxo mássico de ar que entra no gaseificador.
- $\dot{m}_r$  : Fluxo mássico dos resíduos sólidos totais gerados.
- $\dot{m}_g$  : Fluxo mássico de gás gerado.

O cálculo da vazão de gás gerado e do consumo de biomassa foi desenvolvido a partir de um balanço molar em base de trabalho desconsiderando a presença de alcatrão no gás produzido. Embora os inqueimados nos resíduos dependam das condições de operação do gaseificador, foi considerado para todos os testes experimentais um conteúdo em massa de 10% (Zainal et al, 2002), com relação ao carbono conteúdo na biomassa consumida, para o carbono presente nos resíduos gerados. Propõe-se para futuras pesquisas, quantificar esse teor para uma maior precisão nos resultados finais.

Os moles utilizados de carbono ( $n_C$ ), hidrogênio ( $n_H$ ), oxigênio ( $n_O$ ) e nitrogênio ( $n_N$ ) da biomassa, assim como sua umidade, em base de trabalho, corresponderam aos valores apresentados no item (3). O balanço foi resolvido a partir das concentrações de CO, H<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> obtidas nos testes experimentais, além da vazão total de ar alimentada ao processo, como se mostra a seguir:

Reação geral de gaseificação:



Balanço molar para o carbono:

$$n_C \cdot x_1 = x_3 \cdot (a_1 + a_3 + x_4) + x_7 \quad (3.7)$$

Balanço molar para o hidrogênio:

$$n_H \cdot x_1 + 2 \cdot \beta = x_3 \cdot (2 \cdot a_2 + 4 \cdot a_3 + 2 \cdot x_6) \quad (3.8)$$

Balanço molar para o oxigênio:

$$n_O \cdot x_1 + 2 \cdot x_2 + \beta = x_3 \cdot (a_1 + 2 \cdot x_4 + x_6) \quad (3.9)$$

Balanço molar para o nitrogênio:

$$n_N \cdot x_1 + (3,76 \cdot 2) \cdot x_2 = 2 \cdot x_3 \cdot x_5 \quad (3.10)$$

Balanço dos produtos:

$$1 = a_1 + a_2 + a_3 + x_4 + x_5 + x_6 \quad (3.11)$$

Relação para o carbono gerado, em função do consumo de biomassa ( $\dot{m}_b$ ), a porcentagem de carbono nos resíduos (10%), a porcentagem de carbono na biomassa em base de trabalho (43,94%), e da massa molecular do carbono ( $M_{wC} = 12 \text{ kg/kmol}$ ):

$$x_7 = 0,10 \cdot 0,4394 \cdot \frac{\dot{m}_b}{M_{wC}} \quad (3.12)$$

A partir da vazão total de ar alimentada ( $\dot{V}_a$ ) em  $\text{Nm}^3/\text{h}$ , e sua massa específica ( $\rho_a = 1,2932 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ ) e molar ( $Mw_a = 28,84 \text{ kg/kmol}$ ), é possível conhecer o coeficiente estequiométrico ( $x_2$ ) que determina os moles de ar envolvidos na reação, segundo o mostrado na equação 3.13:

$$x_2 = \frac{\dot{V}_a \cdot \rho_a}{3600 \cdot 4,76 \cdot Mw_a} \quad (3.13)$$

Os moles de água envolvidos na reação ( $\beta$ ) são obtidos a partir da umidade da biomassa em base de trabalho ( $W^t$ ), a massa molar da água ( $Mw_{H_2O} = 18 \text{ kg/kmol}$ ) e o consumo de biomassa envolvido no processo ( $\dot{m}_b$ ):

$$\beta = W^t \cdot \dot{m}_b \cdot \frac{1}{Mw_{H_2O}} \quad (3.14)$$

As equações anteriormente descritas descrevem um sistema de oito equações com oito incógnitas ( $x_1, x_2, x_3, x_4, x_5, x_6, x_7, \beta$ ), resolvido para cada teste experimental executado com base à vazão de gás fornecido e as concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>. As equações foram resolvidas por meio do software Mathcad 2001, conforme mostrado no Anexo D. Desta forma, o consumo de biomassa envolvido no processo, em kg/s, pode ser calculado como mostra a equação 3.15. Conhecida esta variável, é possível determinar o fator de ar envolvido no processo, segundo a equação 2.11, e a análise elementar considerada para a biomassa.

$$\dot{m}_b = x_1 \cdot (n_C + n_H + n_O + n_N) \cdot Mw_b \quad (3.15)$$

O fluxo mássico do gás gerado, em kg/s, é determinado a partir do coeficiente estequiométrico dos produtos ( $x_3$ ) e sua massa molar, segundo o mostrado na equação 3.16.

$$\dot{m}_g = x_3 \cdot Mw_g \quad (3.16)$$

Finalmente foi feita uma verificação do balanço de massa (*MBC*) por seu nome em inglês *mass balance closure*, calculando previamente, os resíduos sólidos totais gerados, como a soma dos inqueimados e as cinzas contidas na biomassa (as quais consideraram 2% em massa da biomassa consumida no processo (equação 3.17)). O cálculo da *MBC* foi obtido através do quociente entre a massa total que sai sobre a massa total que entra no sistema segundo o mostrado por Dogru et al. (2002b), como mostra a equação 3.18.

$$\dot{m}_r = 0,02 \cdot \dot{m}_b + x_7 \cdot M_{w_C} \quad (3.17)$$

$$MBC = \frac{\dot{m}_g + \dot{m}_r}{\dot{m}_b + \dot{m}_a} \quad (3.18)$$

Por outro lado, o balanço de energia considerando igualmente regime permanente segundo o volume de controle mostrado na Figura 3.12, além das perdas por calor nas paredes do reator e pelos inqueimados, permite obter a expressão mostrada na equação 3.19.

$$E_b + E_a = E_p + E_g \quad (3.19)$$

onde:

$E_b$ : Fluxo de energia que entra no gaseificador referente à biomassa.

$E_a$ : Fluxo de energia que entra no gaseificador referente ao ar.

$E_p$ : Fluxo de energia que sai do gaseificador referente às perdas.

$E_g$ : Fluxo de energia que sai do gaseificador referente ao gás gerado.

A energia referente à biomassa, em kW, é determinada pelo produto do poder calorífico inferior da biomassa ( $PCI_b$ ) em kJ/kg (em base de trabalho), e o fluxo mássico da biomassa que entra no gaseificador ( $\dot{m}_b$ ) em kg/s, (determinado no balanço de massa) segundo o mostrado na equação 3.20.

$$E_b = \dot{m}_b \cdot PCI_b \quad (3.20)$$

A energia referente ao ar em kW, é calculada de acordo à equação 3.21, quer dizer, ao produto entre o fluxo mássico de ar que entra no gaseificador ( $\dot{m}_a$ ) em kg/s, o calor específico ( $cp_a$ ) em kJ/kg.K e a diferença entre a temperatura do ar na entrada do reator ( $T_{ar}$ ) e a temperatura de referencia ( $T_{ref}$ ), assumida em 25°C.

$$E_a = \dot{m}_a \cdot cp_a \cdot (T_{ar} - T_{ref}) \quad (2.21)$$

A energia referente às perdas em kW considera a energia química e sensível das cinzas ( $E_c$ ) e a energia perdida em forma de calor pelas paredes do reator ( $E_{cp}$ ), segundo o mostrado na equação 3.22.

$$E_p = E_c + E_{cp} \quad (3.22)$$

A energia referente ao gás gerado (equação 3.23) igualmente em kW, considera a energia sensível do mesmo ( $E_s$ ), assim como a energia útil ( $E_u$ ), a qual é o principal objetivo do processo de gaseificação.

$$E_g = E_s + E_u \quad (3.23)$$

A energia sensível do gás, em kW, incorpora as entalpias ( $h_i$ ) em kJ/kmol, e as frações molares ( $y_i$ ) dos gases gerados envolvidos no processo (CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O) à temperatura de saída do gás no gaseificador (ciclone). Também, considera o fluxo mássico do gás gerado ( $\dot{m}_g$ ) em kg/s e sua massa molecular ( $Mw_g$ ) em kg/kmol, conforme mostrado na equação 3.24.

$$E_s = \frac{\dot{m}_g}{Mw_g} \cdot \sum_{i=1}^n (y_i \cdot h_i) \quad (3.24)$$

As entalpias são calculadas assumindo que cada composto presente na mistura gasosa comporta-se como gás perfeito (equação 3.25),

$$dh = cp \cdot dT \quad (3.25)$$

onde:

$dh$ : Diferença de entalpia para um gás perfeito.

$cp$ : Calor específico a pressão constante para um gás perfeito.

$dT$ : Diferença de temperatura.

Integrando a equação 3.25, e considerando como limite superior e inferior a temperatura de saída do gás ( $T_{out}$ ) e a temperatura de referência ( $T_{ref}$ ) respectivamente, obtêm-se a relação termodinâmica para o cálculo da entalpia de cada gás presente na mistura gasosa (equação 3.26). Na Tabela 3.6 mostram-se os calores específicos para os gases considerados no cálculo da energia sensível do gás, assim como suas respectivas massas moleculares e específicas, essas últimas, sob condições normais de pressão e temperatura.

$$h_i = \int_{T_{ref}}^{T_{out}} cp_i \cdot dT \quad (3.26)$$

Tabela 3.6. Calores específicos, massas moleculares e específicas dos gases produzidos no processo de gaseificação (Perry, 1986).

<b>Gás</b>	<b>Calor específico (kJ/kmol.K)</b>	<b>Mw (kg/kmol)</b>	<b><math>\rho</math> (Nm<sup>3</sup>/kg)</b>
CO	27,63 + 0,005.T	28	1,249
CH <sub>4</sub>	22,36 + 0,048.T	16	0,714
H <sub>2</sub>	27,72 + 0,0034.T	2	0,089
CO <sub>2</sub>	43,29 + 0,0115.T - 818.519,4.T <sup>-2</sup>	44	1,963
H <sub>2</sub> O	34,41 + 0,00063.T + 0,0000056.T <sup>2</sup>	18	0,803
N <sub>2</sub>	27,21 + 0,0041.T	28	1,249

A massa molecular ( $Mw_g$ ) e específica ( $\rho_g$ ) do gás produzido foram calculadas a partir das equações 3.27 e 3.28, respectivamente.

$$Mw_g = \sum_{i=1}^n (y_i \cdot Mw_i) \quad (3.27)$$

$$\rho_g = \sum_{i=1}^n (y_i \cdot \rho_i) \quad (3.28)$$

A energia útil ( $E_u$ ), em kW é obtida a partir da relação entre o fluxo de gás gerado ( $\dot{m}_g$ ) em kg/s, a sua densidade ( $\rho_g$ ) em kg/Nm<sup>3</sup>, e o seu poder calorífico inferior ( $PCI_g$ ), em kJ/Nm<sup>3</sup>, segundo a equação 3.29.

$$E_u = \frac{\dot{m}_g \cdot PCI_g}{\rho_g} \quad (3.29)$$

O poder calorífico inferior do gás produzido em kJ/Nm<sup>3</sup> é obtido a partir das frações molares dos gases combustíveis do gás e seus respectivos conteúdos energéticos, como mostra a equação 3.30.

$$PCI_g = \sum_{i=1}^n (y_i \cdot PCI_i) \quad (3.30)$$

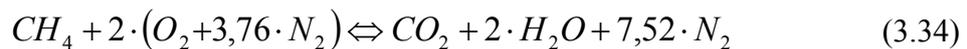
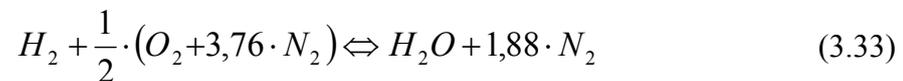
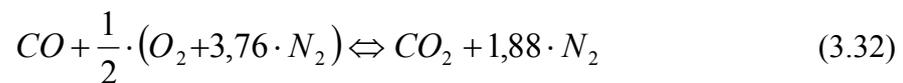
$$PCI_g = 12630 \cdot (a_1) + 10790 \cdot (a_2) + 35800 \cdot (a_3)$$

Finalmente a eficiência a frio do processo (quociente entre a energia química do gás e a energia química do combustível) é mostrada na equação 3.31.

$$\eta_{frio} = \frac{E_u}{E_b} \cdot 100 = \frac{\dot{m}_g \cdot PCI_g}{\rho_g \cdot \dot{m}_b \cdot PCI_b} \cdot 100 \quad (3.31)$$

### 3.6.3 Relação Ar/Combustível Estequiométrica do Gás de Gaseificação

A relação ar/combustível fornecido a um MACI é um dos parâmetros mais importantes para sua avaliação operacional. O cálculo deste parâmetro, para o gás de gaseificação a condições estequiométricas, é determinado a partir das reações de oxidação de cada componente energético, segundo as equações 3.32, 3.33 e 3.34.



Com base nestas reações são calculadas as relações molares e mássicas para cada componente do gás produzido, conforme se apresenta na Tabela 3.7. Deste modo a equação 3.35 mostra a expressão para a determinação da relação ar/combustível do gás de gaseificação, em kg/kg, a partir das concentrações molares de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>.

Tabela 3.7. Relações ar/ gás dos componentes energéticos do gás de gaseificação.

Gás	Relação ar/gás	
	Molar kmol <sub>ar</sub> / kmol <sub>gás</sub>	Mássica kg <sub>ar</sub> / kg <sub>gás</sub>
CO	2,38	2,45
CH <sub>4</sub>	9,52	17,16
H <sub>2</sub>	2,38	34,32

$$R_{A/G} = 2,45 \cdot \frac{Mw_{CO}}{Mw_g} \cdot (a_1) + 34,32 \cdot \frac{Mw_{H_2}}{Mw_g} \cdot (a_2) + 17,16 \cdot \frac{Mw_{CH_4}}{Mw_g} \cdot (a_3) \quad (3.35)$$

### **3.6.4 Metodologia dos Testes de Geração de Eletricidade a partir do Motor**

Segundo Heywood (1987), as variáveis operacionais de maior influência no comportamento de um MACI (em termos de eficiência e emissões), a qualquer carga e velocidade rotativa, são o tempo da ignição (*spark timing*) e a relação ar/combustível fornecido à máquina. Não obstante, e de acordo com a configuração do motor, o controle destas variáveis está fora do alcance do presente trabalho.

A avaliação operacional do motor com o gás pobre de gaseificação de biomassa foi desenvolvida com base à identificação do ponto de maior rendimento do gaseificador em termos de estabilidade e qualidade do gás produzido. Assim, e uma vez o gaseificador atinja o regime permanente, procede-se à operação do gasômetro onde é armazenado o gás produzido, para logo depois direcionar-lo para o motor. As cargas são adicionadas pelo painel de sincronismo, conforme explicado no capítulo 2.

## **3.8 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL**

Após do ajuste dos diferentes subsistemas que compõem o gaseificador e o motor de combustão interna, procedeu-se com os ensaios experimentais. A seguir os passos necessários para a partida do gaseificador e do motor.

### **3.8.1 Preparação dos Testes**

Antes de começar qualquer teste de gaseificação, é preciso a verificação de vários passos a fim de diminuir os erros que podem repercutir no êxito do experimento. A primeira revisão considera a verificação da disponibilidade de biomassa no tamanho e na umidade adequada para sua transformação termoquímica. A seguir, confere-se igualmente a disponibilidade da água de refrigeração para o condensador do subsistema de pré-tratamento da amostra gasosa.

Posteriormente, deve-se constatar a disponibilidade de gás natural para a queima do gás gerado na etapa de regime transiente e permanente do gaseificador, a fim de mitigar o impacto ambiental do gás gerado e não incomodar às vizinhanças dado o caráter tóxico do gás. Antes de começar com o preaquecimento do reator, verifica-se que as válvulas presentes nos estágios de ar estejam totalmente fechadas para que os gases gerados no preaquecimento não entupam a tubulação.

Dado que o regime permanente é determinado pela estabilização da temperatura no interior do reator, deve-se também verificar o correto funcionamento do Data Logger de temperatura, assim como a disponibilidade de energia elétrica e do computador para o seguimento operacional do sistema.

Antes de proceder com a calibração dos analisadores de gases (com os gases padrões), é realizado a purga e a zeragem dos mesmos (com nitrogênio). De igual forma, deve-se garantir a perfeita vedação na linha de amostragem de gás

O procedimento envolvido para os testes de alimentação do gás de gaseificação ao motor considera principalmente a disponibilidade do GLP para o arranque e aquecimento inicial do motor e o adequado funcionamento da sua bateria. Também é necessário fornecer 0,35 m<sup>3</sup> (aprox.) de água no gasômetro, a fim de ajudar com a condensação do alcatrão remanescente no gás, e amortecer as demandas bruscas do mesmo quando é dirigido ao motor.

### **3.8.2 Realização dos Experimentos no Gaseificador**

Depois de realizado o procedimento de preparação dos testes, é possível proceder com a execução dos experimentos de gaseificação e geração de eletricidade por meio do motor. As atividades envolvidas listam-se a seguir:

- Pesagem da biomassa e fornecimento ao interior do reator. Uma vez feito este procedimento, é importante verificar a perfeita vedação da tampa do silo para evitar vazamento de gás durante os testes. Em todos os experimentos, deve-se igualmente verificar que o reator esteja com combustível suficiente (praticamente até o topo do

silos de armazenamento, como observa-se na Figura 3.13) a fim de garantir biomassa no reator uma vez o processo atinge o regime permanente, assim como o adequado desenvolvimento das zonas de secado, pirólise, oxidação e redução no mesmo. É importante ressaltar que o gaseificador, com a biomassa utilizada no presente trabalho, ocupa em torno de 70 kg considerando o silo de armazenamento.



Figura 3.13. Nível de biomassa no gaseificador.

- Preaquecimento do reator. Para a partida do gaseificador pode-se usar um leito de carvão vegetal encima da grelha, a fim de facilitar o preaquecimento do leito, assim como a diminuição do teor de alcatrão na etapa de regime transiente. O preaquecimento é feito através do cinzeiro, esquentando o leito acima da grelha, como se vê na Figura 3.14. Uma vez visualiza-se aumento da temperatura no interior do reator, inicia-se o fornecimento de ar no estágio inferior do reator (segundo estágio), para que o calor possa ser distribuído ao longo do gaseificador, e assim, atingir rapidamente valores próximos a 600 °C. Neste sentido, uma vazão de 27 Nm<sup>3</sup>/h (250 mmH<sub>2</sub>O de pressão diferencial) produz bons resultados. Uma vez atingidos 600 °C na zona de combustão do reator, se pode proceder ao ajuste das condições de operação de gaseificação correspondentes.



Figura 3.14. Preaquecimento do reator.

- Monitoramento da temperatura e das pressões diferencias nas placas de orificio. Mediante a verificação da estabilização da temperatura no interior do reator determina-se o regime permanente, possibilitando a amostragem do gás gerado ( $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$ ). As temperaturas e as concentrações foram monitoradas cada cinco minutos. No Anexo E, apresenta-se o tratamento do erro considerado na determinação dos valores de temperatura e de concentração de  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$ , para cada condição experimental. Deve-se ter cuidado com a temperatura no silo de armazenamento, pois é esta quem determina a necessidade de uma nova alimentação ou a formação de canais preferenciais no interior do reator. A temperatura, neste ponto, deve manter-se na faixa de  $50 - 70 \text{ }^\circ\text{C}$ . Dado a diminuição do tamanho da biomassa a medida que a reação termoquímica se desenvolve (diminuição da porosidade do leito), e por conseguinte o aumento na queda de pressão do gaseificador, deve-se monitorar permanentemente a medida de pressão diferencial nas placas de orificio a fim de garantir a alimentação constante de ar ao processo.
- Amostragem do gás: Uma vez o regime permanente é atingido, procede-se com a amostragem do gás gerado. Os analisadores devem ter sido esquentados pelo menos com uma hora de antecedência e previamente calibrados. A amostragem é realizada ligando a bomba de sucção do sistema de acondicionamento de gás, ajustando uma vazão

correspondente de 1 NI/min. Deve-se garantir a existência de 500 ml de água no lavador do subsistema de pré-tratamento da amostra gasosa como sugerido por Andrade (2007).

- Desligamento do gaseificador: Uma vez concluída a amostragem do gás, procede-se com o desligamento do sistema parando o fornecimento de ar desde o painel elétrico principal (desligamento do compressor), e fechando posteriormente as válvulas das linhas de ar. Imediatamente depois, deve-se parar o fornecimento de gás natural ao *flare*, fechando as válvulas da linha e do botijão. Logo, é suspenso o fornecimento de água ao subsistema de condicionamento da amostra gasosa.

## Capítulo 4

# RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo, são apresentados os resultados obtidos na determinação do poder calorífico e umidade da biomassa trabalhada, assim como as características operacionais do gaseificador nos quinze testes de desempenho desenvolvidos a partir das medições de concentração dos gases energéticos ( $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$ ), a vazão de ar alimentada, e o balanço de massa e energia respectivo, conforme mostrado no capítulo 3. Os resultados são analisados conforme às variáveis de saída consideradas (poder calorífico inferior e potência do gás produzido, eficiência a frio, *yield*, velocidade superficial, taxa específica de gaseificação e fator de ar envolvido) e a informação disponível na literatura. Também se apresenta o resultado da utilização do gás energético no motor alternativo de combustão interna, em termos de potência atingida.

### 4.1 PODER CALORIFICO E UMIDADE DA BIOMASSA

Na Tabela 4.1, apresentam-se os resultados da determinação do poder calorífico superior ( $\text{PCS}^t$ ) e umidade ( $W^t$ ), em base de trabalho, obtidos nos ensaios de três amostras de biomassa. O poder calorífico inferior em base de trabalho ( $\text{PCI}^t$ ), foi determinado a partir da relação apresentada no capítulo 3, equação (3.1), considerando para seu cálculo, um conteúdo de hidrogênio em base seca de 6%, e os valores médios para o  $\text{PCS}^t$  e a  $W^t$ , igualmente

mostrados na Tabela 4.1. Com base no anterior, o PCI<sup>t</sup> da biomassa considerada é de 17,88 MJ/kg; valor conforme com os reportados na literatura para este tipo de biomassa.

Tabela 4.1. Poder calorífico superior e umidade da biomassa.

Teste	PCS <sup>t</sup> (MJ/kg)	Wt (%)
1	17,89	11,10
2	18,29	9,61
3	18,24	10,25
Valor médio	18,14	10,32
Desvio padrão	0,22	0,01
Erro	0,13	0,00

## 4.2 ANÁLISE DE RESULTADOS DOS TESTES DE GASEIFICAÇÃO

### 4.2.1 Amostragem do Gás e o Reator de Reforma Catalítica

Os resultados dos testes finais, em relação com as concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, mostraram diferença com os resultados dos testes preliminares. Este fenômeno é atribuído à umidade da biomassa utilizada. Neste sentido, a biomassa usada nos testes preliminares apresentava um maior tempo de cortada em comparação à biomassa utilizada nos testes finais de gaseificação.

As concentrações dos gases combustíveis (CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>) foram medidos na saída do ciclone exatamente antes de serem queimados na chaminé (Figura 4.1). Como foi explicado no capítulo 3, o sistema gaseificador é composto por um reator de reforma catalítica (RRC) que favorece a transformação do alcatrão em compostos mais leves. Assim, o ponto de medição mais imediato seria após do RRC.

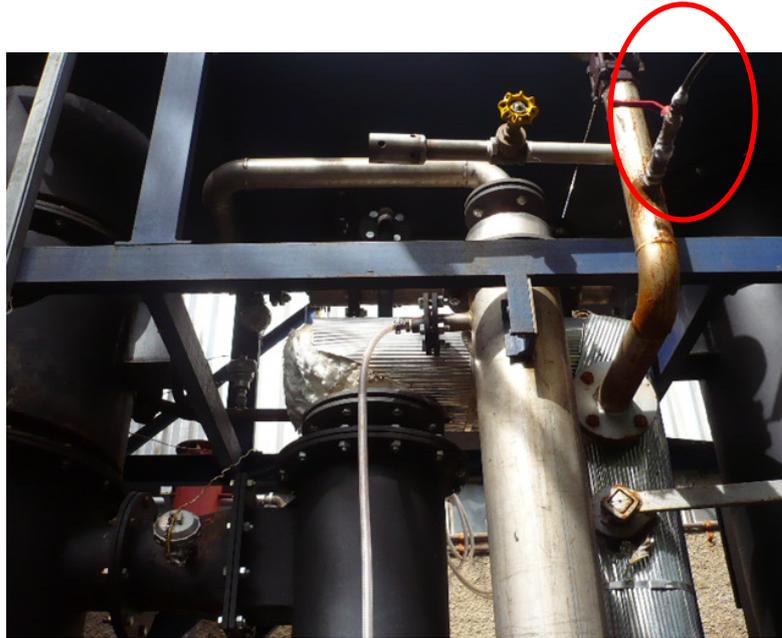


Figura 4.1. Ponto de amostragem do gás.

O adequado funcionamento do RRC está condicionado pela temperatura, a qual, e segundo a empresa fornecedora do equipamento, deve estar na faixa entre 800 e 900 °C. Esta temperatura é atingida alimentando uma parcela de ar no RRC a fim de oxidar uma pequena porção do gás. Porém, a ignição da mistura depende da temperatura do gás, a qual deve ser próxima a sua temperatura de ignição. Testes preliminares para avaliar o funcionamento deste subsistema foram desenvolvidos sem resultados favoráveis. O valor de temperatura do gás no RRC não superou os 150 °C. Os testes definitivos de gaseificação confirmam o anterior: a temperatura do gás na saída do ciclone, como é possível apreciar no Anexo F (perfis de temperatura e concentração dos testes experimentais), não atingiu os 250 °C. A explicação a este comportamento é atribuída ao pobre isolamento do reator. Por esta razão, e a facilidade de medição do gás na saída do ciclone, a amostragem foi feita neste ponto.

#### **4.2.2 Concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, Poder Calorífico Inferior do Gás Produzido e Temperatura, para cada Condição Experimental**

Como foi apresentado no capítulo 3, os testes experimentais foram desenvolvidos considerando três valores diferentes de proporção de ar entre os estágios ( $R_a$ ), (0, 40 e 80%). De forma geral para todos os testes experimentais, é possível afirmar que o erro absoluto

(E.A) envolvido nas concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, e sua propagação no cálculo do poder calorífico do gás produzido ( $PCI_g$ ), é considerado como satisfatório (Tabela 4.2). Também, e considerando a heterogeneidade da temperatura nos leitos móveis e sua capacidade na formação de pontos quentes ao longo do reator, o erro envolvido nos valores de temperatura é igualmente considerado como aceitável (Tabela 4.3).

Na Tabela 4.2, se mostram os valores médios de concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, e  $PCI_g$  para as diferentes condições de vazão de ar alimentadas e distribuições de ar entre os estágios ( $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ ), quer dizer testes A, B e C respectivamente. Embora as temperaturas medidas ao longo do reator não possam ser consideradas como determinantes (os valores correspondem à temperatura na parede interna do reator nesse ponto específico), permitem dar uma idéia geral dos fenômenos termoquímicos que acontecem no gaseificador. Neste sentido, as temperaturas atingidas nas zonas de secagem e pirólise (referentes ao primeiro estágio de fornecimento de ar), e de combustão e gaseificação (referentes ao segundo estágio de fornecimento de ar), para os testes considerados, são apresentadas na Tabela 4.3.

Tabela 4.2. Concentração de CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> e  $PCI_g$  para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

Teste	CO (%v)		CH <sub>4</sub> (%v)		H <sub>2</sub> (%v)		$PCI_g$ (MJ/Nm <sup>3</sup> )	
	Media	E. A	Media	E. A	Media	E. A	Media	E. A
A <sub>1</sub>	16,49	0,06	1,90	0,00	15,70	0,07	4,46	0,02
A <sub>2</sub>	16,90	0,25	2,00	0,05	16,11	0,09	4,59	0,06
A <sub>3</sub>	16,98	0,03	1,88	0,10	16,25	0,10	4,57	0,05
A <sub>4</sub>	16,66	0,06	1,98	0,02	14,84	0,11	4,41	0,03
A <sub>5</sub>	14,68	0,03	1,53	0,01	14,11	0,06	3,92	0,02
B <sub>1</sub>	14,75	0,18	1,50	0,09	13,81	0,12	3,89	0,07
B <sub>2</sub>	16,58	0,18	1,76	0,03	14,44	0,08	4,28	0,04
B <sub>3</sub>	17,03	0,27	1,87	0,06	15,52	0,72	4,49	0,13
B <sub>4</sub>	17,32	0,11	1,80	0,02	16,73	0,14	4,64	0,04
B <sub>5</sub>	16,79	0,15	1,83	0,04	15,55	0,05	4,45	0,04
C <sub>1</sub>	15,66	0,04	1,76	0,02	14,54	0,04	4,18	0,02
C <sub>2</sub>	15,87	0,46	1,58	0,03	15,46	0,08	4,24	0,08
C <sub>3</sub>	19,04	0,20	0,89	0,02	16,78	0,04	4,53	0,04
C <sub>4</sub>	17,41	0,05	1,47	0,02	16,83	0,15	4,54	0,03
C <sub>5</sub>	15,56	0,12	1,47	0,02	13,62	0,06	3,96	0,03

Tabela 4.3. Temperaturas de interes para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

Teste	T <sub>3</sub>		T <sub>4</sub>		T <sub>5</sub>		T <sub>6</sub>		T <sub>9</sub>	
	Temp. Secagem (°C)		Temp. Pirólise (°C)		Temp. Combustão (°C)		Temp. Gaseificação (°C)		Temp. no ciclone (°C)	
	Media	E. A	Media	E. A	Media	E. A	Media	E. A	Media	E. A
A <sub>1</sub>	83,10	6,99	473,15	27,55	669,44	2,21	597,84	6,54	197,46	0,59
A <sub>2</sub>	137,64	8,24	551,70	31,00	762,26	6,26	598,97	3,09	190,53	1,43
A <sub>3</sub>	132,56	1,95	607,92	14,62	791,16	6,41	633,63	2,41	213,34	1,29
A <sub>4</sub>	174,04	2,11	633,52	17,95	776,12	12,22	699,37	1,06	238,60	0,69
A <sub>5</sub>	224,15	9,05	645,66	15,87	832,01	12,18	756,29	6,11	229,91	2,88
B <sub>1</sub>	66,21	1,83	458,59	36,62	657,69	7,06	571,05	2,86	158,95	2,68
B <sub>2</sub>	75,62	1,64	520,03	14,35	639,83	4,39	570,41	4,26	165,42	2,03
B <sub>3</sub>	83,96	9,40	607,20	15,19	728,66	9,43	654,89	3,07	195,51	1,58
B <sub>4</sub>	116,33	2,95	659,38	16,60	848,52	6,45	783,82	4,13	224,93	1,53
B <sub>5</sub>	115,00	1,43	636,68	26,63	843,33	7,47	740,34	2,70	228,71	1,74
C <sub>1</sub>	90,21	3,53	656,34	5,22	749,51	3,14	570,61	1,11	179,73	0,54
C <sub>2</sub>	111,77	3,02	597,23	14,66	772,80	12,06	642,72	8,74	206,07	0,48
C <sub>3</sub>	155,86	1,82	731,04	11,75	827,40	6,53	642,61	1,22	215,50	1,81
C <sub>4</sub>	135,86	7,78	695,40	19,78	845,63	7,15	733,14	1,63	228,38	0,59
C <sub>5</sub>	124,36	4,41	613,24	17,88	855,96	5,56	702,73	1,09	223,04	0,76

As Figuras 4.2 e 4.3 mostram respectivamente o perfis de concentração de CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, e  $PCI_g$ , e de temperatura, ao longo do gaseificador em função da vazão total de ar alimentado. Como se pode ver na Figura 4.2, as concentrações de CO e H<sub>2</sub>, com valores médios de 16,98 e 16,25 %v respectivamente, apresentam um comportamento ascendente até 20 Nm<sup>3</sup>/h. O máximo  $PCI_g$  (4,59 MJ/Nm<sup>3</sup>) encontra-se a 18 Nm<sup>3</sup>/h, dada a maior concentração de CH<sub>4</sub> no gás (2 %v). Maiores vazões de ar mostram uma diminuição nos teores energéticos do gás indicando o começo do favorecimento da combustão. Os resultados obtidos em termos de concentração dos compostos combustíveis e  $PCI_g$ , concordam com os encontrados na literatura. Segundo a revisão do estado da arte mostrado no capítulo 2 (Tabela 2.4), Dogru et al. (2002a), em experimentos com conchas de avelã num reator co-corrente com garganta (tipo *Imbert*), obtiveram um gás combustível com um poder calorífico superior de 4,55 MJ/Nm<sup>3</sup>, com concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub> de 16,8; 14,12 e 1,7 %v, respectivamente.

Garcia-Bacaicoa et al. (1994), igualmente num gaseificador tipo *Imbert*, e usando madeira como combustível, obtiveram concentrações 22,1 %v de CO; 2,9 %v de CH<sub>4</sub> e 13,4 %v de H<sub>2</sub> para um gás energético de 5,59 MJ/Nm<sup>3</sup> ( $PCI_g$ ). Jain & Goss, com casca de arroz e um gaseificador tipo *Stratified*, encontraram um gás combustível de 4 MJ/Nm<sup>3</sup> ( $PCI_g$ ).

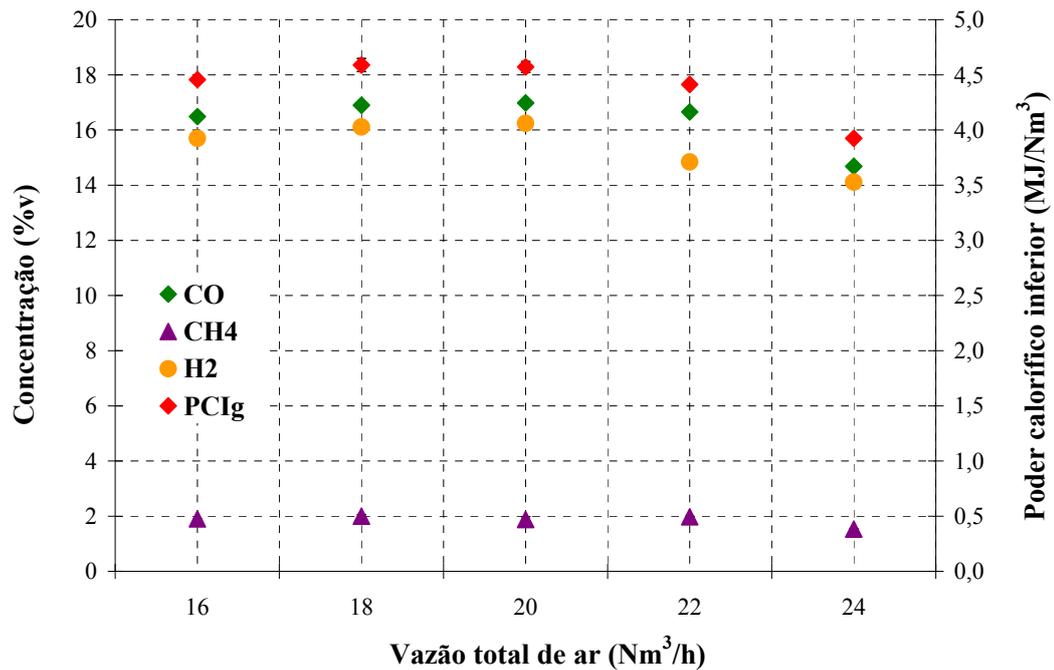


Figura 4.2. Perfil de concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, e  $PCI_g$  para  $R_a = 0\%$ .

O perfil de temperaturas mostrado na Figura 4.3, indica uma relação direta entre a vazão de ar alimentada ao gaseificador e a temperatura nas diferentes regiões. Para todas as combinações experimentais a  $R_a = 0\%$ , a maior temperatura no interior do gaseificador, encontra-se na zona de combustão, ou seja, no ponto onde o ar é fornecido. O perfil sugere o comportamento normal dos gaseificadores de leito móvel de tipo co-corrente: temperatura na zona de secagem inferior de 225 °C; temperatura na zona de pirólise na faixa de 470 °C e 650 °C; temperatura na zona de combustão entre 670 °C e 830 °C; e temperaturas na zona de gaseificação na faixa de 600 °C e 750°C.

