

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

ANÁLISE DOS EFEITOS DAS CONDIÇÕES
OPERACIONAIS DE UM GASEIFICADOR CO-
CORRENTE DE DUPLO ESTÁGIO NA QUALIDADE
DO GÁS

Autor: Ana Lisbeth Galindo Noguera

Orientador: Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Co-orientador: Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Itajubá, Junho de 2012

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

ANÁLISE DOS EFEITOS DAS CONDIÇÕES
OPERACIONAIS DE UM GASEIFICADOR CO-
CORRENTE DE DUPLO ESTÁGIO NA QUALIDADE
DO GÁS

Autor: Ana Lisbeth Galindo Noguera

Orientador: Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Co-orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Curso: Mestrado em Engenharia de Energia

Área de Concentração: Exploração do Uso Racional de Recursos Naturais e Energia

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Energia da
Universidade Federal de Itajubá como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em
Engenharia de Energia.

Itajubá, Junho de 2012

M.G. – Brasil

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

ANÁLISE DOS EFEITOS DAS CONDIÇÕES
OPERACIONAIS DE UM GASEIFICADOR CO-
CORRENTE DE DUPLO ESTÁGIO NA QUALIDADE
DO GÁS

Autor: Ana Lisbeth Galindo Noguera

Orientador: Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Co-orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Composição da Banca Examinadora:

Prof. Dr. Rubenildo Viera Andrade - IEM/UNIFEI

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

Prof. Dr. Marcelo José Pirani - IEM/UNIFEI

Prof. Dr. José Luz Silveira - UNESP

Dedicatória

A Deus, por guiar-me em todo momento, por me dar força e sabedoria para cumprir meus objetivos;

A minha mãe Ana Maria, por seu amor e apoio incondicional que fizeram de mim o que hoje sou;

As minhas irmãs Indalecia e Olisbe, ao meu irmão Argemiro, por seus apoios e por estarem sempre comigo;

Aos meus sobrinhos, por acreditar sempre em mim;

Ao meu tio Luis Maria, por seu apoio e confiança em mim;

Aos todos meus demais familiares que acreditaram em mim;

A alma de meu pai que sempre me acompanha;

A meu namorado Sebastian, por seu amor e palavras de apoio nos momentos mais difíceis;

Agradeço de coração.

Agradecimentos

Aos meus orientadores, Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade e o Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora, pela colaboração no desenvolvimento do trabalho, amizade e paciência nestes dois anos.

Ao Prof. Dr. René Lesme Jaén, pela contribuição e participação ativa nos testes experimentais e por suas valiosas sugestões para o desenvolvimento deste trabalho.

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

Ao Prof. Dr. Luiz Augusto Horta Nogueira, pela oportunidade de tê-lo como professor nas disciplinas cursadas, as quais foram fundamentais para meu enriquecimento acadêmico e pela amizade.

A Sandra Giraldo pela colaboração nos testes experimentais, por suas dicas que foram de grande ajuda e por poder contar com sua amizade.

Aos amigos Colombianos, pelos momentos que compartilhamos juntos nesses últimos dois anos. Aos meus amigos brasileiros, Cristiane, Erika, Maria, Antonio e Tiago Rodrigo, pela amizade e inesquecíveis momentos.

A Universidade Federal de Itajubá e seu programa de pós-graduação de Engenharia de Energia pela possibilidade de cursar o mestrado.

Ao Nest por possibilitar a realização deste trabalho.

Para todos muito obrigada.

Resumo

GALINDO, N. A. L. (2012), *Análise dos Efeitos das Condições Operacionais de um Gaseificador Co-corrente de Duplo Estágio na Qualidade do Gás*, Itajubá, 111p. Dissertação (Exploração do Uso Racional de Recursos Naturais e Energia - UERNE) Engenharia de Energia - Universidade Federal de Itajubá.

Neste trabalho o gás gerado em um gaseificador de leito fixo tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar foi avaliado quanto ao seu teor de alcatrão e porcentual de partículas. Também, foi verificado a fração volumétrica dos gases que o compõem e o seu poder calorífico. Os testes experimentais foram realizados variando as condições operacionais do gaseificador: a vazão de ar entre 18 e 22 Nm³/h e a relação de ar entre os dois estágios (Ra) entre 0% e 80%, com o propósito de analisar os efeitos destes no teor de alcatrão e material particulado e na composição do gás. Para isso foi utilizado análise estatística e de incerteza, com a finalidade de visualizar os níveis de confiança para cada uma das variáveis medidas no processo de gaseificação, permitindo que os resultados dos testes experimentais tenham um maior grau de confiabilidade. Os resultados mostraram que a relação de ar entre os dois estágios e a vazão de ar têm efeito significativo na variação da temperatura, permitindo uma redução do alcatrão em 87% quando o gaseificador é operado com duplo estágio de fornecimento de ar em comparação quando é operado com um estágio. O gaseificador permite a obtenção de um gás combustível com teores de alcatrão e material particulado de $54,25 \pm 0,66$ mg/Nm³ e $102,4 \pm 1,09$ mg/Nm³ respectivamente, utilizando uma vazão total de ar de $20 \pm 0,45$ Nm³/h e uma relação de ar entre os dois estágios de 80%. Para estas condições, o poder calorífico inferior do gás foi de $4,74 \pm 0,5$ MJ/Nm³.

Palavras-chave:

Biomassa, Gaseificação, Alcatrão, Partículas, Gaseificação de duplo estágio.

Abstract

GALINDO, N. A. L. (2012), *Analysis of the Effects of Operating Conditions of a Co-current Two Stage gasifier in the Gas Quality*, Itajubá, 111p. MSc. Dissertation - Engenharia de Energia, Universidade Federal de Itajubá.

In this work, the gas generated in a fixed bed downdraft gasifier with dual-stage air supply was evaluated for the tar yield and percentage of particles. Also, we verified the volume fraction of the gases that make up and its lower heating value. The experimental tests were performed varying the operating conditions of the gasifier: the air flow rate between 18 and 22 Nm³/h and the ratio of air between the two stages (Ra) in the range between 0% and 80%, all to evaluate the effects of these parameters over the tar and particulates content in the gas and the gas composition. For that, statistical analysis and uncertainty analysis were used in order to appreciate the confidence levels for each of the variables in the gasification process, also allowing the results of experimental tests to have the required assessment. The results showed that the ratio of air between the two stages and the air flow have a significant effect over the variations of the temperature, providing a reduction of 87% of tar content when the gasifier is operated with double stage air supply, in comparison when it is air supply at one stage. The gasifier allows obtaining a combustible gas with tar and particulate matter from $54,25 \pm 0,66$ mg/Nm³ and $102,4 \pm 1,09$ mg/Nm³ respectively, using a total air flow of $20 \pm 0,45$ Nm³/h and a ratio of air between the two stages 80%. For these conditions, the lower heating value of gas was 4.74 ± 0.5 MJ/Nm³.

Keywords:

Biomass, Gasification, Tar, Particulates, Double Stage Gasification.

Sumário

Lista de Figuras-----	iv
Lista de Tabelas -----	vii
<i>Letras Latinas</i> -----	<i>ix</i>
<i>Letras gregas</i> -----	<i>x</i>
<i>Siglas</i> -----	<i>xi</i>
Capítulo 1. INTRODUÇÃO -----	1
1.1. <i>OBJETIVOS</i> -----	3
1.1.1. Objetivo Geral-----	3
1.1.2. Objetivos Específicos: -----	3
1.2. <i>ESTRUTURA DO TRABALHO</i> -----	4
Capítulo 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA-----	5
2.1. <i>A BIOMASSA COMO COMBUSTÍVEL</i> -----	5
2.2. <i>GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA</i> -----	8
2.4. <i>TIPOS DE GASEIFICADORES</i> -----	9
2.4.1. Gaseificadores de leito fixo ou móvel -----	10
2.4.2. Gaseificador de leito fluidizado-----	13
2.4.3. Gaseificador de leito arrastado-----	15
2.4.4. Gaseificador de plasma -----	16
2.4.5. Gaseificadores de duplo estágio -----	16
2.5. <i>CONDIÇÕES OPERACIONAIS DA GASEIFICAÇÃO</i> -----	23

2.7.	<i>QUALIDADE DO GÁS</i>	26
2.7.1.	Remoção do alcatrão	28
2.7.2.	Remoção de partículas	33
2.8.	<i>COMENTÁRIOS</i>	34
Capítulo 3. METODOLOGIA EXPERIMENTAL		36
3.1.	<i>PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL</i>	36
3.2.	<i>CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA</i>	38
3.3.	<i>SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO</i>	39
3.4.	<i>EQUIPAMENTOS DE MEDIÇÃO</i>	42
3.4.1.	Medição de vazão de ar	42
3.4.2.	Medição de temperatura	43
3.4.3.	Análise da composição do gás pobre	44
3.4.4.	Sistema de aquisição de dados	45
3.5.	<i>ANÁLISE DE ALCATRÃO E PARTÍCULAS</i>	45
3.5.1.	Amostragem	45
3.5.2.	Tratamento e quantificação da amostra	47
3.6.	<i>DETERMINAÇÃO DO PODER CALORÍFICO INFERIOR DO GÁS</i>	48
3.7.	<i>ANÁLISE DE INCERTEZA</i>	49
3.8.	<i>PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL</i>	52
Capítulo 4. RESULTADOS EXPERIMENTAIS E DISCUSSÃO		54
4.1.	<i>PERFIL DE TEMPERATURA NO GASEIFICADOR</i>	54
4.2.	<i>COMPOSIÇÃO E PODER CALORÍFICO DO GÁS</i>	57
4.3.	<i>TEOR DE ALCATRÃO E PARTÍCULAS NO GÁS</i>	60
4.4.	<i>ANÁLISE DOS EFEITOS DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS</i>	64
4.4.1.	Efeito do segundo estágio	64
4.4.2.	Efeito da vazão de ar	70
4.4.3.	Efeito da Temperatura	73
4.4.4.	Análise estatística dos efeitos operacionais	74
4.5.	<i>ANÁLISE DA INCERTEZA NA MEDIÇÃO</i>	76
4.5.1.	Incerteza na temperatura	77

4.5.2.	Incerteza no teor de alcatrão e partículas: -----	81
4.5.3.	Incerteza na composição do gás: -----	84
4.5.4.	Incerteza no poder calorífico do gás -----	85
4.5.5.	Incerteza na medição de vazão de ar -----	86
Capítulo 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS-----		90
5.1.	<i>CONCLUSÕES</i> -----	90
5.2.	<i>SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS</i> -----	92
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS -----		93
Anexo A. PLANEJAMENTO FATORIAL -----		100
Anexo B. VALORES DE COEFICIENTE STUDENT PARA V GRAUS DE LIBERDADE -----		102
Anexo C. ANÁLISE DA VARIÂNCIA (ANOVA) -----		104
Anexo D. ARTIGOS DERIVADOS DO PRESENTE TRABALHO-----		109

Lista de Figuras

Figura 2.1. Gaseificador Contracorrente. -----	10
Figura 2.2. Gaseificador Co-corrente.-----	11
Figura 2.3. Gaseificador de fluxo cruzado. -----	12
Figura 2.4. (a) Leito fluidizado circulante, (b) Leito fluidizado borbulhante.-----	14
Figura 2.5. Gaseificador de fluxo arrastado. -----	15
Figura 2.6. Gaseificador de Plasma. -----	16
Figura 2.7. Gaseificador de duplo estágio desenvolvido pela Universidade Técnica da Dinamarca.-----	17
Figura 2.8. Gaseificador de duplo estágio desenvolvido por Instituto Asiático de Tecnologia.-----	18
Figura 2.9. Gaseificador de duplo estágio contracorrente. -----	19
Figura 2.10. Gaseificador de duplo estágio do Instituto Tecnológico de Tóquio -----	19
Figura 2.11. Gaseificador de duplo estágio de leito fluidizado auto-térmico.-----	20
Figura 2.12. Gaseificador de leito fluidizado de duplo estágio com fornecimento de ar pré-aquecido. -----	21
Figura 2.13. Gaseificador ciclone de duplo estágio. -----	21
Figura 2.14. Distribuição do alcatrão em função da temperatura e com tempo de residência de 0.3 s. -----	29
Figura 2.15. Esquema do processo OLGA .-----	30
Figura 3.1. Lenha de eucalipto para gaseificação-----	39
Figura 3.2. Esquema geral do gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar -----	41
Figura 3.3. Gaseificador de leito fixo tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento ar.-----	42
Figura 3.4. Esquema das placas de orifício do gaseificador.-----	43

Figura 3.5. Sistema de análises de gases	44
Figura 3.6. Sistema de amostragem.	46
Figura 3.7. Sistema de extração soxlhet e Rota-vapor	47
Figura 4.1. Perfil de temperatura para $Ra=0\%$	55
Figura 4.2. Perfil de temperatura para $Ra=40\%$	55
Figura 4.3. Perfil de temperatura para $Ra=80\%$	56
Figura 4.4. Variação das concentrações de CO, CO ₂ , CH ₄ e H ₂ e <i>PCIg</i> em função da vazão total de ar para uma $Ra = 0\%$.	58
Figura 4.5. Variação das concentrações de CO, CO ₂ , CH ₄ e H ₂ e <i>PCIg</i> em função da vazão total de ar para uma $Ra = 40\%$.	59
Figura 4.6. Variação das concentrações de CO, CO ₂ , CH ₄ e H ₂ e <i>PCIg</i> em função da vazão total de ar para uma $Ra = 80\%$	59
Figura 4.7. Teor de alcatrão e partículas em função da vazão de ar para $Ra = 0\%$	61
Figura 4.8. Perfis de temperaturas no gaseificador em função da vazão de ar para $Ra = 0\%$.	61
Figura 4.9. Teor de alcatrão e partículas em função da vazão de ar para $Ra = 40\%$.	62
Figura 4.10. Perfil de temperaturas no gaseificador em função da vazão de ar para $Ra = 40\%$.	62
Figura 4.11. Teor de alcatrão e partículas em função da vazão de ar para $Ra = 80\%$.	63
Figura 4.12. Perfil de temperaturas no gaseificador em função da vazão de ar para $Ra = 80\%$.	64
Figura 4.13. Perfil de temperatura média ao longo do gaseificador em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm ³ /h.	65
Figura 4.14. Variação da concentração de CO em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm ³ /h.	65
Figura 4.15. Variação da concentração de CO ₂ em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm ³ /h.	66
Figura 4.16. Variação da concentração de H ₂ em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm ³ /h.	66
Figura 4.17. Variação da concentração de CH ₄ em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm ³ /h.	67
Figura 4.18. Teor de alcatrão em função de Ra para as diferes vazões de ar.	68
Figura 4.19. Teor de partículas em função de Ra para as diferes vazões de ar.	69
Figura 4.20. Temperatura média ao longo do gaseificador em função da vazão total de ar para $Ra = 0\%$, 40% e 80%.	70
Figura 4.21. Concentração de H ₂ em função da vazão total de ar para $Ra = 0\%$, 40% e 80%.	70