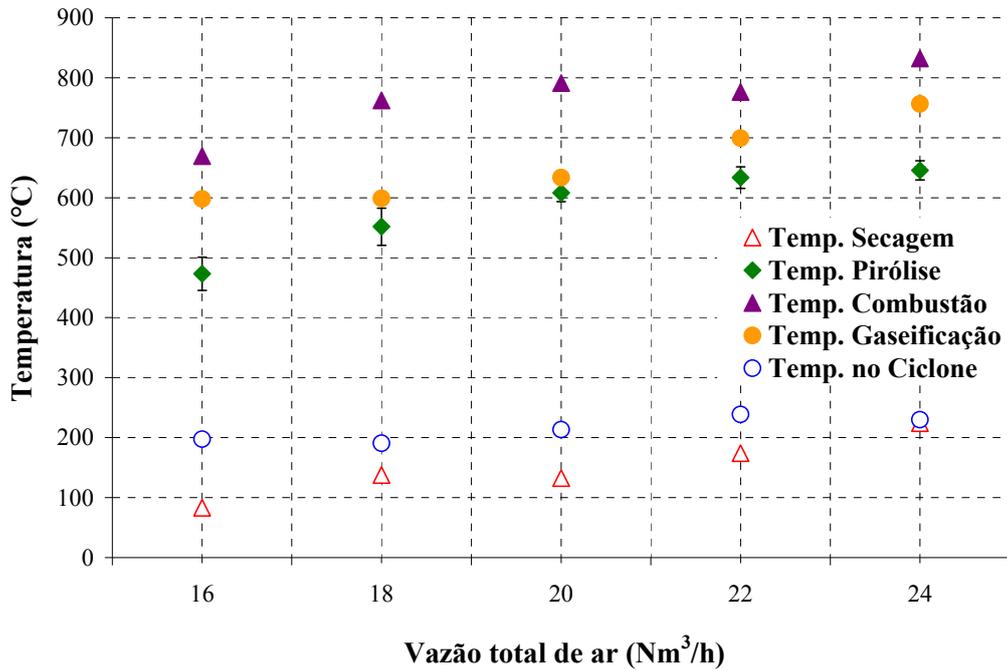


Figura 4.3. Perfil de temperaturas no gaseificador para  $R_a = 0\%$ .

As concentrações de  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$ , assim como o  $PCI_g$  para  $R_a = 40\%$ , em função das vazões totais de ar, são mostrados na Figura 4.4; enquanto a Figura 4.5, apresenta o perfil de temperaturas ao longo do reator. O  $PCI_g$  mostra um valor máximo de  $4,64 \text{ MJ/Nm}^3$ , com concentrações medias de  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$  de 17,32; 16,73 e 1,80 %v respectivamente, quando o gaseificador é operado com  $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de ar.

Embora para vazões de ar maiores do que  $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$  as concentrações energéticas do gás produzido diminuam, é importante ressaltar a notória estabilidade do gaseificador a vazões de ar compreendidas entre 20 e  $24 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , segundo o mostrado na Figura 4.4. O perfil de concentrações sugere que vazões de ar maiores do que  $24 \text{ Nm}^3/\text{h}$  devem favorecer o começo da combustão.

Era de esperar que o ar alimentado no primeiro estágio aumentasse a temperatura na zona de pirólise para deste modo melhorar o craqueamento térmico do alcatrão quando o gás passa pela zona de combustão. Porém, e segundo a Figura 4.5, quando 40% do ar que entra no segundo estágio é alimentado no primeiro, para uma vazão total de ar específica, não se evidencia nenhum efeito considerável na temperatura do gaseificador.

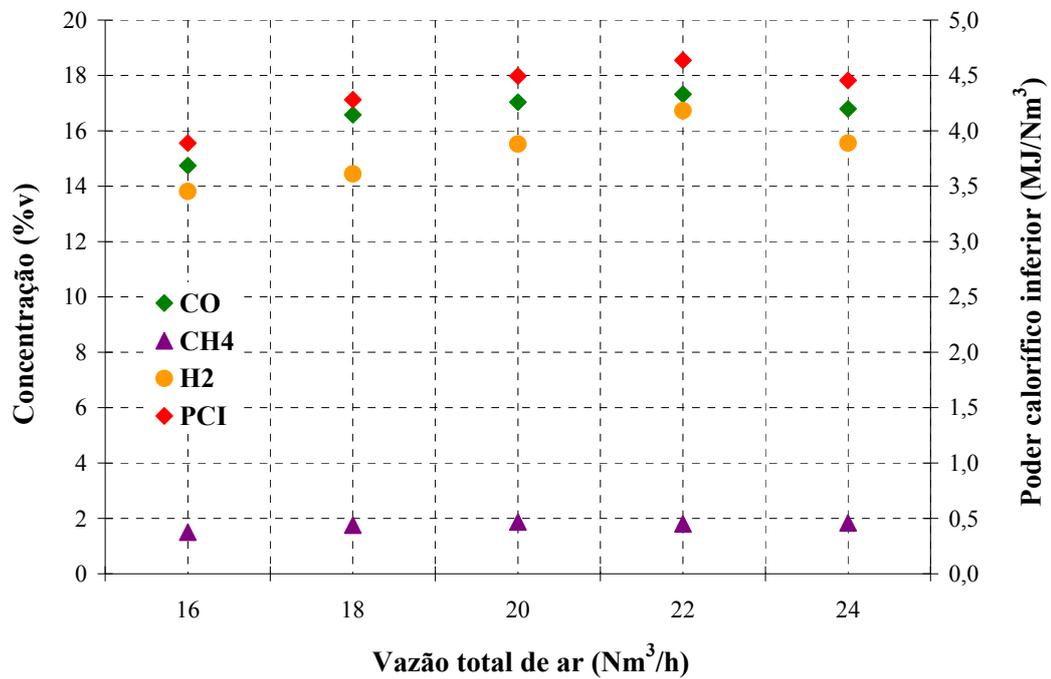


Figura 4.4. Perfil de concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, e  $PCI_g$  para  $R_a = 40\%$ .

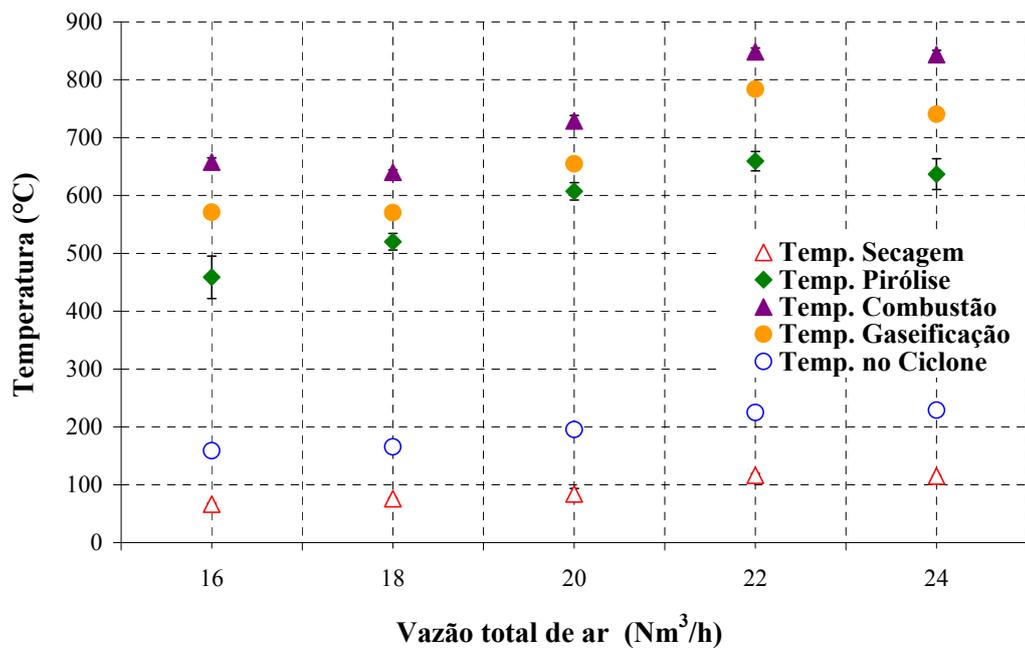


Figura 4.5. Perfil de temperaturas no gaseificador para  $R_a = 40\%$ .

O perfil de concentrações de CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, e PCI<sub>g</sub>, assim como as temperaturas no gaseificador em função das vazões totais de ar alimentadas ao gaseificador e um  $R_a = 80\%$ , são mostradas nas Figuras 4.6 e 4.7, respectivamente. A uma vazão de ar de 20 Nm<sup>3</sup>/h é atingida a maior concentração de CO (19,04 %v) no gás produzido, coincidindo precisamente com a menor concentração de CH<sub>4</sub> (0,89 %v). A concentração de H<sub>2</sub> e o PCI<sub>g</sub> mostraram um leve acréscimo, para 22 Nm<sup>3</sup>/h, chegando a 16,83 %v e 4,54 MJ/Nm<sup>3</sup>, respectivamente. A partir desta vazão de ar, o processo começa a ser favorecido pela combustão, como mostra a Figura 4.6.

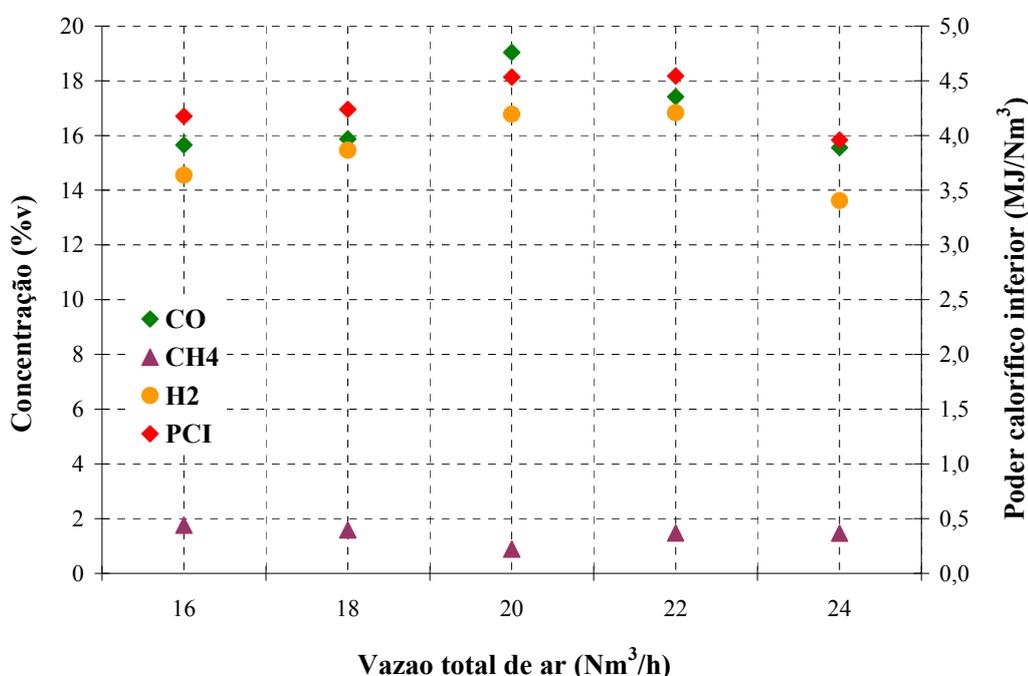


Figura 4.6. Perfil de concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, e PCI<sub>g</sub> para  $R_a = 80\%$ .

O perfil de temperaturas apresentado na Figura 4.7, mostra uma maior temperatura na zona de pirólise (731,04 °C) do que a temperatura de gaseificação (642,61 °C), para 20 Nm<sup>3</sup>/h de vazão de ar. Isto sugere que quando um 80% do ar que entra no segundo estágio é alimentado no primeiro, para uma vazão total de ar de 20 Nm<sup>3</sup>/h, a devolatilização da biomassa resulta muito mais favorecida permitindo compostos muito mais leves que são mais facilmente craqueados ao passar pela zona de combustão. O baixo teor de CH<sub>4</sub> para esta condição pode ser atribuído a este fenômeno.

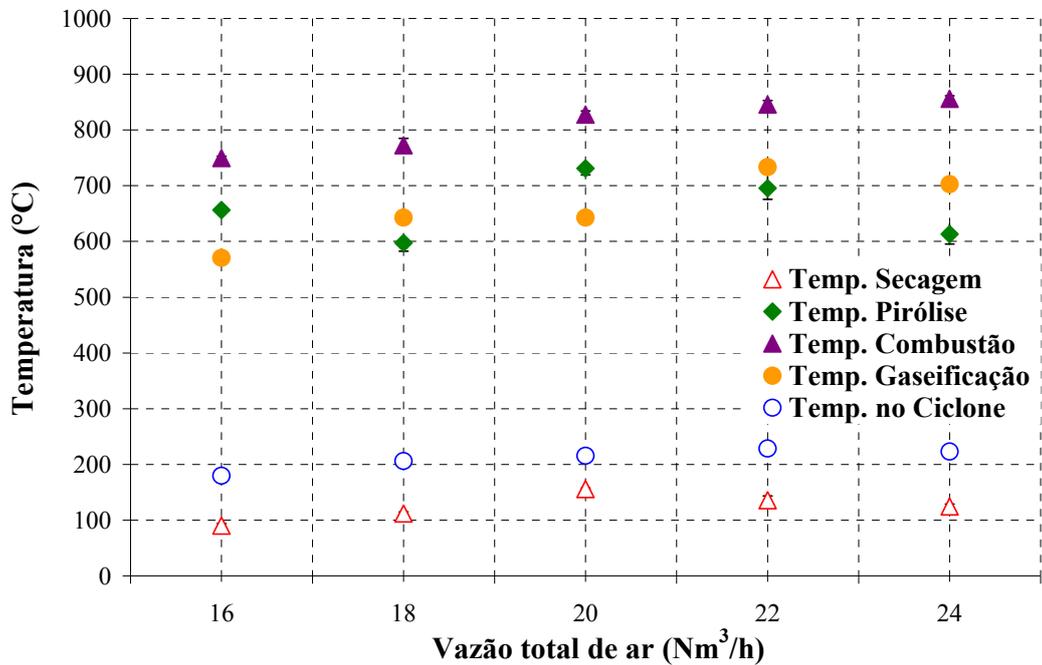
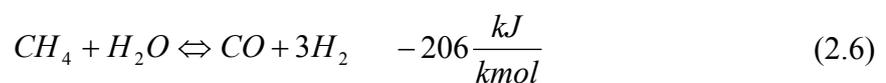


Figura 4.7. Perfil de temperaturas no gaseificador para  $R_a = 80\%$ .

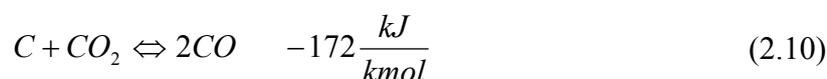
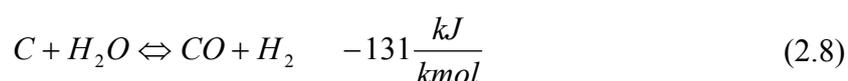
Além do que foi discutido anteriormente, sabe-se que altas temperaturas favorecem a concentração do  $H_2$  e do  $CO$ , enquanto a concentração de  $CH_4$  diminuí. De fato esse é uma das causas das menores concentrações de  $CH_4$  nos leitos móveis em comparação com os leitos fluidizados. Isto se justifica a partir do princípio de *Lé Chatelier* (quando sobre um sistema químico em equilíbrio é exercida uma ação exterior que modifica as condições do sistema, o equilíbrio se desloca no sentido que tenda a contra-restar a perturbação introduzida), onde, e para o caso em estudo, maiores temperaturas favorecem os reagentes nas reações exotérmicas, enquanto nas reações endotérmicas são favorecidos os produtos. O anterior pode ser expresso segundo a reação homogênea que envolve a formação de  $CO$  e  $H_2$  apresentada no capítulo 2 (equação 2.6).



### 4.2.3 Efeito do Primeiro Estágio na Concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, do Gás

O gaseificador em questão pode ser considerado como um gaseificador convencional co-corrente quando é operado só com o segundo estágio de fornecimento de ar. A adição de uma segunda parcela de ar ao processo, logo acima do ponto normal de alimentação de ar, deve aumentar a temperatura nesta zona do gaseificador, influenciando as etapas de pirólise e secagem presentes na gaseificação propriamente dita.

As Figuras 4.8, 4.9 e 4.10 mostram a comparação entre as concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub> para valores de  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ . Como é possível verificar, a concentração de CO apresenta variação na faixa compreendida entre 14,75 e 19,04 %v. A alta concentração de CO (19,04 %v) e H<sub>2</sub> (16,83 %v) a 20 Nm<sup>3</sup>/h e  $R_a = 80\%$ , é atribuída à boa estabilidade e desempenho das zonas de pirólise e combustão, onde se forma o H<sub>2</sub>O e o CO<sub>2</sub> que posteriormente reagem com o leito de carvão que sustenta a grelha, favorecendo as reações endotérmicas de *Shift* e de *Boudard*. Estas reações são as responsáveis pela formação destes compostos energéticos, como mostram as equações (2.8) e (2.10), já apresentadas no capítulo 2. Assim, é de esperar para esta condição em particular, uma diminuição considerável no conteúdo de inqueimados.



Segundo Devi et al. (2003), o bom desempenho dos gaseificadores de duplo estágio de fornecimento de ar depende fortemente da estabilidade da zona de pirólise, a qual é controlada pelo balanço entre o movimento descendente do sólido e a propagação ascendente da chama da zona de combustão. Se as partículas de biomassa se movimentam mais rápido que da propagação da chama, a zona de pirólise alcança o segundo ponto de fornecimento de ar fazendo que todo o sistema se comporte como um gaseificador convencional co-corrente. Sendo assim, a alimentação de ar em ambos estágios consolida-se como fator chave no controle e equilíbrio da propagação do frente da chama na zona de combustão.

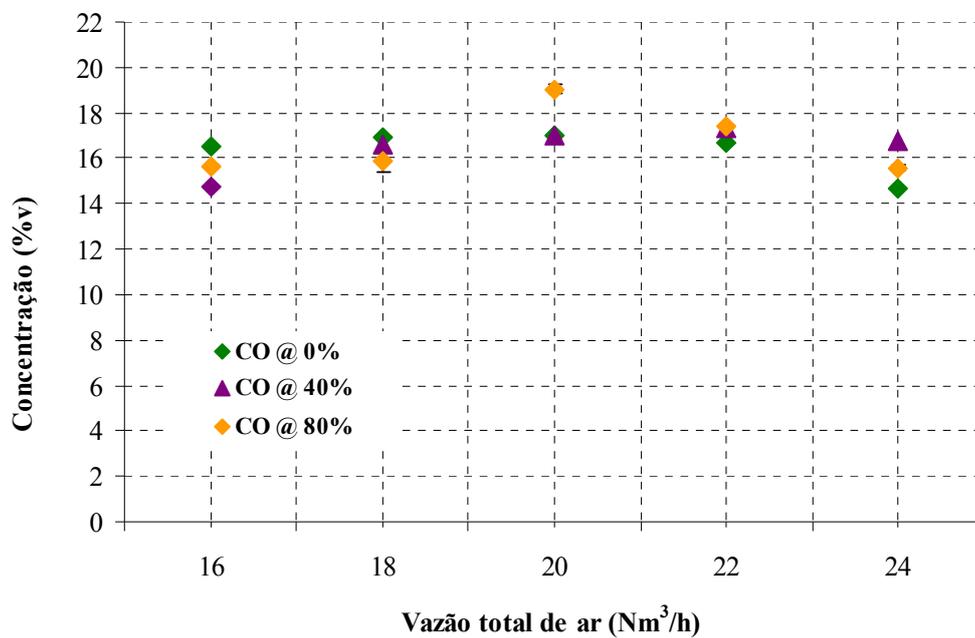


Figura 4.8. Concentração de CO em função da vazão de ar, para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

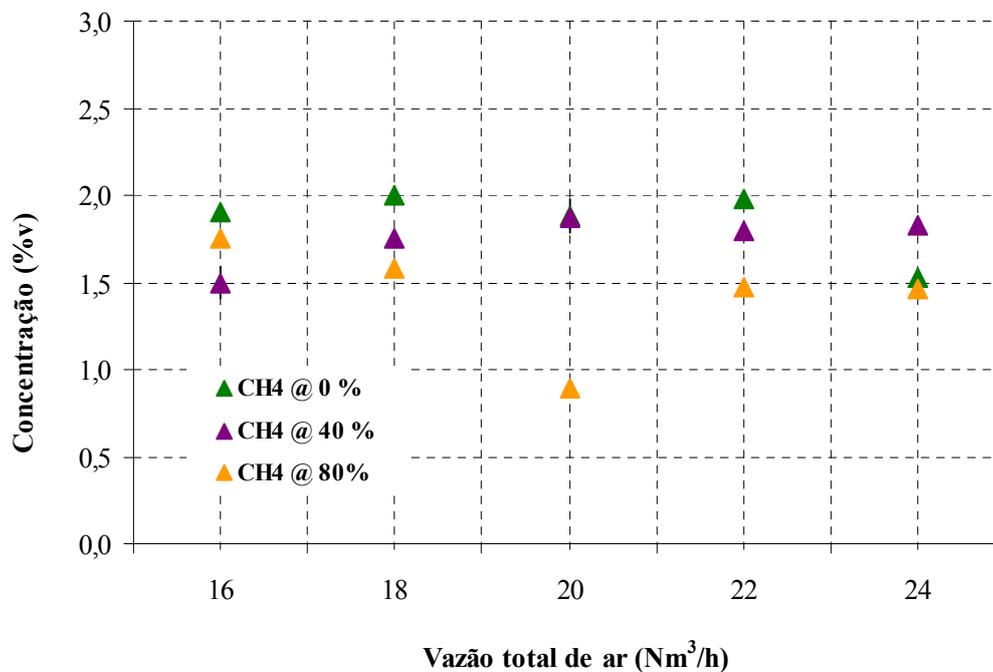


Figura 4.9. Concentração de CH<sub>4</sub> em função da vazão de ar, para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

A concentração de metano apresentou variações principalmente na faixa de 1,47 e 2 %v, com um mínimo de 0,89 %v, a 20 Nm<sup>3</sup>/h de vazão total e  $R_a = 80\%$ , quer dizer, no ponto onde foram atingidas a maiores concentrações de CO e H<sub>2</sub>. O anterior confirma o efeito do primeiro estágio de fornecimento de ar, no favorecimento da zona de pirólise e secagem, permitindo melhorar o craqueamento do alcatrão presente no gás produzido. Segundo Sutton et al. (2001), o alcatrão é transformado por mecanismo térmico e em presença de H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub> ou uma mistura de ambos, produzindo CO e H<sub>2</sub>, conforme as equações 4.1 e 4.2. De acordo com Milne et al. (1998), temperaturas da ordem de 600 e 700 °C, aceleram a destruição dos produtos primários da pirólise.

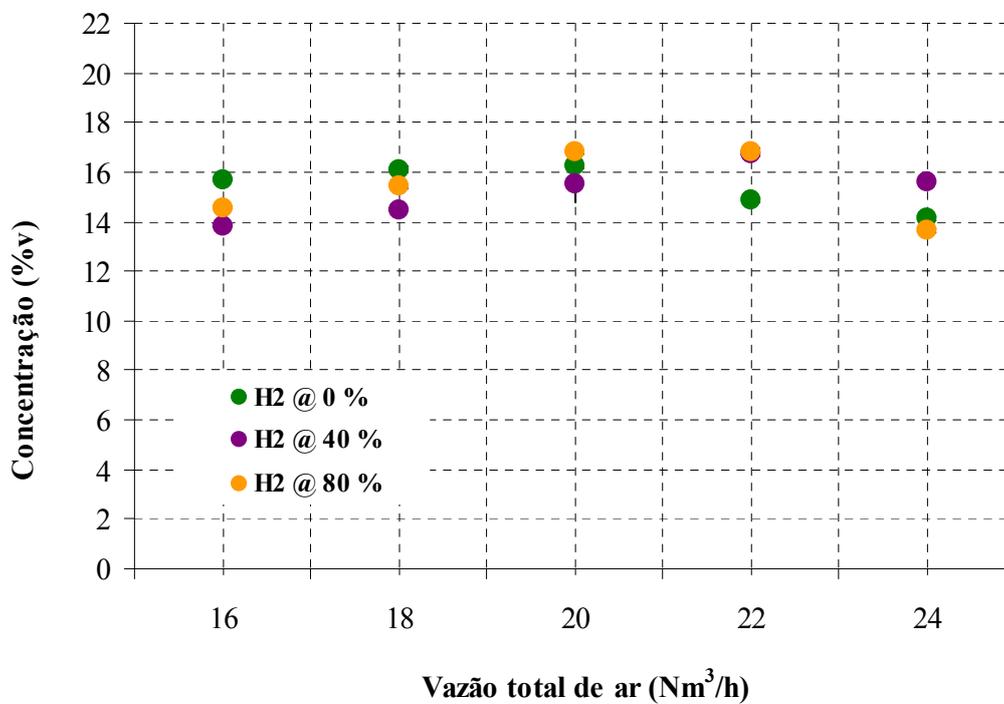
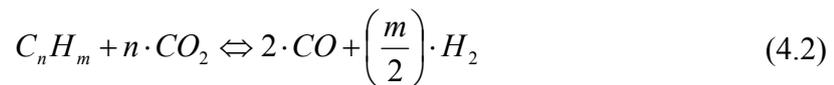
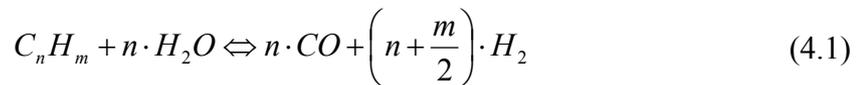


Figura 4.10. Concentração de H<sub>2</sub> em função da vazão de ar, para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

Os resultados apresentados em termos de concentração do gás gerado concordam com os reportados por Andrade (2007). O autor, em experimentos de gaseificação de madeira em um gaseificador co-corrente evidenciou as vantagens da implementação do duplo estágio de fornecimento de ar: o teor de alcatrão presente no gás gerado se reduz mais de 13 vezes (passou de 1434,0 mg/Nm<sup>3</sup> a 107,1 mg/Nm<sup>3</sup>), os teores de CO e H<sub>2</sub> aumentaram, passando de 16,5 a 18,37 %v e de 13,36 a 14,27 %v respectivamente, enquanto o teor de CH<sub>4</sub> diminuiu, passando de 2,22 a 1,22 %v.

Segundo Bhattacharya et al. (1999), a implementação de dois estágios de fornecimento de ar em um gaseificador co-corrente resulta em uma diminuição do teor de alcatrão presente no gás, e em um aumento nas concentrações de CO e H<sub>2</sub> em comparação com o gaseificador co-corrente convencional. Neste sentido, os resultados encontrados no presente trabalho permitem evidenciar o comportamento ressaltado pelos autores. Para 20 Nm<sup>3</sup>/h e  $R_a = 0\%$ , as concentrações de CO e H<sub>2</sub> foram de 16,98 e 16,25 %v respectivamente, enquanto a de CH<sub>4</sub> foi de 1,88 %v. Sob esta mesma vazão de ar, mas com  $R_a = 80\%$ , os teores de CO e H<sub>2</sub> aumentaram até 19,04 e 16,78 %v, respectivamente, com diminuição do teor de CH<sub>4</sub> de 0,89 %v. Considerando o anterior, e a comparação dos resultados obtidos para todos os testes experimentais realizados, é possível afirmar que o gás gerado, segundo 20 Nm<sup>3</sup>/h e  $R_a = 80\%$ , consolida-se como a condição mais indicada para a alimentação do gás no motor.

#### 4.2.4 Resultados e Discussão do Balanço de Massa e Energia

Como foi explicado no capítulo 3, o balanço de massa e energia permitiu a determinação das concentrações de CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O, além das variáveis de resposta consideradas para a avaliação do processo: potência do gás produzido ( $E_u$ ), capacidade de produção de gás por biomassa fornecida (*yield*), eficiência a frio do processo ( $\eta_{frio}$ ), velocidade superficial do gás gerado ( $U_s$ ), taxa específica de gaseificação (*SGR*), e fator de ar (*FA*), a partir da vazão total de ar fornecida ao gaseificador e as concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub> medidas na condição experimental respectiva. Sendo assim, na Tabela 4.8, apresentam-se os resultados dos fluxos mássico e energéticos, para cada condição experimental considerada. Na Tabela 4.9, mostram-se as variáveis operacionais indicadas acima, assim como algumas propriedades do gás produzido (poder calorífico da mistura gás/ar e relação estequiométrica) importantes na avaliação do gás em MACI.

Tabela 4.8. Fluxos mássicos e energéticos para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

Teste	Fluxos mássicos (kg/h)				MBC (%)	Fluxos energéticos (kW)					$\eta_{frio}$ (%)
	$\dot{m}_a$	$\dot{m}_b$	$\dot{m}_r$	$\dot{m}_g$		$E_b$	$E_a$	$E_p$	$E_g$		
									$E_s$	$E_u$	
A <sub>1</sub>	20,69	12,96	0,83	36,33	110,43	64,39	0,09	21,38	2,49	40,62	62,99
A <sub>2</sub>	23,28	15,06	0,96	41,45	110,64	74,82	0,10	24,27	2,73	47,92	63,96
A <sub>3</sub>	25,86	16,65	1,06	45,96	110,61	82,74	0,11	26,38	3,47	53,00	63,97
A <sub>4</sub>	28,45	17,60	1,13	49,70	110,35	87,47	0,12	28,43	4,22	54,94	62,73
A <sub>5</sub>	31,04	17,09	1,09	51,67	109,62	84,92	0,13	30,85	4,16	50,05	58,84
B <sub>1</sub>	20,69	11,29	0,72	34,32	109,56	56,10	0,09	21,51	1,77	32,91	58,57
B <sub>2</sub>	23,28	13,93	0,89	40,09	110,14	69,21	0,10	24,22	2,19	42,89	61,89
B <sub>3</sub>	25,86	16,32	1,04	45,56	110,48	81,09	0,11	26,52	3,08	51,60	63,55
B <sub>4</sub>	28,45	18,61	1,19	50,92	110,71	92,49	0,12	28,50	4,11	60,00	64,79
B <sub>5</sub>	31,04	19,40	1,24	54,45	110,42	96,38	0,13	31,05	4,43	61,03	63,23
C <sub>1</sub>	20,69	12,10	0,77	35,30	110,00	60,13	0,09	21,42	2,13	36,66	60,89
C <sub>2</sub>	23,28	13,82	0,88	39,96	110,09	68,67	0,10	23,94	2,43	42,39	61,64
C <sub>3</sub>	25,86	17,30	1,11	46,74	110,86	85,96	0,11	25,46	3,61	57,00	66,23
C <sub>4</sub>	28,45	18,16	1,16	50,37	110,55	90,22	0,12	27,99	4,14	58,21	64,43
C <sub>5</sub>	31,04	17,18	1,10	51,77	109,65	85,37	0,13	30,76	4,01	50,73	59,34

De forma geral, é possível afirmar que a verificação do balanço de massa (MBC), para todos os testes desenvolvidos, apresenta um erro de 10%. Este valor é considerado como satisfatório dado a magnitude do equipamento experimental e sua complexidade na operação (existe muito mais potencialidade nos incrementos dos erros experimentais), assim como a serie de considerações assumidas (teor de inqueimados, cinzas, etc.). Neste último sentido a medição via laboratório (análise elementar e imediata) do carbono presente nas cinzas, para sua consideração no balanço de massa e energia, poderia reduzir o erro envolvido.

Como pode ser visto na Tabela 4.8, o consumo de biomassa não é constante e apresenta tendência de aumento com a vazão de ar alimentada no gaseificador. A partir deste comportamento é verificado como a quantidade de ar alimentada nos gaseificadores de leito

móveis controla a taxa de consumo de biomassa. Este comportamento é igualmente ressaltado por Yamazaki et al. (2005), García-Bacaicoa et al. (2008) e Tinaut et al. (2008). Com base no anterior, é possível concluir que o fator de ar ( $FA$ ), embora seja um dos parâmetros mais importantes no processo de transformação termoquímica, não é uma variável de controle direto no gaseificador.

Tabela 4.9. Variáveis operacionais envolvidas para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

Teste	yield (Nm <sup>3</sup> /kg)	FA	Us (Nm/s)	SGR (kg/m <sup>2</sup> .h)	Concentração (%)						PC <sub>m</sub> (kJ/Nm <sup>3</sup> )	R <sub>A/G</sub> (kg/kg)
					CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>		
A <sub>1</sub>	2,53	0,31	0,13	183,33	14,77	12,32	38,81	16,49	1,90	15,70	2293,35	1,10
A <sub>2</sub>	2,50	0,30	0,15	213,03	14,73	12,16	38,11	16,90	2,00	16,11	2326,48	1,14
A <sub>3</sub>	2,51	0,30	0,16	235,59	14,63	12,13	38,13	16,98	1,88	16,25	2324,76	1,13
A <sub>4</sub>	2,54	0,31	0,18	249,04	14,42	12,93	39,17	16,66	1,98	14,84	2281,93	1,09
A <sub>5</sub>	2,68	0,35	0,18	241,79	15,11	12,89	41,68	14,68	1,53	14,11	2147,39	0,95
B <sub>1</sub>	2,69	0,35	0,12	159,73	14,94	13,12	41,88	14,75	1,50	13,81	2138,45	0,94
B <sub>2</sub>	2,58	0,32	0,14	197,04	14,17	13,23	39,82	16,58	1,76	14,44	2251,38	1,05
B <sub>3</sub>	2,53	0,30	0,16	230,88	14,34	12,63	38,61	17,03	1,87	15,52	2306,32	1,11
B <sub>4</sub>	2,50	0,29	0,18	263,34	14,52	11,95	37,69	17,32	1,80	16,73	2344,19	1,15
B <sub>5</sub>	2,54	0,31	0,19	274,41	14,47	12,54	38,81	16,79	1,83	15,55	2295,38	1,10
C <sub>1</sub>	2,61	0,33	0,12	171,19	14,80	12,86	40,38	15,66	1,76	14,54	2218,46	1,02
C <sub>2</sub>	2,60	0,32	0,14	195,51	14,85	12,37	39,87	15,87	1,58	15,46	2239,33	1,04
C <sub>3</sub>	2,49	0,29	0,17	244,73	13,18	12,56	36,92	19,04	1,47	16,83	2385,80	1,18
C <sub>4</sub>	2,53	0,30	0,18	256,87	14,24	12,01	38,04	17,41	1,47	16,83	2327,29	1,12
C <sub>5</sub>	2,68	0,35	0,18	243,07	14,32	13,53	41,50	15,56	1,47	13,62	2163,62	0,95

Como se pode ver na Figura 4.11, enquanto a velocidade superficial ( $Us$ ) aumenta proporcionalmente com o incremento da vazão total de ar alimentada, o fator de ar, não mostra uma clara tendência. Iguais resultados foram evidenciados por Yamazaki et al. (2005). A partir das equações de  $FA$  e  $Us$  apresentadas no capítulo 2, é possível co-relacionar as duas variáveis em termos do fluxo de ar e o fluxo de geração de resíduos, como mostra a equação 4.3.

$$FA = \frac{\dot{m}_a}{(R_{A/C})_{est} \cdot \rho_a} \cdot \frac{1}{U_s \cdot \rho_g \cdot A - \dot{m}_a + \dot{m}_r} \quad (4.3)$$

A equação 4.3, é uma relação lineal que apresentaria comportamento diferente se o fluxo de geração de resíduos mudasse notavelmente ao variar a vazão de ar. Isso poderia ocorrer por formação de espaços mortos no interior do reator, o por condições de ar que não favorecem a gaseificação. Esta explicação pode justificar a relação entre o fator de ar e a velocidade superficial do gás gerado.

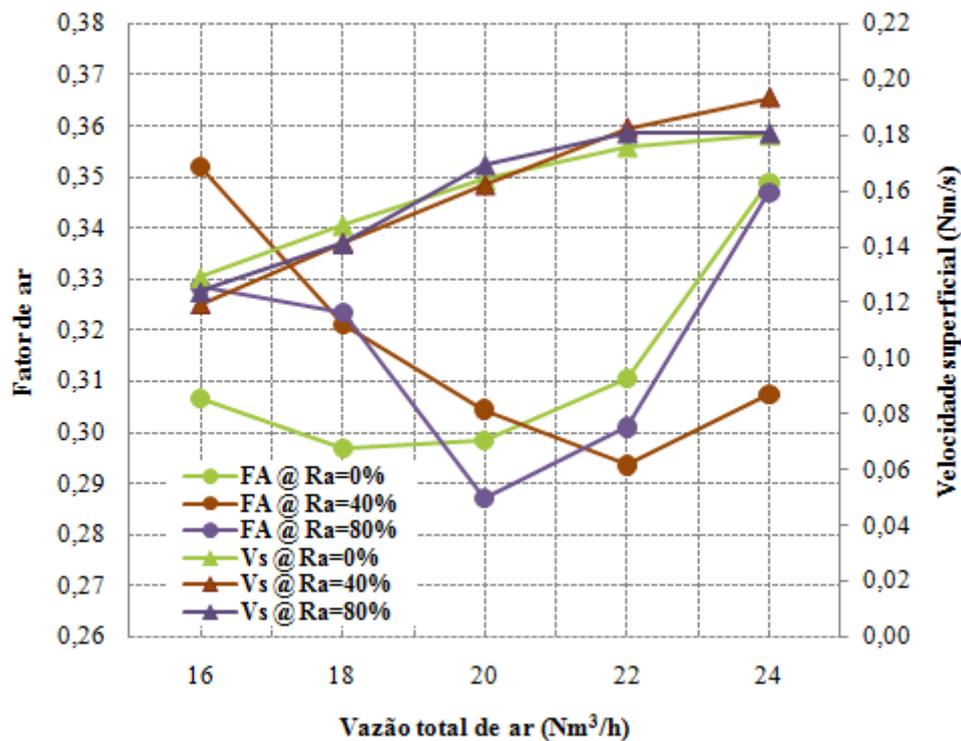


Figura 4.11. Comportamento do fator de ar e a velocidade superficial.

A  $U_s$  é considerada por vários autores como um os fatores mais determinantes no desempenho de gaseificadores de leito móvel. Segundo Reed et al. (1999), uma baixa velocidade superficial faz que as condições de pirólise no gaseificador sejam relativamente lentas, favorecendo os inqueimados nas cinzas (produção de carvão) e um gás com alto teor de alcatrão.

Segundo Fagbemi et al. (2001), o teor de alcatrão na pirólise de biomassa, decresce com tempos de residência na faixa de 0,3 a 4 s, obtendo maiores eficiências de craqueamento térmico a maiores temperaturas e tempos. Neste sentido, e considerando a relação inversa entre a velocidade e o tempo de residência, além do comentado acima, deve existir um ponto em que estas duas variáveis devam interagir positivamente em detrimento do teor de alcatrão no gás produzido.

Apesar de não ter medições do alcatrão e poder assim evidenciar o efeito da  $Us$  no alcatrão presente no gás, é possível observar para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ , uma tendência da  $Us$  a diminuir para vazões de ar superiores de  $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$  (Figura 4.11 e 4.12). Neste ponto, para todas as  $R_a$ , a  $Us$  está em torno de  $0,18 \text{ Nm/s}$ , o que equivale a ter um tempo de residência de  $0,67 \text{ s}$ , considerando uma temperatura média no reator de  $750 \text{ }^\circ\text{C}$  e um comprimento de  $0,8 \text{ m}$  desde a zona de pirólise até o ponto de saída do gás para o ciclone. Como foi explicado anteriormente, para vazões de ar superiores de  $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , o processo começa a ser favorecido pela combustão, apresentando diminuição no  $PCI_g$ . Sendo assim, é possível concluir que  $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de vazão de ar, mostra-se como o limite superior de operação do gaseificador.

O efeito da vazão de ar na taxa específica de gaseificação ( $SGR$ ), assim como na  $Us$  se mostram na Figura 4.12. Para todas as distribuições de ar consideradas ( $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ ), a  $SGR$ , apresenta um comportamento praticamente igual à  $Us$ . Ambas variáveis mostram uma tendência constante até  $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , para depois começar a diminuir. Sob esta condição a  $SGR$ , para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ , esta em torno de  $250 \text{ kg/m}^2.\text{h}$ . Esta variável é ressaltada por Tiangco et al. (1996), Jain & Goss (2000) e Singh et al. (2006), como parâmetro chave de escalonamento, já que expressa a taxa de consumo de biomassa por unidade de área do reator.

Para gaseificação de casca de arroz, Jain & Goss (2000), ressaltam uma maior eficiência da gaseificação a  $192,5 \text{ kg/h.m}^2$ , em quanto que Tiangco et al. (1996), para o mesmo tipo de biomassa, obtiveram  $200 \text{ kg/h.m}^2$ . Da mesma forma, Singh et al. (2006), em experimentos com castanha de caju, encontraram como valor ótimo  $167 \text{ kg/h.m}^2$  para uma eficiência de gaseificação do  $70\%$ . Os resultados encontrados por esses autores concordam com os deste trabalho.

Por outro lado, as Figuras 4.13, 4.14 e 4.15, mostram o efeito do fator de ar no  $PCI_g$  para cada combinação experimental. De forma geral, é possível afirmar que o fator de ar mostra uma total influência no  $PCI_g$ .

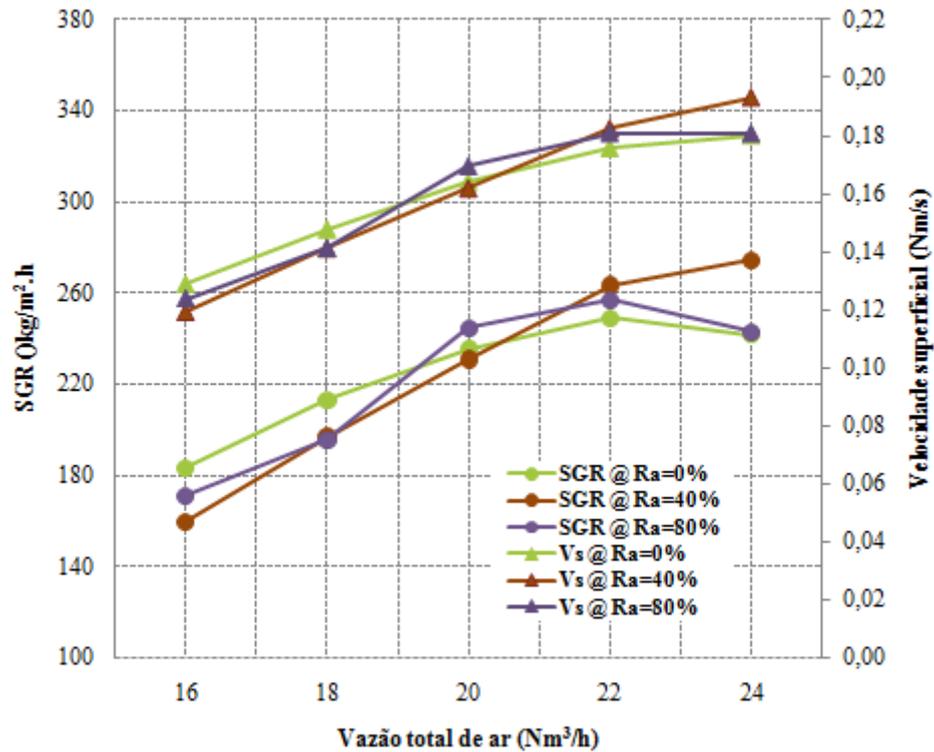


Figura 4.12. Taxa específica de gaseificação para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

Para  $R_a = 0\%$  (Figura 4.13), o  $FA$  começa em  $0,31$  ( $16 Nm^3/h$ ), desce até  $0,30$  ( $18 Nm^3/h$ ) e permanece constante até  $20 Nm^3/h$ , para logo depois subir aceleradamente até  $0,35$  ( $24 Nm^3/h$ ). Na faixa estável ( $18$  e  $20 Nm^3/h$ ) encontra-se igualmente uma estabilidade no  $PCI_g$ , e seu valor máximo em toda a faixa de operação ( $4,59 MJ/Nm^3$ ). A partir deste ponto, maiores vazões de ar, que correspondem precisamente a maiores  $FA$ , diminuem o  $PCI_g$ .

Para  $R_a = 40\%$ , (Figura 4.14) o  $FA$  começa em  $0,35$  ( $16 Nm^3/h$ ), e diminui até  $0,29$  ( $22 Nm^3/h$ ), onde é atingido o máximo  $PCI_g$  ( $4,64 MJ/Nm^3$ ). Posteriormente o  $FA$  começa incrementar até  $0,31$  ( $24 Nm^3/h$ ), mostrando uma diminuição no  $PCI_g$  ( $4,45 MJ/Nm^3$ ). Assim como para  $R_a = 0\%$ , o maior  $PCI_g$  é encontrado no menor  $FA$ .

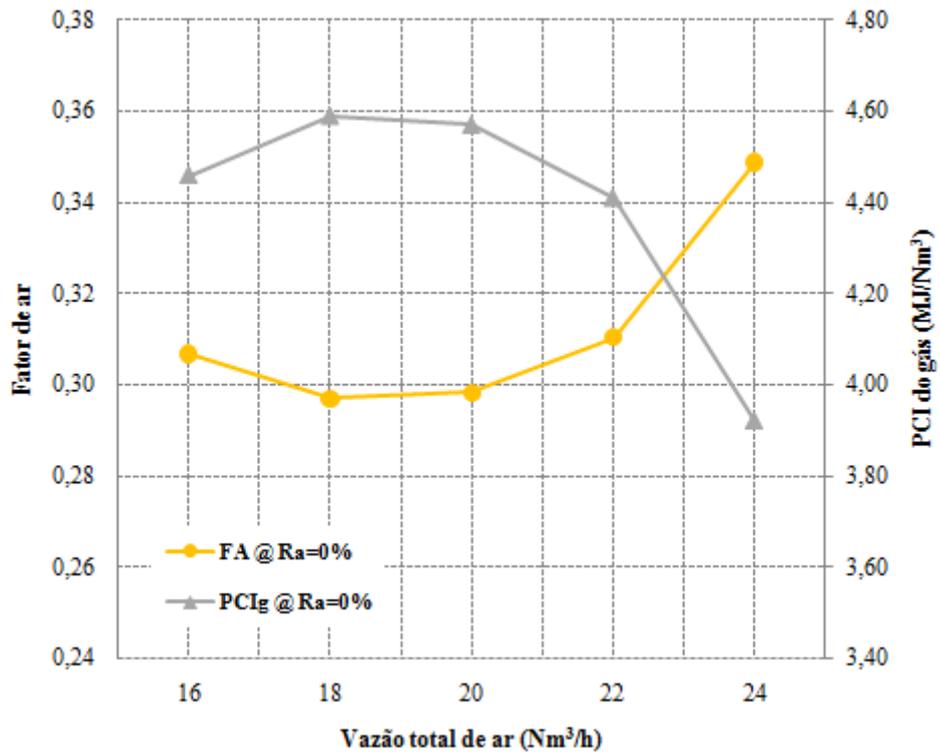


Figura 4.13. Fator de ar e  $PCI_g$  para  $R_a = 0\%$ .

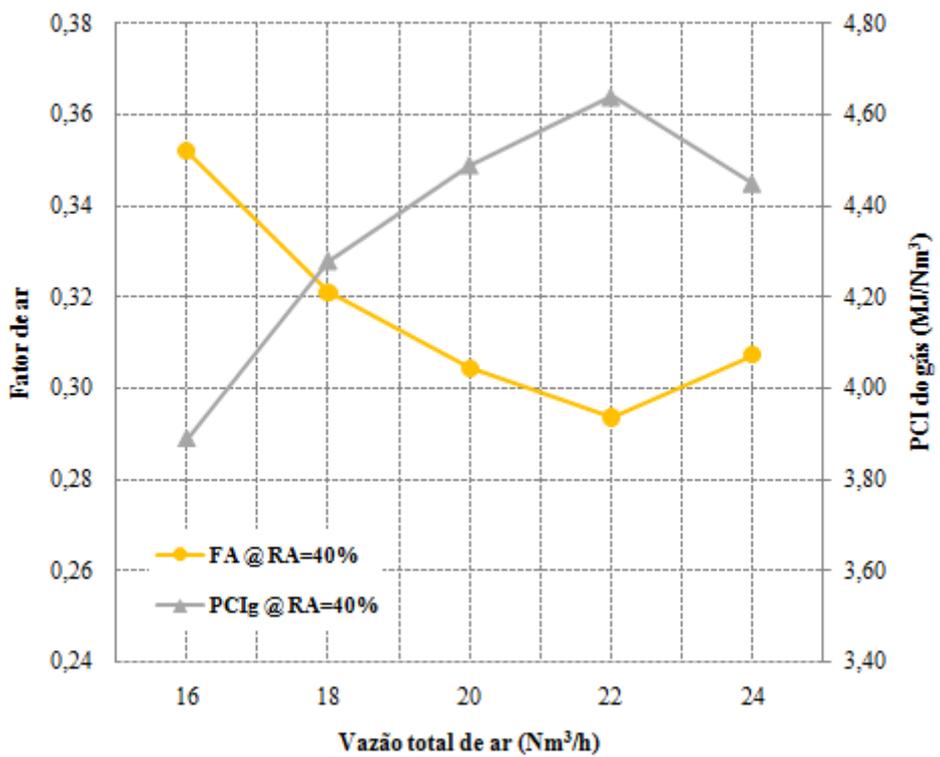


Figura 4.14. Fator de ar e  $PCI_g$  para  $R_a = 40\%$ .

Para  $R_a = 80\%$  (Figura 4.15), o comportamento do  $FA$  o do  $PCI_g$  mostra uma clara relação inversa: enquanto o  $FA$  diminui o  $PCI_g$  aumenta. Este comportamento concorda com o comportamento das concentrações de  $CO$ ,  $CH_4$  e  $H_2$  já discutidas anteriormente, sugerindo a coerência no modelo de cálculo desenvolvido. Para  $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , (onde obteve-se a menor concentração de  $CH_4$ ), o  $PCI_g$  é de  $4,53 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$ , correspondendo a um  $FA$  em torno de  $0,29$ .

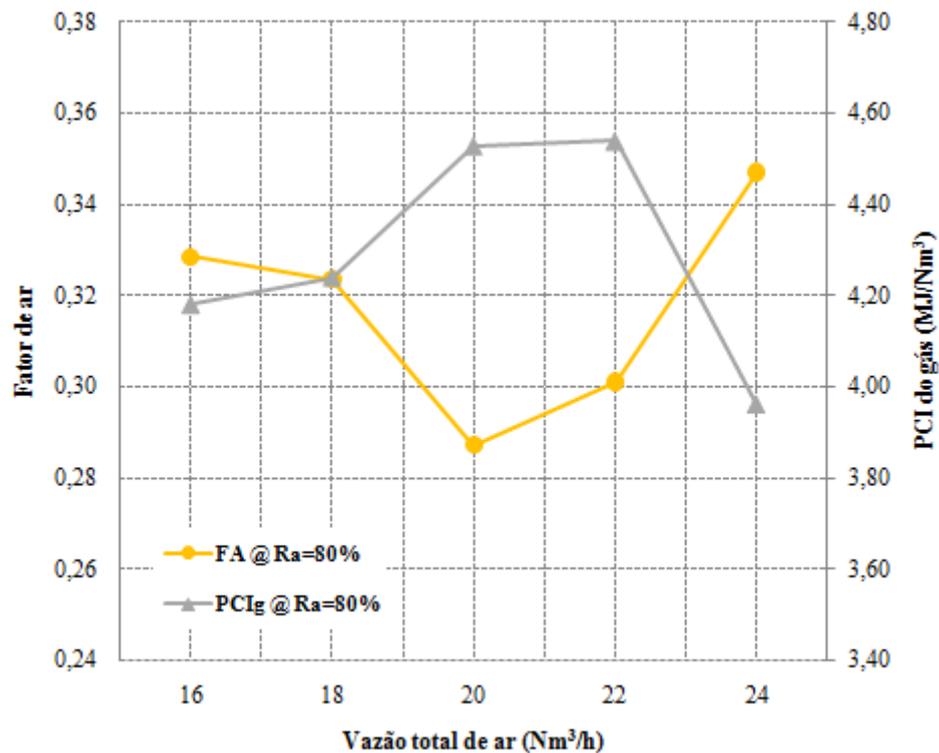


Figura 4.15. Fator de ar e  $PCI_g$  para  $R_a = 80\%$ .

A modo de comparação, a Figura 4.16, apresenta os comportamentos do fator de ar e do  $PCI_g$  para cada condição do  $R_a$ . Como é possível observar o gaseificador apresenta uma considerável estabilidade no poder calorífico para a faixa de vazões de ar estudadas, com valores compreendidos entre  $3,89$  e  $4,64 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$ . Isto demonstra a robustez e estabilidade operacional do equipamento. Quando o gaseificador trabalha só com o segundo estágio de ar (gaseificador co-corrente convencional) a tendência do fator de ar para esta condição difere dos envolvidos para  $R_a = 40$  e  $80\%$ . Este comportamento é atribuído ao maior consumo da biomassa quando o primeiro estágio começa a funcionar ( $R_a = 40$  e  $80\%$ ). Entre  $20$  e  $22$

$\text{Nm}^3/\text{h}$ , para cada condição de  $R_a$ , o fator de ar apresenta uma tendência a atingir o mesmo valor, justo o indicado pelo fabricante (0,35).

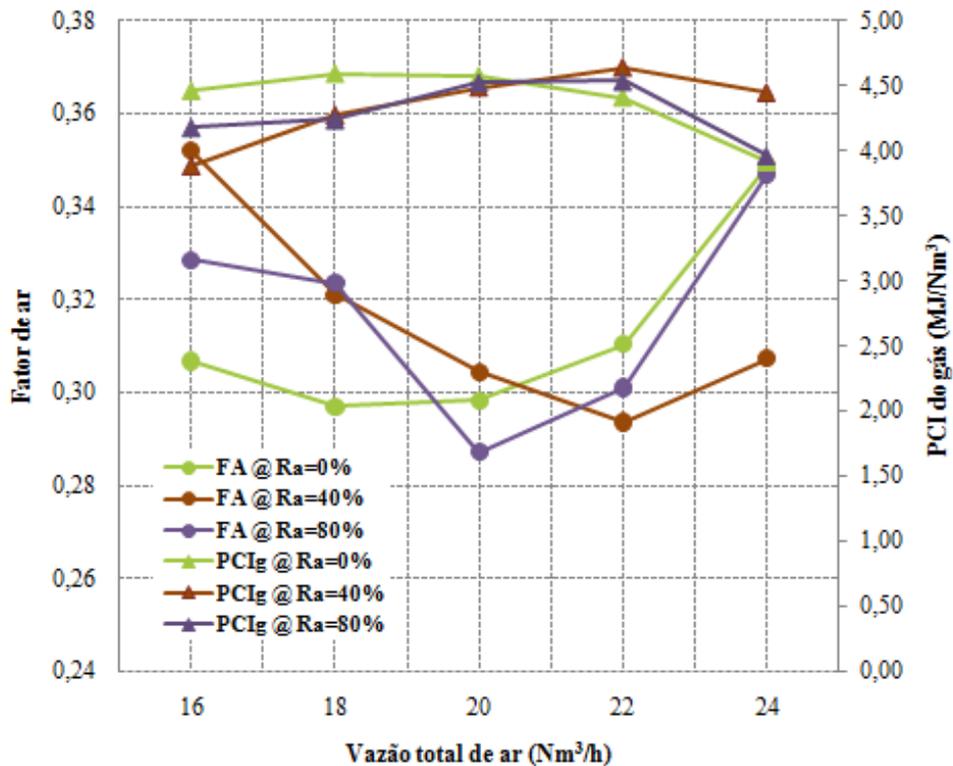


Figura 4.16. Comportamento do fator de ar e a  $PCI_g$  para  $R_a = 0, 40, 80\%$ .

A eficiência a frio de gaseificação ( $\eta_{frio}$ ) e a potência do gás produzido ( $E_u$ ) são mostradas nas Figuras 4.17, 4.18 e 4.19, em função da vazão de ar e cada condição de  $R_a$  (0, 40 e 80%). Para  $R_a = 0\%$ , (Figura 4.17), a eficiência do processo mostrou um valor máximo de 64%, na faixa de 18 e 20  $\text{Nm}^3/\text{h}$ , quer dizer onde se obteve o maior  $PCI_g$ . A potência, para 20  $\text{Nm}^3/\text{h}$  mostra um valor próximo ao indicado pelo fabricante (53 kW). Maiores vazões de ar dão origem a uma diminuição na eficiência do processo.

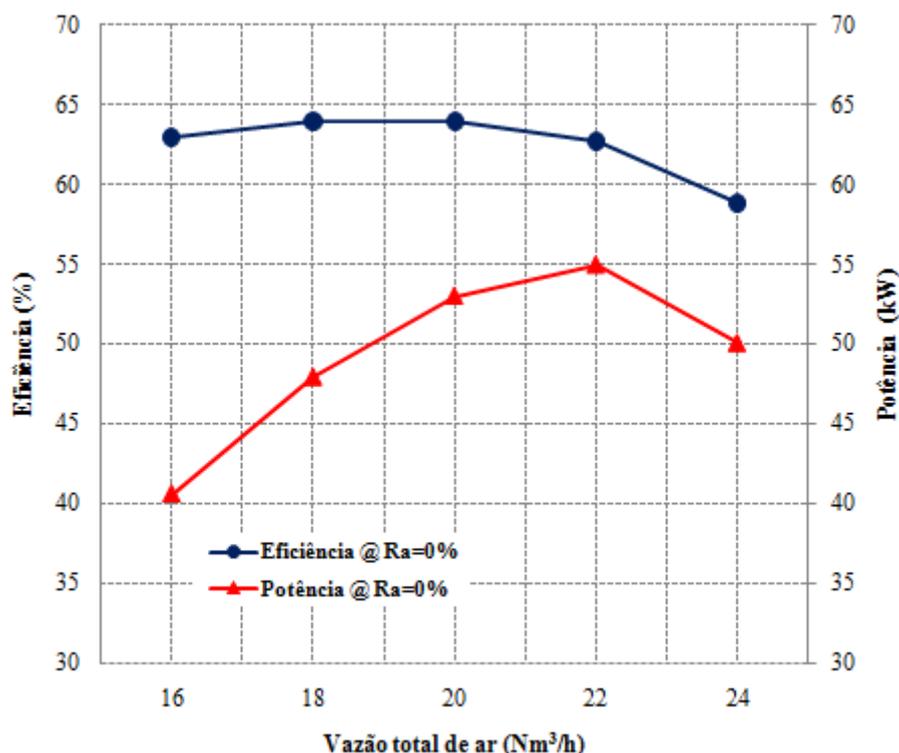


Figura 4.17. Eficiência a frio e potência do gás para  $R_a = 0\%$ .

O comportamento da eficiência e a potência, para  $R_a = 40\%$ , é apresentado na Figura 4.18. A eficiência mostra um pico máximo de 65 % a 22 Nm³/h. Maiores vazões indicam uma tendência a diminuir por causa do menor  $PCI_g$ . A maior potência (61 kW) é atingida em 24 Nm³/h, embora para esta condição o  $PCI_g$  seja menor em comparação com o ponto anterior (22 Nm³/h). Neste sentido, a vazão de gases gerada compensa o menor conteúdo energético do gás, permitindo tal potência.

Para  $R_a = 80\%$ , Figura 4.19, a uma vazão de 20 Nm³/h (onde obteve-se a menor concentração de CH<sub>4</sub>) a eficiência e a potência mostram valores de 66% e 57 kW, respectivamente. Isso indica que o gaseificador operado sob estas condições, além de produzir um gás combustível de boa qualidade, tem um o maior aproveitamento da biomassa, refletida por sua alta eficiência.

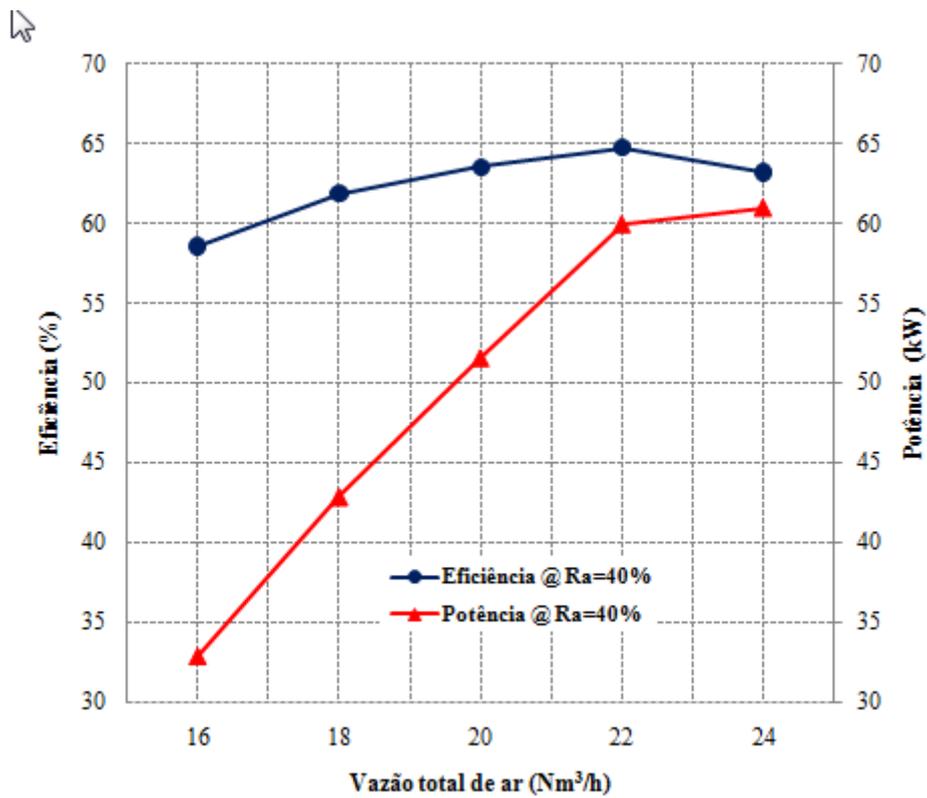


Figura 4.18. Eficiência a frio e potência do gás para  $R_a = 40\%$ .

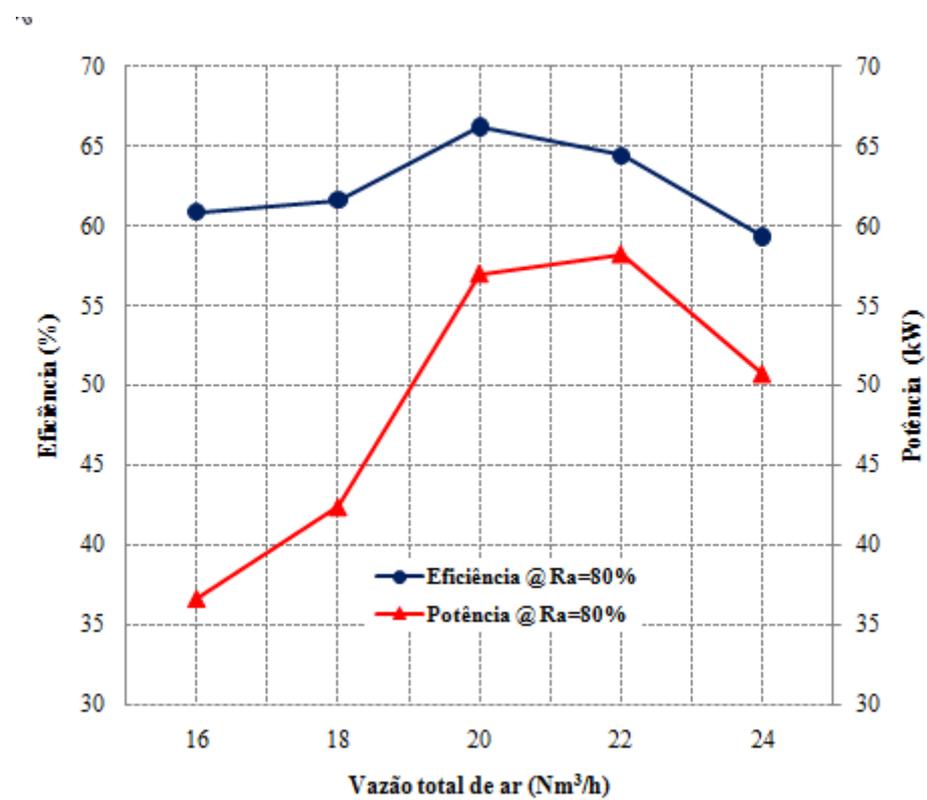


Figura 4.19. Eficiência a frio e potência do gás para  $R_a = 80\%$ .

As Figuras 4.20 e 4.21 mostram os comportamentos da potência do gás e a eficiência a frio do processo respectivamente, para as diferentes distribuições de ar entre os estágios. A potência mostra uma tendência igual para  $R_a = 0$  e 80%: comportamento ascendente até 22  $\text{Nm}^3/\text{h}$ , obtendo valores em torno de 55 kW. Por outro lado a eficiência apresenta um comportamento relativamente estável para a faixa de vazões estudadas, com variações na faixa de 59 e 66%. Isto confirma novamente a robustez e estabilidade do gaseificador.

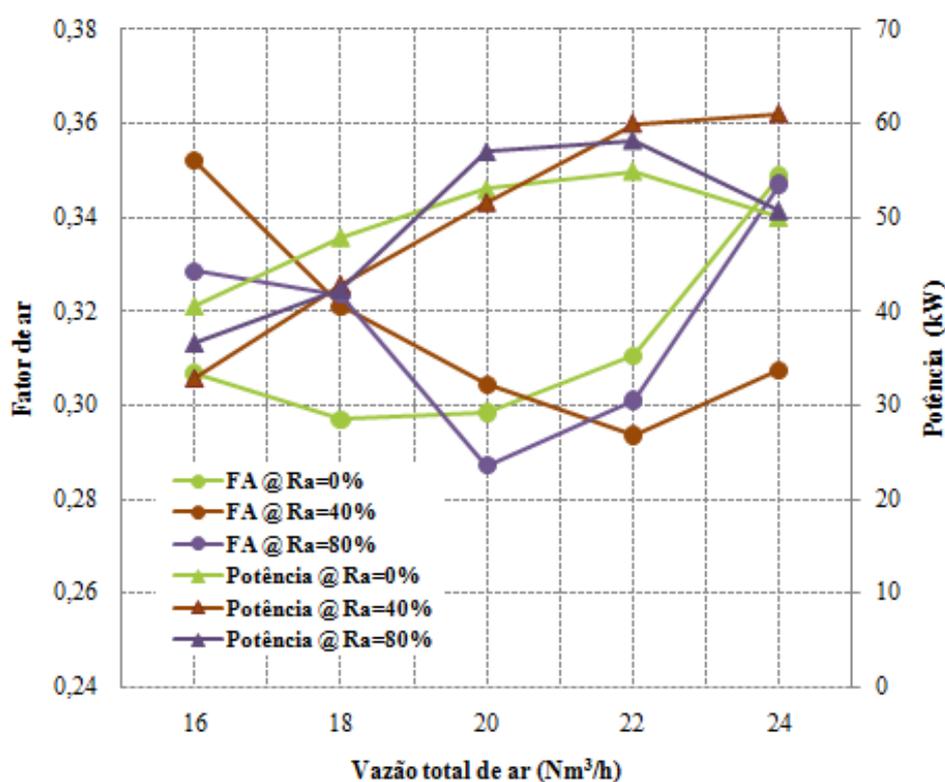


Figura 4.20. Comportamento do fator de ar e a potência do gás para  $R_a = 0, 40, 80\%$ .

A fim de ilustrar o processo estudado, a Figura 4.22 mostra a combustão do gás gerado evitando assim o impacto ambiental negativo nas vizinhanças do gaseificador, assim como de evidenciar da potência energética do gaseificador.

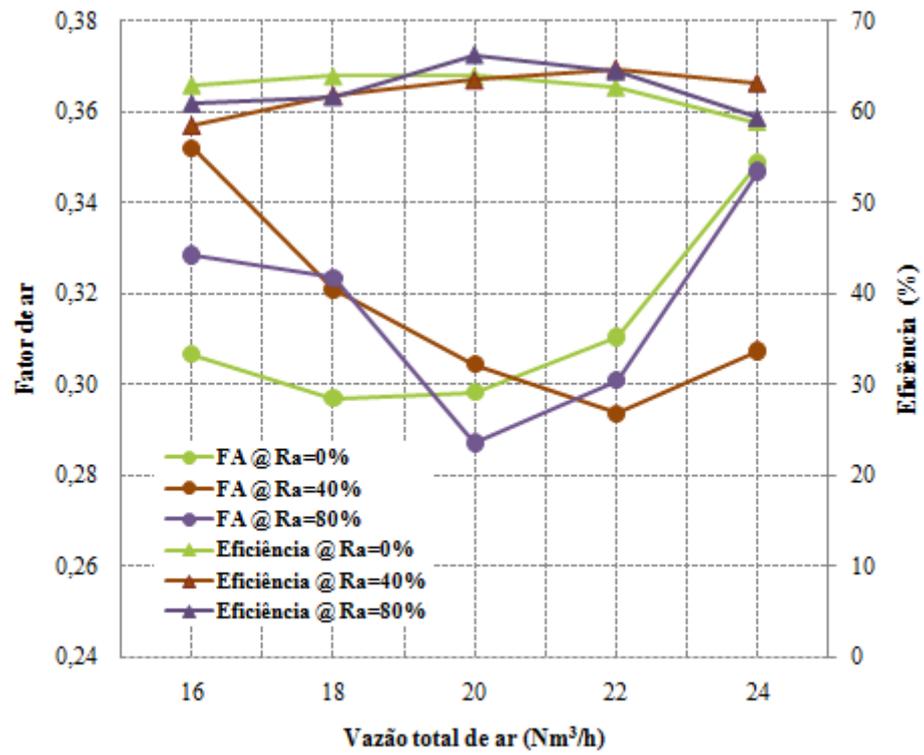


Figura 4.21. Comportamento do fator de ar e a eficiência a frio para  $R_a = 0, 40, 80\%$ .



Figura. 4.22. Combustão do gás gerado no *flare*.

Finalmente, a influência da vazão de ar na capacidade de produção de gás por biomassa alimentada (*yield*) para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ , é apresentada na Figura 4.23. Como é possível observar, para todas as condições consideradas, o *yield*, apresenta um comportamento praticamente constante na faixa de  $2,5$  a  $2,7 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ .

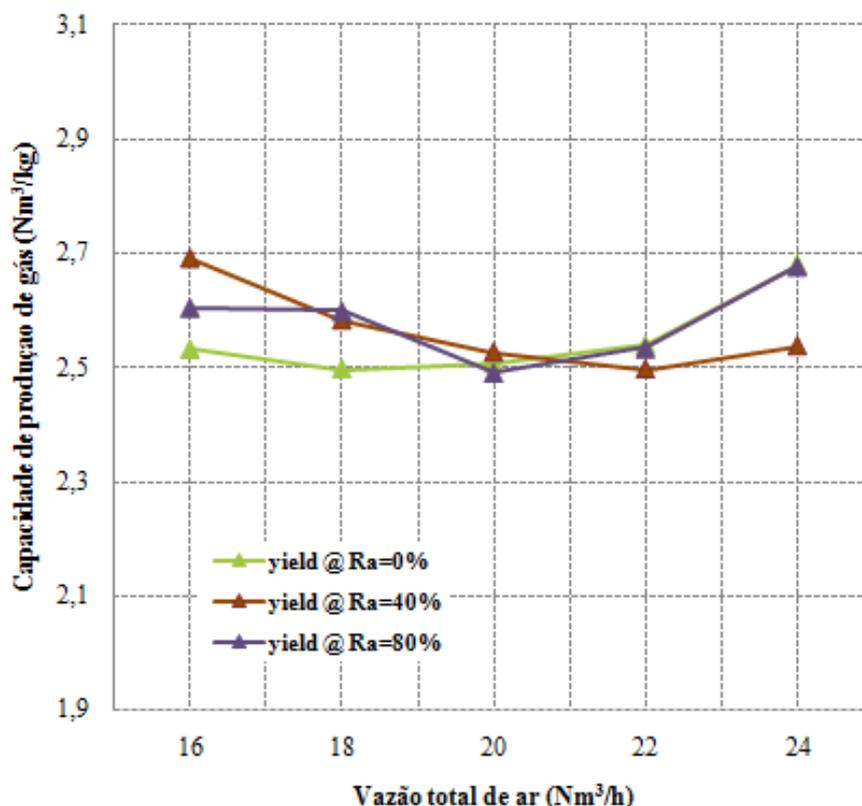


Figura 4.23. Capacidade de produção de gás por biomassa alimentada (*yield*) para  $R_a = 0, 40$  e  $80\%$ .

De forma geral é possível afirmar que os resultados obtidos a partir do modelo de cálculo implementado (baseados nas medições realizadas), mostram uma relativa concordância com os dados nominais fornecidos pelo fabricante do gaseificador (TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA Ltda), principalmente no dado da potência do gás produzido. Neste sentido, para todas as condições experimentais testadas, esta variável está na faixa indicada ( $1200 \pm 500 \text{ kW}/\text{m}^2$ , ou  $84 \pm 35 \text{ kW}$ ).