Figura 4.22. Concentração de CO em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%. -----	71
Figura 4.23. Concentração de CH ₄ em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%. -----	71
Figura 4.24. Concentração de CO ₂ em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%. -----	72
Figura 4.25. Teor de alcatrão para variações da vazão de total de ar. -----	73
Figura 4.26. Teor de alcatrão no gás em relação à temperatura de combustão para uma vazão total de ar de 20 Nm ³ /h e as diferentes variações de Ra. -----	74

Lista de Tabelas

Tabela 2.1. Características de típicas de alguns tipos de biomassa (wt%) em base seca -----	7
Tabela 2.2. Características dos gaseificadores de leito fixo. -----	12
Tabela 2.3. Características dos gaseificadores de leito fluidizado.-----	14
Tabela 2.4. Características dos gaseificador de fluxo arrastado. -----	15
Tabela 2.5. Resultados obtidos em estudos de gaseificação de biomassa usando reatores de duplo estágio. -----	22
Tabela 2.6. Impurezas no gás produzido pela gaseificação -----	26
Tabela 2.7. Qualidade do gás produzido em diferentes gaseificadores de biomassa, usando ar como agente de gaseificação. -----	27
Tabela 2.8. Requerimentos de qualidade do gás, em motores alternativos e turbinas a gás--	27
Tabela 3.1. Níveis dos fatores envolvidos no processo de gaseificação. -----	37
Tabela 3.2. Combinações utilizadas para as variáveis independentes nos experimentos. ----	38
Tabela 3.3. Análise da biomassa (eucalipto) usada nos testes de gaseificação-----	39
Tabela 3.4. Características nominais do gaseificador -----	40
Tabela 4.1. Concentração de CO, CH ₄ , H ₂ e PCIg para Ra = 0%, 40% e 80%. -----	57
Tabela 4.2. Teor de alcatrão e partículas no gás para Ra = 0%, 40% e 80%. -----	60
Tabela 4.3. Análise estatística para o efeito da vazão de ar -----	75
Tabela 4.4. Análise estatística para o efeito da relação de ar (Ra) -----	75
Tabela 4.5. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de secagem. -----	78
Tabela 4.6. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de pirólise. -----	78
Tabela 4.7. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de combustão. -----	79
Tabela 4.8. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de gaseificação. -----	79
Tabela 4.9. Avaliação de incerteza de temperatura no estágio um de fornecimento de ar. ---	80
Tabela 4.10. Avaliação de incerteza de temperatura no estágio dois de fornecimento de ar.	80
Tabela 4.11. Incerteza na medição do volume do gás-----	82

Tabela 4.12. Avaliação de incerteza no teor de alcatrão. -----	83
Tabela 4.13. Avaliação de incerteza no teor de partículas.-----	83
Tabela 4.14. Avaliação de incerteza concentrações do gás. -----	85
Tabela 4.16. Avaliação de incerteza no poder calorífico inferior do gás. -----	85
Tabela 4.13. Incertezas na medição da vazão de ar no estágio dois. -----	88
Tabela 4.14. Incertezas na medição da vazão de ar no estágio um.-----	88
Tabela B.1. Valor de t_p (V) do coeficiente student, para v graus de liberdade, que define um intervalo de $-t_p(v)$ a $+t_p(v)$, que compreende a fração p do coeficiente -----	102
Tabela C.1. Análise da variância para a produção de H_2 - soma de quadrados tipo III. ----	104
Tabela C.2. Contribuição de cada fator à variância para a produção de H_2 . -----	105
Tabela C.3. Análise da variância para a produção de CO - soma de quadrados tipo III. ----	105
Tabela C.4. Contribuição de cada fator à variância para a produção de CO .-----	105
Tabela C.5. Análise da variância para a produção de CH_4 - soma de quadrados tipo III. ---	105
Tabela C.6. Contribuição de cada fator à variância para a produção de CH_4 . -----	106
Tabela C.7. Análise da variância para a produção de CO_2 - soma de quadrados tipo III. ---	106
Tabela C.8. Contribuição de cada fator à variância para a produção de CO_2 . -----	106
Tabela C.9. Análise da variância do PCI - soma de quadrados tipo III.-----	106
Tabela C.10. Contribuição de cada fator à variância do PCI. -----	107
Tabela C.11. Análise da variância para a produção de alcatrão - soma de quadrados tipo III. -----	107
Tabela C.12. Contribuição de cada fator à variância para a produção de alcatrão.-----	107
Tabela C.13. Análise da variância para a produção de partículas - soma de quadrados tipo III. -----	107
Tabela C.14. Contribuição de cada fator à variância para a produção de partículas. -----	108
Tabela C.15. Análise da variância para a Temperatura - soma de quadrados tipo III. -----	108
Tabela C.16. Contribuição de cada fator à variância para a temperatura. -----	108

Simbologia

Letras Latinas

C	Coefficiente de descarga
C_A	Concentração de alcatrão no gás (mg/Nm^3)
C_p	Concentração de partículas no gás (mg/Nm^3)
E	Constante numérica
K_p	Fator de abrangência
M_A	Massa do alcatrão (mg)
$m_{A,P}$	Massa do alcatrão ou partículas (mg)
M_p	Massa das partículas (mg)
n	Número de repetições
P	Pressão média de amostragem (Pa)
P_0	Pressão atmosférica igual a 101325 Pa
P_1	Pressão absoluta a jusante (Pa)
Q	Vazão volumétrica do ar na condição de referência (m^3/s)
q_m	Vazão mássica do gás (Nm^3/h)
Ra	Relação de ar entre os dois estágios (%)
RE	Razão de equivalência
U_p	Incerteza expandida
U_c	Incerteza combinada

V	Volume do gás (Nm ³)
V _{eff}	Graus efetivos de liberdade
V _g	Volume do gás (m ³)
x _i	Magnitude da variável de entrada
Y	Magnitude da variável de saída
\bar{Y}	Média estatística da magnitude de saída

Letras gregas

σ_{n-1}	Desvio padrão
α	Nível de significância
ϵ	Coefficiente de expansão do ar
ΔP	Diferença de pressão (Pa)
ΔV	Incerteza de propagação do volume (Nm ³)
ΔV_{equip}	Incerteza dada pelo equipamento de medida (m ³)
σ_P	Desvio padrão da media da pressão (Pa)
σ_T	Desvio padrão da media da temperatura (K)
B	Relação entre o diâmetro da placa de orifício e o diâmetro do tubo
ρ	Massa específica do ar as condições da linha (kg/m ³)
u_e	Incerteza padrão, distribuição retangular.
μ_R	Incerteza padrão, distribuição retangular para a resolução.
$\mu_{C_{A,P}}$	Incerteza padrão combinada do teor de alcatrão ou partículas (mg/Nm ³)
μ_{CH_2}	Incerteza na concentração do metano (%v)
μ_{CO}	Incerteza na concentração de monóxido de carbono (%v)
μ_{CO_2}	Incerteza na concentração do dióxido de carbono (%v)
μ_{H_2}	Incerteza na concentração de hidrogênio (%v)

$u_{L,P,B,H}$	Incerteza na linearidade ou na resolução dos equipamentos BINOS e HIDROS (%)
$\mu_{m,A,P}$	Incerteza na medição da massa do alcatrão ou partículas (mg)
u_{RM}	Incerteza na resolução do equipamento MADUR
μ_V	Incerteza na medição do volume do gás (Nm ³ /h)
$\mu_{\Delta V}$	Incerteza dada pelo medidor de volume (m ³)
$\mu_{\sigma P}$	Incerteza dada pelo medidor de pressão (Pa)
$\mu_{\sigma T}$	Incerteza padrão da media da temperatura (K)
u_{P_M}	Incerteza devido a precisão do equipamento MADUR

Siglas

AIT	Instituto Asiático de tecnologia
ANOVA	Análise da variância
ANSI	American National Standards Institute
LFB	Leito fluidizado borbulhante
LFC	Leito fluidizado circulante
DTU	Universidade Técnica de Dinamarca
EPA	Agência de Proteção Ambiental Americana
ER	Razão de equivalência
EU	União Europeia
FICFB	Leito fluidizado com circulação interna rápida
FC	Carvão fixo
IEA	Agência Internacional de Energia
NEST	Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída
PCI	Poder calorífico inferior
PCI _g	Poder calorífico inferior do gás

PCS	Poder calorífico superior
RDF	Combustíveis derivados de resíduos
UNIFEI	Universidade Federal de Itajubá
U.S DOE	Departamento de Energia Americano
VM	Matéria volátil

Capítulo 1.

INTRODUÇÃO

A motivação da comunidade científica de preservar o meio ambiente em condições habitáveis para as gerações futuras, a preocupação com o possível esgotamento das reservas do petróleo e os altos preços dos mesmos tem sido o incentivo para o desenvolvimento de tecnologias limpas. A utilização da biomassa como fonte de energia é uma parte importante deste desenvolvimento tecnológico.

As vantagens da utilização da biomassa como fonte de energia incluem, a garantia da sustentabilidade do abastecimento energético em longo prazo e a redução do impacto sobre o meio ambiente. A queima de combustíveis fósseis como o petróleo, gás natural e carvão liberam dióxido de carbono e dióxido de nitrogênio, que são classificados como gases de efeito estufa além de outros contaminantes como óxidos de nitrogênio e dióxido de enxofre. Enquanto que os resíduos agrícolas utilizados como combustíveis evitam o aumento das emissões de dióxido de carbono, pois a quantidade de dióxido de carbono consumida pelas plantas no processo de fotossíntese é a mesma quantidade de CO₂ emitida pela transformação térmica da biomassa, além disto, as emissões de dióxidos de enxofre e óxidos nitrogênio são muito baixas, tornando-se um combustível limpo para o meio ambiente.

As fontes de energias renováveis representaram 16% de todo o consumo mundial de energia primária no ano 2009 segundo Global Estatus Report (2011), com uma participação de 10% da biomassa tradicional, que é usada nos países em desenvolvimento principalmente para cozinhar alimentos e para aquecimento doméstico. A utilização da biomassa como fonte de energia elétrica tem sido crescente no Brasil, principalmente em sistemas de cogeração

(obtenção de energia térmica e elétrica). Segundo o Global Estatus Report (2011), o Brasil alcançou uma capacidade de 7,8 GW ao final de 2010, gerando um total de 28 TWh de energia elétrica. De acordo com o Banco de Informações de Geração da Agência Nacional de Energia Elétrica (Aneel), em novembro do 2008 existiam 302 termelétricas movidas à biomassa no país, correspondente com um total de 5,7 GW instalados. Do total de usinas relacionadas, 13 são abastecidas por licor negro (resíduo da produção de celulose) com potência total de 944 MW; 27 por madeira (232 MW); três por biogás (45 MW); quatro por casca de arroz (21 MW) e 252 por bagaço de cana (4 GW).

Uma das formas termicamente viáveis para transformar a biomassa em combustível é a gaseificação, a qual consiste na conversão da biomassa num gás combustível, mediante uma oxidação parcial a alta temperatura. O principal produto do processo é uma mistura gasosa de monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂), metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂), cujo poder calorífico varia dependendo do agente de gaseificação, além de outros compostos como partículas, SO₂, NO_x e alcatrão. O alcatrão é, sem dúvida, a maior barreira técnica para a geração de energia em equipamentos como motores alternativos, turbinas a gás e células a combustível, pois a condensação do alcatrão gera problemas de obstrução nestes equipamentos. A literatura reporta várias formas de abordagem para a remoção de alcatrão. Segundo Devi et al. (2003) os métodos para a remoção do alcatrão podem ser classificados em métodos primários onde a limpeza ocorre no interior do gaseificador e métodos secundários onde a limpeza do gás è feita depois do processo de gaseificação mediante mecanismos secundários.

Diferentes grupos de pesquisa na Europa, Ásia e America Latina têm estudado a remoção de alcatrão por meio de métodos primários. Neste sentido diferentes conceitos de gaseificação de duplo estágio têm sido desenvolvidos. A Universidade Técnica de Dinamarca (DTU) projetou e construiu um gaseificador de duplo estágio no qual a pirólise da biomassa e a gaseificação do material carbonáceo "char" ocorrem em reatores separados. A universidade Técnica de Viena - Áustria desenvolveu um gaseificador de leito fluidizado com circulação interna rápida (FICFB), que é dividido em duas zonas, a zona de gaseificação que usa vapor como meio de fluidização e a zona de combustão que usa ar; outro conceito de gaseificação de duplo estágio foi desenvolvido e amplamente estudado pelo Instituto Asiático de Tecnologia (AIT), Tailândia, o qual consiste num gaseificador de leito fixo co-corrente que tem duas entradas de fornecimento de ar, este conceito de gaseificação de duplo estágio vem sendo estudado pelo grupo de pesquisa Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída (NEST) da Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI).

As condições operacionais do gaseificador desempenham um papel muito importante no processo de gaseificação da biomassa, isso inclui a composição do gás, a formação e craqueamento do alcatrão. Martinez (2009) estudou um gaseificador co-corrente de duplo estágio de fornecimento de ar, projetado e construído pela empresa Brasileira TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA Ltda, instalado nos laboratórios do NEST/UNIFEI. O equipamento produz um gás de alta qualidade em termos de conteúdos de CO, H₂ e CH₄ e poder calorífico utilizando uma vazão total ar de 20Nm³/h e uma relação de ar entre os dois estágios de 80%. Esta pesquisa tem a finalidade determinar a qualidade do gás gerado neste gaseificador com relação ao conteúdo de alcatrão e material particulado para as mesmas condições de operação.