### 4.3 ANÁLISE DE RESULTADOS DOS TESTES COM O MOTOR

O motor foi operado com gás de gaseificação de biomassa obtido sob condições de 20 Nm<sup>3</sup>/h e  $R_a = 80\%$ . A sincronização da frequência da corrente gerada pelo motor com a frequência da rede mostrou uma notável sensibilidade a variações tanto da admissão do gás como do ar. A Figura 4.24 mostra as entradas destes fluxos no motor.

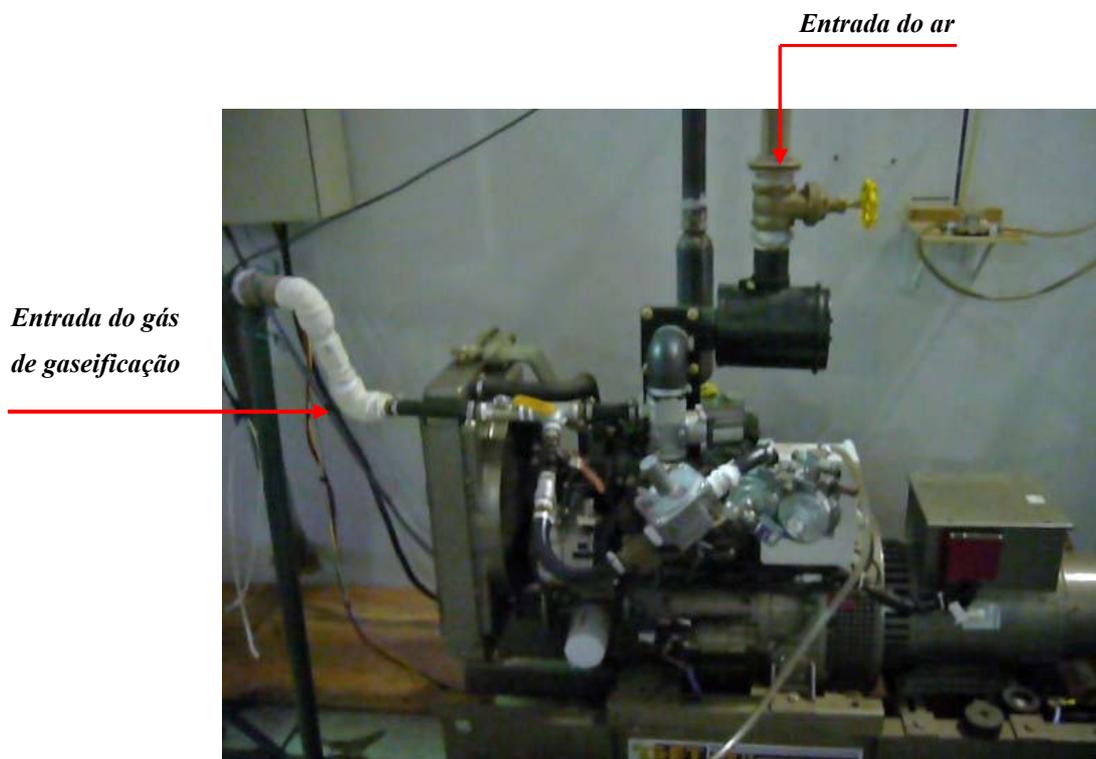


Figura 4.24. Entradas do gás de gaseificação e do ar no motor de combustão interna.

O gás produzido permitiu gerar uma potência elétrica de 5,3 kW a uma frequência de 60 Hz, conforme mostrado na Figura 4.25. Válvulas especiais de regulação dos fluxos de gás e ar, poderiam permitir otimizar o processo, e até diminuir a perda de potência do motor. Considerando que o motor apresenta uma potência nominal de 10 kW quando operado com gás natural, a queda de potência para o gás de gaseificação produzido na presente pesquisa está em torno de 50%.

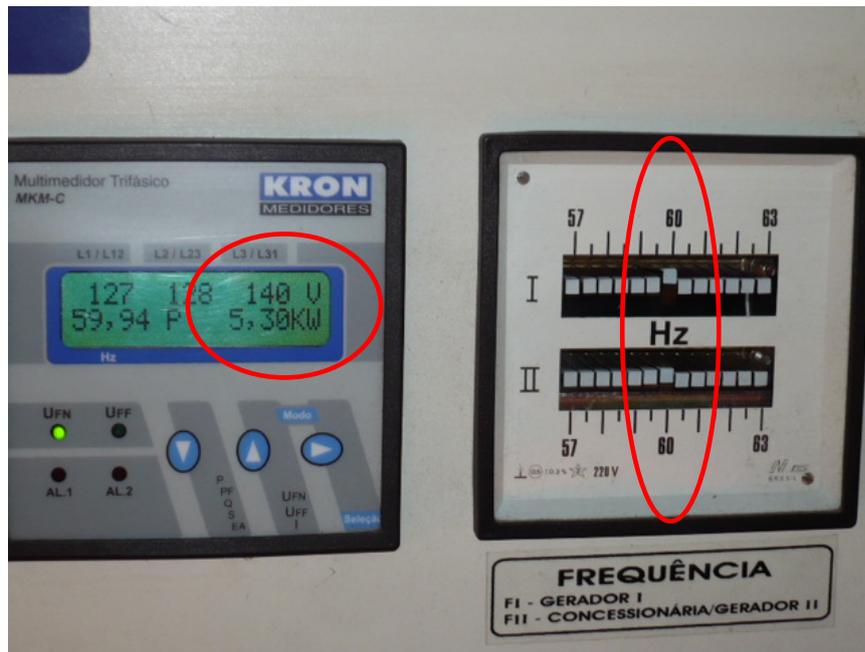


Figura 4.25. Potência elétrica atingida e frequência.

Conforme comentado no capítulo 2, a densidade energética da mistura gás/ar é a principal variável que influencia a queda de potência no motor. Este parâmetro é definido como a quantidade de energia da mistura combustível/comburente por unidade de massa ou de volume da mesma. Assim, o poder calorífico de qualquer mistura ( $PC_m$ ) pode ser determinado em função do poder calorífico do combustível ( $PC_c$ ) e a relação estequiométrica entre o volume da mistura ( $V_m$ ) e do combustível, neste caso gás, ( $V_g$ ), conforme a equação 4.4. Esta última expressão não é mais que a soma entre o volume de ar ( $V_a$ ) e o volume de combustível dividido pelo volume de combustível como mostra a equação 4.5.

$$PC_m = \frac{PC_c}{\frac{V_m}{V_g}} \quad (4.4)$$

$$\frac{V_m}{V_g} = \frac{V_a + V_g}{V_g} = \frac{V_a}{V_g} + 1 \quad (4.5)$$

Assim, o  $PC_m$  da mistura gás de gaseificação de biomassa (sem considerar alcatrão) e ar, pode ser calculado conforme a equação 4.6.

$$PC_m = \frac{10768 \cdot y_{H_2} + 12696 \cdot y_{CO} + 35866 \cdot y_{CH_4}}{1 + 2,38 \cdot y_{H_2} + 2,38 \cdot y_{CO} + 9,53 \cdot y_{CH_4}} \quad (4.6)$$

Como pode ser visto, o poder calorífico da mistura depende principalmente das concentrações combustíveis do gás pobre ( $y_i$ ). O poder calorífico inferior do gás para 20 Nm<sup>3</sup>/h e  $R_a = 0\%$ , apresentou um valor de 4,53 MJ/Nm<sup>3</sup>, considerando concentrações medias de 16,78% para o H<sub>2</sub>, 19,04% para o CO e 0,89% para o CH<sub>4</sub>. Com estas condições a densidade energética da mistura gás/ar é de 2,34 MJ/Nm<sup>3</sup> (Tabela 4.5) Quando este valor é comparado com a densidade energética do gás natural (3,4 MJ/Nm<sup>3</sup> para 100% CH<sub>4</sub>), o *de-rating* teórico de um motor convencional de gás natural usado para trabalhar com o gás de gaseificação de biomassa está na faixa de 32%.

Este valor é consistente com a estimativa feita por Tinaut et al. (2006). Os autores desenvolveram um parâmetro chamado EFQ segundo seu nome em inglês *engine fuel quality*, para a predição do comportamento de um motor convencional quando é alimentado com um combustível particular. Assim, a estimação de potência para um motor alimentado com gás de gaseificação de biomassa a partir do EFQ mostra uma redução em torno de dois – terços do valor máximo obtido com um combustível liquido convencional.

Não obstante, e segundo com Lapuerta et al. (2001) misturas pobres do gás de gaseificação ( $\lambda > 2$ ) mostram densidades energéticas maiores que alguns combustíveis fosseis, como por exemplo a gasolina. Assim a perda de potência sob esta condição seria baixa. De acordo com Ahrenfeldt et al. (2000), a vantagem de utilizar misturas pobres em MACI está nas menores emissões de NOx (pelas menores temperaturas de exaustão), assim como um menor consumo específico do combustível. Este é um aspecto importante dada a alta concentração de nitrogênio no gás de gaseificação quando é usado ar como agente oxidante.

Conforme o anterior, e tendo em conta o *de-rating* teórico por causa da densidade energética da mistura (32%), tem-se 18% de perdas restantes que poderiam ser atribuídas as condições da mistura (não se tem certeza da relação ar/gás empregada), baixa pressão do gás, e algumas características físicas próprias da câmara de combustão.

É importante ressaltar que o carburador do motor empregado foi projetado para seu uso com gás natural, o qual tem uma relação ar/combustível quase 17 vezes maior do que o gás de gaseificação (considerando o gás natural 100% metano).

Também, e como foi mencionado no capítulo 3 (testes experimentais) o ajuste do avanço do motor não foi o esperado. O alto teor de hidrogênio no gás faria que o gás tivesse uma maior velocidade de chama, pelo que um atraso na ignição permitiria um melhor desempenho do motor. Uma possível explicação seria o grau de mistura do gás e o ar, que determinam a velocidade de chama da mistura. Segundo Pulkrabek (1997) misturas ricas (em combustível) queimam mais rapidamente tendo maior velocidade de chama. Por outro lado, misturas pobres, apresentam comportamento contrario. Com base a medições do fator lambda em futuras pesquisas, poderia se identificar este comportamento.

Por outro lado, a quantidade de mistura combustível que pode ser alimentado na câmara de combustão de um MACI é determinada pelo volume da maquina (cilindrada), assim como as condições de pressão e temperatura da mistura. Considerando a baixa densidade energética do gás de gaseificação de biomassa, esta mistura, para atingir a mesma potência num motor convencional de gás natural teria que aumentar notavelmente sua vazão podendo exceder a capacidade do motor.

O volume de um combustível alimentado por ciclo ( $V_f$ ) num motor de quatro tempos, em função da potência ( $N_e$ ), a rotação ( $n$ ), a eficiência térmica ( $\eta_e$ ), o número de pistões ( $z$ ), o poder calorífico inferior ( $PCI$ ) e densidade do combustível ( $\rho_f$ ) pode ser escrita segundo a equação 4.7.

$$V_f = \frac{N_e}{2 \cdot n \cdot \eta_e \cdot z \cdot PCI \cdot \rho_f} \quad (4.7)$$

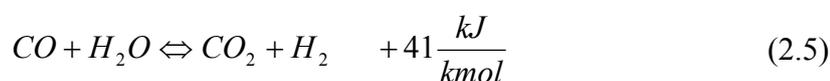
Do mesmo modo, o volume de ar alimentado por ciclo ( $V_a$ ) num motor de quatro tempos, pode ser calculado a partir da relação ar/combustível molar usado na combustão ( $R_{a/f}$ ), a densidade do ar ( $\rho_a$ ), o volume do combustível ( $V_f$ ) e sua respectiva densidade ( $\rho_f$ ). como mostra a equação 4.8.

$$V_a = \frac{\rho_f \cdot V_f}{\rho_a \cdot R_{f/a}} \quad (4.8)$$

Comparando o resultado da soma dos volumes de ar ( $V_a$ ) e combustível ( $V_f$ ) com a capacidade volumétrica do motor (cilindrada), é possível conhecer a quantidade de mistura permitida segundo as condições de pressão e temperatura no ponto de alimentação. Neste sentido, a identificação deste valor pode ajudar na diminuição da queda de potência do motor.

#### 4.4 PROBLEMAS EVIDENCIADOS NO GASEIFICADOR

A maior dificuldade evidenciada nos testes de gaseificação desenvolvidos esteve relacionada com a formação de espaços “mortos” ou vazios no interior do reator, evidenciados por altas temperaturas na zona de gaseificação (dado o favorecimento da combustão do carvão remanescente acima da grelha) e baixas temperaturas na zona de combustão (dada a ausência de biomassa). Este comportamento é acompanhado por aumentos na concentração de monóxido de carbono enquanto a concentração de hidrogênio e metano diminuem (como pode ser visto nas Figuras F1-F30 no Anexo F). Segundo com Gerum et al. (2008), a diminuição da temperatura na zona de oxidação resulta num aumento na concentração de monóxido de carbono e vapor de água, assim como um decréscimo nas concentrações de hidrogênio e dióxido de carbono, por causa do deslocamento do equilíbrio na reação homogênea de *Shift*, segundo a equação (2.5), mostrada no capítulo 2.



A Figura 4.23, mostra uma fotografia do reator após de uma tentativa de teste, onde se pode observar o espaço morto justamente depois da garganta do silo de armazenamento. Este problema pode ser abordado considerando uma maior potência do vibrador situado no silo de armazenamento ou mediante a eliminação da garganta.



Figura 4.23. Evidencia de formação de espaço morto (vazio) no reator.

A formação dos espaços mortos também é identificada por aumentos na pressão do gás de saída na chaminé, atribuídas à detonação do gás combustível acumulado nas cavidades formadas.

Além do anterior, também foi evidenciada uma considerável variação da pressão diferencial nas placas de orifício a medida que o experimento é desenvolvido. Estas circunstâncias não permitem garantir a vazão de ar pré-estabelecida do teste, dado o deslocamento do ponto de operação do sistema e a subsequente mudança na vazão de ar gerada pelo soprador. Em vista deste comportamento, era verificada constantemente (e em seu caso ajustada), a leitura de pressão diferencial a fim de garantir a vazão de ar prevista no experimento. Este fenômeno é atribuído a um aumento na queda de pressão do reator por acumulação excessiva de cinzas na grelha, e a diminuição da porosidade do leito a medida que transcorre a gaseificação da biomassa, conforme sugerido por Sharma (2009).

## 4.5 PROBLEMAS EVIDENCIADOS COM O MOTOR

Após do teste preliminar com o motor, segundo o explicado no capítulo 3, foi evidenciado dificuldades na válvula borboleta que controla a mistura de ar/gás que entra ao

motor. Foram encontrados rastros consideráveis de alcatrão e particulados impregnados no corpo onde gira a válvula e na válvula propriamente dita, impossibilitando a rotação da mesma. Esta situação sugere programar a limpeza deste dispositivo depois de cada teste como o gás de gaseificação.

## Capítulo 5

# CONCLUSÕES, RECOMENDAÇÕES E PROPOSTAS PARA TRABALHOS FUTUROS

## 5.1 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Embora não tenha sido determinado o teor de alcatrão no gás produzido, os resultados encontrados permitem afirmar que a implementação do duplo estágio de fornecimento de ar como método primário de conversão dos hidrocarbonetos pesados presentes no gás gerado é um método eficiente e econômico, em comparação com os métodos secundários que consideram custosos materiais para o desenvolvimento da transformação do alcatrão.

Dentro das condições experimentais utilizadas, é possível concluir a partir dos resultados obtidos que a vazão de ar é o parâmetro fundamental na operação dos gaseificadores de leito móvel tipo co-corrente. Neste sentido foi evidenciada a partir do modelo de cálculo desenvolvido, que a quantidade de ar controla o consumo de biomassa no processo. Desta variável se despreendem algumas variáveis de avaliação operacional como a velocidade superficial do gás, o fator de ar, e a taxa específica de gaseificação.

O gaseificador possibilita a obtenção de um gás combustível com teores de monóxido de carbono, hidrogênio e metano de 19,04; 16,78 e 0,89 %v, a 20 Nm<sup>3</sup>/h de vazão total de ar e  $Ra = 80\%$ . Para estas condições, a poder calorífico inferior do gás esteve em torno de 4,53 MJ/Nm<sup>3</sup>, enquanto a potência do gás foi de 57 kW. A eficiência a frio foi de 66 %. Embora

não tenham sido realizadas as análises de teor de alcatrão no gás produzido, estas condições sugerem um favorecimento da devolatilização da biomassa na zona de pirólise resultando em compostos muito mais leves que são mais facilmente craqueados quando a corrente gasosa passa pela zona de combustão. O baixo teor de  $\text{CH}_4$  para esta condição pode ser atribuído a este fenômeno.

Embora para  $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$  e  $Ra = 80\%$ , apresenta-se o ponto mais indicado para a obtenção de um gás energético apropriado para sua alimentação num MACI, o gaseificador apresentou uma considerável estabilidade na faixa de vazões de ar estudadas. Por exemplo, para  $Ra = 80\%$ , o poder calorífico do gás produzido médio na faixa de 16 a  $24 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , é de  $4,29 \text{ MJ/Nm}^3$ , com desvio padrão de 0,28, e erro absoluto de  $\pm 0,11 \text{ MJ/Nm}^3$ . Isto demonstra a robustez e estabilidade operacional do gaseificador, que igualmente se evidencia nos perfis de temperatura e concentração. Neste sentido, recomenda-se estudos referentes ao teor de alcatrão para cada condição experimental, a fim de determinar a taxa de qualidade do gás (*turn-down*) do equipamento.

Considerando algumas hipóteses simples, foi possível desenvolver um modelo de diagnóstico do processo de gaseificação em leito móvel mediante cálculos derivados dos balanços de massa e energia, a composição dos gases representativos do processo ( $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  e  $\text{H}_2$ ), a vazão total de ar alimentado e as temperaturas do leito. Neste sentido e tendo em conta a consideração de um valor hipotético do conteúdo de carbono não queimado nas cinzas, um teor de alcatrão de zero no gás produzido, e valor obtido na verificação do balanço de massa ( $MBC \approx 10\%$ ), é possível afirmar sobre a notória coerência e aplicabilidade do modelo de cálculo desenvolvido. Este modelo pode ser ampliado e otimizado em futuras pesquisas, a partir das medições do consumo de biomassa, teor de inqueimados, vazão de gás gerado, etc, que permitam um melhor diagnóstico do processo de gaseificação.

O conjunto gaseificador/motor estudado permite a geração de 5,3 kW elétricos a uma frequência de 60 Hz a partir de *eucalipto*, mostrando uma eficiência global de 6,16%. Embora a eficiência da gaseificação seja relativamente alta (em torno de 66%), precisa-se de esforços futuros em pesquisa como o motor a fim de atingir maiores rendimentos. A consideração de melhores instrumentos e controles para as vazões de ar e gás poderia trazer benefícios

importantes. Igualmente, pesquisas de maior profundidade no mecanismo de mistura do motor.

Tendo como objetivo evitar ao máximo a formação de canais e espaços “mortos” no interior do gaseificador, recomenda-se um vibrador de maior potência, ou um mecanismo que favoreça a movimentação constante da biomassa no interior do gaseificador. Um maior ângulo (respeito à vertical) para a parede lateral do silo de armazenamento pode se igualmente considerado.

A fim de conseguir a implementação do reator de reforma catalítica (RRC), e desta forma poder garantir menores teores de alcatrão no gás produzido, recomenda-se um melhor isolamento do gaseificador. Assim, é possível obter uma maior temperatura do gás na saída do gaseificador que possa favorecer sua auto-ignição quando a parcela de ar entre no RRC. Também, recomenda-se a modificação do mecanismo de vibração do silo de armazenamento de biomassa ou a eliminação da garganta que acopla o reator com o silo a fim de evitar a formação dos vazios/espacos mortos no interior do reator e ter assim um melhor desempenho do processo.

## **5.2 PROPOSTAS PARA TRABALHOS FUTUROS**

Estudo do efeito da injeção de vapor de água e oxigênio nas concentrações do gás produzido, e conseqüentemente em seu poder calorífico, potência e eficiência.

Caracterização rigorosa do gás produzido com especial interes nos compostos de alcatrão e particulados. O anterior, para o caso do alcatrão, pode ser implementado por meio de cromatografia gasosa. Igualmente, considerar a medição do gás gerado, a fim de validar e aperfeiçoar o modelo de calculo desenvolvido a partir do balanço de massa e energia do processo.

Estudo rigoroso dos fenômenos térmicos e químicos que acontecem com a adição do ar nos estágios. Para isso, propõe-se maiores medições de temperatura e composição de gás,

para evidenciar o craqueio dos compostos mais pesados no segundo estágio de fornecimento de ar.

A partir da proporção de ar ótima encontrada ( $R_a = 80\%$ ), poderia realizar-se estudos em torno deste valor a fim de aperfeiçoar o processo de transformação termoquímica.

Testes de longa duração com um moto-gerador, sob  $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$  e  $R_a = 80\%$ , monitorando as grandezas elétricas, os consumos de gás e ar no motor e as emissões geradas.

Estudos de durabilidade do motor com o gás de gaseificação: comportamento das principais peças do motor como pistão, válvulas, cilindro, etc.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

**AGUDELO, A. F., AGUDELO, J. R., BENJUMEA, P. N. (2007)**, *Diagnóstico de la Combustión de Biocombustibles en Motores*. Editorial Universidad de Antioquia. Medellín, 147 p.

**AHRENFELDT, J., HENRIKSEN, U., SCHRAMM, J. (2000)**, *Experimental on Wood Gas Engines*. The Technical University of Denmark. Department of Energy Engineering, 40 p.

**ANDRADE, R. (2007)**, *Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental*, Tese de Doutorado, Universidade Federal de Itajubá, UNIFEI, 205 p.

**BARRIO, M. (2002)**, *Experimental Investigation of Small-Scale Gasification of Woody Biomass*, Tese de Doutorado, The Norwegian University of Science and Technology, NTNU, 222 p.

**BEENACKERS A. A. C. M. (1999)**, “Biomass Gasification in Moving Beds, a Review of European Technologies”, *Renewable Energy*, vol. 16, pp. 1180-1886.

**BELGIORNO, V., DE FEO, G., DELLA ROCCA, C., NAPOLI R.M.A. (2003)**, “Energy from Gasification of Solid Wastes”, *Waste Management*, vol. 23, pp. 1–15.

**BHATTACHARYA, S. C., HLA, S. S., PHAM, H. L. (2001)**, “A Study on a Multi-Stage Hybrid Gasifier-Engine System”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 21, pp. 445-460.

**BHATTACHARYA, S. C., MIZANUR RAHMAN SIDDIQUE, A. H. M. D., H-L, PHAM. (1999)**, “A Study on Wood Gasification for Low-Tar Gas Production”, *Energy*, vol. 24, pp. 285-296.

**CÔRTEZ, M. (2004)**, *Investigação Experimental de Gaseificação de Biomassa em Leito Fluidizado*, Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, 118p.

**CORTES, L. A., OLIVARES, E., SILVA, E. E. (2008)**, “Biomassa para Energia”, Editorial UNICAMP. Brasil, 736 p.

**COUSINS, W. J. (1978)**, “A Theoretical Study of Wood Gasification Processes”, *New Zealand Journal of Science*, vol. 21, pp. 175-183.

**DASSAPA, S., SRIDHAR, G., SRIDHAR, H. V., RAJAN, N. K. S., PAUL, P. J., UPASANI, A. (2007)**, “Producer Gas Engines – Proponent of Clean Energy Technology”, *15<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition*, Berlin, Germany.

**DEVI, L., PTASINSKI, K. J., JANSSEN, F. J. J. G. (2003)**, “A Review of the Primary Measures for Tar Elimination in Biomass Gasification Processes”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 24, pp. 125 – 140.

**DOGRU, M., HOWARTH, C. R., AKAY, G., KESKINLER, B., MALIK A. A. (2002a)**, “Gasification of Hazelnut Shells in a Downdraft Gasifier”, *Energy*, vol. 27, pp. 415–427.

**DOGRU, M., MIDILLI, A., HOWARTH, C. R. (2002b)**, “Gasification of Sewage Sludge Using a Throated Downdraft Gasifier and Uncertainty Analysis”, *Fuel Processing Technology*, vol. 75, pp.55-82.

**FAGBEMI, L., KHEZAMI, L., CAPART, R. (2002)**, Pyrolysis Products from Different Biomasses: Application to the Thermal Cracking of Tar. *Applied Energy*, vol. 69, pp. 293–306.

**FAO. (1986)**, *Wood Gas as Engine Fuel*. A Report of the Mechanical Wood Products Branch of FAO Forestry Paper No 72.

**GARCÍA-BACAICOA, P., BILBAO, R., ARAUZO, J., SALVADOR, M. L. (1994)**, “Scale-Up of Downdraft Moving Bed Gasifiers (25-300 kg/h) – Design, Experimental Aspects and Results”, *Bioresource Technology*, vol. 48, pp. 229-235.

**GARCÍA-BACAICOA, P., MASTRAL, J. F., CEAMANOS, J. F., BERRUECO, C., SERRANO, S. (2008)**, “Gasification of Biomass/High Density Polyethylene Mixtures in a Downdraft Gasifier”, *Bioresource Technology*, vol. 99, pp. 5485-5491.

**GENGAS**. Construction of a Simplified Wood Gas Generator for Fueling Internal Combustion Engines in a Petroleum Emergency. Disponível em: <http://www.gengas.nu/byggbes/index.shtml>. Acessado em: 28/04/2009.

**GERUN, L., PARASCHIV, M., VÎJEU, R., BELLETTRE, J., TAZEROUT, M., GØBEL, B., HENRIKSEN, U. (2008)**, “Numerical Investigation of the Partial Oxidation in a Two-Stage Downdraft Gasifier” *Fuel*, vol. 87, pp. 1383-1393.

**GOLDEMBERG, J., TEIXEIRA COELHO, S (2004)**, “Renewable Energy—Traditional Biomass vs. Modern Biomass”, *Energy Policy*, vol. 32, pp. 711–714.

**GUALDRÓN, M. A. M. (2009)**, *Projeto e Avaliação Computacional do Desempenho de um Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante para Obtenção de Gás de Síntese a partir de Bagaço de Cana de Açúcar*, Dissertação de Mestrado, UNIFEI, Universidade Federal de Itajubá, 144 p.

**HASLER, P., NUSSBAUMER, T. (1999)**, “Gas Cleaning for IC Engine Applications from Fixed Bed Biomass Gasification”, *Biomass and Bioenergy*, vol.16, pp. 385-395.

**HENRIKSEN, U., AHRENFELDT, J., JENSEN, T. K., GØBEL, B., BENTZEN, J.D., HINDSGAUL, C., SØRENSEN, L.H. (2006)**, “The Design, Construction and Operation of a 75 kW Two-Stage Gasifier”, *Energy*, vol. 31, pp. 1542–1553.

**HERNÁNDEZ, J. J., LAPUERTA, M., SERRANO, C. (2005)**, “Estimation of the Laminar Flame Speed of Producer Gas from Biomass Gasification”, *Energy & Fuels* vol. 19, pp. 2172-2178.

**HERNÁNDEZ, J. J., SERRANO, C., PEREZ, J. (2006)**, “Prediction of the Autoignition Delay Time of Producer Gas from Biomass Gasification”, *Energy & Fuels* vol. 20, pp. 532-539.

**HEYWOOD, J. B. (1988)**, *Internal Combustion Engine Fundamentals*. Mc Graw Hill, 930 p.

**HORTA, L. H., SILVA, E. E. (2003)**, *Dendroenergia: Fundamentos e Aplicações*. 2.ed. Rio de Janeiro, Interciência, 199 p.

**ISO 5167 (1998)**, Measurement of Fluid Flow by means of Pressure Differential Devices Inserted in Circular Cross-Section Conduits Running Full. General Principles and Requirements.

**JAIN, A. K., GOSS, J. R. (2000)**, “Determination of Reactor Scaling Factors for Throatless Rice Husk Gasifier” *Biomass and Bioenergy*, vol. 18, pp. 249-256.

**JAYAH, T. H., AYE, L., FULLER, R. J., STEWART, D. F. (2003)**, “Computer Simulation of a Downdraft Wood Gasifier for Tea Drying” *Biomass and Bioenergy*, vol. 25, pp. 459 – 469.

**KIRUBAKARAN, V., SIVARAMAKRISHNAN, V., NALINI, R., SEKAR, T., PREMALATHA, M., SUBRAMANIAN, P. (2009)**, “A Review on Gasification of Biomass”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 13, pp 179-186.

**KLEIN, A. (2002)**, *Gasification: An Alternative Process for Energy Recovery and Disposal of Municipal Solid Wastes*, Dissertação de Mestrado, Universidade de Columbia, New York, 50p.

**KNOEF, H. (2002)**, Review of Small-Scale Biomass Gasification; Proceedings of Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste Expert Meeting, Strasbourg, France, Disponível em: [http:// www.pyne.co.uk/docs/486.pdf](http://www.pyne.co.uk/docs/486.pdf), Acessado em: 20/08/2008

**KNOEF, H. (2005)**, *History of Biomass Gasification*: Chapter 2. Handbook Biomass Gasification. BTG Biomass Technology Group B.V., Netherlands, 378p.

**LAPUERTA, M., HERNÁNDEZ, J. J., TINAUT, F. V., HERRILLO, A. (2001)**, “Thermochemical Behavior of Producer Gas from Gasification of Lignocellulosic Biomass in SI Engines”. *SAE paper*, 2001-01-3586.

**LAPUERTA, M., HERNÁNDEZ, J. J., PAZO, A., LÓPEZ, J. (2008)**, “Gasification and Co-Gasification of Biomass Wastes: Effect of the Biomass Origin and the Gasifier Operating Conditions”, *Fuel Processing Technology*, vol. 89, pp. 828-837.

**LARA, M. (2007)**, “Escenario Energético Mundial”, *Dyna*, vol. 82, nº 9, pp. 471-478.

**LV, P., YUAN, Z., MA, L., WU, C., CHEN, Y., ZHU, J. (2007)**, “Hydrogen-Rich Gas Production from Biomass Air and Oxygen/Steam Gasification in a Downdraft Gasifier”, *Renewable Energy*, vol. 32, pp. 2173–2185.

**MAKRAY, T. Z. (1984)**, *Gaseificação de Madeira em Gaseificador Co-corriente para Produção de Gás de Médio Poder Calorífico e Gás de Síntese*, Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, 246p.

**MALENSHEK, M., OLSEN, D.B. (2009)**, “Methane Number Testing of Alternative Gaseous Fuels”, *Fuel*, vol. 88, pp. 650-656.

**MANIATIS, K. (2001)**, Progress in Biomass Gasification: An Overview, European Commission Technical Report, Disponível em: [http://europe.eu.int/comm/energy/res/sectors/doc/bioenergy/km\\_tyrol\\_tony.pdf](http://europe.eu.int/comm/energy/res/sectors/doc/bioenergy/km_tyrol_tony.pdf), Acessado em: 20/08/2008.

**MCKENDRY, P. (2002)**, Energy Production from Biomass (part 3): Gasification Technologies, *Bioresource Technology*, vol. 83, pp. 55–63.

**MELGAR, A., PÉREZ, J. F., LAGET, H., HORILLO, A. (2007)**, “Thermochemical Equilibrium Modelling of a Gasifying Process” *Energy Conversion and Management*, vol. 48, pp. 59–67.

**MELO, B. A. (2008)**, *Avaliação Computacional de Sistema de Gaseificação em Leito Fluidizado Utilizando o Software CSFB*, Dissertação de Mestrado, UNIFEI, Universidade Federal de Itajubá, 130 p.

**MIDILLI, A., DOGRU, M., HOWARTH, C. R., LING, M. J., AYHANA, T. (2001)**, “Combustible Gas Production from Sewage Sludge with a Downdraft Gasifier”, *Energy Conversion & Management*, vol. 42, pp. 157-172.

**MILNE, T. A., EVANS, R. J., ABATZOGLOU, N. (1998)**, Biomass Gasifier “Tars”: Their Nature, Formation and Conversion. National Renewable Energy Laboratory. NREL/TP-570-25357.

**MORAN, M. J., SHAPIRO, H. N. (2002)**, *Princípios de Termodinâmica para Engenharia*. 4 ed, Rio de Janeiro, John Wiley & Sons, Inc. 681 p.

**MURARO, W. (2006)**, *Avaliação do Funcionamento de Motor ICE com Gás de Baixo Poder Calorífico Proveniente da Gaseificação de Casca de Arroz*, Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, 86p.

**MUÑOZ, M., MORENO, F., MOREA-ROY, J., RUIZ, J., ARAUZO, J. (2000)**, “Low Heating Value Gas on Spark Ignition Engines”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 18, pp. 431-439.

**NARVÁEZ, I., ORÍO, A., AZNAR, M. P., CORELLA, J. (1996)**, “Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed. Effect of Six Operational

Variables on the Quality of the Produced Raw Gas”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 35, pp. 2110-2120.

**NATARAJAN, E., NORDIN, A., RAO, A. N. (1998)**, “Overview of Combustion and Gasification of Rice Husk in a Fluidized Bed Reactors”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 14, pp. 533-546.

**OLSEN, B. (2007)**, Engine Operation Using Wood Gas, Disponível em: <http://www.slideshare.net/ncenergy/operating-engines-on-woodgas-by-bill-olsen>, Acessado em 15/08/2008

**OLSEN, D. B. (2009)**, Número de Metano do Gás de Gaseificação de Biomassa em Reator de Leito Móvel Co-corrente. Comunicação pessoal Maio de 2009.

**PATRA, S. K., DATTA, P. P. (2006)**, “Insights into Biomass Gasification Technology”, *Technical Digest*, vol. 9, pp. 14-19.

**PERRY, H. R (1986)**, Biblioteca del ingeniero químico. Volumen 1. 2º ed. México: Mc Graw Hill. Sección 3.

**PULKRABEK, W. W. (1997)**, *Engineering Fundamentals of the Internal Combustion Engine*. Upper Saddle River, New Jersey, Prentice Hall. 411p.

**RAMACHANDRA, A. (1993)**, “Performance Studies on a Wood Gas Run IC Engine”, Recent Advances in Biomass Gasification and Combustion. Proceedings of Fourth National Meet on Biomass Gasification and Combustion, pp. 213-218.

**RAMADHAS, A. S., JAYARAJ, S., MURALEEDHARAN, C. (2006)**, “Power Generation Using Coir-Pith and Wood Derived Producer Gas in Diesel Engines” *Fuel Processing Technology*, vol. 87, pp. 849–853

**REED, T. B., WALT, S., ELLIS, S., DAS, A., DEUTCH, S. (1999)**, “Superficial Velocity - the Key to Downdraft Gasification”. Proceedings of the 4th Biomass Conference of the Americas.

**REED, T. B., DAS, A. (1998)**, *Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems*, The Biomass Energy Foundation Press, 140 p.

**ROMERO, S. (2005)**, *Avaliação Experimental de um Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante para Biomassa*, Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Itajubá, UNIFEI, 150 p.

**RYU, C., YANG, Y. B., KHOR, A., YATES, N. E., SHARIFI, V. N., SWITHENBANK, J. (2006)**, “Effect of Fuel Properties on Biomass Combustion: Part I. Experiments—Fuel Type, Equivalence Ratio and Particle Size”, *Fuel*, vol.85, pp. 1039–1046.

**SALES, C. A. V. B. (2007)**, *Avaliação Técnico-Econômica da Conversão de Biomassa em Eletricidade Utilizando Tecnologias de Gaseificação*. Dissertação de Mestrado, UNIFEI, Universidade Federal de Itajubá, 172 p.

**SÁNCHEZ, C. G. (1994)**, *Estudo da Volatilização e Gaseificação da Biomassa em Leito Fluidizado*, Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, 158p.

**SHARMA, A. K. (2009)**, “Experimental Study on 75 kWth Downdraft (Biomass) Gasifier System”, *Renewable Energy*, vol. 34, pp. 1726–1733.

**SHASHIKANTHA., BANERJEE P. K., KHAIARNAR G. S., KAMAT P. P., PARIKH, P. P. (1993)**, “Development and Performance Analysis of a 15 kW<sub>e</sub> Producer Gas Operated SI Engine”, Recent Advances in Biomass Gasification and Combustion. Proceedings of Fourth National Meet on Biomass Gasification and Combustion,. pp. 219-231.

**SHETH, P. N., BABU, B. V. (2009)**, “Experimental Studies on Producer Gas Generation from Wood Waste in a Downdraft Biomass Gasifier”, *Bioresource Technology*, vol. 100, pp. 3127–3133.

**SHRESTHA, S. O. B., RODRIGUES, R. (2008)**, “Effects of Diluents on Knock Rating of Gaseous Fuels”. *Proc. IMechE Part A: J. Power and Energy*, vol. 222, pp. 587-597.

**SINGH, R. N., JENA, U., PATEL, J. B., SHARMA, A. M. (2006)**, “Feasibility Study of Cashew Nut Shells as an Open Core Gasifier Feedstock”, *Renewable Energy*, vol. 31, pp. 481–487.

**SRIDHAR, G. (2003)**, *Experiments and Modelling Studies of Producer Gas Based Spark-Ignited Reciprocating Engines*, Tese de Doutorado, Instituto Indiano de Ciência, IISc, 149 p.

**SRIDHAR, G., PAUL, P. J., MUKUNDA H. S. (2001)**, “Biomass Derived Producer Gas as a Reciprocating Engine Fuel—an Experimental Analysis”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 21, pp. 61–72.

**SRIDHAR, G., SRIDHAR, H. V., DASAPPA, S., PAUL, P. J., RAJAN, N. K. S., MUKUNDA, H. S. (2005)**, “Development of Producer Gas Engines”. *Proc. IMechE, Part D: Journal of Automobile Engineering*, vol. 219, pp. 423-438.

**SUSANTO, H., BEENACKERS, A. A. C. M. (1996)**, “A Moving-Bed Gasifier with Internal Recycle of Pyrolysis Gas”, *Fuel*, vol. 75, pp. 1339-1347.

**SUTTON, D., KELLEHER, B., ROSS J. R. H. (2001)**, “Review of Literature on Catalysts for Biomass Gasification”, *Fuel Processing Technology*, vol. 73, pp. 155–173.

**TERMOQUIP LTDA, (2007)**, “Gaseificador Tipo Co-Corrente com Dois Estágios”, Protocolo de Venda do Equipamento.

**TIANGCO, V. M., JENKINS, B. M., GOSS, J. R. (1996)**, “Optimum Specific Gasification Rate for Static Bed Rice Hull Gasifiers”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 11, pp. 51-62.

**TINAUT, F. V., MELGAR, A., HORRILLO, A., DÍEZ DE LA ROSA, A. (2006)**, “Method for Predicting the Performance of an Internal Combustion Engine Fuelled by Producer Gas and other Low Heating Value Gases”, *Fuel Processing Technology*, vol. 87, pp. 135-142.

**TINAUT, F. V., MELGAR, A., PÉREZ, J. F., HORRILLO, A. (2008)**, “Effect of Biomass Particle Size and Air Superficial Velocity on the Gasification Process in a Downdraft Fixed Bed Gasifier. An Experimental and Modelling Study”, *Fuel Processing Technology*, vol. 89, pp. 1076-1089.

**WANDER, P. R., ALTAFINI, C. R., BARRETO, R. M. (2004)**, “Assessment of a Small Sawdust Gasification Unit”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 27, pp. 467-476.

**WARNECKE, R. (2000)**, “Gasification of Biomass: Comparison of Fixed Bed and Fluidized Bed Gasifier”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 18, pp. 489-497.

**YAMAZAKI, T., KOZU, H., YAMAGATA, S., MURAO, N., OHTA, S., SHIYA, S., OHBA, T. (2005)**, “Effect of Superficial Velocity on Tar from Downdraft Gasification of Biomass”, *Energy and Fuels*, vol. 19, pp. 1186-1191.

**ZAINAL, Z. A., ALI, R., LEAN, C. H., SEETHARAMU, K. N. (2001)**, “Prediction of Performance of a Downdraft Gasifiers Using Equilibrium Modeling for Different Biomass Materials”, *Energy Conversion and Management*, vol. 42, pp.1499–1515.

**ZAINAL, Z. A., RIFAU, A., QUADIR, G. A., SEETHARAMU K. N. (2002)**, “Experimental Investigation of a Downdraft Biomass Gasifier”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 23, pp. 283 – 289.

**ZHANG, R., BROWN, R. C., SUBY, A., CUMMER, K. (2004)**, “Catalytic Destruction of Tar in Biomass Derived Producer Gas”, *Energy Conversion and Management*, vol. 45, pp. 995-1014.

## Anexo A

# LOCALIZAÇÃO DOS TERMOPARES DO GASEIFICADOR ATENDENDO A SUA NUMERAÇÃO

Na Tabela A1, se apresenta a nomenclatura dos termopares do gaseificador, segundo sua localização no mesmo (Figura A1).

Tabela A1.Nomenclatura dos termopares no gaseificador.

<b>Código</b>	<b>Ponto no gaseificador</b>
1	Silo de armazenamento
2	Parte superior do primeiro estágio
3	Parte inferior do primeiro estágio (zona de secagem)
4	Parte superior do segundo estágio (zona de pirólise)
5	Parte intermédia do segundo estágio (zona de oxidação)
6	Parte inferior do segundo estágio (zona de redução)
7	Linha de alimentação de ar (primeiro estágio)
8	Linha de alimentação de ar (segundo estágio)
9	Ciclone

10	Entrada do RRC
11	Saída do RRC
12	Intermédio entre o RRC e o TC1
13	Intermédio entre o TC1 e o TC2
14	Intermédio entre o TC2 e o FM
15	Entrada do FM
16	Saída do FM
17	Gasômetro

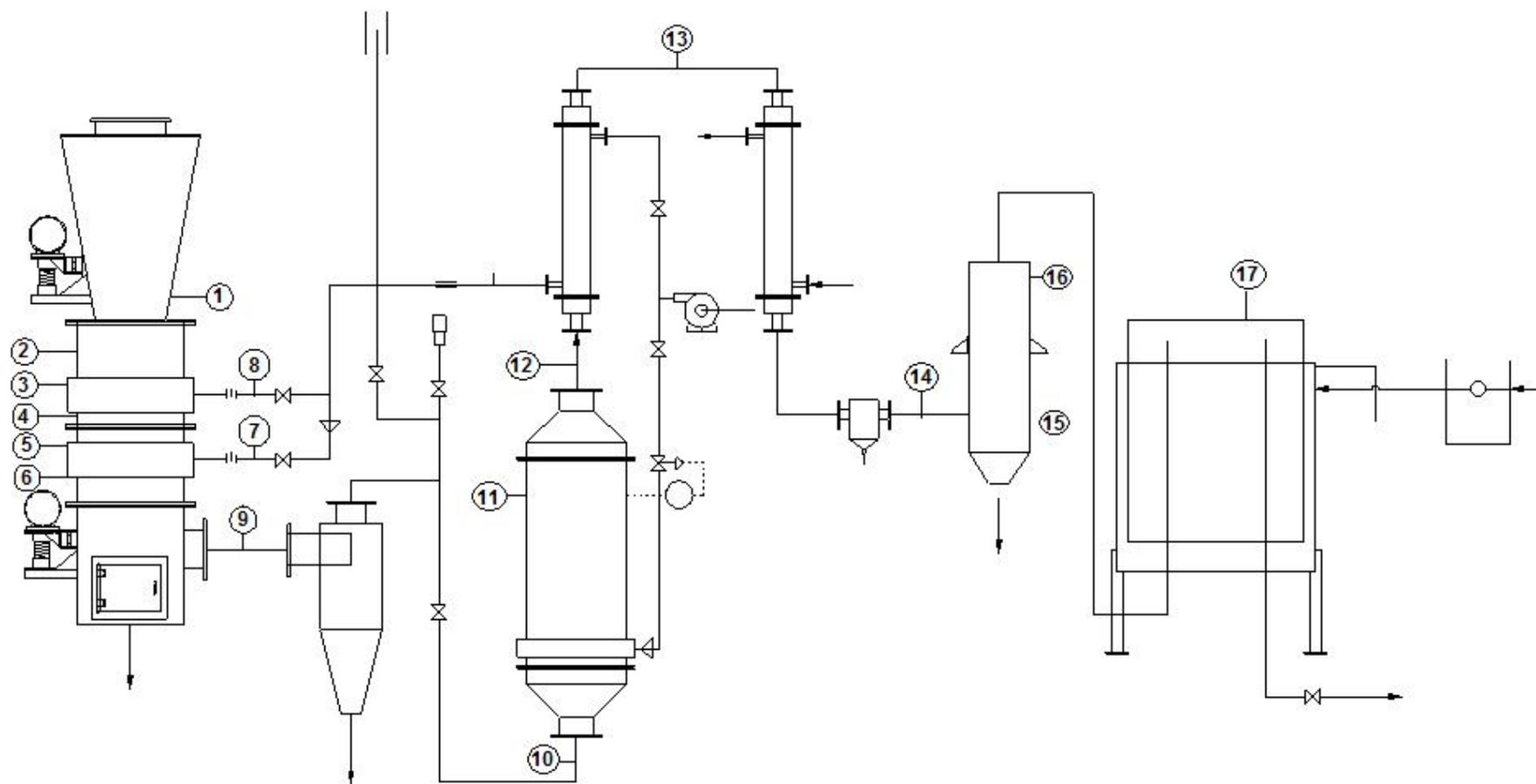


Figura A1. Nomenclatura dos termopares no gaseificador.

## Anexo B

# MODELO DE CÁLCULO DA PLACA DE ORIFÍCIO

Modelo de cálculo para a determinação da vazão de ar por meio da medida de pressão diferencial na placa de orifício (norma ISO 5167 (1998))

Vazão volumétrica:

$$Q = e \cdot C \cdot E \cdot \left( \frac{\pi \cdot D_2^2}{4} \right) \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P}{\rho}} \quad (\text{B1})$$

Coefficiente de expansibilidade do ar:

$$e = 1 - (0.41 + 0.35\beta^4) \cdot \frac{\Delta P}{\kappa \cdot P_1} \quad (\text{B2})$$

Coeficiente de descarga:

$$\begin{aligned}
 C = & 0,5961 + 0,0261\beta^2 - 0,216\beta^8 + 0,000521 \cdot \left( \frac{10^6 \cdot \beta}{\text{Re}_D} \right)^{0.7} \\
 & + \left( 0,0188 + 0,0063 \cdot \left( \frac{19000 \cdot \beta}{\text{Re}_D} \right)^{0.8} \right) \cdot \left( \frac{10^6}{\text{Re}_D} \right) \cdot \beta^{3.5} \\
 & + \left( 0,043 + 0,08e^{-10L_1} - 0,123e^{-7L_1} \right) \cdot \left( 1 - 0,11 \cdot \left( \frac{19000 \cdot \beta}{\text{Re}_D} \right)^{0.8} \right) \cdot \frac{\beta^4}{1 - \beta^4} \\
 & - 0,031 \cdot \left( \frac{2L_2}{1 - \beta} - 0,8 \cdot \left( \frac{2L_2}{1 - \beta} \right)^{1.1} \right) \cdot \beta^{1.3}
 \end{aligned} \tag{B3}$$

Constante numérica:

$$E = \sqrt{\frac{1}{1 - \beta^4}} \tag{B4}$$

Densidade do ar as condições da linha em kg/m<sup>3</sup>:

$$\rho = \frac{\frac{P_1}{0,101972} + P_b}{R_{ar} \cdot (273,15 + T)} \tag{B5}$$

Relação  $d/D$ :

$$\beta = \frac{d}{D} \tag{B6}$$

Número de Reynolds:

$$\mathbf{Re}_D = \frac{V_{pipe} \cdot D}{\nu} \quad (\text{B7})$$

Viscosidade do ar:

$$\nu = 1,73358 \times 10^{-5} + 4,60758 \times 10^{-8} \cdot T \quad (\text{B8})$$

Como os tubos das linhas de fornecimento de ar onde estão localizadas as placas de orifício são menores que 0,07112 m (2,8 polegadas), é preciso adicionar a seguinte expressão à relação do coeficiente de descarga:

$$0,011 \cdot (0,75 - \beta) \cdot \left( 2,8 - \frac{D}{0,0254} \right) \quad (\text{B9})$$

A configuração das placas é de tipo flange (*flange taps*) a meia polegada da placa propriamente dita, sendo:

$$L_1 = L_2 = 0,0127m \quad (\text{B10})$$

Finalmente a vazão a condições normais de pressão e temperatura é calculada como:

$$Q_N = Q \cdot \frac{\left( \frac{P_1}{0,101972} + P_b \right) \cdot 273,15}{101325 \cdot (273,15 + T)} \quad (\text{B11})$$

A nomenclatura das variáveis anteriormente expostas é a seguinte:

$C$ : Coeficiente de descarga.

$D$ : Diâmetro do tubo em m.

$d$ : Diâmetro da placa de orifício em m.

$E$ : Constante numérica.

$e$ : Coeficiente de expansibilidade do ar.

$P_b$ : Pressão barométrica = 92100 Pa (pressão barométrica de Itajubá).

$P_1$ : Pressão absoluta corrente acima (*upstream*) em mmH<sub>2</sub>O.

$P_2$ : Pressão absoluta corrente abaixo (*downstream*) em mmH<sub>2</sub>O.

$Q$ : Fluxo volumétrico do ar às condições de pressão e temperatura na linha em m<sup>3</sup>/h.

$Q_N$ : Fluxo volumétrico do ar a condições normais de pressão e temperatura em m<sup>3</sup>/h.

$R_{ar}$ : Constante do ar = 287,61 J/kg. K.

$Re_D$ : Número de Reynolds no diâmetro do tubo.

$T$ : Temperatura do ar na linha em °C.

$V_{pipe}$ : Velocidade do gás no tubo em m/s.

Letras gregas:

$\beta$ : Relação  $d/D$ .

$\Delta P$ : Pressão diferencial =  $P_1 - P_2$ .

$\kappa$ : Constante isotrópica = 1,4.

$\nu$ : Viscosidade cinemática do ar as condições da linha em Pa.s.

$\rho$ : Densidade do ar as condições da linha em kg/m<sup>3</sup>.

## Anexo C

# CÓDIGO EM FORTRAN DA PLACA DE ORIFÍCIO

```
SUBROUTINE placaoApply( dlg, id, callbacktype )  
!DEC$ ATTRIBUTES DEFAULT :: placaoApply
```

```
use dflib  
use dflogm  
use dfwin  
!implicit none  
include 'resource.fd'  
! Variables  
type (dialog) dlg  
logical(4) bret  
integer(4) iret  
!call grdr  
! initialize dialog box  
bret = DLGINIT(IDD_PLACAO,dlg)  
iret = DlgModal(dlg)  
call DlgUninit(dlg)  
END SUBROUTINE placaoApply
```

```
SUBROUTINE placaoMain( dlg, id, callbacktype )  
!DEC$ ATTRIBUTES DEFAULT :: placaoMain
```

```
use dflogm  
use placaoGlobals  
use globals
```

implicit none

```

        type          (dialog) dlg
        integer       control_name,retint
        logical       retlog
        character(256) text
        real(4) P0,T0
integer id, callbacktype
external calc
include 'resource.fd'

if (callbacktype == dlg_clicked) then
    ! TO DO; Add your APPLY logic here
        T0= 273.15          !K
        P0= 101325         !Pa

retlog = DlgGet( dlg, IDC_P2, text )
read (text, *, iostat=retint) vi1(1)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_T, text )
read (text, *, iostat=retint) vi1(2)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_pb, text )
read (text, *, iostat=retint) vi1(3)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_Dt, text )
read (text, *, iostat=retint) vi1(4)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_Dp, text )
read (text, *, iostat=retint) vi1(5)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_ra, text )
read (text, *, iostat=retint) ra
retlog = DlgGet( dlg, IDC_fa, text )
read (text, *, iostat=retint) fa
retlog = DlgGet( dlg, IDC_cb, text )
read (text, *, iostat=retint) cb
retlog = DlgGet( dlg, IDC_abe, text )
read (text, *, iostat=retint) abe
retlog = DlgGet( dlg, IDC_P3, text )
read (text, *, iostat=retint) vi2(1)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_T2, text )
read (text, *, iostat=retint) vi2(2)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_pb2, text )

```

```

read (text, *, iostat=retint) vi2(3)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_Dt2, text )
read (text, *, iostat=retint) vi2(4)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_I1, text )
read (text, *, iostat=retint) vi1(7)
retlog = DlgGet( dlg, IDC_I2, text )
read (text, *, iostat=retint) vi2(7)

```

```

retlog = DlgGet( dlg, IDC_cb, text )
read (text, *, iostat=retint) cb
Vtot=fa      !Nm3/s

```

```

if (stagio2==.true.) then

```

```

vi1(6)=(ra*Vtot*(vi1(2)+T0)*P0)/((ra+1)*T0*(vi1(1)/0.101972+vi1(3)))
vi2(6)=vi1(6)/ra

```

```

call calc(vi2,vs2)
call calc(vi1,vs1)

```

```

WRITE (text,'(f11.4)') vs1(1)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_dens, text )
WRITE (text,'(e11.3)') vs1(2)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_visc, text )
WRITE (text,'(f11.0)') vs1(3)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_re, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(4)*3600
retlog = DlgSet( dlg, IDC_Varr, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(5)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_vt, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(6)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_cg, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(7)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_cp, text )
WRITE (text,'(f11.4)') Vtot*3600
retlog = DlgSet( dlg, IDC_ji, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs2(1)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_dens2, text )
WRITE (text,'(e11.3)') vs2(2)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_visc2, text )

```

```

WRITE (text,'(f11.0)') vs2(3)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_re2, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs2(4)*3600
retlog = DlgSet( dlg, IDC_Varr2, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs2(5)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_vt2, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs2(7)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_Cp2, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs2(6)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_cg2, text )
else
    vi1(6)=(Vtot*(vi1(2)+T0)*P0)/(T0*(vi1(1)/0.101972+vi1(3)))
    call calc(vi1,vs1)

WRITE (text,'(f11.4)') vs1(1)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_dens, text )
WRITE (text,'(e11.3)') vs1(2)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_visc, text )
WRITE (text,'(f11.0)') vs1(3)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_re, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(4)*3600
retlog = DlgSet( dlg, IDC_Varr, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(5)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_vt, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(6)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_cg, text )
WRITE (text,'(f11.4)') vs1(7)
retlog = DlgSet( dlg, IDC_cp, text )
WRITE (text,'(f11.4)') Vtot*3600
WRITE (text,'(f11.4)') Vtot*3600
retlog = DlgSet( dlg, IDC_ji, text )

end if

end if

END SUBROUTINE placaoMain

```

```

subroutine calc(vi,vs)

  use user32
  use kernel32
      use dflogm
      use placaoGlobals

  implicit none
  ! Variables
  type (T_MSG)  msg
  integer*4    ret
  logical*4    lret
      real(4)   rg,T0,CP0,pi,vtx,PBA
      logical   delta,delta2
      real(4)   vi(10),vs(10)
      type      (dialog) dlg
      integer   control_name
      logical   retlog,alrt
      character (256) text
      integer   id, callbacktype
      include  'resource.fd'

  rg = 287.61
  T0= 273.15
  CP0= 0.101972
  pi= 3.141592
  ji=0
  iter= 50000000
  k=1.4
  !l1=0.0127
  !l2=0.0127

  P2=vi(1)
  T =vi(2)
  Pb=vi(3)
  Dt=vi(4)
  Dp=vi(5)
  obj=vi(6)
  l1=vi(7)/1000
  l2=l1

```

```

Cp = 1
dens= (P2/CP0+pb)/(rg*(T0+T))      !kg/m3
visc= 1.73358e-5+T*4.60758e-8      !Pa.s
vt = 0.1

b = Dp/Dt
delta = .true.
delta2 = .true.
alrt = .false.
ji=0
Do while (delta)

if (ji<iter .or. jj<iter) then
jj=0
Cp = Cp+0.001
delta2=1
  Do while (delta2)
    vr=vt
    re = dens/visc*(Dt/1000)*vr
    e = 1-(0.41+0.35*b**4)*(Cp/CP0)/(k*(P2/CP0+pb))
    PBA=(0.0188+0.0063*(19000*b/re)**0.8)*(1e6/re)*(b**3.5)
    cd = PBA+0.5961+(0.0261*b**2)-
      (0.216*b**8)+0.000521*(1e6*b/re)**0.7+(0.043+0.08*e**(-10*11)-
      0.123*e**(-7*11))*(1-0.11*(19000*b/re)**0.8)*(b**4/(1-b**4))-
      0.031*(2*12/(1-b)-0.8*(2*12/(1-b))**1.1)*b**1.3+0.011*(0.75-
      b)*(2.8-(Dt/1000/0.0254))
    e2 = sqrt(1/(1-(Dp/Dt)**4))
    cg = e*cd*e2
    Var= cg*pi/4*(Dp/1000)**2*sqrt(2*(Cp/CP0)/dens)      !m3/s
    delta= (abs(Var-obj)>0.00001)
    vt = Var/(pi/4*(Dt/1000)**2)
    delta2=(abs(vr-vt)>0.00001)
    jj=jj+1
    if (jj>iter-2) then
      goto 111
    end if
  end do

  if (ji>iter-2) then
    goto 111

```

```
        else
            ji=ji+1
        end if
    end if
end do

vs(1)=dens
vs(2)=visc
vs(3)=re
vs(4)=Var
vs(5)=Vt
vs(6)=cg
vs(7)=cp

if (alrt) then
111 &
        qw=vr-vt
        ret = MessageBox(ghwndMain, "Maximum of iterations reached"C, &
            "Error"C, MB_OK)
end if
end subroutine calc
```

## Anexo D

# EQUAÇÕES DO BALANÇO DE MASSA DO GASEIFICADOR (RESOLVIDAS EM MATHCAD)

Equação do balanço molar do carbono (1)

$$[X3 \cdot (a1 + a3 + X4) + X7] = X1 \cdot A$$

Equação do balanço molar do hidrogênio (2)

$$X1 \cdot B + 2 \cdot bb = X3 \cdot (2 \cdot a2 + 4 \cdot a3 + 2 \cdot X6)$$

Equação do balanço molar do oxigênio (3)

$$X1 \cdot C + 2 \cdot X2 + bb = X3 \cdot (a1 + 2 \cdot X4 + X6)$$

Equação do balanço molar do nitrogênio (4)

$$X1 \cdot D + 7.52 \cdot X2 = 2 \cdot X3 \cdot X5$$

Equação dos produtos (5)

$$1 = a1 + a2 + a3 + X4 + X5 + X6$$

Equação que relaciona os inqueimados (6)

$$X7 = I \cdot TC \cdot X1 \cdot (A + B + C + D) \cdot \frac{Mwb}{12}$$

Equação que relaciona a umidade (7)

$$bb = \frac{u \cdot X1 \cdot Mwb \cdot (A + B + C + D)}{18}$$

De (1) obtém-se "X3":

$$X3 = \frac{(-X7 + X1 \cdot A)}{(a1 + a3 + X4)}$$

Substituindo "X3" em (4). Equação (8):

$$X5 = 2 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(25 \cdot X1 \cdot D \cdot a1 + 25 \cdot X1 \cdot D \cdot a3 + 25 \cdot X1 \cdot D \cdot X4 + 188 \cdot X2 \cdot a1 + 188 \cdot X2 \cdot a3 + 188 \cdot X2 \cdot X4)}{(-1 \cdot X7 + X1 \cdot A)}$$

Substituindo "X3" em (2) achamos "X6" em função de "X1" e "X4". Equação (9):

$$X6 = \frac{1}{2} \cdot \frac{(X1 \cdot B \cdot a1 + X1 \cdot B \cdot a3 + X1 \cdot B \cdot X4 + 2 \cdot bb \cdot a1 + 2 \cdot bb \cdot a3 + 2 \cdot bb \cdot X4 + 2 \cdot X7 \cdot a2 + 4 \cdot X7 \cdot a3 - 2 \cdot X1 \cdot A \cdot a2 - 4 \cdot X1 \cdot A \cdot a3)}{(-X7 + X1 \cdot A)}$$

Substituindo "X3" e "X6" em (3) achamos "X4" em função de "X1" e achamos (10). Equação 10:

$$X4 = \frac{-(-2 \cdot X1 \cdot C \cdot a1 - 2 \cdot X1 \cdot C \cdot a3 - 4 \cdot X2 \cdot a1 - 4 \cdot X2 \cdot a3 - 2 \cdot a1 \cdot X7 + 2 \cdot a1 \cdot X1 \cdot A + X1 \cdot B \cdot a1 + X1 \cdot B \cdot a3 + 2 \cdot X7 \cdot a2 + 4 \cdot X7 \cdot a3 - 2 \cdot X1 \cdot A \cdot a2 - 4 \cdot X1 \cdot A \cdot a3)}{(-2 \cdot X1 \cdot C - 4 \cdot X2 - 4 \cdot X7 + 4 \cdot X1 \cdot A + X1 \cdot B)}$$

Substituindo (10) em (8), achamos "X5" em função de "X1" e "X7". Equação 11:

$$X5 = 4 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(188 \cdot X2 \cdot a1 + 25 \cdot a2 \cdot X1 \cdot D + 188 \cdot a2 \cdot X2 + 100 \cdot X1 \cdot D \cdot a3 + 752 \cdot X2 \cdot a3 + 25 \cdot X1 \cdot D \cdot a1)}{(-2 \cdot X1 \cdot C - 4 \cdot X2 - 4 \cdot X7 + 4 \cdot X1 \cdot A + X1 \cdot B)}$$

Substituindo (10) em (9), achamos (12): "X6" em função de "X1" e "X7". Equação 12:

$$X6 = \frac{(-4 \cdot X1 \cdot A \cdot a2 - 8 \cdot X1 \cdot A \cdot a3 + 2 \cdot X1 \cdot B \cdot a3 + 4 \cdot X1 \cdot C \cdot a3 + X1 \cdot B \cdot a1 + 2 \cdot X1 \cdot a2 \cdot C + 8 \cdot X7 \cdot a3 + 8 \cdot bb \cdot a3 + 2 \cdot a2 \cdot bb + 8 \cdot X2 \cdot a3 + 4 \cdot a2 \cdot X2 + 2 \cdot bb \cdot a1 + 4 \cdot X7 \cdot a2)}{(-2 \cdot X1 \cdot C - 4 \cdot X2 - 4 \cdot X7 + 4 \cdot X1 \cdot A + X1 \cdot B)}$$

Substituindo "X4", "X5" e "X6" na equação dos produtos (5), achamos "X1", em função de "X7". Equação 13:

$$X1 = -8 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(476 \cdot X2 \cdot a3 + 94 \cdot X2 \cdot a1 + 94 \cdot a2 \cdot X2 + 25 \cdot bb \cdot a1 + 50 \cdot X2 + 100 \cdot bb \cdot a3 - 25 \cdot X7 \cdot a2 - 25 \cdot a1 \cdot X7 + 25 \cdot a2 \cdot bb + 50 \cdot X7)}{(2 \cdot A \cdot a2 + B \cdot a1 + a2 \cdot B + 2 \cdot B \cdot a3 - 1 \cdot B + D \cdot a1 + 2 \cdot C + 4 \cdot C \cdot a3 + 2 \cdot a1 \cdot A + 4 \cdot D \cdot a3 + a2 \cdot D - 4 \cdot A)}$$

Além disso, "X7" (Equação 6):

$$X7 = I \cdot TC \cdot X1 \cdot (A + B + C + D) \cdot \frac{Mwb}{12}$$

Equação que relaciona a umidade (7)

$$bb = \frac{u \cdot X1 \cdot Mwb \cdot (A + B + C + D)}{18}$$

Organizado, "X1" em função só de "X2", a unidade "u", e os inqueimados "I" e "TC":

$$AA := Mwb \cdot (A + B + C + D)$$

$$BB := 2 \cdot u \cdot (a1 + a2 + 4 \cdot a3) + 3 \cdot I \cdot TC \cdot (2 - a1 - a2)$$

$$CC := 36 \cdot A \cdot (a2 - 2 + a1) + 18 \cdot B \cdot (2 \cdot a3 + a2 + a1 - 1) + 36 \cdot C \cdot (2 \cdot a3 + 1) + 18 \cdot D \cdot (a1 + a2 + 4 \cdot a3)$$

$$X1 = \frac{-72}{25} \cdot X2 \cdot \frac{(25 + 47 \cdot a2 + 47 \cdot a1 + 238 \cdot a3)}{(AA \cdot BB + CC)}$$

## Anexo E

# TRATAMENTO DO ERRO NAS MEDIÇÕES DE CONCENTRAÇÃO DE CO, CH<sub>4</sub> E H<sub>2</sub>, E DE TEMPERATURA

Os valores de concentração de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, além dos valores de temperatura ao longo do reator, para cada condição experimental, foram tratados segundo a teoria clássica de erro, determinando seu valor médio, o desvio padrão e o erro absoluto envolvido como se mostra a seguir:

- A partir do número de amostras consideradas, procede-se à obtenção do valor de tendência central (media de cada concentração):

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{n} \quad (\text{E1})$$

- Determinação do desvio padrão:

$$\sigma = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad (\text{E2})$$

- Determinação do erro absoluto:

$$\Delta x = \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \quad (\text{E3})$$

Segundo o procedimento anterior, para cada condição experimental, é possível expressar as concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub> em função do erro absoluto:

A propagação do erro envolvido nas concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>, para o cálculo do poder calorífico do gás, obteve-se segundo as derivadas parciais da função, como se mostra a seguir:

$$\Delta PCI_g = \left( \frac{\partial PCI_g}{\partial CO} \right) \cdot \Delta x_{CO} + \left( \frac{\partial PCI_g}{\partial CH_4} \right) \cdot \Delta x_{CH_4} + \left( \frac{\partial PCI_g}{\partial H_2} \right) \cdot \Delta x_{H_2} \quad (\text{E4})$$

$$\frac{\partial PCI_g}{\partial CO} = PCI_{CO} \cdot \quad (\text{E5})$$

$$\frac{\partial PCI_g}{\partial CH_4} = PCI_{CH_4} \cdot \quad (\text{E6})$$

$$\frac{\partial PCI_g}{\partial H_2} = PCI_{H_2} \cdot \quad (\text{E7})$$

## **Anexo F**

# **PERFIS DE TEMPERATURA E CONCENTRAÇÃO DOS TESTES EXPERIMENTAIS**

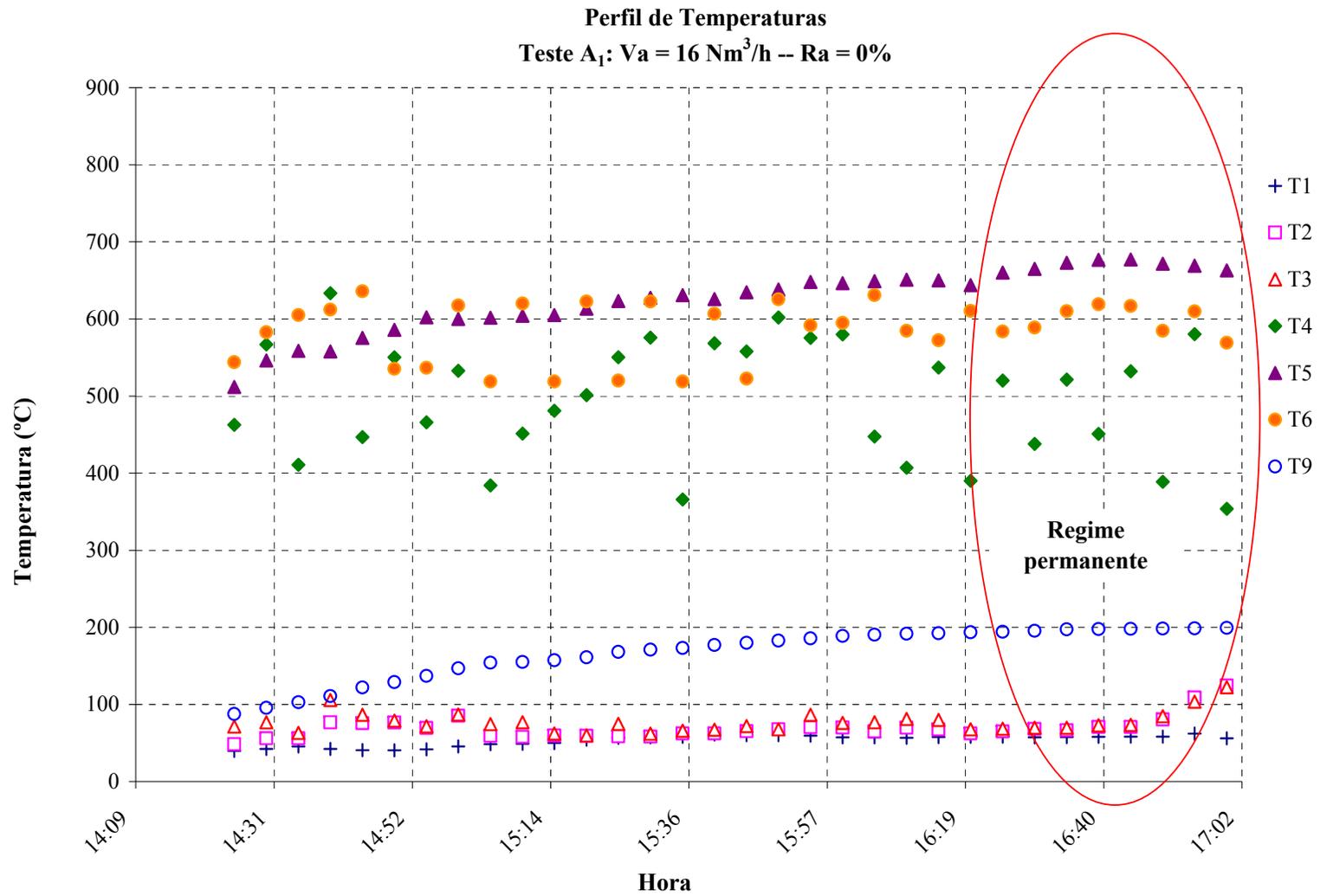
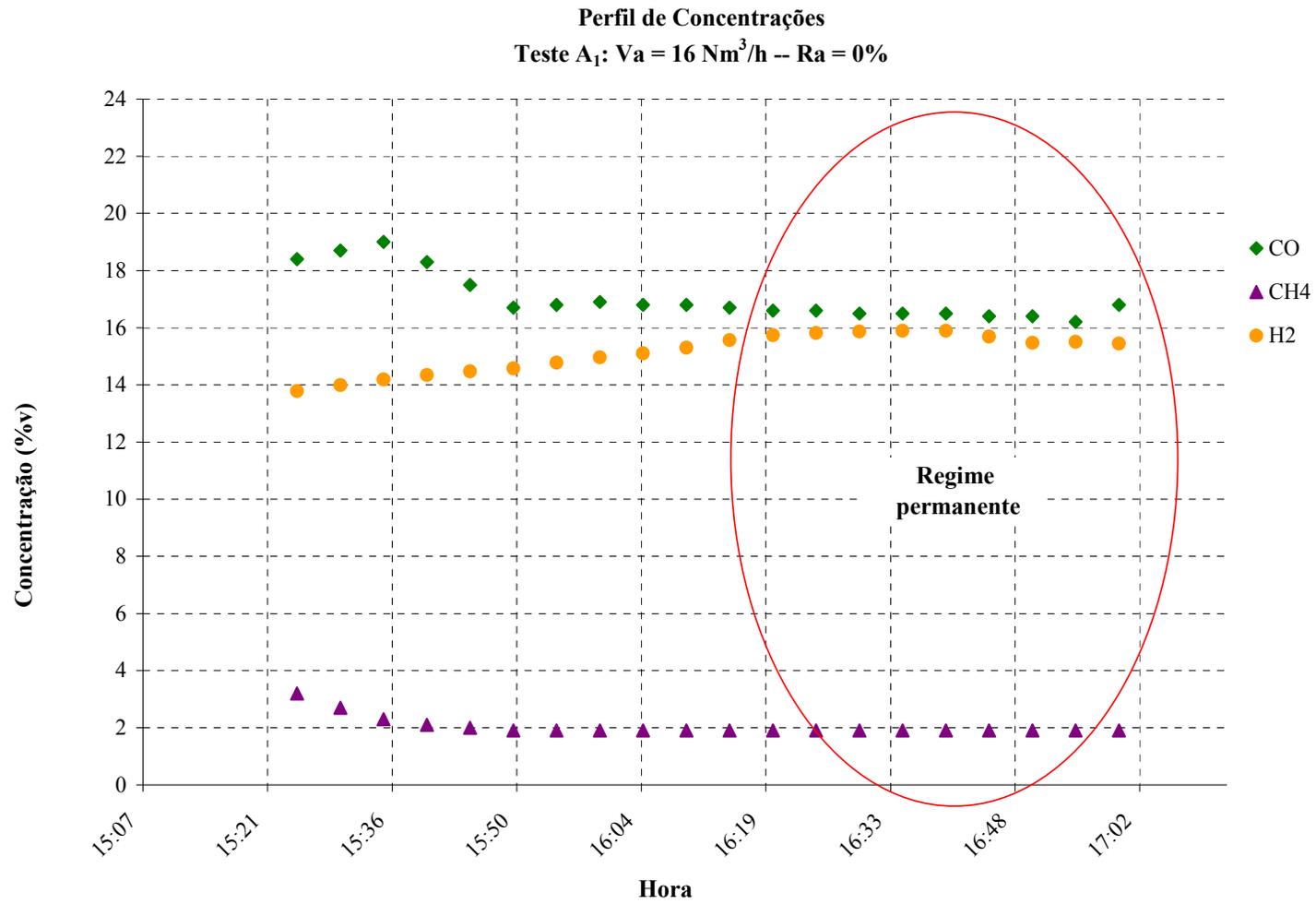


Figura F1. Perfil de Temperatura Teste A<sub>1</sub>.