1.1. OBJETIVOS

1.1.1. Objetivo Geral

Determinar experimentalmente o conteúdo de alcatrão e material particulado no gás produto da gaseificação da biomassa e a realização de uma análise paramétrica.

1.1.2. Objetivos Específicos:

Determinar experimentalmente o efeito do duplo estágio de injeção ar e da distribuição do ar entre os dois estágios no teor de alcatrão e partículas contido no gás.

Determinar a influência das condições de operação do gaseificador na qualidade do gás e no conteúdo de alcatrão e partículas.

Utilização de planejamento experimental para avaliar estatisticamente a influência das condições operacionais do gaseificador na qualidade do gás.

Aplicar análise estatística de incerteza na análise dos resultados obtidos.

1.2. ESTRUTURA DO TRABALHO

No capítulo 1 faz-se uma abordagem do uso da biomassa como fonte de energia e são apresentados os objetivos de trabalho de dissertação de mestrado.

No capítulo 2 apresenta-se a fundamentação teórica relacionada com gaseificação de biomassa e qualidade do gás pobre. Esta revisão considera trabalhos realizados anteriormente pelo grupo Nest e trabalhos disponíveis na literatura científica, nos quais é possível identificar as principais variáveis envolvidas no processo de gaseificação que afetam a qualidade do gás.

No capítulo 3, apresenta-se os materiais e métodos considerados no desenvolvimento do presente trabalho. Além das descrições do gaseificador e do sistema de amostragem do gás, também é apresentada uma breve descrição das características da biomassa. Assim como, apresenta a metodologia utilizada para realizar os testes experimentais, aplicando técnicas de planejamento experimental que permite identificar as variáveis de entrada do processo e as variáveis de saída consideradas como objetivo de análise de trabalho.

No capítulo 4, apresenta-se os resultados dos testes experimentais do trabalho, a análise estatística dos resultados e a análise da incerteza nas medições.

No capítulo 5, apresenta-se as conclusões e recomendações para trabalhos futuros derivados da presente dissertação.

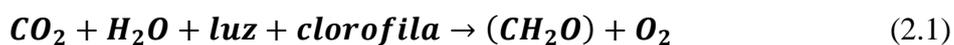
Capítulo 2.

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo são apresentados os principais conceitos envolvidos no processo de gaseificação de biomassa; a classificação dos gaseificadores e características do gás, dando ênfase na composição do gás em termos de conteúdo de alcatrão e partículas, as metodologias para sua redução, principalmente os métodos primários como a utilização de gaseificadores de duplo estágio.

2.1. A BIOMASSA COMO COMBUSTÍVEL

A biomassa é definida como toda matéria orgânica que se origina das plantas (madeira, cultivos etc.), resíduos agrícolas e resíduos de animais que podem ser convertidos em energia; inclui também os gases e líquidos recuperados da decomposição de materiais orgânicos e biodegradáveis (Basu, 2010). A biomassa forma-se através do processo de fotossíntese, a clorofila das plantas captura a energia do sol e converte o dióxido de carbono (CO_2) do ar e a água do solo em carboidratos. Quando esses carboidratos são queimados, voltam a ser dióxido de carbono e água liberando energia, pelo que a biomassa pode ser considerada como um sistema de armazenamento de energia solar. De acordo com Klass (1998), o processo de fotossíntese é representado pela equação 2.1.



Cada tipo de biomassa tem propriedades específicas que determinam seu desempenho como um combustível para ser usado no processo de combustão ou gaseificação (Quaak et al, 1999). As propriedades relacionadas com a conversão térmica da biomassa são: teor de umidade, cinzas, material volátil, composição química e poder calorífico. A seguir descreve-se tais propriedades:

Conteúdo de umidade: trata-se da quantidade de água contida na biomassa e é expresso em porcentagem em relação ao peso da biomassa; esse peso pode ser em base úmida ou seca. Um alto conteúdo de umidade da biomassa afeta seu valor como combustível (Quaak et al, 1999). Quando o conteúdo de umidade é excessivo, o processo de conversão térmica não é autossustentável, devido à exigência de mais energia para sua evaporação, o que reduz a energia final disponível. O alto conteúdo de umidade também pode causar baixa eficiência térmica, excessivas emissões e a formação de produtos como alcatrão (Klass, 1998). Para os processos de conversão térmica é requerido que a biomassa tenha baixo conteúdo de umidade (geralmente < 50%), enquanto para bioconversão, a biomassa pode ter maiores conteúdos de umidade (McKendry, 2002a).

Conteúdo de cinzas: as cinzas são compostos inorgânicos e seus principais componentes são sílica, alumínio, ferro e cálcio; também podem estar presentes pequenas quantidades de magnésio, titânio, sódio e potássio. As cinzas podem atuar como catalisadores propiciando as reações químicas nos processos termoquímicos (Basu, 2010). No entanto, a presença destes compostos pode gerar problemas operacionais como aglomeração, incrustação e corrosão em fornos, caldeiras ou em gaseificadores (McKendry, 2002a).

Matéria Volátil e carbono fixo: o conteúdo de matéria volátil são os gases condensáveis e não condensáveis liberados (incluindo a umidade) quando o combustível é aquecido. O conteúdo de carbono fixo é a massa remanescente depois de liberar os voláteis, excluindo o conteúdo de cinzas e umidade. O conteúdo de carbono fixo e de matéria volátil indicam a facilidade com que a biomassa pode ser usada nos processos de conversão termoquímica (McKendry, 2002a). De acordo com Klass (1998), a biomassa como matéria prima contém uma elevada proporção de matéria volátil, por exemplo, 70 até 90% no caso da madeira.

Poder calorífico: é o conteúdo de energia liberada por unidade de massa quando o combustível é queimado completamente; este pode ser expresso de duas formas, o poder

calorífico superior (PCS) e poder calorífico inferior (PCI) (McKendry, 2002a). O poder calorífico inferior é a energia liberada pela combustão do combustível, sem levar em consideração o calor liberado pela vaporização da água, já que a água produzida pela combustão permanece em estado gasoso sem produzir mudanças em seu estado. O poder calorífico superior é a energia total liberada pela combustão do combustível, quando toda a água em estado líquido produzido pela combustão se condensa, liberando o calor latente pela mudança de estado, portanto, a energia total liberada inclui o calor latente da vaporização da água. (McKendry, 2002a; Basu, 2010).

Composição Elementar: permite conhecer os principais componentes da biomassa como carbono (C), hidrogênio (H), nitrogênio (N), oxigênio (O) e enxofre (S), estes compostos podem ser expressos em base seca ou base úmida (Quaak et al, 1999). A tabela 2.1 mostra o poder calorífico superior de algumas fontes de biomassa e sua correspondente análise elementar e imediata em porcentagem em peso.

Tabela 2.1. Características de típicas de alguns tipos de biomassa (wt%) em base seca (Parikha et al, 2005)

Biomassa	Análise imediata			Análise elementar					PCS (MJ/kg)
	FC	VM	ASH	C	H	O	N	S	
Conchas de algodão	16,90	68,50	14,60	---	---	---	---	---	16,376
Sabugo de milho	16,80	82,10	1,10	---	---	---	---	---	18,795
Pedaços de madeira	23,50	76,40	0,10	48,1	5,99	45,74	0,08	0	19,916
Madeira de pinho	15,70	73,60	11,30	---	---	---	---	---	16,644
Eucalipto	21,30	75,35	3,35	46,04	5,82	44,49	0,3	0	18,640
Casca de café	19,06	75,80	4,60	---	---	---	---	---	17,686
Resíduos de oliveira	10,73	88,25	10,2	---	---	---	---	---	18,699
Palha de arroz	16,20	68,30	15,50	---	---	---	---	---	15,614
Palha de trigo	23,50	63,00	13,50	45,5	5,1	34,1	1,8	---	17,00
Folhas de cana de açúcar	14,90	77,40	7,70	39,75	5,55	46,82	0,17	---	17,410
Carvão vegetal	89,10	9,88	1,02	92,04	2,45	2,96	0,53	1	34,388

FC: Carbono Fixo; VM: matéria volátil; ASH: Teor de cinzas.

2.2. GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

A gaseificação é definida como a conversão de qualquer combustível sólido em gás energético, através de uma série de reações químicas que ocorrem a determinadas temperaturas mediante o uso de ar, oxigênio, vapor de água ou uma mistura dos mesmos. Segundo Reed e Das (1988), na prática, a gaseificação pode converter de 60% até 90% da energia da biomassa em gás combustível. O processo de gaseificação pode ser direto (usa ar ou oxigênio para gerar calor através de reações exotérmicas) ou indireto (usa uma fonte externa de calor).

Segundo Rezaiyan e Cheremisinoff (2005), na gaseificação, a biomassa é submetida à pirólise parcial em condições subestequiométricas com o fornecimento de ar controlado, utilizando de 1,5 a 1,8 kg de ar por kg de biomassa. A mistura resultante de gases produzidos durante o processo de gaseificação é chamado gás pobre, sendo composto por monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂), dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄) e água (H₂O) junto com outros compostos como alcatrão e material particulado, que dependendo da aplicação, devem ser removidos.

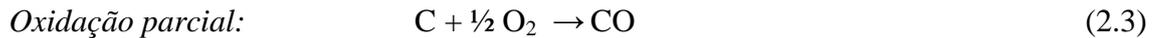
O processo da gaseificação ocorre em uma série de etapas ou sub-processos que envolvem diversas reações químicas, estes processos são o secagem, pirólise, gaseificação e combustão.

Secagem: é o primeiro estágio da gaseificação, nesta zona ocorre a evaporação da água contida na biomassa, a qual é produzida pela transferência de calor fornecido pela zona de combustão. De acordo com Puig-Arnavat et al. (2010), a etapa de secagem ocorre na faixa de temperatura de 100 – 200 °C com uma redução no teor de umidade da biomassa de < 5%.

Pirólise: é um processo complexo em que a biomassa é termicamente decomposta na ausência de agentes oxidantes fornecidos externamente, libera ou produz substâncias que são evaporadas a determinadas temperaturas.

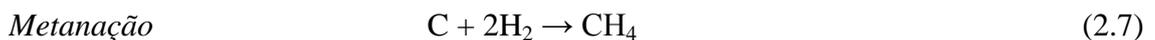
Em síntese, a pirólise é o resultado da transformação térmica da biomassa a uma temperatura inferior 600 °C. Quer dizer que mediante o calor, o sólido original é decomposto em uma mistura de sólido (principalmente carvão ou carbono), líquido (alcatrão, hidrocarbonetos pesados e água) e gás (CO₂, H₂O, CO, C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆, C₆H₆, etc.). As proporções destes produtos dependem da composição química da biomassa e das condições de operação do gaseificador (Basu, 2010).

Combustão: a combustão tem lugar quando o agente de gaseificação é um oxidante como o oxigênio ou ar, e envolve o conjunto de reações de oxidação, homogêneas e heterogêneas exotérmicas, que geram o calor necessário para que o processo seja mantido, quer dizer que produz a liberação de energia na forma de calor para favorecer os estágios de secagem, de pirólise e as reações endotérmicas. As principais reações da combustão são as seguintes (Basu, 2010):



Além de gerar calor necessário para todo o processo, uma função importante da zona de combustão é a transformação e oxidação dos produtos condensáveis gerados na zona de pirólise.

Gaseificação: na etapa de gaseificação, os resíduos de carbono (char) reagem com o vapor de água, o dióxido de carbono e o hidrogênio para produzir uma mistura de gás final, dando como resultado as seguintes reações (Basu, 2010):



Se a gaseificação completa tem lugar, todo o carbono é convertido em monóxido de carbono e hidrogênio. De acordo com Basu (2010) as reações de carbono com oxigênio e hidrogênio são exotérmicas, enquanto que aquelas com dióxido de carbono e vapor são endotérmicas.

2.4. TIPOS DE GASEIFICADORES

Existem diversas configurações de reatores para realizar o processo de gaseificação da biomassa, dependendo da aplicação final do gás e do tipo de combustíveis usados. Os gaseificadores são classificados em: reatores de leito fixo, leito fluidizado e leito arrastado. A diferença entre eles está no modo de contato entre a biomassa e o agente de gaseificação, mas os princípios de gaseificação são os mesmos.

2.4.1. Gaseificadores de leito fixo ou móvel

Os gaseificadores de leito fixo têm grelhas que permitem suportar a matéria prima e manter uma reação estacionária no leito. São relativamente de fácil projeto e operação, porém têm capacidade limitada. Este tipo de gaseificador é preferido para potências térmicas de pequena e média escala. O gaseificador de leito fixo pode ser classificado de acordo com a forma em que a biomassa e o agente de gaseificação movimentam-se no gaseificador em: reatores contracorrente, co-corrente e fluxo cruzado.

Gaseificadores contracorrente (Updraft): a biomassa ingressa no gaseificador na parte superior e desce lentamente através do gaseificador passando pela zona de secagem, pirólise, redução e oxidação. O ar entra pela parte inferior e leva o gás até a parte superior do gaseificador (figura 2.1a) (Quaak et al, 1999; Rezaiyan e Cheremisinoff, 2005). Este tipo de gaseificador produz uma grande quantidade de alcatrão, pois os produtos da pirólise não passam pela zona de alta temperatura do gaseificador. Os gaseificadores contracorrente são adequados para aplicações de produção de calor, onde a quantidade de alcatrão não é relevante (Rezaiyan e Cheremisinoff, 2005; Barrio, 2002).