Figura F2. Perfil de Concentrações Teste A<sub>1</sub>.

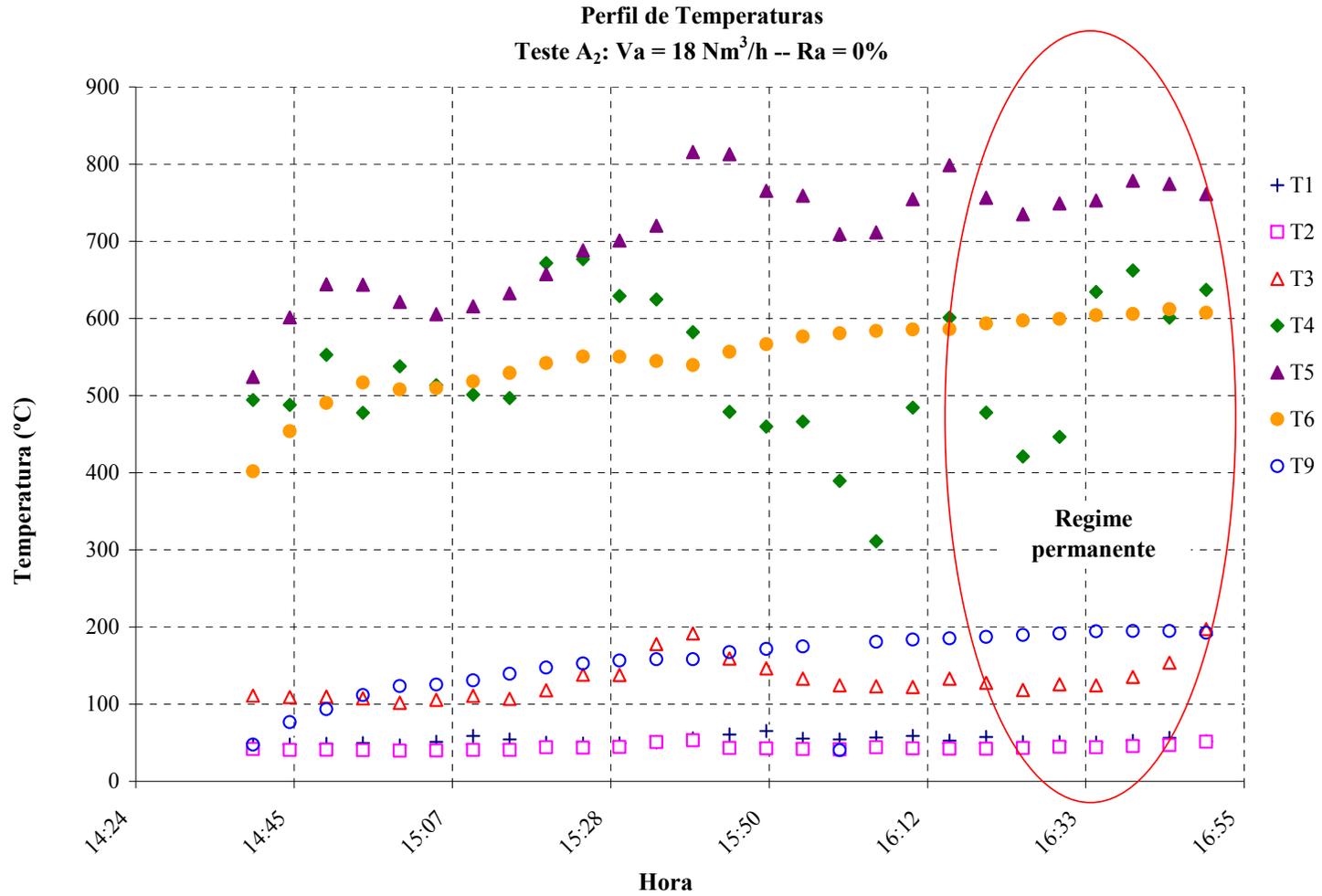


Figura F3. Perfil de Temperatura Teste A2.

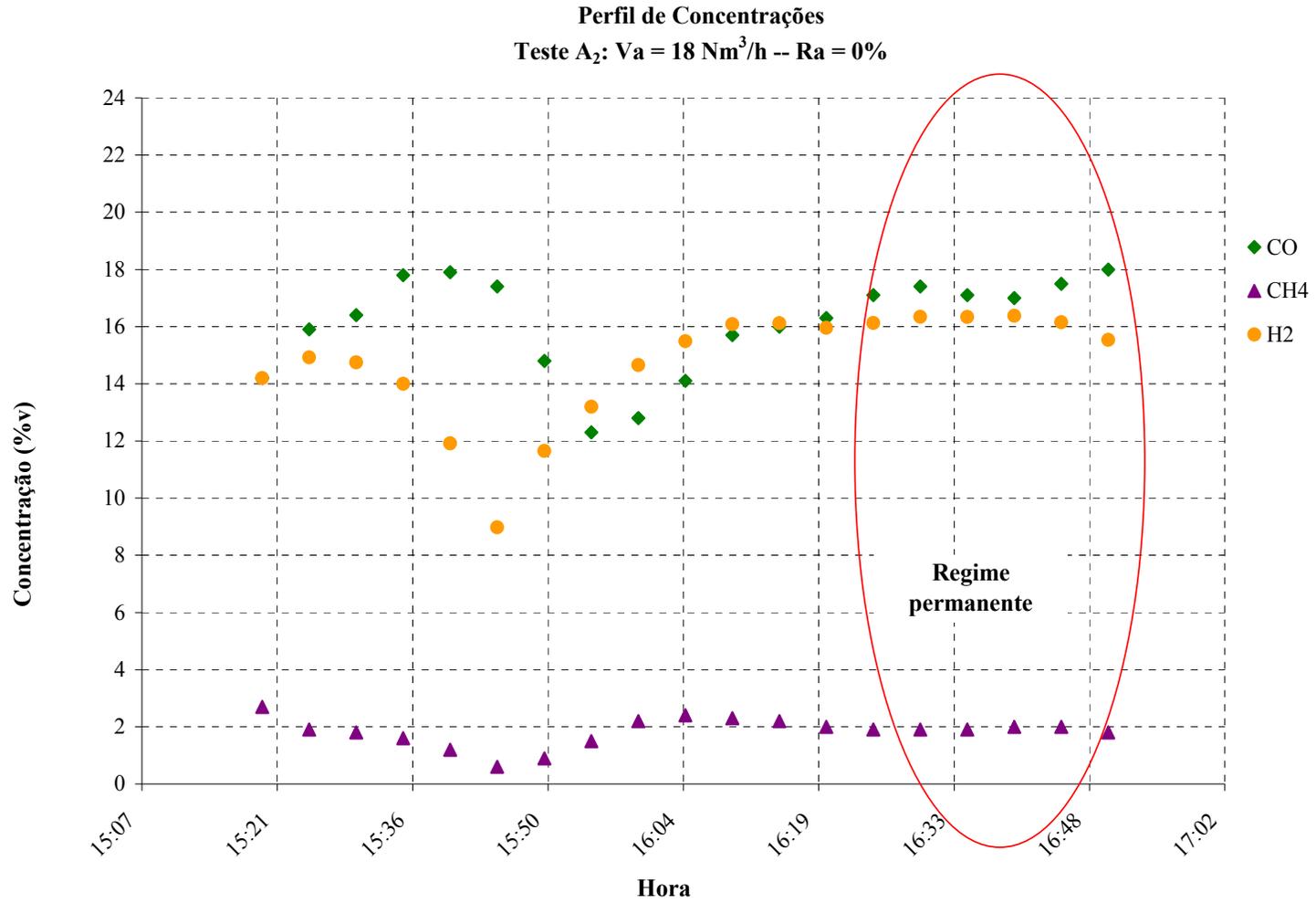


Figura F4. Perfil de Concentrações Teste A<sub>2</sub>.

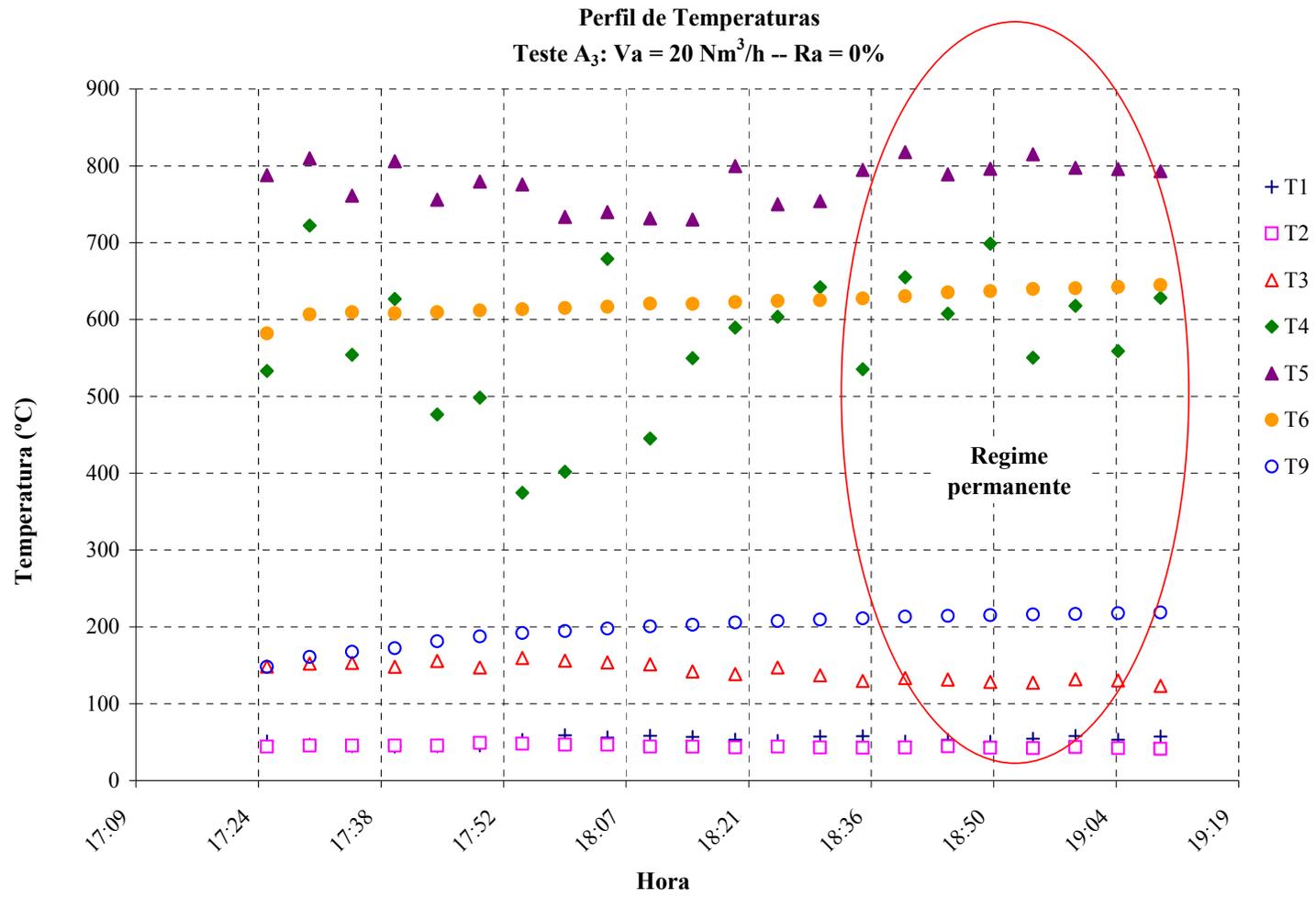


Figura F5. Perfil de Temperatura Teste A<sub>3</sub>.

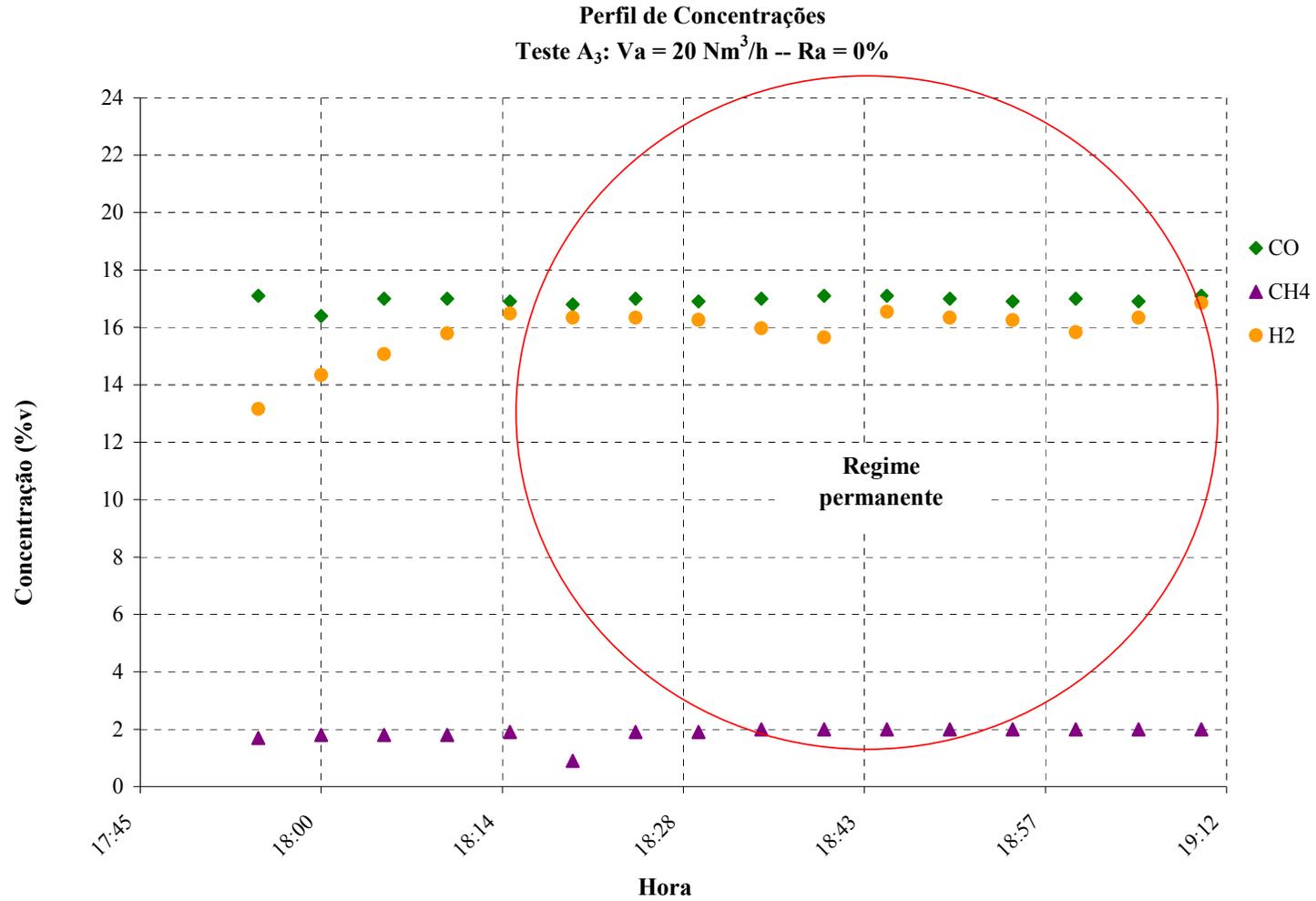


Figura F6. Perfil de Concentrações Teste A<sub>3</sub>.

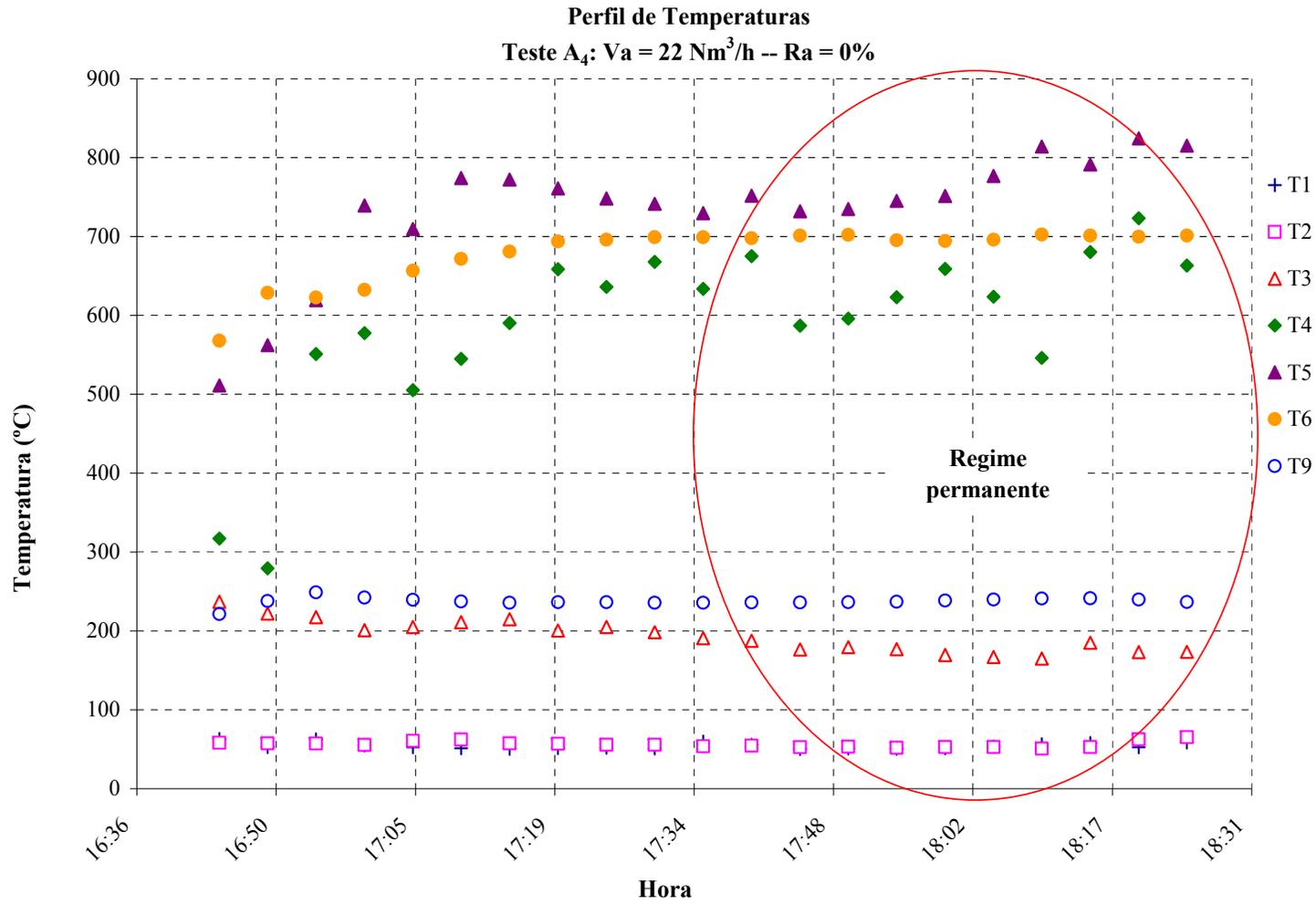


Figura F7. Perfil de Temperatura Teste A4.

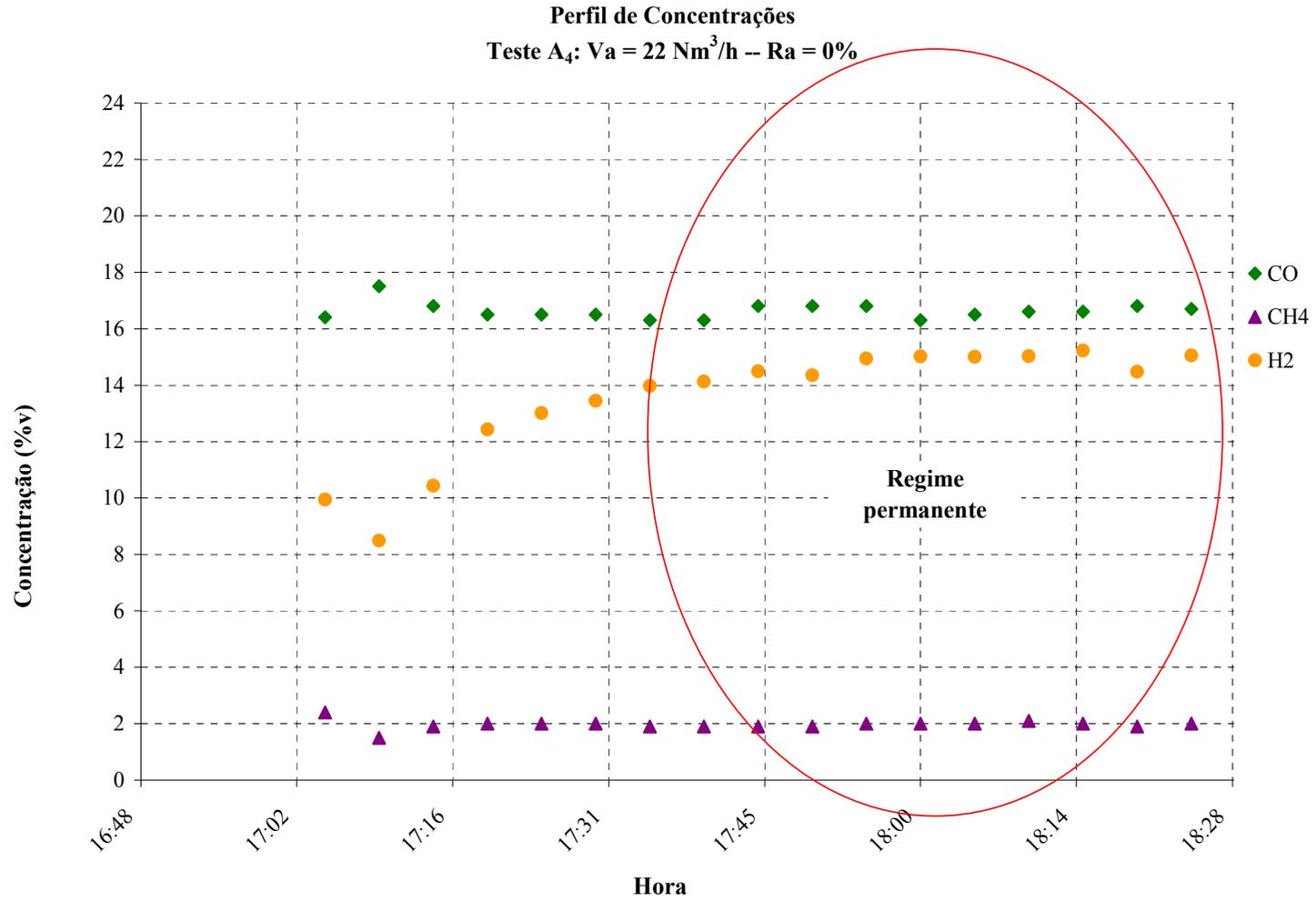


Figura F8. Perfil de Concentrações Teste A<sub>4</sub>.

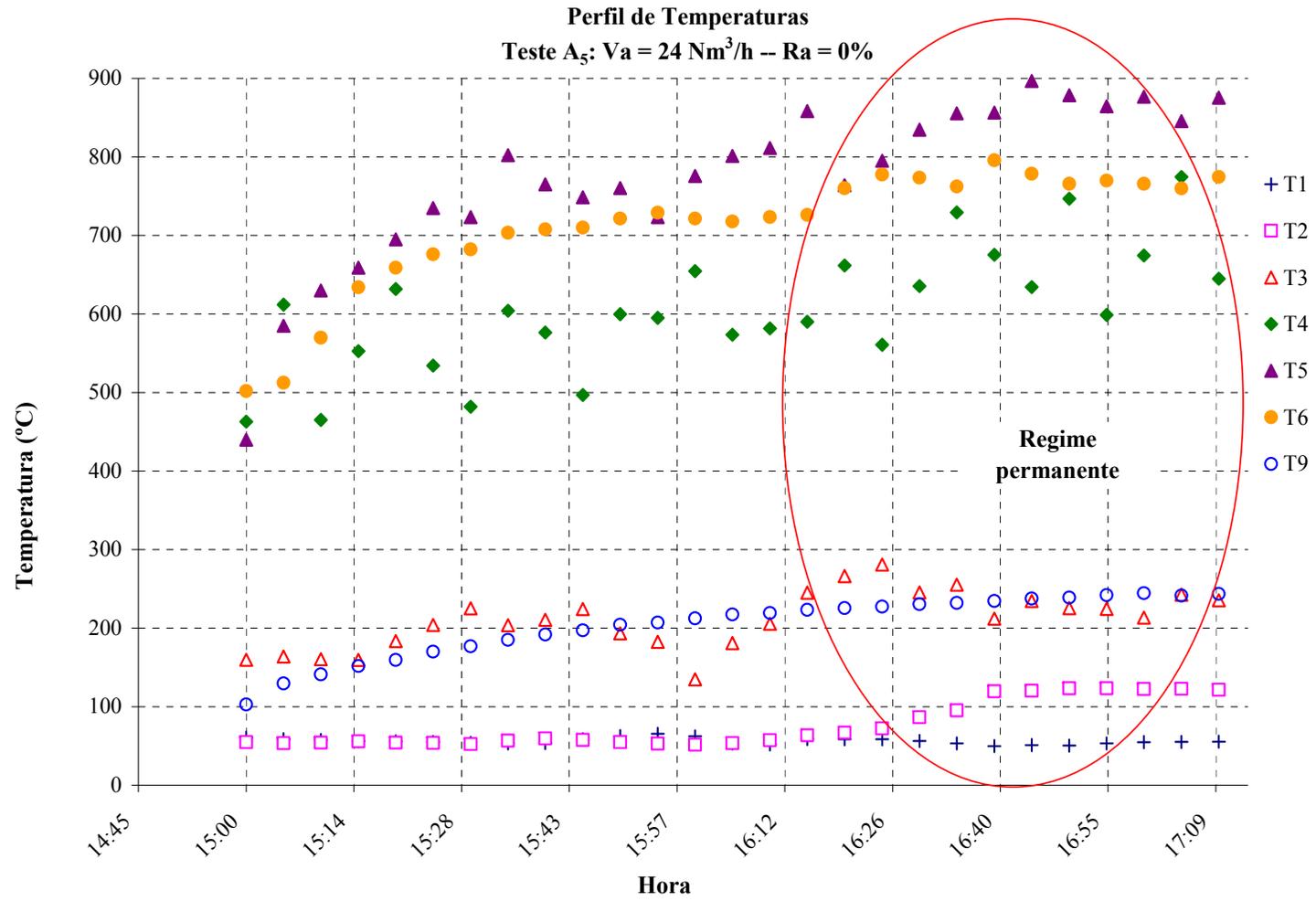
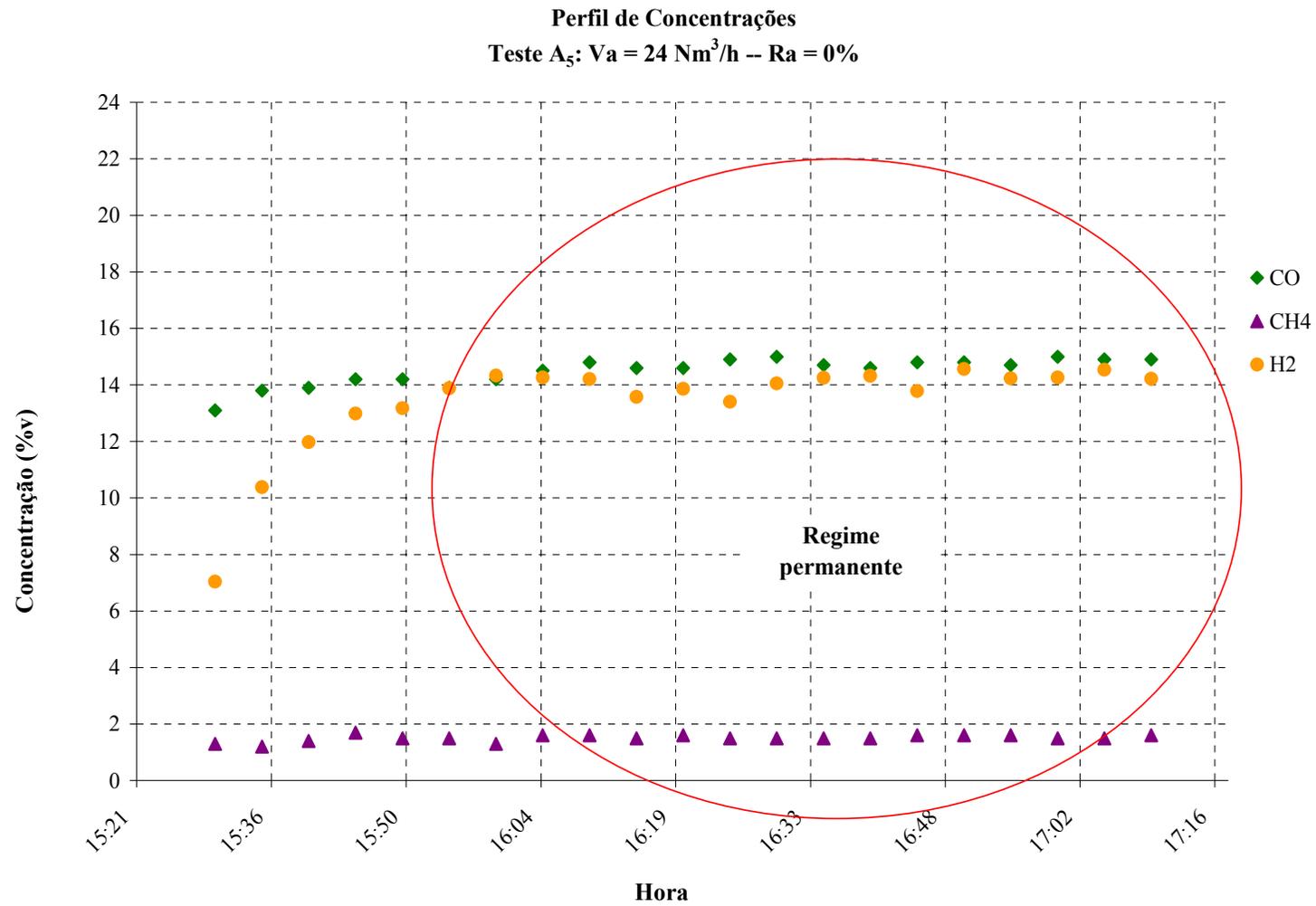


Figura F9. Perfil de Temperatura Teste A<sub>5</sub>.

Figura F10. Perfil de Concentrações Teste A<sub>5</sub>.

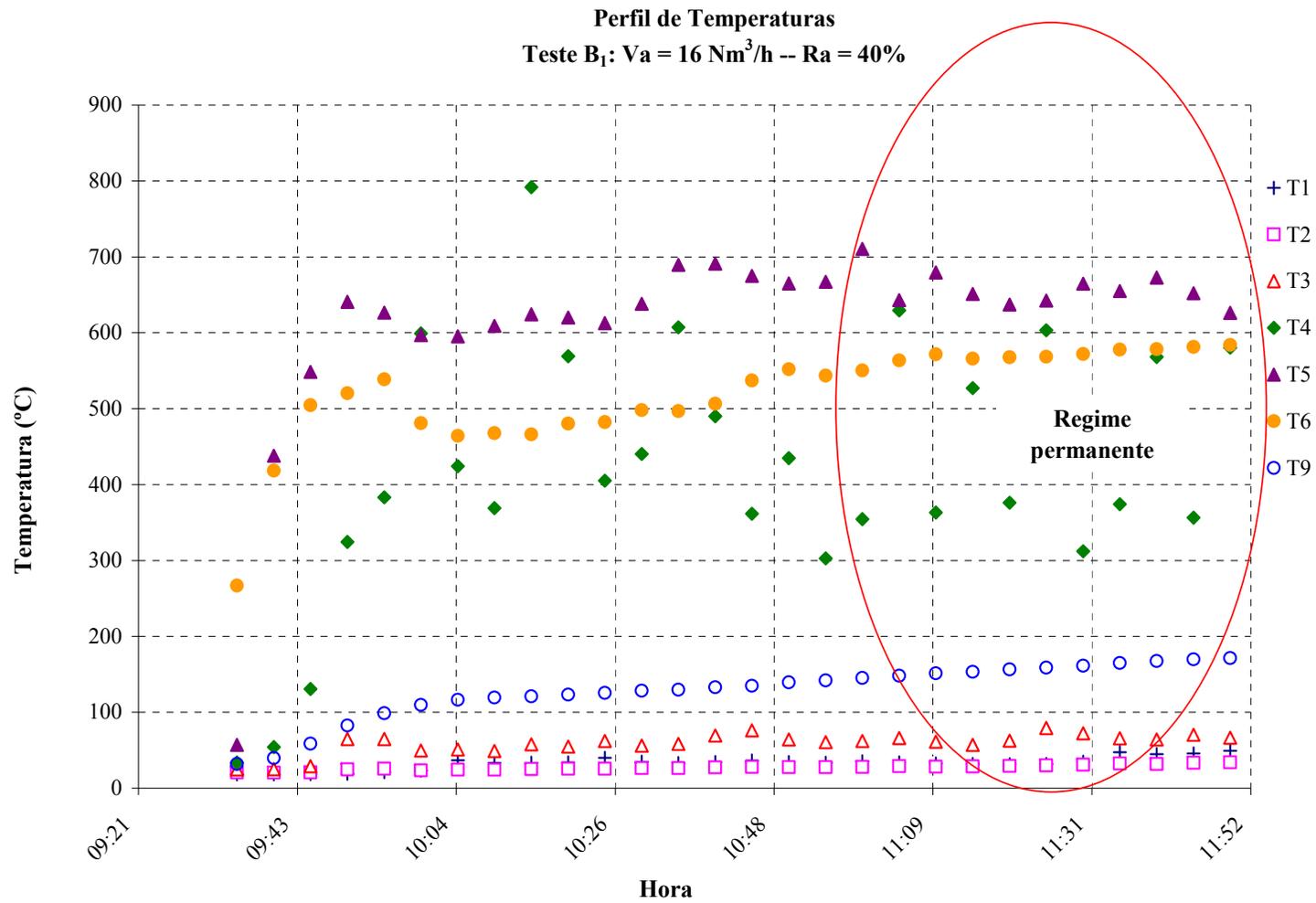
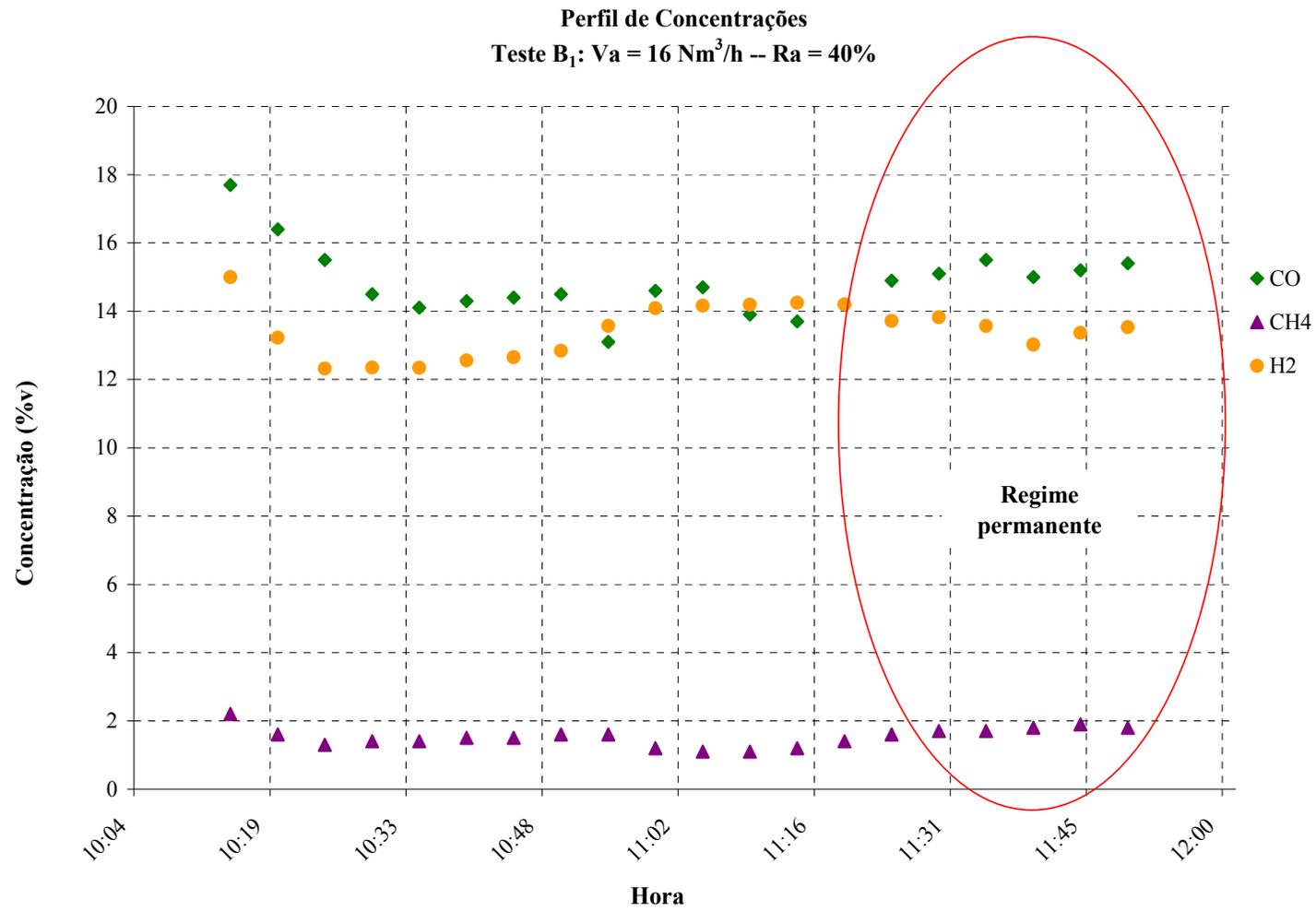


Figura F11. Perfil de Temperatura Teste B<sub>1</sub>.

Figura F12. Perfil de Concentrações Teste B<sub>1</sub>.

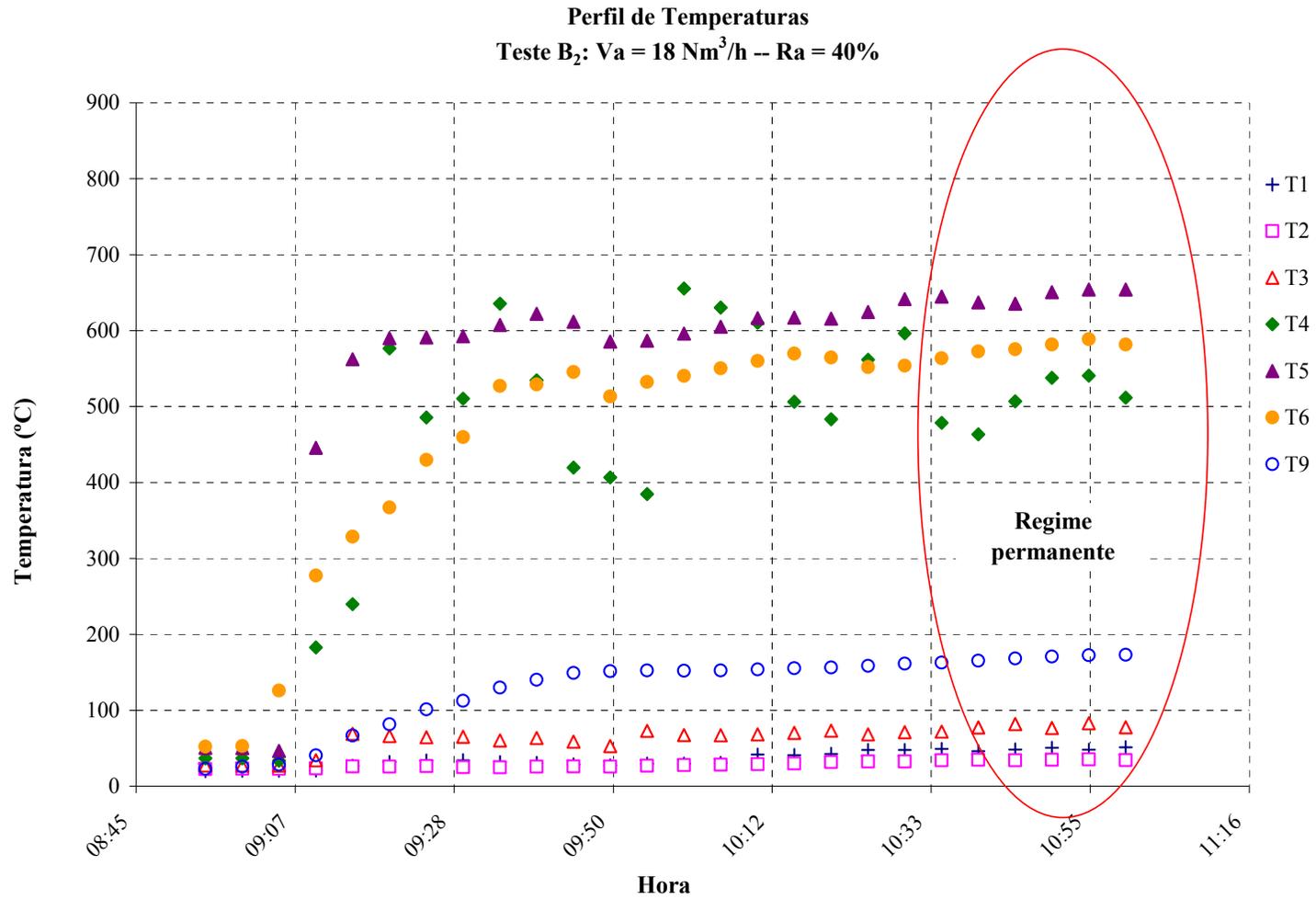


Figura F13. Perfil de Temperatura Teste B<sub>2</sub>.

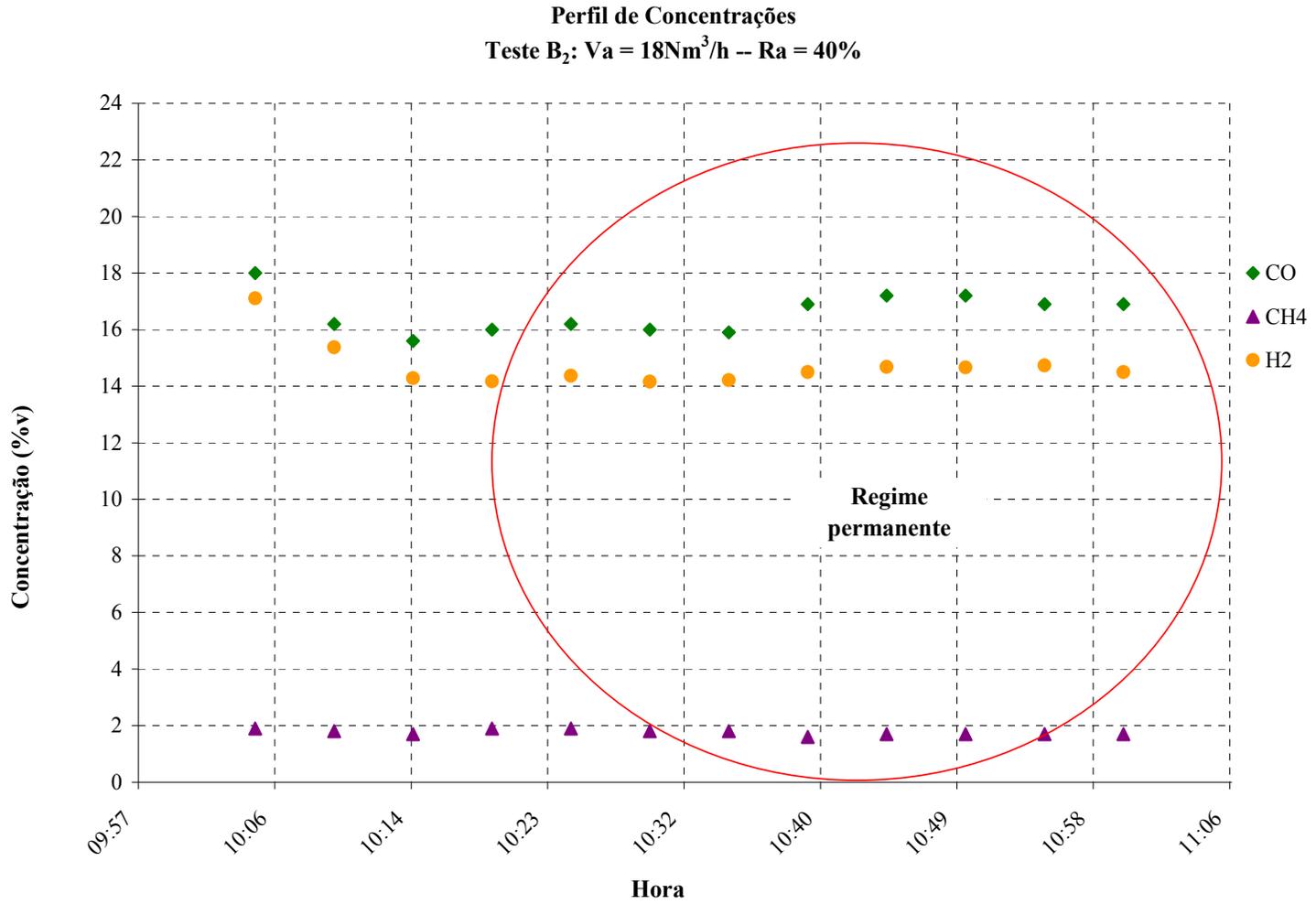


Figura F14. Perfil de Concentrações Teste B<sub>2</sub>.

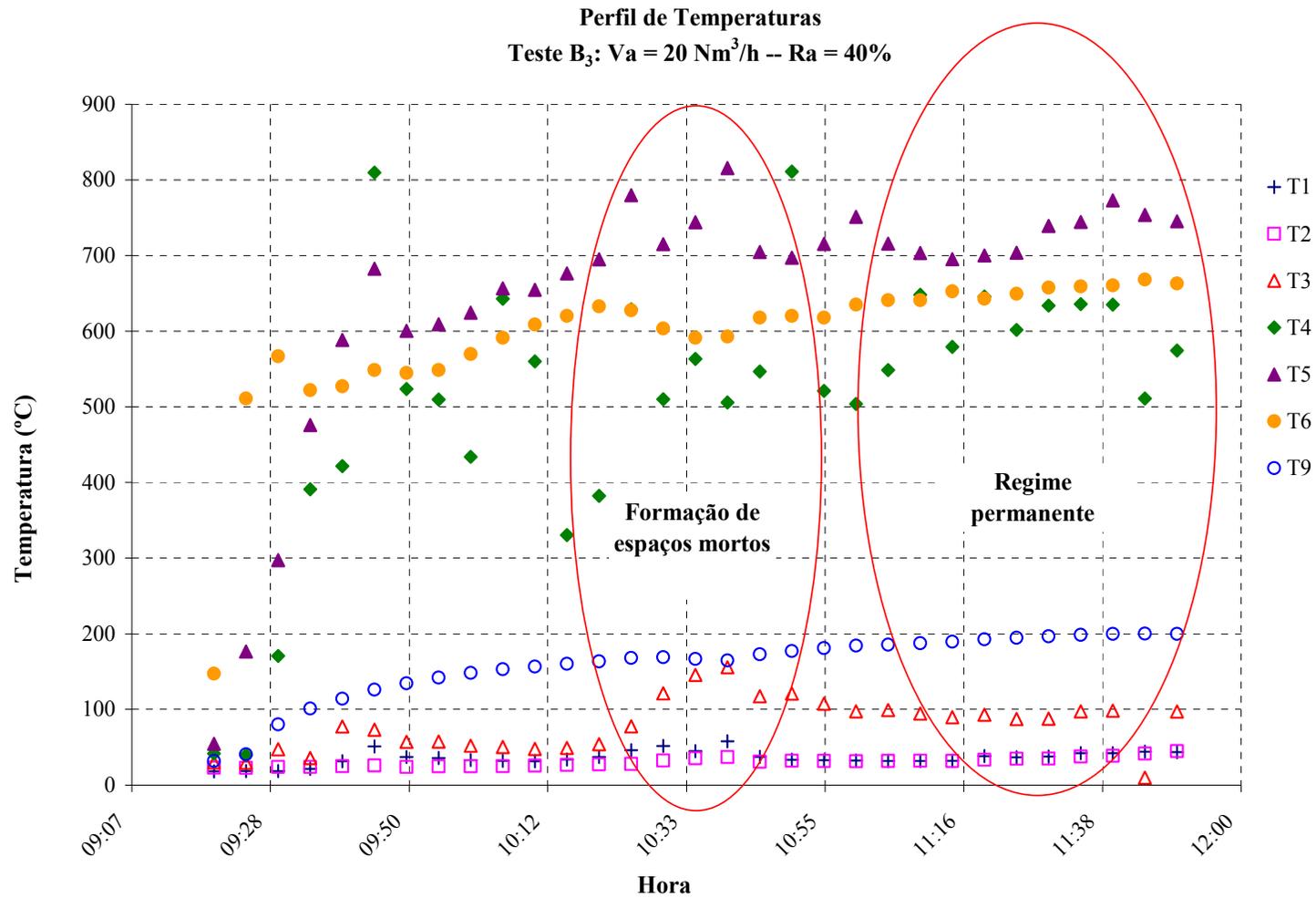


Figura F15. Perfil de Temperatura Teste B<sub>3</sub>.

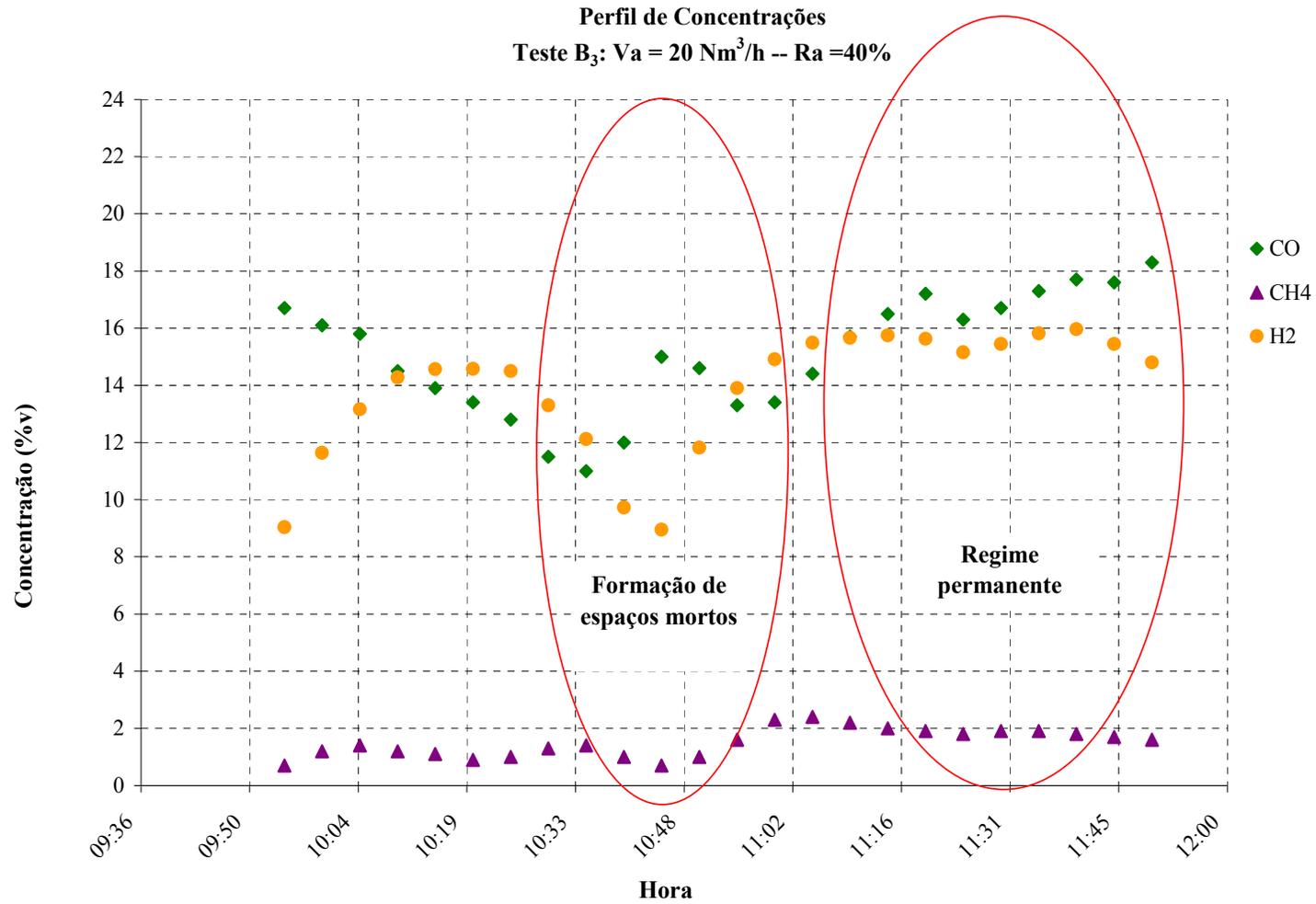


Figura F16. Perfil de Concentrações Teste B<sub>3</sub>.

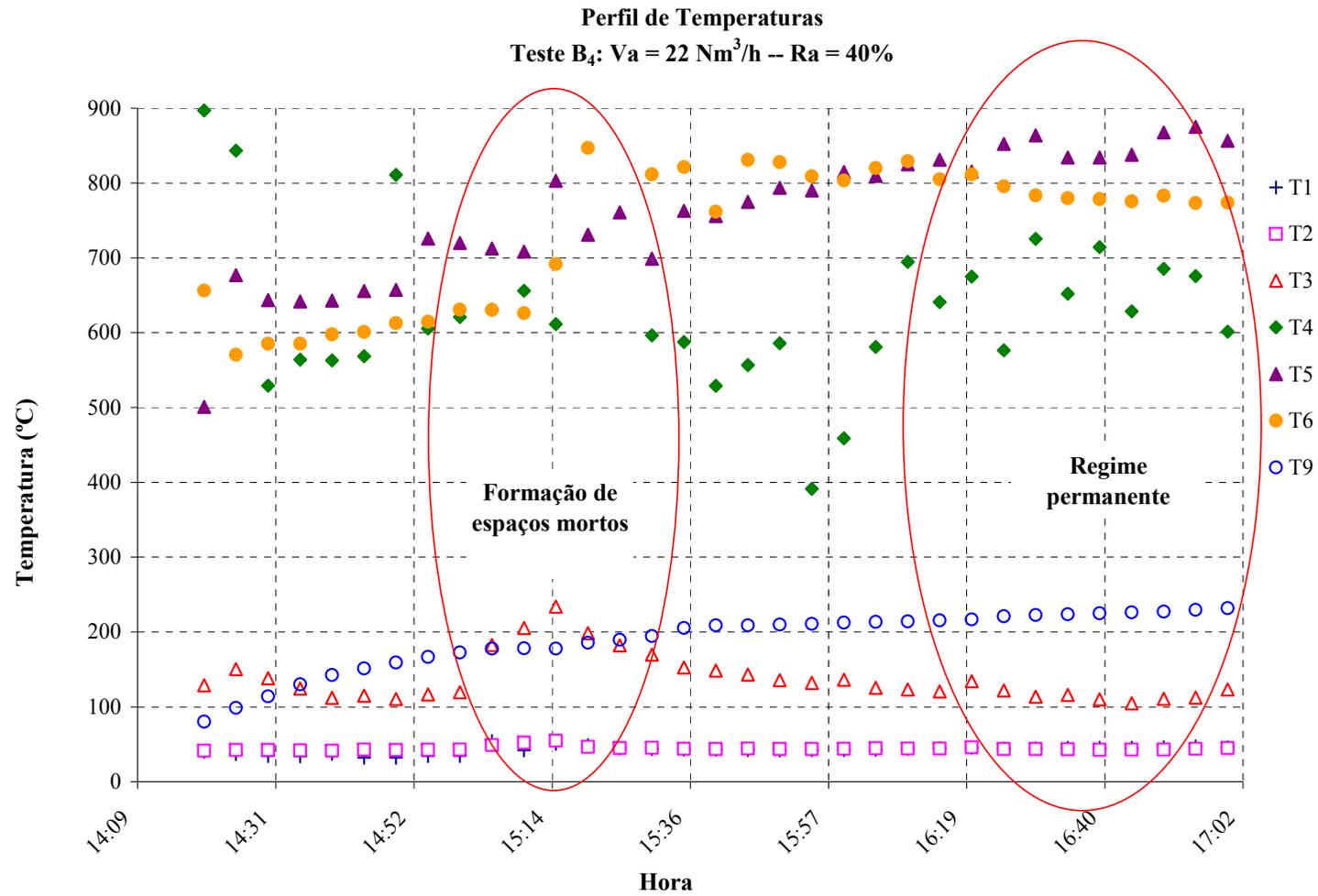


Figura F17. Perfil de Temperatura Teste B<sub>4</sub>.

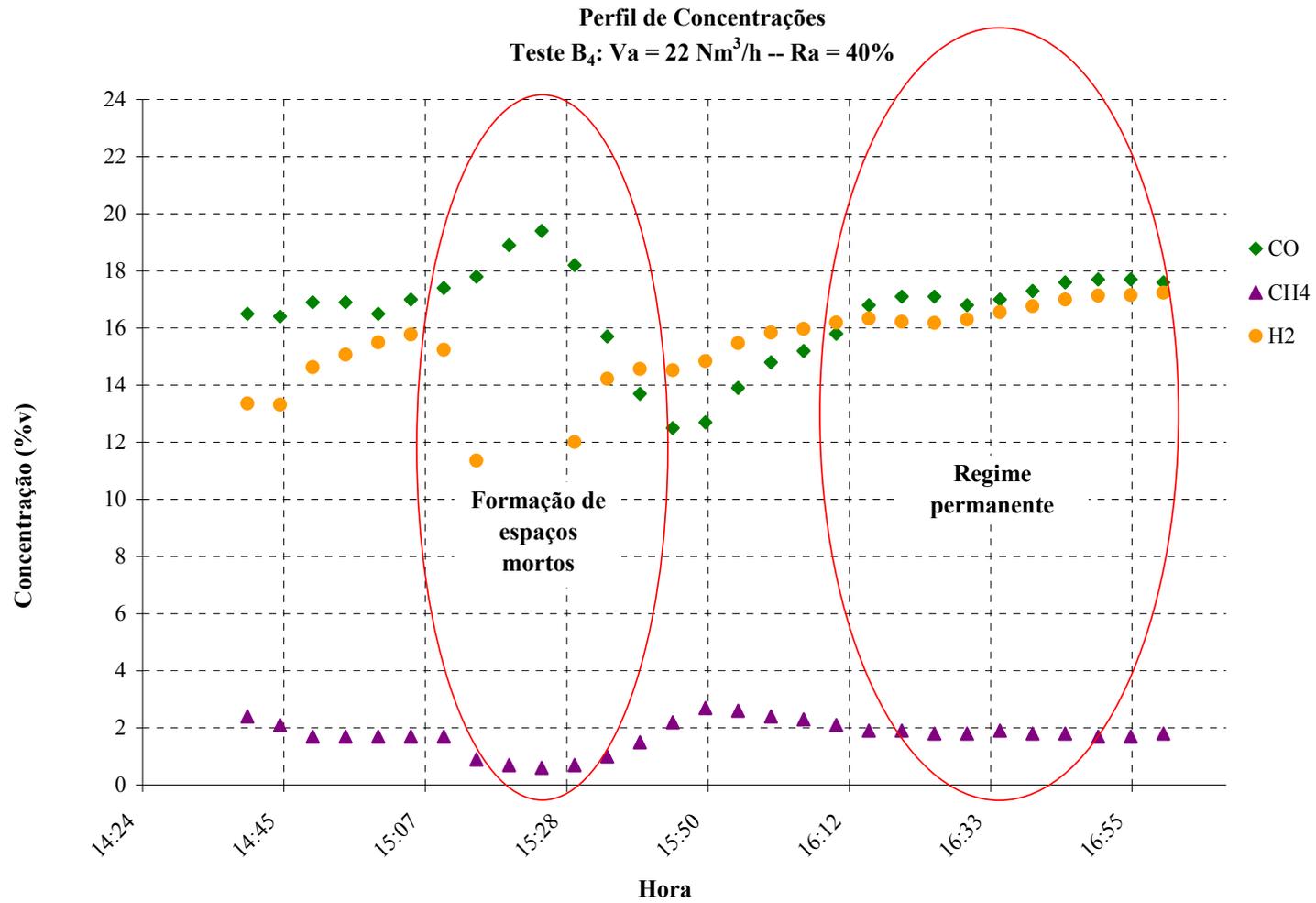


Figura F18. Perfil de Concentrações Teste B<sub>4</sub>.

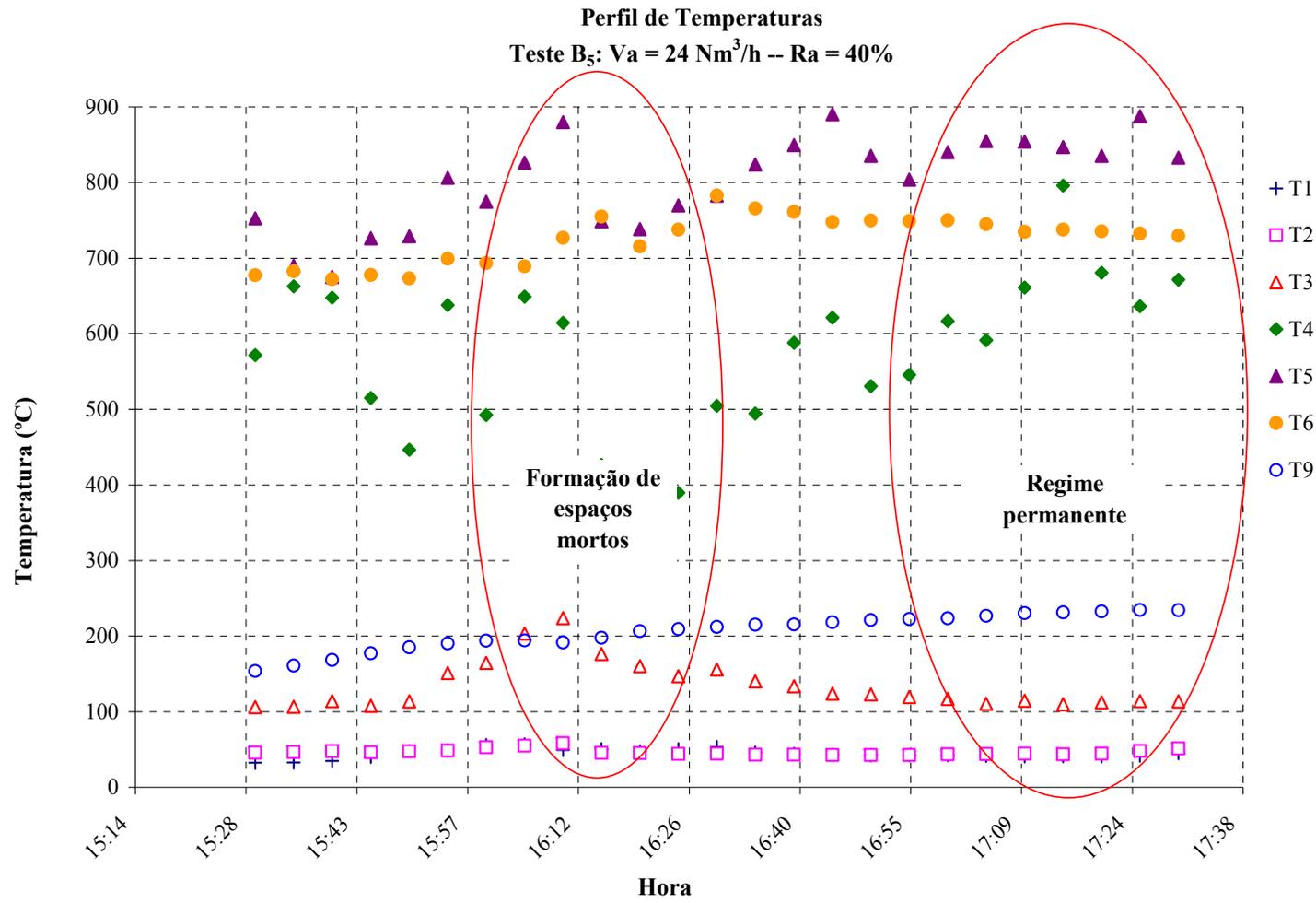


Figura F19. Perfil de Temperatura Teste B<sub>5</sub>.

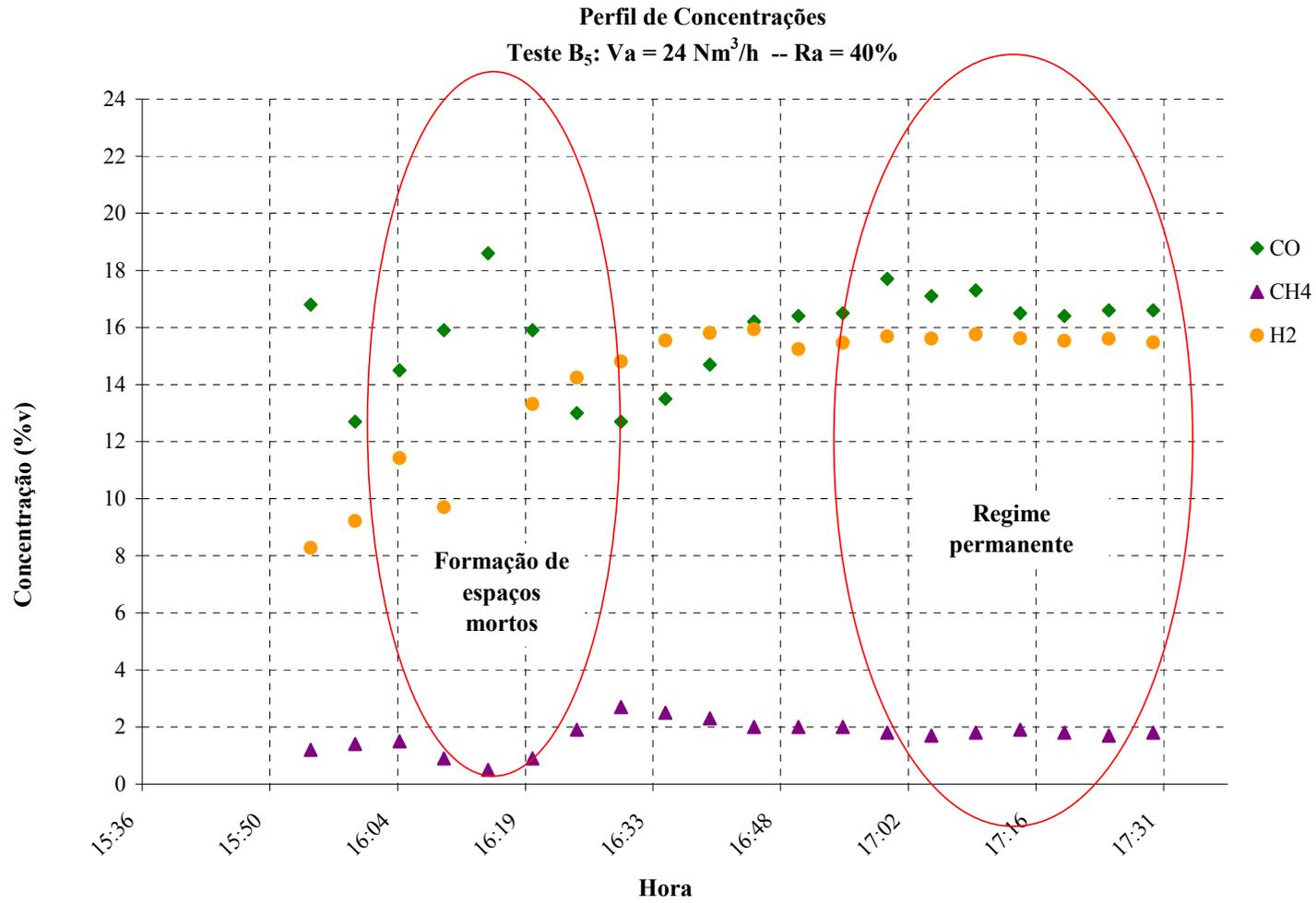


Figura F20. Perfil de Concentrações Teste B<sub>5</sub>.

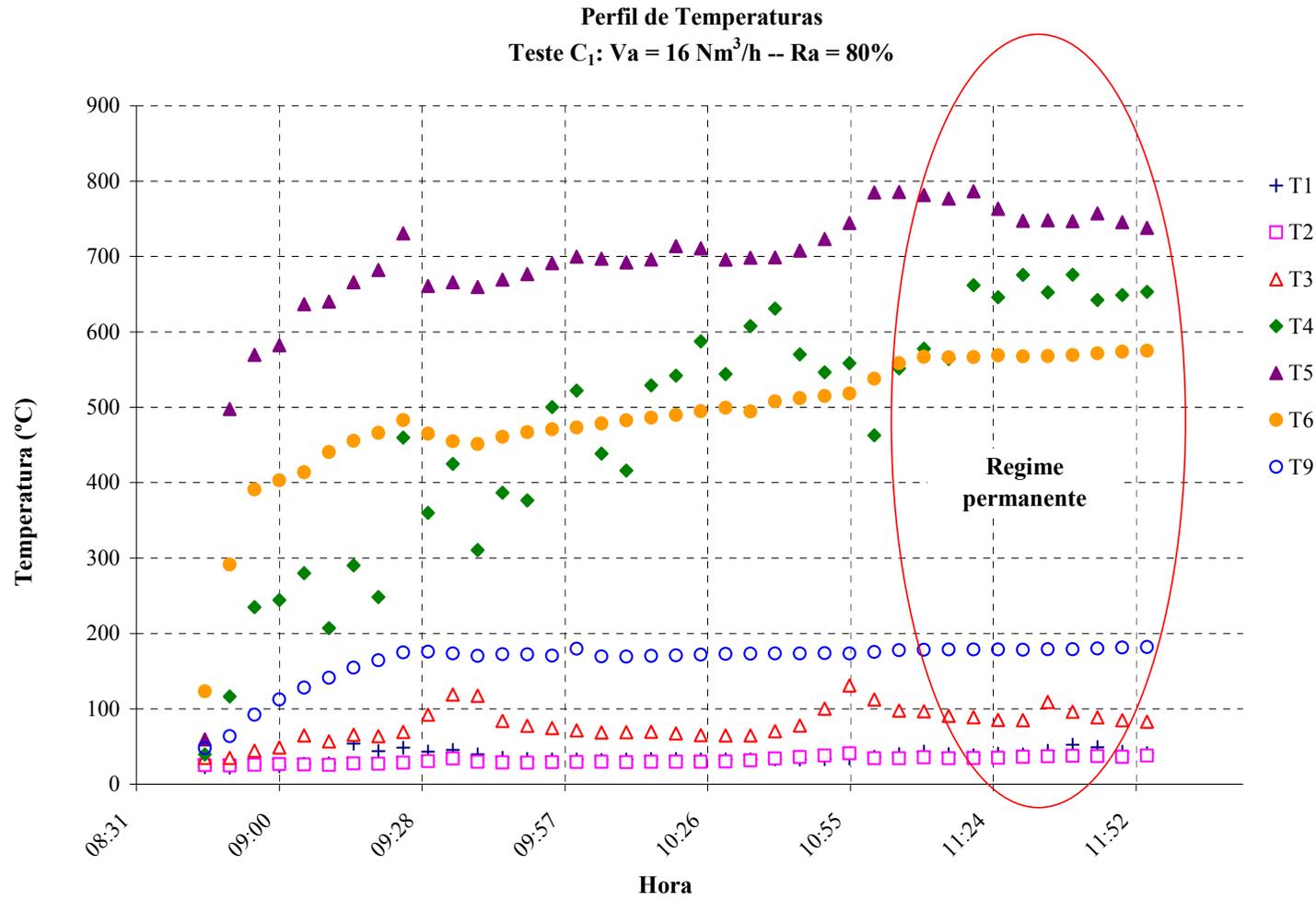


Figura F21. Perfil de Temperatura Teste C<sub>1</sub>.