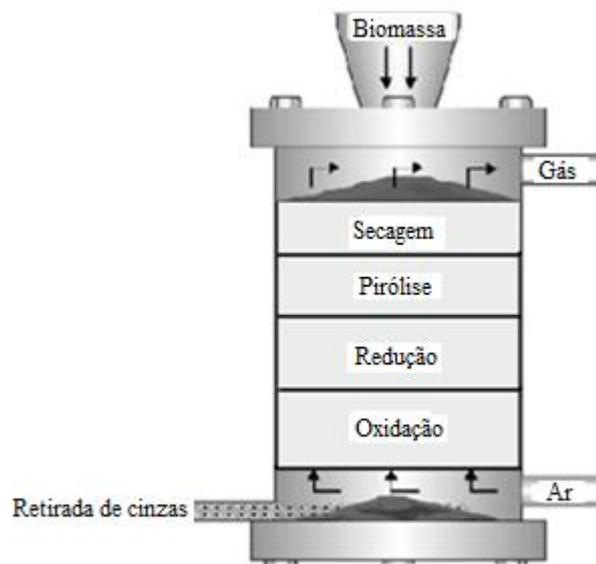


Figura 2.1. Gaseificador Contracorrente (Knoef, 2005).

Gaseificadores co-corrente (Downdraft): a biomassa ingressa no gaseificador pela parte superior e o ar entra pela parte superior ou pelos lados. O gás é levado à parte inferior do gaseificador e se movimenta na mesma direção do combustível (figura 2.1b) (Quaak et al, 1999). Os produtos líquidos e gasosos formados na pirólise passam pela zona de alta temperatura, onde o alcatrão é convertido por craqueamento térmico, obtendo-se gases com

baixo teor destes produtos. Na zona de oxidação pode-se ter um estreitamento que força a passagem dos produtos da pirólise para uma região de alta temperatura. Entretanto no estreitamento pode provocar obstrução no reator, por isso não é aconselhável usar combustíveis com alto conteúdo de cinzas nestes reatores (Basu, 2010).

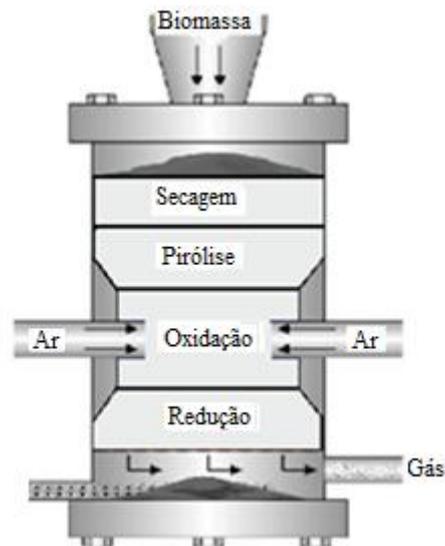


Figura 2.2. Gaseificador Co-corrente (Knoef, 2005).

Gaseificadores de fluxo cruzado (Crossdraft): nele o ar é introduzido na parte lateral do gaseificador, enquanto que o gás é liberado pela parede lateral oposta ao ponto de entrada do ar como é mostrado na figura 2.3. O ar a alta velocidade entra no gaseificador através de um bocal fixado abaixo ou acima da grelha. O excesso de oxigênio na frente dos bocais facilita a combustão por parte do carvão, criando uma zona de combustão de alta temperatura ($>1500^{\circ}\text{C}$) (Basu, 2010).

De acordo com Basu (2010), este gaseificador tem tempos de resposta mais rápidos em comparação com os outros gaseificadores de leito fixo, devido a sua pequena zona de redução. O equipamento possui relativa simplicidade de construção. O gás gerado apresenta um considerável teor de alcatrão, sendo a produção de energia térmica, sua aplicação mais imediata (Basu, 2010; Olofsson et al., 2005).

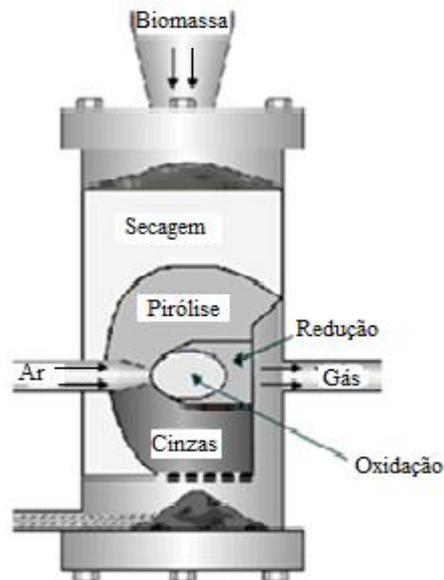


Figura 2.3. Gaseificador de fluxo cruzado (Knoef, 2005).

Cada tecnologia de gaseificação tem uma aplicação apropriada, ditada pelos parâmetros de funcionamento. A tabela 2.2 mostra algumas considerações gerais dos gaseificadores de leito fixo.

Tabela 2.2. Características dos gaseificadores de leito fixo.

	<i>Co-corrente</i>	<i>Contra-corrente</i>	<i>Fluxo cruzado</i>	<i>Referencia</i>
Pressão	Atmosférica	Atmosférica	Atmosférica	(Olofsson et al 2005)
Tempo de partida (min.)	10 - 20	15 - 60	10 - 20	(Abdul Salam et al 2010)
Tamanho da biomassa (mm)	20 - 100	5 - 100	40 - 80	(Abdul Salam et al, 2010)
Umidade (% wb)	< 15 - 20	< 50	< 7 (carvão vegetal)	(Abdul Salam et al, 2010)
Temperatura de saída do gás	700 °C	200 - 400 °C	1250 °C	(Basu, 2010)
Eficiência a quente	85-90%	90 - 95%	75 - 90%	(Basu, 2010)
Escala de aplicação	1 kWth - 1 MWth	1 - 10 MWth	-----	(Rensfelt, 2005)

Nota: A eficiência a quente corresponde ao quociente da somatória das energias sensível e química do gás produzido, com relação á energia química contida no combustível gaseificado.

2.4.2. Gaseificador de leito fluidizado

Dependendo do tipo de gaseificador, a biomassa pode entrar pela parte superior, inferior ou no meio do leito. O calor para realizar o processo de gaseificação pode ser fornecido de diferentes maneiras. Uma opção pode ser a transferência de calor de forma direta (gaseificação em regime auto-térmico), a qual ocorre quando o ar ou oxigênio no gás de fluidização oxida parcialmente a biomassa e o calor é liberado como consequência das reações exotérmicas que ocorrem. Outra forma é a transferência de calor indireta (gaseificação em regime alo-térmico), com trocadores de calor internos ou outros meios que permitam as reações de gaseificação. (Rezaiyan e Cherimisinoff, 2005).

Segundo González (2008) dependendo da velocidade de fluidização, o gaseificador de leito fluidizado pode ser classificado em borbulhante (velocidade na faixa de 1 até 2 m/s) e leito fluidizado circulante (velocidade maior que 5 m/s).

No *Leito fluidizado circulante* (figura 2.4a) a velocidade do fluido é suficientemente alta para exceder a velocidade de arraste pneumático das partículas. A superfície do leito desaparece e as partículas são arrastadas fora do leito pela corrente do fluido. O projeto possibilita o retorno das partículas ao reator após passar pelo ciclone mediante um sistema externo de recirculação, melhorando a conversão do carbono ao aumentar o tempo de residência (Tzeng, 2007; Basu, 2010; Olofsson et al, 2005).

No *Leito fluidizado borbulhante* (figura 2.4b) o agente de gaseificação origina borbulhas no leito, em zonas no entorno dos pontos de distribuição do gás e que vão ascendendo até a superfície, aumentando seu tamanho ao diminuir a pressão, de acordo com a altura do leito. Neste tipo de gaseificador a transferência de massa e energia é alta, o que favorece uma boa mistura da fase sólida, o que significa que os níveis de reação são altos, o tempo de residência das partículas é pequeno e a temperatura é quase constante no leito (Tzeng, 2007; Basu, 2010; Olofsson et al, 2005).

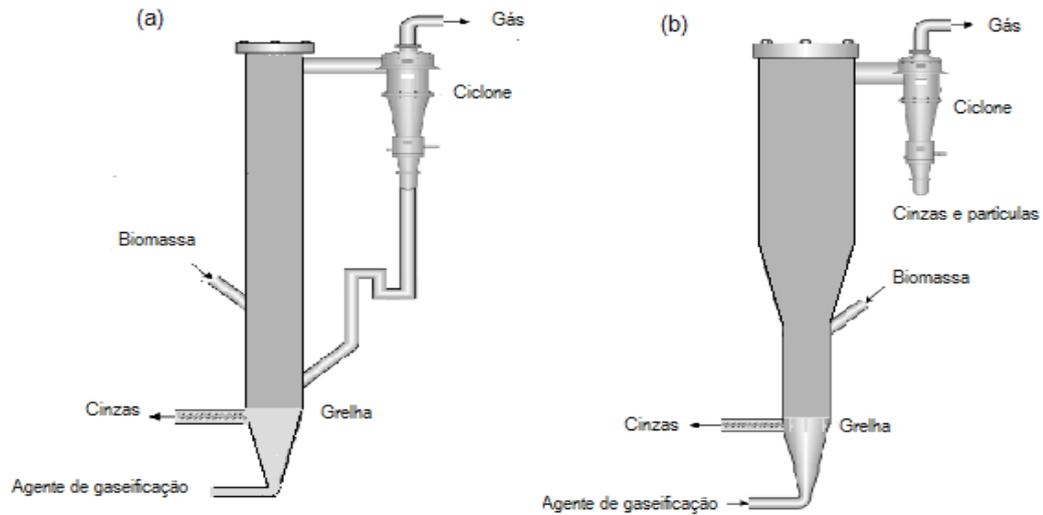


Figura 2.4. (a) Leito fluidizado circulante, (b) Leito fluidizado borbulhante.
(Knoef, 2005).

Na tabela 2.3 apresentam-se as principais características dos gaseificadores de leito fluidizado.

Tabela 2.3. Características dos gaseificadores de leito fluidizado.

	<i>Leito fluidizado circulante</i>	<i>Leito fluidizado borbulhante</i>	<i>Referência</i>
Temperatura de operação do leito	800 - 1000 °C	700 - 900 °C*	(McKendry, 2002b) (Olofsson et al, 2005)*
Pressão	1 - 19 bar	1 - 35 bar	(Olofsson et al, 2005)
Tamanho da biomassa (mm)	13 - 20	50*	(Hasler e Nussbaumer, 1999); (Basu, 2010)*
Velocidade superficial	2 - 5 m/s	0,5 - 2 m/s	(Gómez-Barea; Leckner, 2010)
Eficiência a frio	> 80%	75 - 80%	(Hasler e Nussbaumer, 1999)
Escala de aplicação	20 - 100 MWth	10 - 100 MWth	(Basu, 2010)

Nota: A eficiência a frio corresponde ao quociente entre a energia química do gás e a energia química do combustível.

2.4.3. Gaseificador de leito arrastado

O combustível é arrastado no fluxo do agente de gaseificação, fluindo em paralelo a altas velocidades (figura 2.5). O gaseificador é operado a temperaturas de reação de 1200 °C ou acima, dependendo se o ar ou oxigênio é utilizado como agente de gaseificação, ao operar a temperaturas muito elevadas permite obter um gás com baixo teor de alcatrão e gases condensáveis, além de favorecer a produção de CO e H₂ (Higman e van der Burgt, 2008; Olofsson et al, 2005).

De acordo com Higman e van de Burg (2008) todos os gaseificadores de leito arrastado são do tipo de escorificação, isto implica que a temperatura de operação está acima do ponto de fusão das cinzas. Quer dizer que as cinzas formadas durante o processo de gaseificação se fundem no gaseificador, saindo do reator como um resíduo líquido. As principais características deste tipo de gaseificador são apresentadas na tabela 2.4.

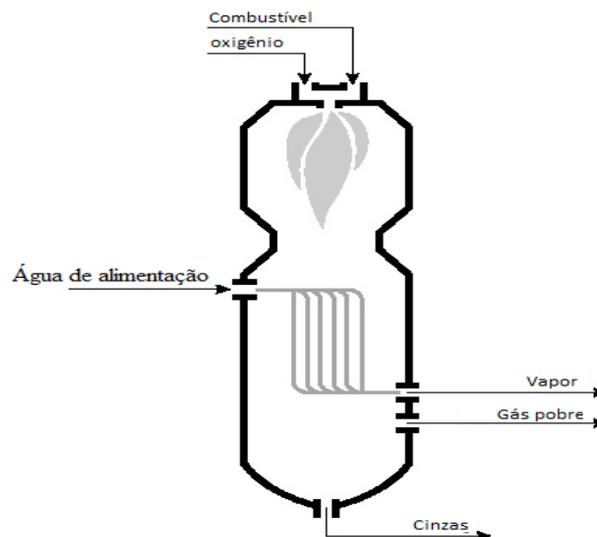


Figura 2.5. Gaseificador de fluxo arrastado (Olofsson et al, 2005).

Tabela 2.4. Características dos gaseificador de fluxo arrastado.

	<i>Fluxo arrastado</i>	<i>Referência</i>
Temperatura de operação	1300 - 1500 °C	(van der Drift et al, 2004)
Pressão	20- 50 bar	(Olofsson et al, 2005)
Tamanho do combustível (µm)	< 100	(Higman e van der Burgt, 2008)
Temperatura de saída do gás	900 °C	(van der Drift et al, 2004)
Escala de aplicação	> 100 MWth	(Basu, 2010)

2.4.4. Gaseificador de plasma

Neste processo a alta temperatura do plasma ajuda a gaseificar a biomassa. Esse processo é também chamado "pirólise por plasma" porque envolve a desintegração térmica do carbono numa atmosfera com ausência de oxigênio.

O centro do processo é uma tocha de plasma, onde um arco elétrico é criado entre dois eletrodos afastados num recipiente fechado através do qual passa um gás inerte (figura 2.6). Embora a temperatura do arco seja extremamente elevada (13000 °C), a temperatura jusante, onde o combustível entra em contato com o arco está na faixa de 2700°C - 4500 °C. Entretanto essa temperatura é suficientemente alta para que os hidrocarbonetos complexos sejam convertidos em CO e H₂.

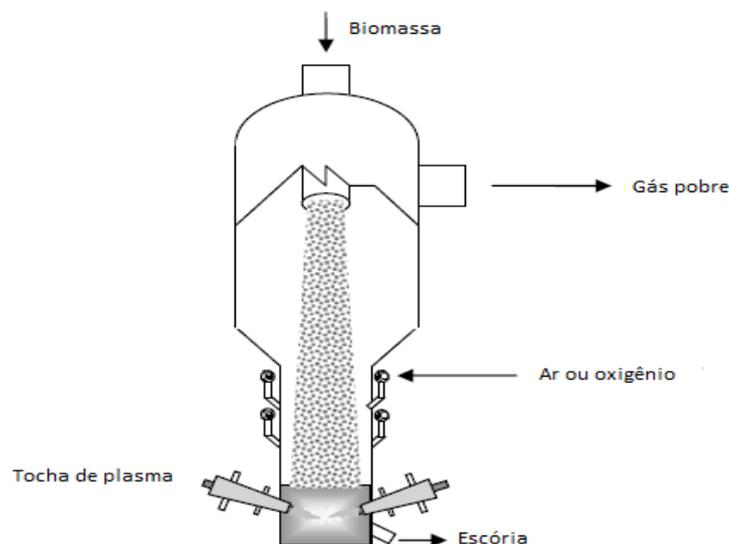


Figura 2.6. Gaseificador de Plasma (Basu, 2010).

Como o gaseificador de plasma fornece tempos de residência relativamente longos e temperaturas elevadas, permitem que o alcatrão seja craqueado e os produtos como dioxinas e furanos sejam destruídos (Basu, 2010).

2.4.5. Gaseificadores de duplo estágio

O conceito básico deste sistema é separar a zona de pirólise da zona de combustão (Devi et al, 2003). Isso implica ter uma segunda injeção de ar, permitindo atingir maiores temperaturas na região de injeção, o que possibilita maior taxa de conversão de alcatrão.

O conceito de sistemas de gaseificação de duplo estágio desenvolvido pela Universidade Técnica da Dinamarca é mostrado na figura 2.7. O processo é caracterizado por duas zonas separadas: a primeira zona é um alimentador de parafuso aquecido externamente, na qual é realizada a pirólise; a segunda zona é um reator co-corrente onde ocorre a oxidação parcial e a gaseificação dos produtos da pirólise em presença de um leito de carvão vegetal, o qual permite o craqueamento do alcatrão (Henriksen et al, 2006).

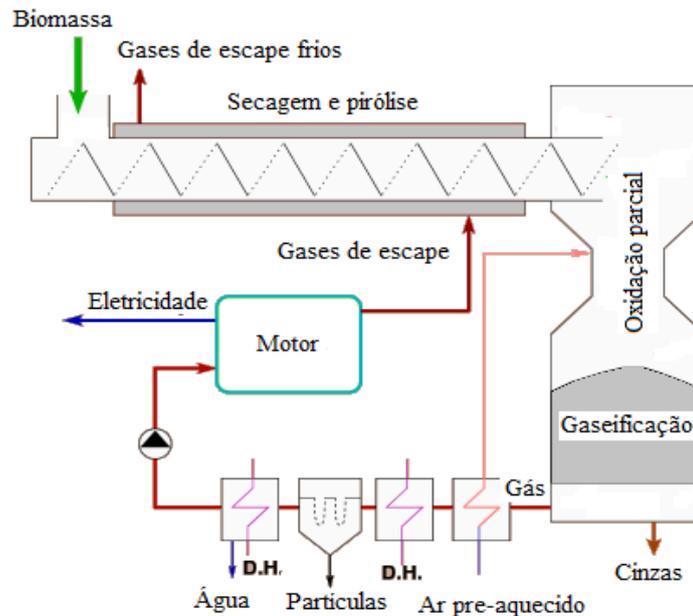


Figura 2.7. Gaseificador de duplo estágio desenvolvido pela Universidade Técnica da Dinamarca (Henriksen et al, 2006).

De acordo com Brandt et al. (2000), este tipo de gaseificador permite uma redução significativa do alcatrão (15 mg/Nm^3).

Na figura 2.8 é mostrado um esquema do gaseificador de duplo estágio co-corrente desenvolvido pelo Instituto Asiático de Tecnologia (AIT), Tailândia. O gaseificador tem duas entradas de ar, o fornecimento de ar primário na parte superior do gaseificador (zona de pirólise) e o ar secundário na seção média (zona de combustão). O fornecimento do ar secundário aumenta a temperatura na zona de combustão, obtendo-se teores de alcatrão de 50 mg/m^3 , aproximadamente 40 vezes inferior ao teor de alcatrão produzido num gaseificador de um só estágio operado nas mesmas condições (Devi et al, 2003).

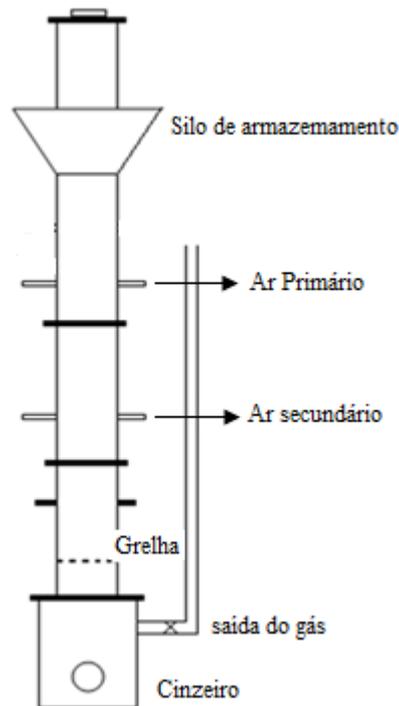


Figura 2.8. Gaseificador de duplo estágio desenvolvido por Instituto Asiático de Tecnologia (Bhattacharya et al, 1999).

O gaseificador de duplo estágio estudado por Bhattacharya et al. (1999) é do mesmo tipo de gaseificador desenvolvido por AIT. Neste gaseificador foi colocada uma entrada de ar adicional 20 cm acima da entrada de ar primário original, com o propósito de produzir carvão vegetal dentro de mesmo gaseificador. Este carvão é usado no gaseificador para evitar a formação de alcatrão durante a fase de aquecimento do mesmo. O uso de carvão vegetal permitiu uma redução do teor de alcatrão (19 mg/Nm^3).

O gaseificador de duplo estágio contracorrente estudado por Filippis et al. (2004) é mostrado na figura 2.9. O reator consiste em duas zonas afastadas pelo sistema de alimentação do combustível. A primeira zona é um reator contracorrente, no qual é realizada a pirólise. Os produtos da pirólise caem no fundo da primeira zona, onde reagem com o agente de gaseificação que é ar e vapor de água fornecido através de um disco poroso. A mistura gasosa produzida na primeira zona flui até a segunda zona. A segunda zona é um reator de leito fixo onde o alcatrão e hidrocarbonetos pesados são craqueados por meio de um catalisador de alumínio ou níquel suportado com alumínio.

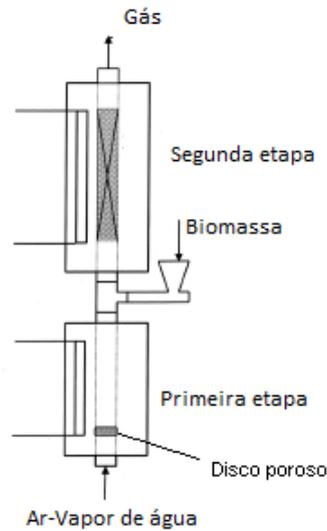


Figura 2.9. Gaseificador de duplo estágio contracorrente (Filippis et al, 2004).

O gaseificador de duplo estágio desenvolvido por Wang et al. (2007), no Instituto Tecnológico de Tóquio, mostrado na figura 2.10. O sistema de gaseificação é uma combinação do reator contracorrente e um reator de reforma. No primeiro estágio é o reator contracorrente que produz um gás combustível usando vapor de água e ar pré-aquecido como agente de gaseificação. Segundo estágio é o reator de reforma onde se produz uma combustão do gás usando ar pré-aquecido. O propósito da combustão é reduzir o teor de alcatrão no gás. Os resultados obtidos nos testes mostraram que para a condição ótima de operação do sistema o teor de alcatrão no gás é de 1 g/m^3 com um poder calorífico de $3,9 \text{ MJ/m}^3$ e uma eficiência a frio de 66%.

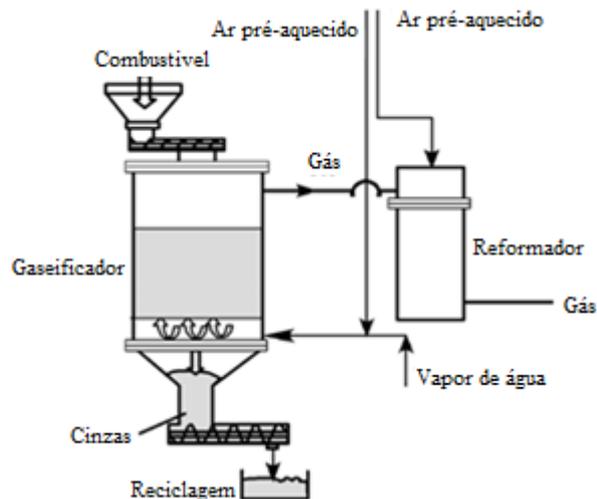


Figura 2.10. Gaseificador de duplo estágio do Instituto Tecnológico de Tóquio (Wang et al, 2007).

Outro conceito de gaseificador de duplo estágio é o gaseificador de leito fluidizado estudado por Cao et al. (2006). O reator de leito fluidizado de duplo estágio auto-térmico

utiliza ar como agente de fluidização. O gaseificador está dividido em duas zonas (figura 2.11), a zona de decomposição do alcatrão que usa recirculação parcial dos gases para manter a temperatura alta e a zona de combustão e gaseificação. Os resultados mostraram que para uma temperatura constante de 750 °C na parte superior do reator e aumentando a temperatura na parte baixa do reator de 651 °C até 839 °C, provoca uma redução no teor de alcatrão de 1227 mg/Nm³ a 338 mg/Nm³. Para temperaturas na parte superior e inferior do reator de 934 °C e 650 °C respectivamente foi obtido um teor de alcatrão de 12,34 mg/Nm³.

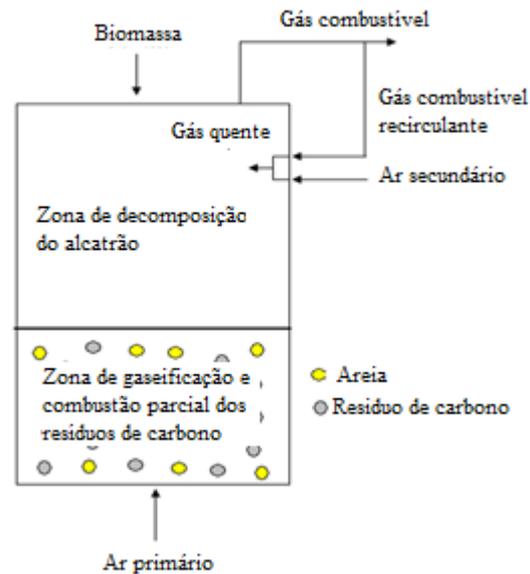


Figura 2.11. Gaseificador de duplo estágio de leito fluidizado auto-térmico (Cao et al, 2006).

Xu et al. (2009), investigaram a gaseificação de grãos de café num gaseificador de leito fluidizado de duplo estágio. Usaram areia de sílica como material de leito para manter boa transferência de calor e fluidização no reator. Os experimentos mostraram que as temperaturas no gaseificador foram aproximadamente 1093 K e a relação vapor/combustível de 1,0. A conversão de carvão e eficiência a frio do gás aumentou 5% em comparação com um gaseificador de leito fluidizado borbulhante convencional.

O sistema de gaseificação de duplo estágio de leito fluidizado desenvolvido por Mun et al. (2010) na Universidade de Seoul República de Coréia é mostrado na figura 2.12. O sistema de gaseificação usa ar pré-aquecido a 700 °C como agente de fluidização, o ar é pré-aquecido para reduzir as perdas de calor no interior do reator. O reator é dividido em duas zonas, a zona de fluidização que usa areia de sílica como material do leito e a zona de craqueamento do alcatrão com carvão ativado. O sistema tem dois alimentadores de rosca no fundo do reator por onde é fornecida à biomassa. Os resultados mostraram baixo teor de alcatrão no gás de 25 g/Nm³ e um poder calorífico 10 MJ/Nm³.

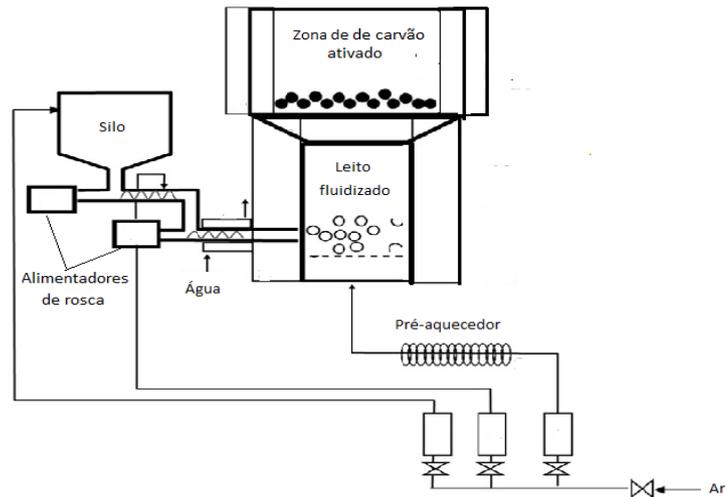


Figura 2.12. Gaseificador de leito fluidizado de duplo estágio com fornecimento de ar pré-aquecido (Mun et al, 2010).