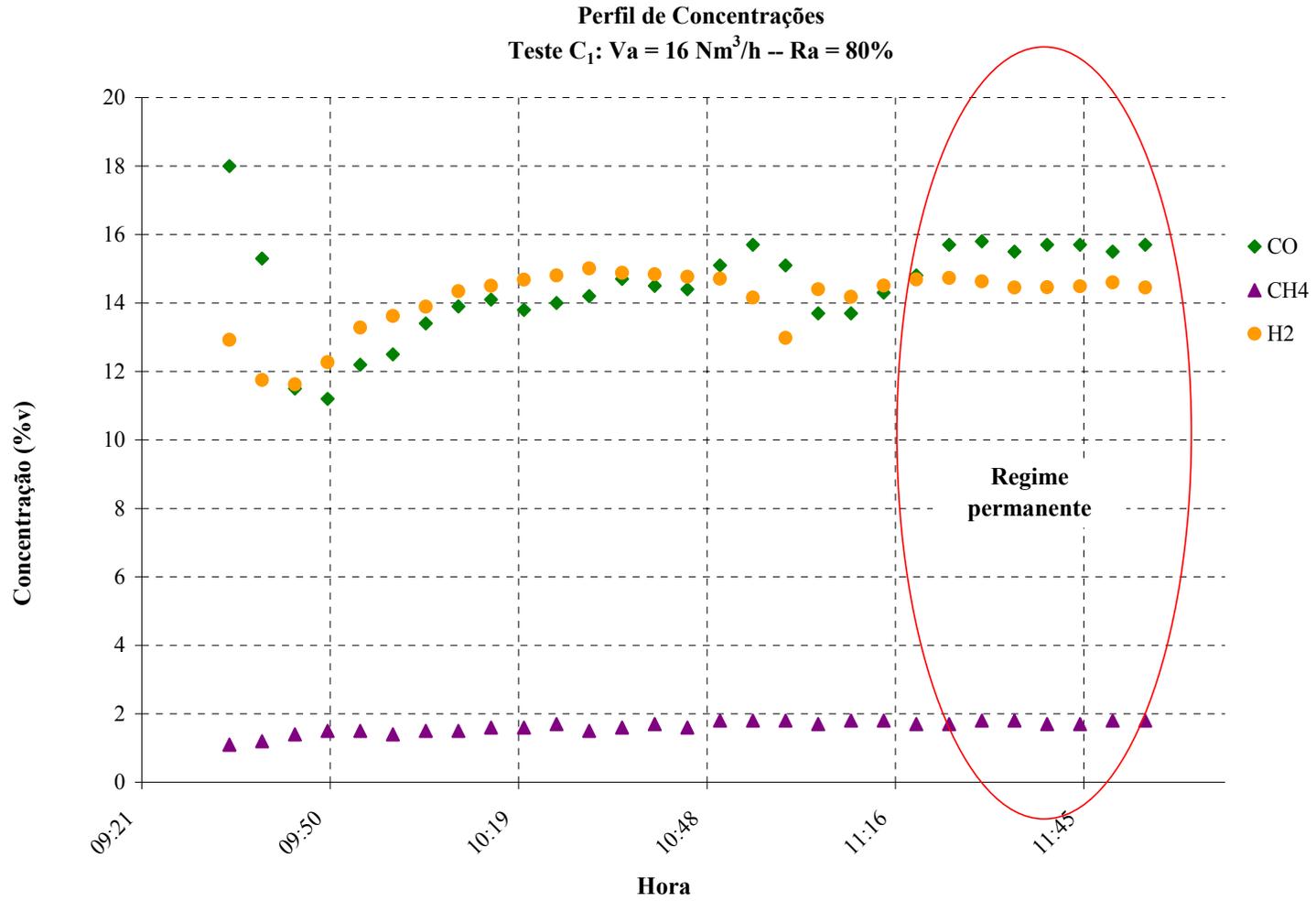


Figura F22. Perfil de Concentrações Teste C<sub>1</sub>.

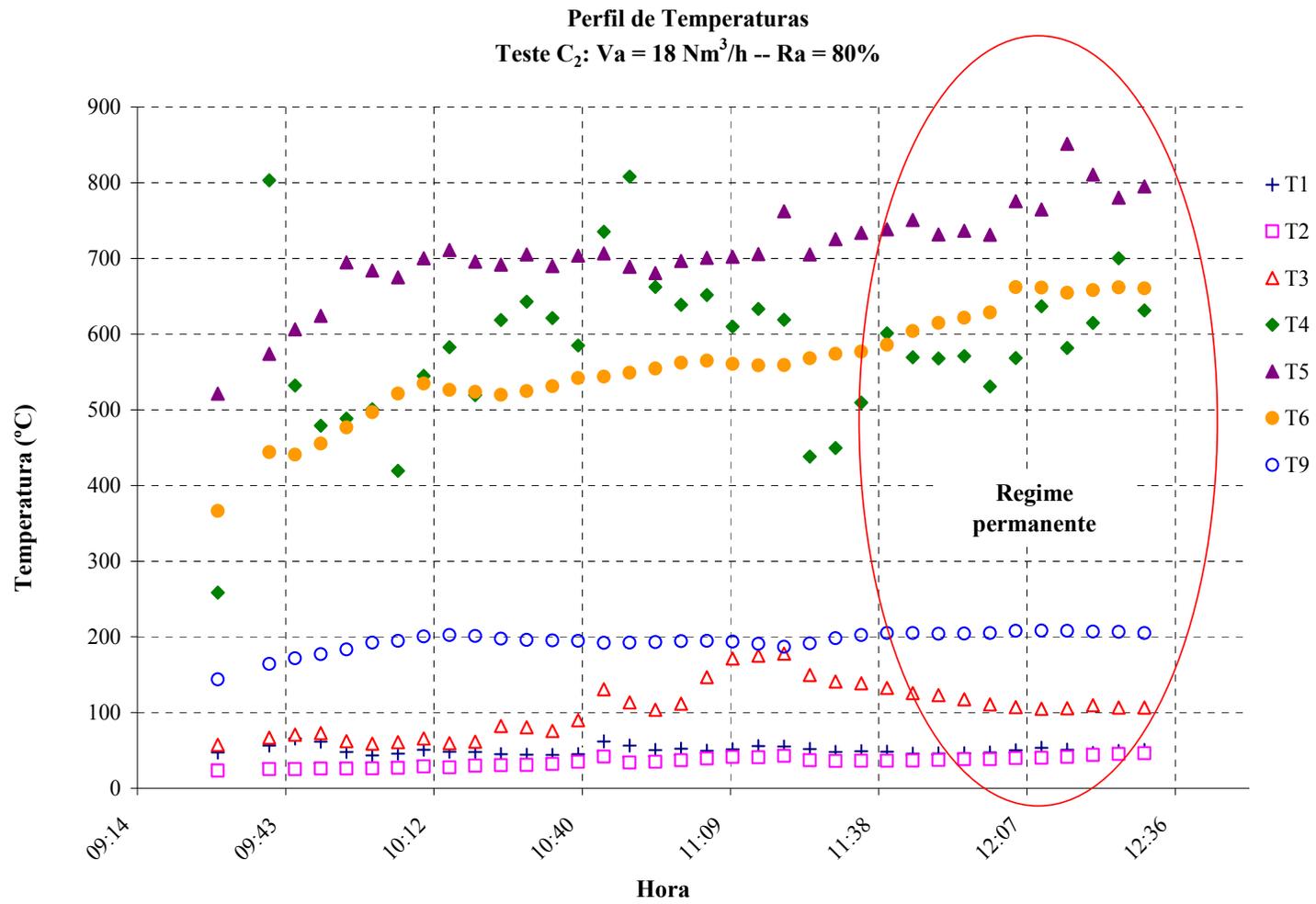


Figura F23. Perfil de Temperatura Teste C<sub>2</sub>.

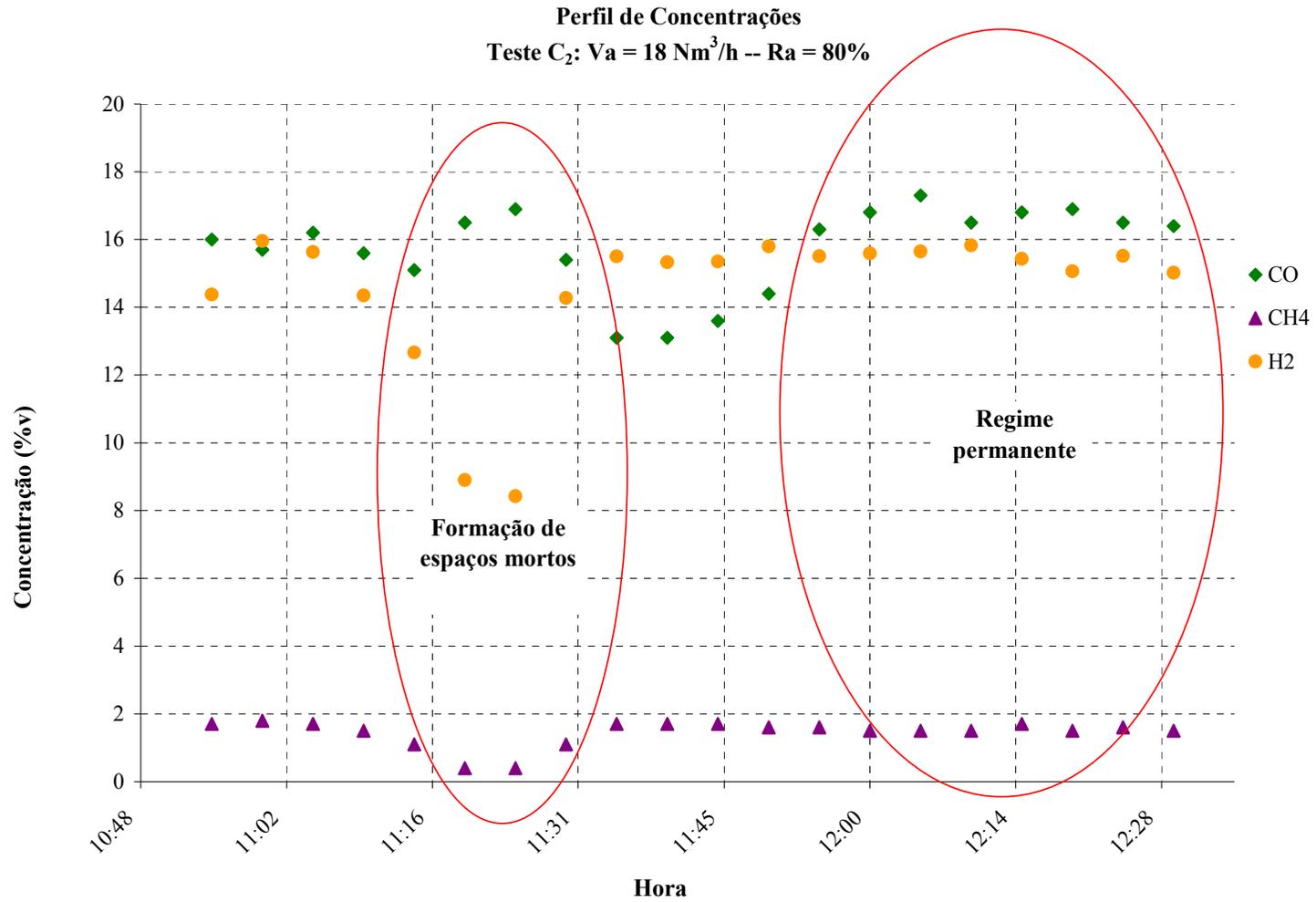


Figura F24. Perfil de Concentrações Teste C<sub>2</sub>.

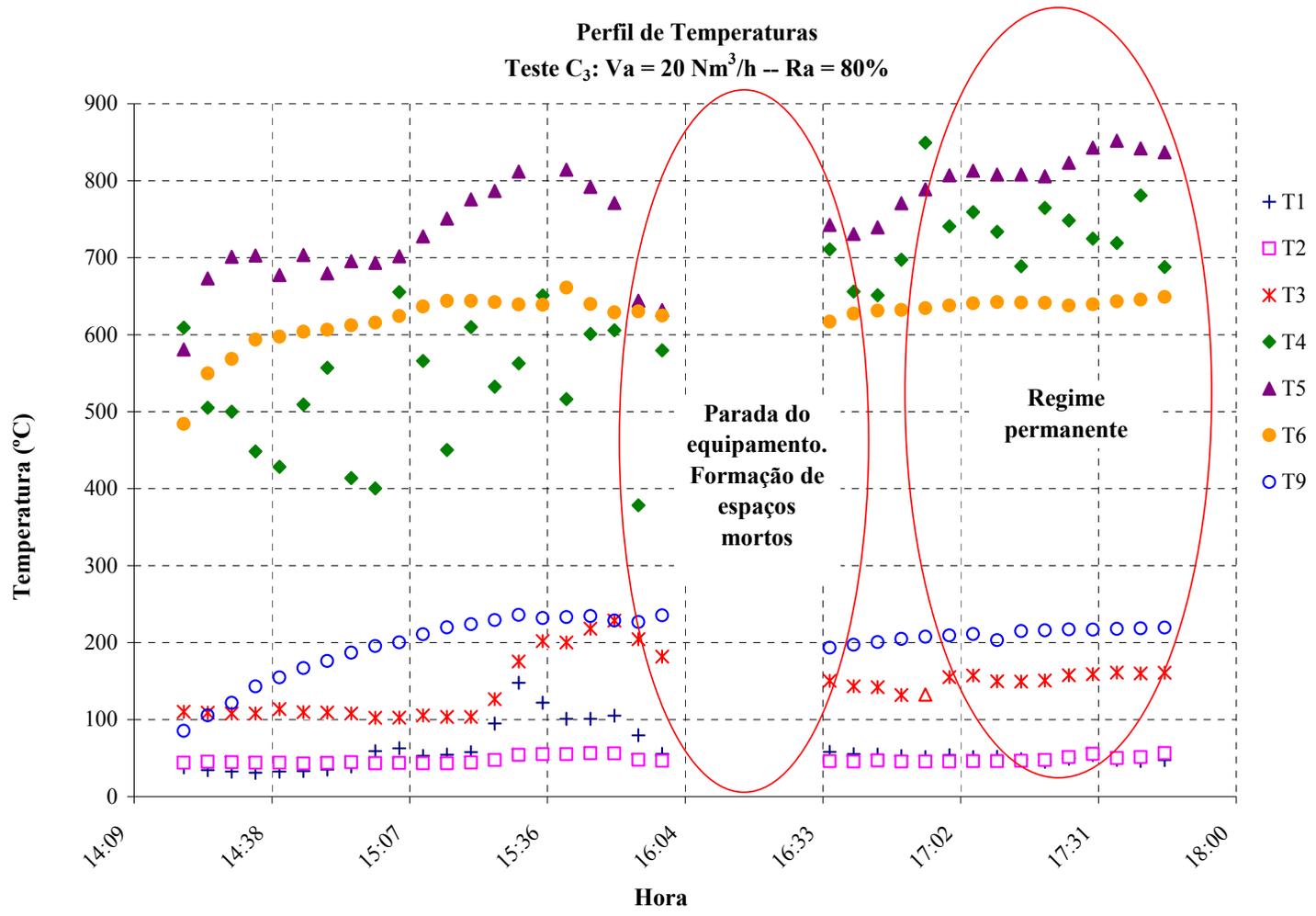


Figura F25. Perfil de Temperatura Teste C<sub>3</sub>.

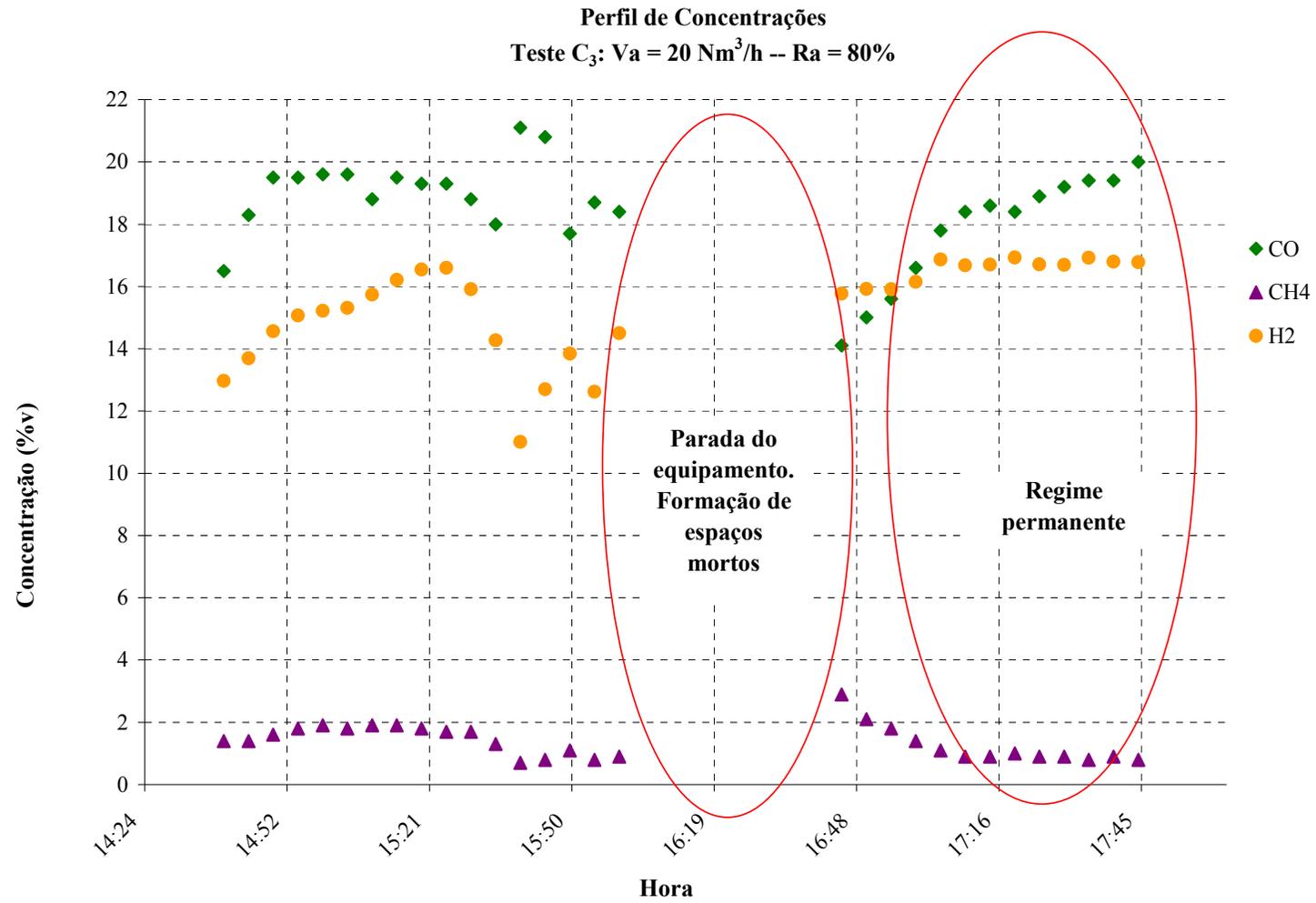


Figura F26. Perfil de Concentrações Teste C<sub>3</sub>.

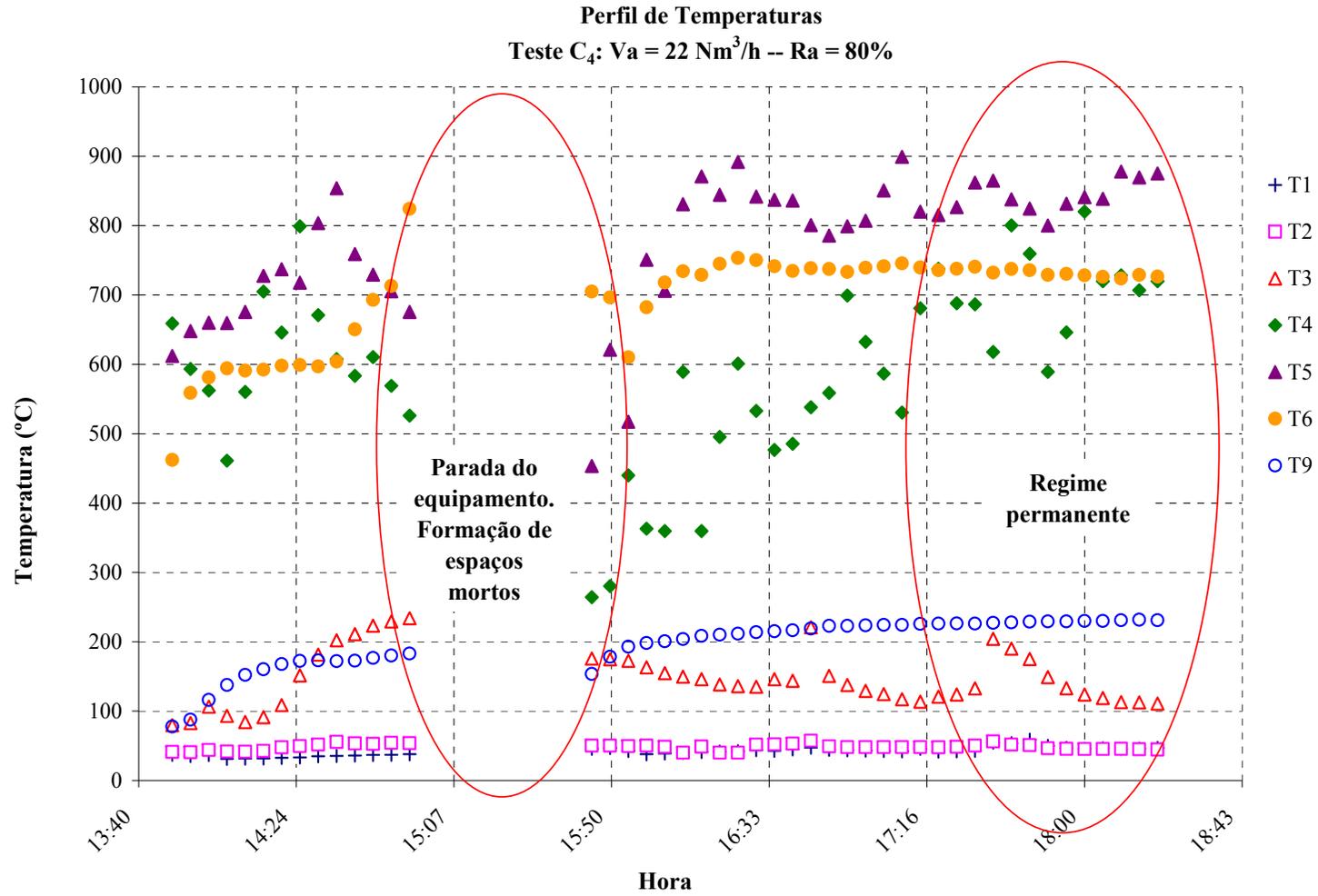


Figura F27. Perfil de Temperatura Teste C<sub>4</sub>.

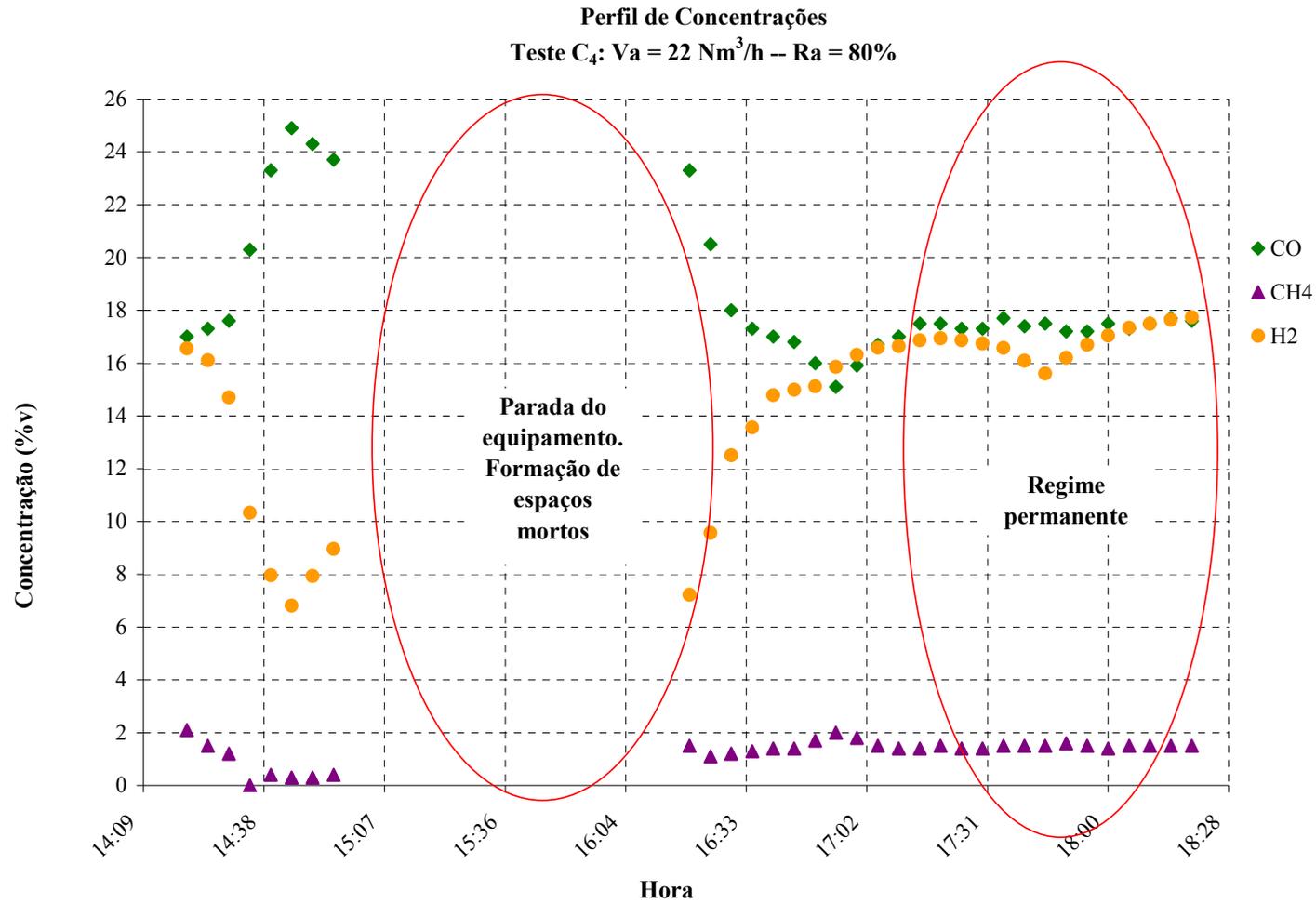


Figura F28. Perfil de Concentrações Teste C<sub>4</sub>.

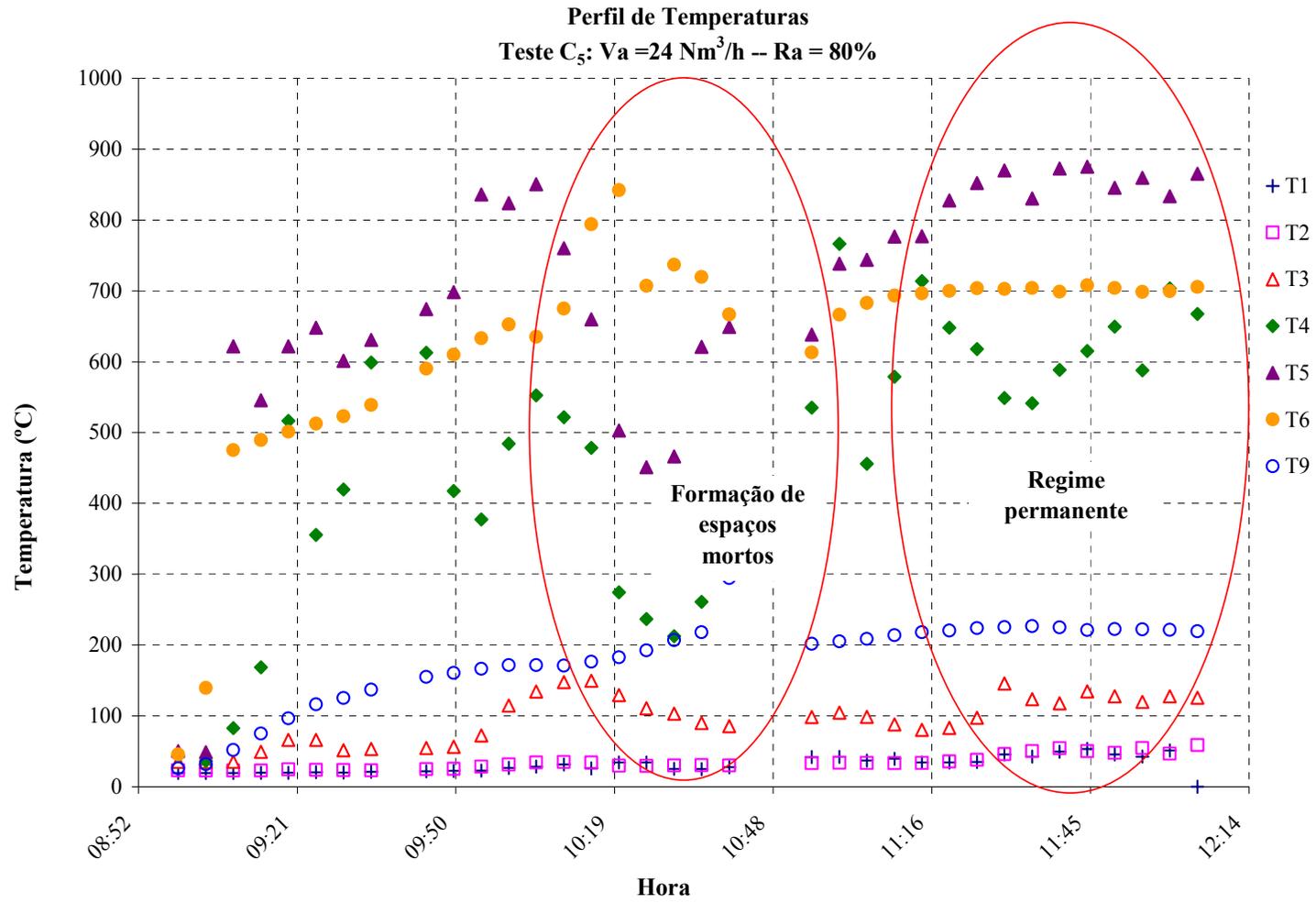


Figura F29. Perfil de Temperatura Teste C<sub>5</sub>.

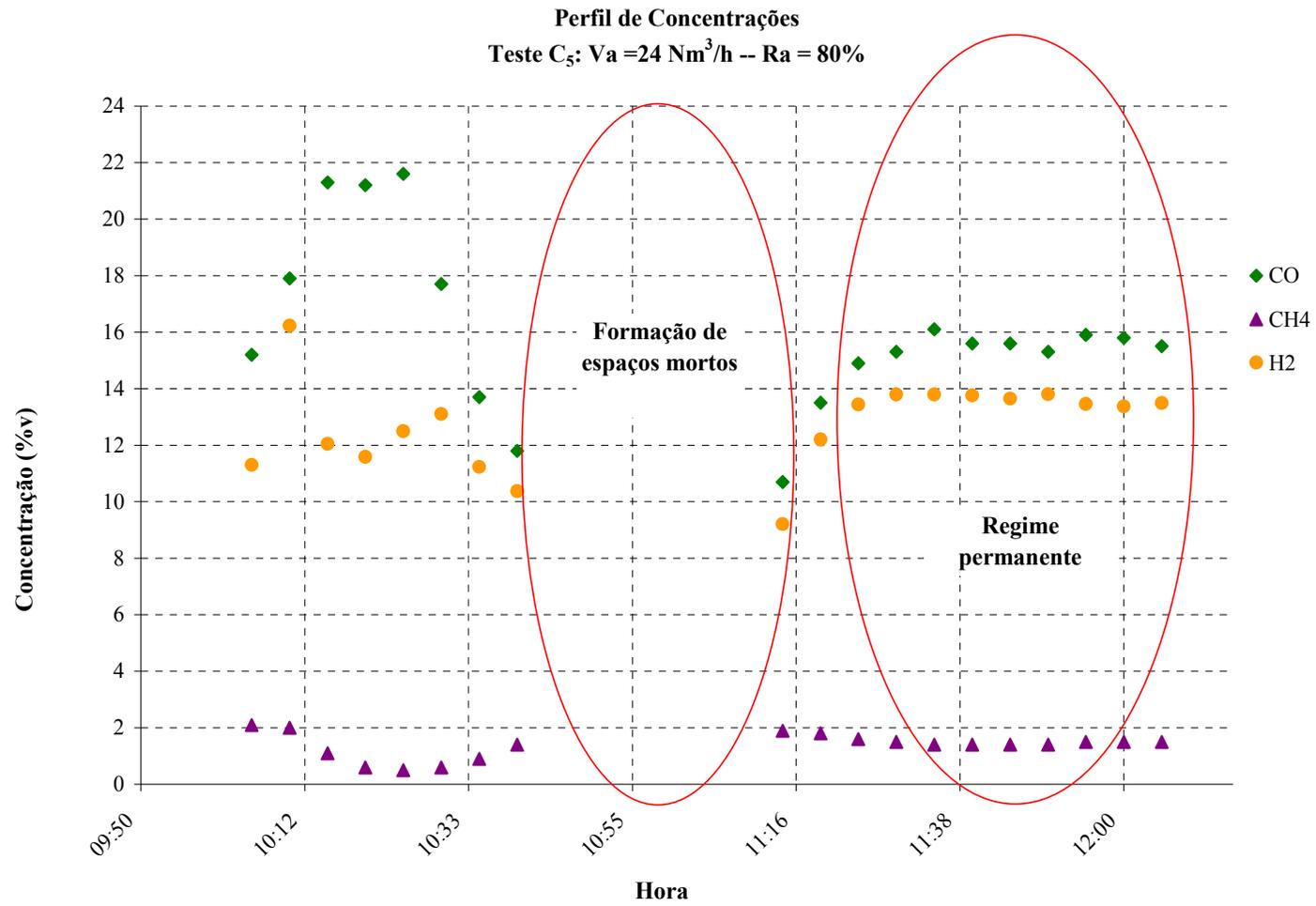


Figura F30. Perfil de Concentrações Teste C<sub>5</sub>.

## **Anexo G**

### **ARTIGOS DERIVADOS DO PRESENTE TRABALHO**

#### **A.1 ARTIGOS PUBLICADOS A PARTIR DO DESENVOLVIMENTO DESTE TRABALHO**

- Gasificação de Biomassa em Leito Fixo Tipo Co-corrente, Aspectos Teóricos e Experimentais. Juan Daniel Martínez, Rubenildo Viera Andrade, Electo Eduardo Silva Lora. Proceedings Congresso Internacional sobre Geração Distribuída e Energia no Meio Rural. Agrener GD 2008.
- *Preliminary Tests on Biomass Gasification in a Downdraft Double Stage Reactor.* Juan Daniel Martínez, Rubenildo Viera Andrade, Electo Eduardo Silva Lora. *Proceedings of the 17th European Biomass Conference and Exhibition 2009.*

#### **A.2 ARTIGOS PARA SEREM PUBLICADOS A PARTIR DO DESENVOLVIMENTO DESTE TRABALHO**

- *Biomass Gasification in Downdraft Reactors and the Use of Producer Gas in Reciprocating Internal Combustion Engines.* Juan Daniel Martínez, Rubenildo Viera Andrade, Electo Eduardo Silva Lora, Khamid Mahkamov. Para ser submetido a *Renewable & Sustainable Energy Reviews*. Estado do artigo: correção do inglês.
- *Assessment of the Biomass Gasification in a Double Air Stage Downdraft Reactor.* Juan Daniel Martínez, Rubenildo Viera Andrade, Electo Eduardo Silva Lora, René Lesme Jaén. Para ser submetido a *Biomass & Bioenergy*. Estado do artigo: Em processo de elaboração com base nos resultados experimentais da presente dissertação.