Outro conceito de gaseificação de duplo estágio foi desenvolvido por Sun et al. (2009), no Harbin Instituto de Tecnologia, China. O sistema usa um ciclone convencional como gaseificador que permite de forma simultânea a gaseificação da biomassa e a separação do carbono das cinzas (Figura 2.13). O ar fornecido ao gaseificador é dividido em duas partes, o ar que flui com gás e outro como ar secundário. No gaseificador foram projetados três pontos diferentes para o fornecimento de ar secundário. Os resultados mostraram que para o fornecimento de ar secundário na zona de oxidação e uma relação de ar de 31 %; foi obtida uma produção de gás de $1,30 \text{ Nm}^3/\text{kg}$, PCI de $6,7 \text{ MJ/Nm}^3$, conversão do carbono de 92,2% e uma eficiência a frio de 63,2 %. Outros estudos realizados com gaseificadores de duplo estágio são mostrados na tabela 2.5.

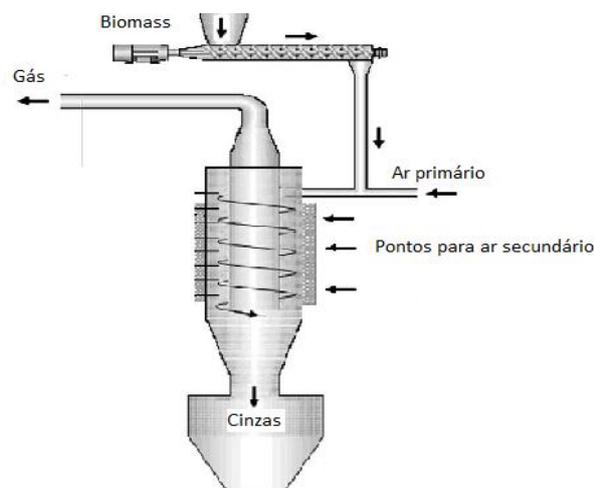


Figura 2.13. Gaseificador ciclone de duplo estágio (Sun et al, 2009).

Tabela 2.5. Resultados obtidos em estudos de gaseificação de biomassa usando reatores de duplo estágio.

Biomassa	Reator	Agente de gaseificação	Temperatura de operação	Alcatrão	PCI	Referência
Madeira	AIT	Ar primário e secundário pré-aquecido (140 l/min)	950°C	10 mg/Nm ³		Bhattacharya e Dutta
Madeira	DTU	Ar depois da pirólise e fornecimento de vapor	950-1000 °C	15 mg/Nm ³	6 MJ/Nm ³	Brandt et al, 2000
Grãos de café	Leito Fluidizado (TDFBG)	Ar - Vapor	820°C	7 g/m ³	3750 kcal/m ³	Xu et al, 2009
Casca de coco	Multi-estágio híbrido	Ar	913°C	28 mg/Nm ³	4.12 - 5.29 MJ/Nm ³	Bhattacharya et al, 2001
Eucalipto	Co-corrente duplo estágio	Ar	842°C	114,4 mg/Nm ³	5,45 MJ/Nm ³	Jaojaruek et al, (2011)
Eucalipto	Co-corrente duplo estágio	Ar-gás segundo estágio	954°C	43,2 mg/Nm ³	6,47 MJ/Nm ³	Jaojaruek et al, (2011)
Resíduo de Madeira	Leito Fluidizado	Ar pré-aquecido	763 - 873 °C	25g/Nm ³	10 MJ/Nm ³	Mun et al, 2010
Eucalipto	Multi-estágio	Ar	1000-1100°C	78,24 mg/Nm ³	4.30 - 5.13 MJ/Nm ³	Jarunghammachote e Dutta, 2010
Eucalipto	Multi-estágio	Ar - vapor	950 - 1000°C	98 mg/Nm ³		Jarunghammachote e Dutta, 2010
Composto	Leito fluidizado	Ar - vapor	600 - 700 °C.	0.3 g/Nm ³	8–10 MJ/Nm ³	Xiao et al, 2010
Madeira	AIT	Ar		45 mg/Nm ³		Bhattacharya et al, 1999
Resíduos de Plástico	Leito fluidizado	Ar pré-aquecido	739 - 860°C	50 g	14.5 MJ/Nm ³	Kim et al, 2011
Bagaço de cana	Duplo estágio separado por alimentação	Oxigênio - Vapor	800 - 850	Evita a formação de carvão e alcatrão		Filippis et al, 2004
Madeira	Leito fluidizado	Ar	898 - 934 °C	12.34 mg/Nm ³	5 MJ/Nm ³	Cao et al, 2006
Lixo que contém PVC	Duplo estágio separado por alimentação	Oxigênio - Vapor	1000°C	Evito a formação de alcatrão	10.92 MJ/m ³	Borgianni et al, 2002

2.5. CONDIÇÕES OPERACIONAIS DA GASEIFICAÇÃO

As condições operacionais do processo de gaseificação da biomassa têm um papel muito importante, em relação à composição do gás pobre, à conversão do carvão e formação ou transformação do alcatrão. Os parâmetros considerados no processo de gaseificação são a temperatura, a pressão, o agente de gaseificação, o tempo de residência, a razão de equivalência e as características do combustível. A escolha destes parâmetros também depende do tipo de gaseificador usado.

Razão de Equivalência (RE): é um dos fatores mais influentes no processo de gaseificação com ar, já que é determinante na qualidade do gás pobre. A razão de equivalência ou fator de ar é definida como a razão entre a relação de ar/combustível real utilizado durante o processo, e a relação teórica ou ar/combustível estequiométrica necessária para a combustão completa da biomassa, conforme a equação 2.8.

$$RE = \frac{(Ar/Biomassa\ seca)_{real}}{(Ar/biomassa)_{estequiométrica}} \quad (2.8)$$

Segundo Basu (2010), a qualidade do gás pobre depende do valor de RE. Quando este valor é baixo ($RE < 0,2$) pode indicar que não é gerada a quantidade suficiente de energia para manter o processo nas condições de gaseificação, produzindo assim, uma gaseificação incompleta, além de apresentar um aumento no teor do alcatrão e no poder calorífico no gás. Por outro lado, um valor alto de RE ($0,4 < RE < 1,0$) representa uma diminuição no conteúdo de alcatrão no gás e poder calorífico, resultando num aumento nas concentrações de CO_2 e H_2O e da diminuição da concentração de CO e H_2 . Isto foi observado por Narvaézet al. (1996) e Jarunghammachote e Dutta (2010), quando aumentaram o fator RE de 0,2 até 0,45.

Zainal et al. (2002), variaram a razão de equivalência de 0,26 até 0,43 num gaseificador de leito fixo co-corrente, com aumentos de RE de 0,26 até 0,38 a concentração de CO_2 diminui, enquanto a concentração de CO e CH_4 aumentam e para valores de $RE > 0,38$ o CO_2 aumenta, enquanto CO e CH_4 diminuem. A concentração de hidrogênio aumenta na medida em que o valor de RE é acrescentado. Zainal et al. (2002) reportaram que o gaseificador de leito móvel tipo co-corrente apresenta o melhor desempenho para uma razão equivalente igual a 0,38.

De acordo com Jain e Goss (2000) num gaseificador de leito fixo co-corrente a máxima eficiência da gaseificação corresponde a uma razão de equivalência de 0,40, com poder calorífico do gás de $4,0 \text{ MJ/Nm}^3$.

Mun et al. (2010), observaram que na gaseificação com reatores de duplo estágio de leito fluidizado, para valores de RE $< 0,2$ leva à gaseificação incompleta, resultando alta formação de alcatrão e formação excessiva de material carbonáceo (char). Por outro lado para valores de RE acima de 0,4 a concentração em porcentagem de volume de CO_2 e H_2O aumenta o que provoca um baixo poder calorífico no gás.

Temperatura: é um parâmetro importante em todas as etapas do processo, e, portanto afeta a composição e propriedades do gás pobre. Se a temperatura no processo aumenta, apresenta-se um aumento na produção do gás e na concentração do hidrogênio. Além de produzir uma redução no conteúdo do alcatrão no gás devido às condições de craqueamento térmico. Segundo Bhattacharya et al. (1999) as altas temperaturas no gaseificador favorecem a reação de gaseificação e a formação de CO.

O tipo e configuração do gaseificador estão diretamente relacionados com os valores de temperatura que podem ser atingidos no processo de gaseificação. Para temperaturas de gaseificação entre 700 e $850 \text{ }^\circ\text{C}$ as concentrações de H_2 e CO aumentam, produzindo assim, um aumento no poder calorífico, enquanto diminui a concentração de CO_2 e CH_4 . (Narvaéz et al, 1996; Kalisz et al, 2004; Gupta e Cichonski, 2007). De acordo com Mun et al. (2010) o aumento na concentração de H_2 é devido ao craqueamento do alcatrão que ocorre a altas temperaturas de gaseificação. Segundo González et al. (2008) a reação de Boudouard é predominante a temperaturas elevadas.

De acordo com Pfeifer et al. (2011) as altas temperaturas no processo de gaseificação promovem a conversão do CH_4 e as reações de reforma, além de produzir uma diminuição no teor de alcatrão. Eles sugerem que uma temperatura de gaseificação de aproximadamente de $850 \text{ }^\circ\text{C}$ é adequada para obter maiores eficiências na conversão do carbono.

Agente de gaseificação: agentes de gaseificação como o ar, o vapor, o oxigênio e a mistura de vapor-oxigênio tem sido reportados na literatura. O agente de gaseificação influi na composição dos gases de reação e determina o poder calorífico do gás à saída do gaseificador. Os processos que utilizam ar como agente oxidante produzem um gás combustível de baixo poder calorífico, devido às concentrações consideráveis de nitrogênio, segundo McKendry (2002) o poder calorífico do gás produzido está na faixa de $4 - 6 \text{ MJ/Nm}^3$.

A gaseificação com vapor tem uma alta eficiência na conversão de energia e produção de hidrogênio (Fushimi et al, 2010), além de produzir um gás com um poder calorífico de 13 – 20 MJ/Nm³. Os processos que usam o oxigênio como agente de gaseificação produzem um gás com poder calorífico de 10 – 15 MJ/Nm³, mas não são muito usados devido ao alto custo do oxigênio (McKendry, 2002). Os processos que utilizam a mistura de vapor com oxigênio produzem mais hidrogênio comparado com aqueles que usam ar (Lv et al, 2007). Segundo Jangsawang et al. (2007) os processos com vapor, produzem maior quantidade de H₂ e CO em comparação com o uso da mistura de ar/vapor às mesmas condições de temperatura.

Dimensão da matéria prima: os gaseificadores de leito fixo têm poucas restrições quanto ao tamanho da matéria prima comparado com os gaseificadores de leito fluidizado. Usualmente são recomendados tamanhos menores a 51 mm para gaseificadores de leito fixo e menores de 6 mm para gaseificadores de leito fluidizado (Basu, 2010).

O tamanho da biomassa afeta os resultados do processo de gaseificação, para tamanhos pequenos da biomassa a área superficial é maior e, portanto tem uma maior velocidade de aquecimento, produzindo um gás mais leve e menos materiais carbonosos (char). Em quanto às partículas de tamanho maior produzem mais materiais carbonosos e alcatrão (Lv et al, 2004). Segundo Warren et al. (1995), tamanhos de partículas inferiores a 2 mm devem ser evitados nos gaseificadores de leito fixo tipo co-corrente, já que provocam perdas de carga, diminui a quantidade de ar disponível na zona de oxidação e reduz a qualidade do gás aumentando o teor de alcatrão.

Pressão: segundo Knight (2000), o aumento de pressão no sistema de gaseificação favorece a diminuição no teor de alcatrão no gás. De acordo com Valin et al. (2010), aumentos de pressão de 2 até 10 bar num leito fluidizado, apresenta-se aumentos na produção de hidrogênio, dióxido de carbono e metano, além de uma diminuição do monóxido de carbono.

Tempo de residência: o tempo de residência influi na composição química do gás, pois é o tempo durante o qual o agente de gaseificação reage com os produtos da pirólise. Hernández et al. (2010) observaram que ao aumentar o tempo de residência, melhora a qualidade do gás devido à redução do material sólido remanescente.

2.7. QUALIDADE DO GÁS

O gás produzido pela gaseificação de biomassa contém tanto componentes combustíveis como não combustíveis. Os gases combustíveis incluem CH_4 , CO e H_2 , e os componentes não combustíveis são CO_2 , H_2O e N_2 , em adição de impurezas orgânicas (alcatrão) e inorgânicas (metais alcalinos, H_2S , HCl , NH_3) e partículas (Dayton, 2002). Na tabela 2.6 são apresentados alguns contaminantes presentes no gás obtido do processo de gaseificação, os problemas que originam e métodos de remoção.

Tabela 2.6. Impurezas no gás produzido pela gaseificação (Belgiorno et al, 2003; Bridgwater, 2007).

Contaminante	Presença	Problemas	Métodos de remoção
Partículas	Cinzas; carvão; compostos condensáveis e materiais do leito para o reator de leito fluidizado.	Provoca erosão dos componentes metálicos e poluição ambiental	Filtração, lavagem
Metais Alcalinos	Compostos de metais alcalinos, especialmente sódio e potássio, existem na fase vapor.	Os metais alcalinos a alta temperatura causam corrosão do metal, devido à remoção de sua camada protetora de óxido.	Resfriamento, condensação, filtração e adsorção.
Nitrogênio aderido ao combustível	Amônia e HCN	Provoca problemas de emissões pela formação de NO_x durante a combustão	Lavagem, redução catalítica seletiva.
Enxofre e cloro	H_2S e HCl	Poderia resultar na emissão de poluentes e na corrosão ácida de metais	Captura (CaCO_3 , MgCO_3) e lavagem
Alcatrão	É óleo betuminoso constituído por uma mistura complexa de hidrocarbonetos oxigenados existentes em fase vapor no gás.	Obstrução de filtros, válvulas e produz corrosão metálica.	Craqueamento (catalítico e térmico) e remoção mecânica.

A qualidade do gás é representada por vários parâmetros incluindo, a composição química, o conteúdo de alcatrão e partículas, assim como o poder calorífico. A tabela 2.7

mostra os valores típicos para os principais componentes do gás obtidos dos diferentes gaseificadores, assim como o teor de partículas e alcatrão.

Tabela 2.7. Qualidade do gás produzido em diferentes gaseificadores de biomassa, usando ar como agente de gaseificação (Hasler e Nussbaumer, 1999; Han e Kim, 2008; Olofsson et al, 2005).

<i>Gaseificador</i>	<i>Composição do gás</i>					<i>PCI (MJ/Nm³)</i>	<i>Alcatrão (g/Nm³)</i>	<i>Partículas (g/Nm³)</i>
	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂			
Contracorrente (updraft)	10 - 14	15 - 20	8 - 10	2 - 3	53 - 65	3,7 - 5,1	10 - 150	0,1 - 3
Co-corrente (Downdraft)	15 - 21	10 - 22	11 - 13	1 - 5	37 - 63	4 - 5,6	0,01 - 6	0,1 - 8
Leito fluidizado Circulante	15 - 22	13 - 15	13 - 15	2 - 4	46 - 52	3,6 - 5,9	2 - 30	8 - 100
Leito fluidizado Borbulhante	15 - 26	13 - 27	12 - 40	3 - 11	13 - 56	4,5 - 7,9	1 - 23	----

Na tabela 2.7 é possível verificar que o PCI no gás dos diferentes gaseificadores não varia de forma significativa, entretanto os gaseificadores de leito fixo contracorrente produzem um gás com maiores teores de alcatrão em comparação com os gaseificadores co-corrente e leito fluidizado. Essas impurezas no gás originam uma série de problemas nos diferentes componentes onde vai ser usado, por esse motivo e dependendo do requerimento do gás é necessário remover essas impurezas.

Os motores alternativos (ou a pistão) são mais toleráveis aos contaminantes que as turbinas a gás. É possível usar um gás que contenha 50 mg/Nm³ de alcatrão num motor alternativo, em quanto para as turbinas a gás o conteúdo de alcatrão no gás deve ser menor que 5 mg/Nm³, como se pode observar na tabela 2.8.

Tabela 2.8. Requerimentos de qualidade do gás, em motores alternativos e turbinas a gás (Anis e Zainal, 2011).

<i>Contaminante</i>	<i>Motor</i>	<i>Turbina a gás</i>
Particulado (mg/Nm ³)	< 50	< 30
Tamanho particulado (µm)	< 10	< 5
Alcatrão (mg/Nm ³)	< 100	< 5
Metais Alcalinos (mg/Nm ³)	---	0.24

2.7.1. Remoção do alcatrão

O alcatrão é uma mistura complexa de hidrocarbonetos, o qual inclui compostos aromáticos monocíclicos e policíclicos (PAH) conjuntamente com outros hidrocarbonetos que contêm oxigênio. Devido às diferentes definições que existe para o alcatrão, no ano 1998 em Bruxelas, durante a convenção de EU/IEA/US-DOE de medição de alcatrão, concordaram em definir o alcatrão como todo contaminante orgânico com peso molecular superior ao do benzeno (78,1 g/mol) (Devi et al, 2003).

Milne et al. (1998) classificaram os alcatrões em primários, secundários e terciários de acordo com a temperatura de formação:

- Produtos primários: são considerados os derivados da celulose, hemicelulose e lignina;
- Produtos secundários: compostos fenólicos e olefinas;
- Produtos terciários: principalmente aromáticos metálicos;
- Produtos terciários condensados: hidrocarbonetos aromáticos policíclicos (PAH) sem grupo substitutivo.

Os alcatrões primários são produtos da pirólise. Estes produtos geralmente são fragmentos da biomassa original, que se descompõem termicamente em mais gás e pequenas moléculas chamados produtos secundários a temperaturas acima de 500°C (figura 2.14) e em produtos terciários a temperaturas maiores. Os produtos terciários são os mais estáveis e difíceis de decompor cataliticamente, se formam a partir da celulose e lignina, embora os compostos aromáticos de maior peso se formam mais rápido devido à lignina. Os produtos primários e terciários são mutuamente excludentes, quer dizer, os produtos primários são destruídos antes que inicie os produtos terciários (Milne et al, 1998; Neeft et al, 1999).

De acordo com Han e Kim (2008) os processos de remoção do alcatrão podem dividir se em cinco grupos principais, assim:

- Métodos mecânicos: ciclones, filtros, leitos granulares, RPS, precipitadores eletrostáticos e lavadores;
- Projeto do gaseificador e ajuste dos parâmetros do processo de gaseificação: selecionando parâmetros ótimos de operação para a gaseificação;
- Craqueamento térmico;
- Craqueamento catalítico;
- Métodos por plasma.

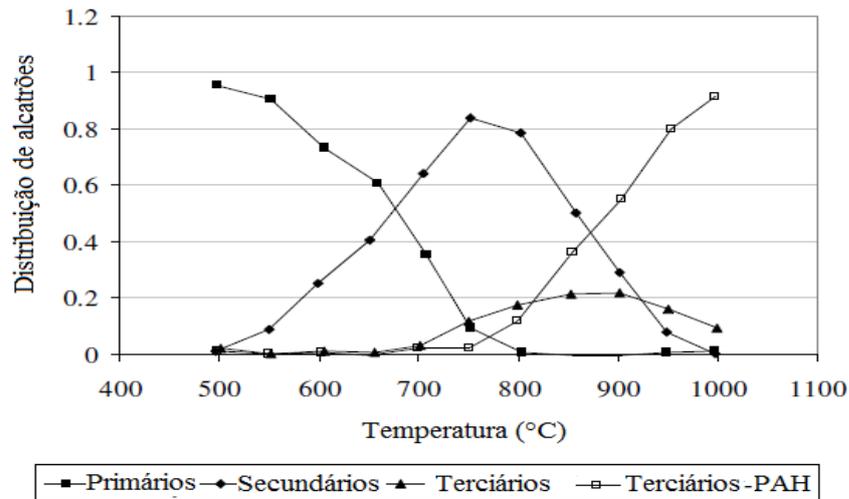


Figura 2.14. Distribuição do alcatrão em função da temperatura e com tempo de residência de 0.3 s (adaptado de Milne et al, 1998).

Métodos mecânicos: os métodos mecânicos incluem ciclones, lavadores úmidos (usam água ou óleo), filtros (de mangas, cerâmicos e metálicos), e precipitadores eletrostáticos. Esses equipamentos são geralmente utilizados para a remoção de partículas, mas podem ser utilizados também para a remoção de alcatrão.

Nos lavadores úmidos o alcatrão é removido a uma temperatura de 35 - 60°C quando é usada água como líquido lavador. Devido ao princípio de operação destes sistemas, apresentam algumas desvantagens como a diminuição na eficiência do processo, devido à redução na temperatura do gás durante o processo de limpeza e incremento no custo de operação devido ao tratamento que deve ser submetida à água usada no processo (Kumar et al, 2009).

O lavador úmido que usa óleo, chamado OLGA foi desenvolvido por Boerrigter et al. (2005), no Centro de Pesquisa em Energia da Holanda (ECN). Neste sistema a temperatura de entrada do gás tem que ser mantida acima do ponto de orvalho do alcatrão, de forma semelhante à temperatura de saída do gás deve ser superior ao ponto de orvalho da água. O sistema tem duas colunas separadas no qual, o gás é limpo pelo óleo de lavagem, isto é, o coletor e o absorvedor como é observado na figura 2.15. No coletor os alcatrões pesados são condensados e separados do óleo de lavagem e retornados para o gaseificador junto com uma pequena quantidade do óleo de lavagem que é usado para limpar o gaseificador.

No absorvedor os alcatrões leves são absorvidos pelo óleo de lavagem. O óleo do absorvedor é regenerado com ar para remover o alcatrão do óleo de lavagem, sendo que a quantidade necessária de ar é ajustada para o processo do gaseificador. O alcatrão leve e o alcatrão líquido pesado são reciclados no gaseificador, onde são destruídos, dessa forma se evita a presença de fluxos residuais de alcatrão.

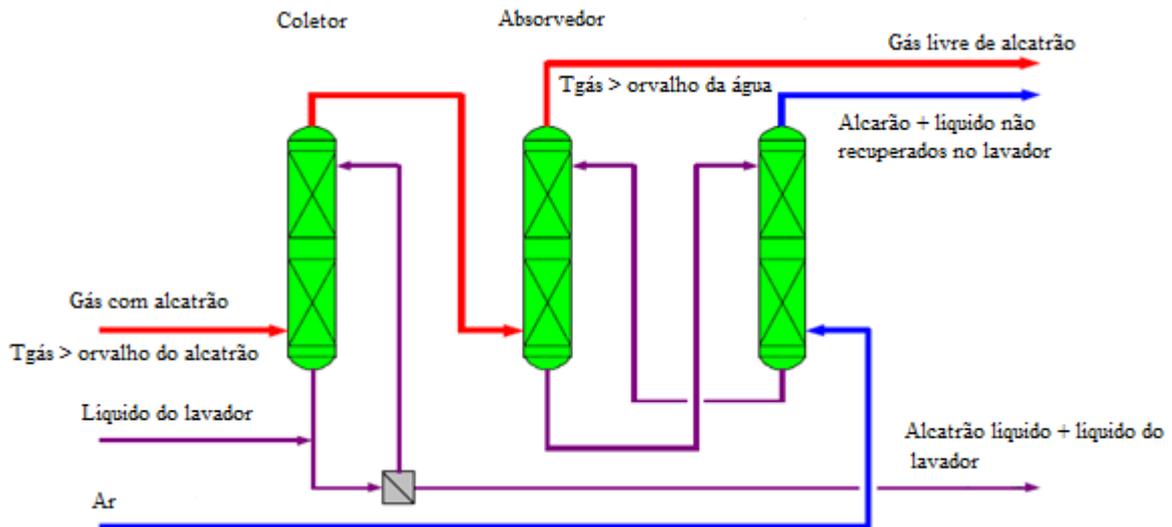


Figura 2.15. Esquema do processo OLGA (Boerrigter et al, 2005).

Os separadores eletrostáticos aplicam uma tensão elétrica para carregar e depois separar as partículas do gás, a eficiência de separação depende da resistividade das partículas. Os separadores eletrostáticos apresentam uma eficiência de 99 % na remoção de partículas e de 40 até 70 % na remoção de alcatrão (Kumar et al, 2009; Han e Kim, 2008).

Ajuste dos parâmetros do processo de gaseificação: parâmetros operacionais como a temperatura, a razão de equivalência (RE), tipo de biomassa, pressão, agente de gaseificação e tempo de residência, tem influência no teor de alcatrão no gás. Os efeitos dos parâmetros operacionais na qualidade do gás foram descritos em seções anteriores. De modo geral a razão de equivalência e as altas temperaturas contribuem em grande parte com a diminuição do teor de alcatrão no gás. Fagbemi et al. (2001) demonstraram que para temperaturas maiores de 600°C a reação secundária (i.e reação de craqueamento do alcatrão) prevalece, o que resulta na decomposição do alcatrão e, portanto maior quantidade de gás.

O tipo de gaseificador é outro parâmetro importante que afeta à produção de alcatrão. A maior quantidade de alcatrão é produzida pelo gaseificador contracorrente, enquanto o gaseificador co-corrente produz a menor quantidade de alcatrão em comparação com os demais tipos de gaseificadores. O correto projeto do gaseificador é determinante para seu

desempenho. A injeção de ar secundário ajuda à redução de formação de alcatrão, por alcançarem maiores temperaturas de gaseificação. De acordo com Kramreiter et al. (2008) um segundo fornecimento de ar na parte baixa de um gaseificador co-corrente incrementa a temperatura de 800 °C a 950 °C produzindo por sua vez uma diminuição no teor de alcatrão de 2 a 0,2 g/Nm³.

Craqueamento térmico: para que a decomposição do alcatrão ocorra, os gases produzidos a partir da gaseificação da biomassa tem que ser aquecidos a temperaturas muito altas. Segundo Stevens (2001) o craqueamento térmico do alcatrão acontece a temperaturas da ordem de 900 a 1200 °C de acordo com o tipo de alcatrão. Essas temperaturas podem ser atingidas usando aquecedores externos, mas o uso de aquecedores diminui a eficiência global, devido ao requerimento de maior fornecimento de energia ao sistema. Outra forma de aumentar a temperatura é mediante a oxidação parcial do gás através do uso de ar ou oxigênio, o que pode aumentar os níveis de CO e, portanto, produzir uma diminuição na eficiência de conversão. (Ham e Kim, 2008).

Craqueamento catalítico: O uso de catalisadores no processo de gaseificação da biomassa tem como objetivos melhorar a composição do gás reduzindo a produção de alcatrão e promover as reações de reforma de hidrocarbonetos (incluindo o metano) contidas na fase gasosa (Piriou, 2009). A investigação sobre a conversão catalítica de alcatrão envolve dois métodos:

Catalise "in situ", o catalisador é incorporado ou misturado com a biomassa de alimentação, dessa forma a remoção de alcatrão acontece diretamente no gaseificador.

Catálise "downstream" (a jusante) do gaseificador, o gás é tratado depois da saída do gaseificador em outro reator para remover o alcatrão (Milne et al, 1998; Abu El-Rub et al, 2004).

O tratamento do gás quente se consegue passando-o por um catalisador sólido num leito fluidizado ou num leito fixo em condições de temperatura e pressão que, correspondem aos da saída do gaseificador. Como o gás passa pelo catalisador, os hidrocarbonetos podem ser reformados usando vapor ou dióxido de carbono, para produzir mais monóxido de carbono e hidrogênio (Sutton et al, 2001).

Segundo Sutton et al. (2001) o uso de catalisadores para reformar os compostos orgânicos condensáveis e o metano pode incrementar a eficiência do processo de conversão da biomassa em 10%.

Han e Kim (2008) classificam os catalisadores em quatro grupos: dolomitas, metais alcalinos, níquel e metais de transição.

Catalisadores do tipo dolomitas: A dolomita é um mineral composto principalmente de cálcio e magnésio cuja fórmula química é $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$. O uso da dolomita como catalisador na gaseificação da biomassa atrai muito a atenção, já que reduz significativamente o teor de alcatrão, além de ser um material disponível e barato. Pode ser usada como catalisador in situ, misturada a seco com a biomassa ou na saída do gaseificador num segundo reator (Dayton, 2002; Han e Kim, 2008; Sutton et al, 2001).

Catalisadores de metais alcalinos: informação na literatura tem mostrado que os catalisadores de metais alcalinos são eficazes na reforma do alcatrão e na melhora da qualidade do gás. Os metais alcalinos são principalmente o potássio (K) e em menor medida o sódio (Na), que estão presentes naturalmente na biomassa. Estes catalisadores podem ser usados como método primário (in-situ) ou secundário (num segundo reator). Também podem ser usados os derivados destes metais, principalmente na forma de carbonatos ou suportados em outros materiais tais como alumínio. (Abu El-Rub et al, 2004).

Catalisadores de metais transição: Os metais de transição tais como Ródio (Rh), Rutênio (Ru), Paládio (Pd), Platina (Pt), etc. têm sido analisados para a redução do teor de alcatrão na gaseificação da biomassa. Rönkkönen et al. (2010), testaram vários catalisadores de metais preciosos suportados em zircônia para a limpeza catalítica do gás a temperaturas de 600 – 900°C e pressão atmosférica, para o qual usaram uma mistura de naftalina e tolueno como composto representante do alcatrão. A ordem obtida de atividade dos metais catalíticos foi $\text{Rh} \approx \text{Ni} > \text{Pd} > \text{Ir} > \text{Ru} > \text{Pt}$. A conversão quase completa da naftalina e tolueno foi obtida com os catalisadores de Rh e Ni a temperaturas acima de 850 °C.

Catalisadores base Níquel (Ni): os catalisadores base níquel são extensamente aplicados na indústria petroquímica para a reforma da naftalina e do metano. Por essa razão uma grande variedade destes catalisadores está comercialmente disponível. Os catalisadores de níquel também provaram ser muito eficazes para o tratamento a quente dos gases produzidos na gaseificação da biomassa. Estes catalisadores têm alta atividade na remoção do alcatrão, no reformado de metano, além de permitir ajustar a relação H_2/CO do gás. No entanto, o cloro, enxofre e metais alcalinos junto com o coque produzem a desativação do catalisador (Dayton, 2002; Han e kim 2008; Juutilainen et al, 2006).

2.7.2. Remoção de partículas

As partículas são definidas como material em fase sólida que é arrastado pelo gás. Podem-se incluir as cinzas, os resíduos de carvão e o material do leito em caso de gaseificadores de leito fluidizado. As cinzas são os resíduos orgânicos dos componentes minerais da biomassa e os resíduos de carvão são as frações de biomassa que não foram transformados durante o processo de gaseificação.

De acordo com McKendry (2002), os gaseificadores de leito fixo produzem um gás com menos conteúdo de partículas em comparação com os gaseificadores de leito fluidizado, isto é devido aos resíduos do material do leito. Wei et al. (2006), reportaram uma produção de resíduo de carvão (char) de 3,0 porcentagem em peso (%wt) na gaseificação de serragem de pinho com vapor. Hsi et al. (2008), observaram num gaseificador de leito fixo, que o aumento do fluxo de ar na gaseificação de madeira, reduz ligeiramente a produção de cinzas num 26%.

As partículas contidas no gás podem causar erosão e entupimento no equipamento à jusante do gaseificador. Portanto as partículas têm que ser removidas do gás. Stevens (2001) descreve quatro tipos de sistemas para a remoção de partículas: *Filtros ciclônicos*, os quais têm uma eficiência > 90 % na remoção de partículas de 0,5 µm de diâmetro. *Filtros de barreira* são efetivos na remoção de partículas de 0,5 até 100 µm de diâmetro. *Filtros eletrostáticos*, os quais estão classificados em úmidos ou secos de acordo com seu sistema de remoção. Os filtros úmidos têm uma temperatura máxima de operação de 65 °C, enquanto os filtros secos podem tolerar uma temperatura no gás de até 500 °C. O último sistema são os *lavadores úmidos*, este sistema requer que a água seja mantida em fase líquida, porém o gás é resfriado abaixo de 100 °C. A eficiência na remoção de alcatrão e partículas dos distintos sistemas de limpeza é mostrada na tabela 2.9.

Segundo Hasler e Nussbaumer (1999), mediante sistemas mecânicos uma remoção de 90% de partículas é mais fácil de alcançar que uma remoção de 90% de alcatrão. Como é observado na tabela 2.9 que a exceção do craqueamento catalítico e o filtro de areia, nenhum dos sistemas de limpeza mecânicos atingem valores superiores a 90% de remoção de alcatrão.

Tabela 2.9. Eficiência de remoção de partículas e alcatrão em distintos sistemas de limpeza (Hasler e Nussbaumer, 1999).

Tecnologia	Temperatura °C	Remoção de Partículas (%)	Remoção de alcatrão (%)
Filtro de areia	10 - 20	70 - 99	50 – 97
Torre de lavagem	50 - 60	60 – 98	10 – 25
Lavador Venturi			50 – 90
Separador eletrostático	40 - 50	>99	0 - 60
Filtro de mangas	130	70 – 95	0 – 50
Ciclone	80	85 – 90	30 – 70
Absorvedor de leito fixo	900		50
Atomizador rotacional	< 100	95 -99	
Craqueamento catalítico			> 95

2.8. COMENTÁRIOS

O tipo de biomassa afeta de maneira significativa a composição do gás pobre e também o bom funcionamento do sistema de gaseificação. A biomassa com alto teor de cinzas não é desejável, pois gera problemas operacionais no gaseificador. A exigência quanto ao tamanho e umidade da biomassa depende do tipo de reator utilizado no processo, se o teor de umidade é alto exige mais energia para sua evaporação pelo que diminui a eficiência do sistema. No entanto os tamanhos pequenos de biomassa geram menos material carbonoso, mas para os reatores de leito fixo co-corrente se a partícula de biomassa é muito pequena provoca perdas de carga.

Uma seleção adequada dos parâmetros de operação do gaseificador como agente de gaseificação, temperatura, relação equivalente (RE) e tempo de residência determinam a qualidade do gás. A temperatura tem um impacto muito significativo no processo de gaseificação, já que afeta a composição e propriedades do gás, para conseguir temperaturas altas é preciso aumentar a relação equivalente, que por sua vez reduz a qualidade do gás.

Neste sentido a determinação da relação equivalente ótima pode aumentar de forma significativa a eficiência do gaseificador.

Os sistemas de gaseificação de duplo estágio são uma boa opção para os processos de gaseificação, já que apresentam um melhor perfil de temperatura no reator, incrementam o poder calorífico do gás, e o mais importante, reduzem a produção de alcatrão, mas de acordo com Milne, Evans e Abatzoglou (1998) se no estágio da pirólise são atingidas temperaturas acima de 700 °C os alcatrões terciários começam a aparecer, os quais são mais difíceis de decompor por craqueamento térmico, pelo que é preciso usar outro tipo de sistema para a remoção do alcatrão.

O uso de catalisadores na remoção de alcatrão exibe um bom desempenho, mas produz um custo adicional dependendo do tipo de catalisador usado no processo de gaseificação de biomassa.

Capítulo 3.

METODOLOGIA EXPERIMENTAL

Neste capítulo é apresentado o planejamento experimental realizado para o desenvolvimento do trabalho, os equipamentos e métodos usados para a amostragem de alcatrão e partículas. O reator de leito fixo de duplo estágio foi submetido a diferentes condições de operação, para assim permitir avaliar a composição do gás e o teor de alcatrão e partículas. Também é apresentada uma breve descrição do reator, da biomassa e dos equipamentos de medição usados nos testes.

3.1. PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL

O planejamento experimental permite a elaboração de uma série de testes, nos quais se induzem variações determinadas nas variáveis de entrada do processo, de maneira que seja possível observar e identificar as causas das variações nas variáveis de saída.

Segundo Melo et al. (2006) o planejamento experimental deve cumprir as seguintes fases: *caracterização de um processo*, no qual são determinados os intervalos das variáveis ou fatores controláveis mais influentes nas variáveis de resposta, minimizando o impacto das variáveis incontroláveis e a *depuração e otimização do processo já caracterizado*, onde são obtidos os níveis dos fatores estudados que proporcionam a melhor resposta à solução do processo.

Martinez (2009) sugeriu variações de vazão total de ar entre 16 e 24 Nm³/h com diferentes relações de ar entre os dois estágios (Ra) de 0%, 40% e 80% e encontrou que as condições ótimas de operação do gaseificador ocorrem para uma vazão total de ar de 20 Nm³/h, condição que também foi avaliada por Andrade (2011). Com base nesta condição de operação foi realizado um planejamento experimental fatorial simples da forma Aⁿ, onde A é o número de níveis de cada fator e n é o número de fatores ou variáveis independentes. No anexo A é mostrado o modelo estatístico do planejamento fatorial.

A fim de determinar a qualidade do gás foi escolhido um planejamento fatorial completo com três níveis e dois fatores sem replicações, para um total de nove testes, os quais são mostrados na tabela 3.1. As combinações completas do planejamento fatorial das variáveis independentes são apresentadas na tabela 3.2.

Tabela 3.1. Níveis dos fatores envolvidos no processo de gaseificação.

Fatores	Unidade	Níveis		
		Baixo	Médio	Alto
Vazão total de ar	Nm ³ /h	18	20	22
Relação de ar entre os dois estágios (Ra)	%	0	40	80

A relação de ar entre os dois estágios (Ra) é calculada segundo equação 3.1 (quociente das vazões de ar entre o primeiro e o segundo estágio). A vazão de ar que é fornecida em cada estágio é determinada a partir de leituras da pressão diferencial de duas placas de orifício, as pressões diferenciais foram determinadas a partir de manômetros de coluna de água tipo U, com escala em milímetros e uma resolução de ± 0,5 mmH₂O.

$$R_a = \frac{(\dot{V}_a)_{2est}}{(\dot{V}_a)_{1est}} * 100 \quad (3.1)$$

Onde:

Ra = Relação de ar entre os dois estágios.

(Va)_{1est} = Vazão de ar do primeiro estágio

(Va)_{2est} = Vazão de ar do segundo estágio

Este planejamento teve como objetivo avaliar o efeito da vazão total de ar e relação de ar entre os dois estágios (R_a) (Variáveis independentes) sobre as variáveis de saída (variáveis dependentes): concentração volumétrica dos compostos energéticos no gás, teor de alcatrão e partículas no gás, assim como a temperatura do processo.

Tabela 3.2. Combinações utilizadas para as variáveis independentes nos experimentos.

R_a %	Vazão de ar Nm^3/h			N° Testes
	Segundo Estágio	Primeiro Estágio	Total	
0	0	18	18	1
	0	20	20	2
	0	22	22	3
40	5,14	12,86	18	4
	5,71	14,29	20	5
	6,28	15,72	22	6
80	8	10	18	7
	8,88	11,12	20	8
	9,77	12,23	22	9

3.2. CARACTERIZAÇÃO DA BIOMASSA

Para todos os testes apresentados neste trabalho foi usada lenha de eucalipto como biomassa, a qual apresenta certas heterogeneidades na sua dimensão, sendo que os pedaços de madeira têm uma dimensão inferior a 6 cm tanto em diâmetro como em altura. Uma fotografia da biomassa utilizada é apresentada na figura 3.1, onde se observa a mesma antes de corte e a biomassa como é utilizada para os testes (após o corte).

A determinação da análise imediata (teor de cinzas, de voláteis e de carbono fixo) e da análise elementar (teor de carbono, hidrogênio, nitrogênio, oxigênio e enxofre) como também a medição do poder calorífico, foi realizado pelo Laboratório de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Pará. As características da biomassa usada para a gaseificação são apresentadas na tabela 3.3.



Figura 3.1. Lenha de eucalipto para gaseificação

Tabela 3.3. Análise da biomassa (eucalipto) usada nos testes de gaseificação

Análise imediata			Análise elementar					PCI	PCI
FC (%)	VM (%)	ASH (%)	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)	S (%)	(MJ/kg)	(MJ/kg)
15,66	83,27	1,34	45,78	5,92	42,83	0,392	0,093	18,433	19,351

Para determinar o conteúdo de umidade na biomassa foi usado um analisador da marca Sartorius modelo IMA30. Um total de quatro amostras de biomassa foi analisado para determinar o teor de umidade, que para fins do desenvolvimento experimental foi de 12,23%.

Como critério de seleção da biomassa é levado em consideração sua disposição e produção. Das plantações florestais existentes no Brasil, o eucalipto e os pinos são os mais representativos. Segundo ABIMCI (2009) no ano 2008 a plantações de eucalipto representaram 64,70% do total das áreas com florestas plantadas. Desse total, 29% estão plantados em Minas Gerais. Além disto, o eucalipto apresenta um alto poder calorífico e valores baixos em seu teor de cinzas, o que faz viável seu uso no processo de gaseificação.

3.3. SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO

Os testes foram realizados num reator de leito fixo tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar projetado pela empresa TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA

LTDA, o qual está instalado nos laboratórios do NEST/UNIFEI. A tabela 3.4 mostra as características nominais do gaseificador.

O equipamento é construído em aço 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 0,5 m e o interno é de 0,3 m, a altura propriamente dita do equipamento é de 1,06 m (desde a parte superior do primeiro estágio até a grelha). Seis termopares tipo K são conectados ao longo do reator para medições de temperatura nos diferentes pontos (secagem, pirólise, combustão e gaseificação).

Tabela 3.4. Características nominais do gaseificador

<i>Característica</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>
Potência térmica	50	kW
Potência de geração de energia elétrica	10	kW
Potência térmica específica	1200 ± 500	kW/m ²
Consumo de biomassa (base seca)	10	kg/h
Consumo de biomassa	12	kg/h
Tamanho da biomassa	20 – 60	mm
Razão de equivalência	0,35	----

O gaseificador tem dois vibradores, um localizado na parte superior que favorece o escoamento da biomassa no interior do reator e outro localizado na parte inferior que permite a movimentação da grelha facilitando a descarga das cinzas. A figura 3.2 mostra um esquema geral do gaseificador com os diferentes dispositivos e subsistemas que o compõem.

O reator tem 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. O ar fornecido pelo segundo estágio tem como função diminuir o teor de alcatrão presente no gás produzido e favorecer as etapas de oxidação e redução no processo.

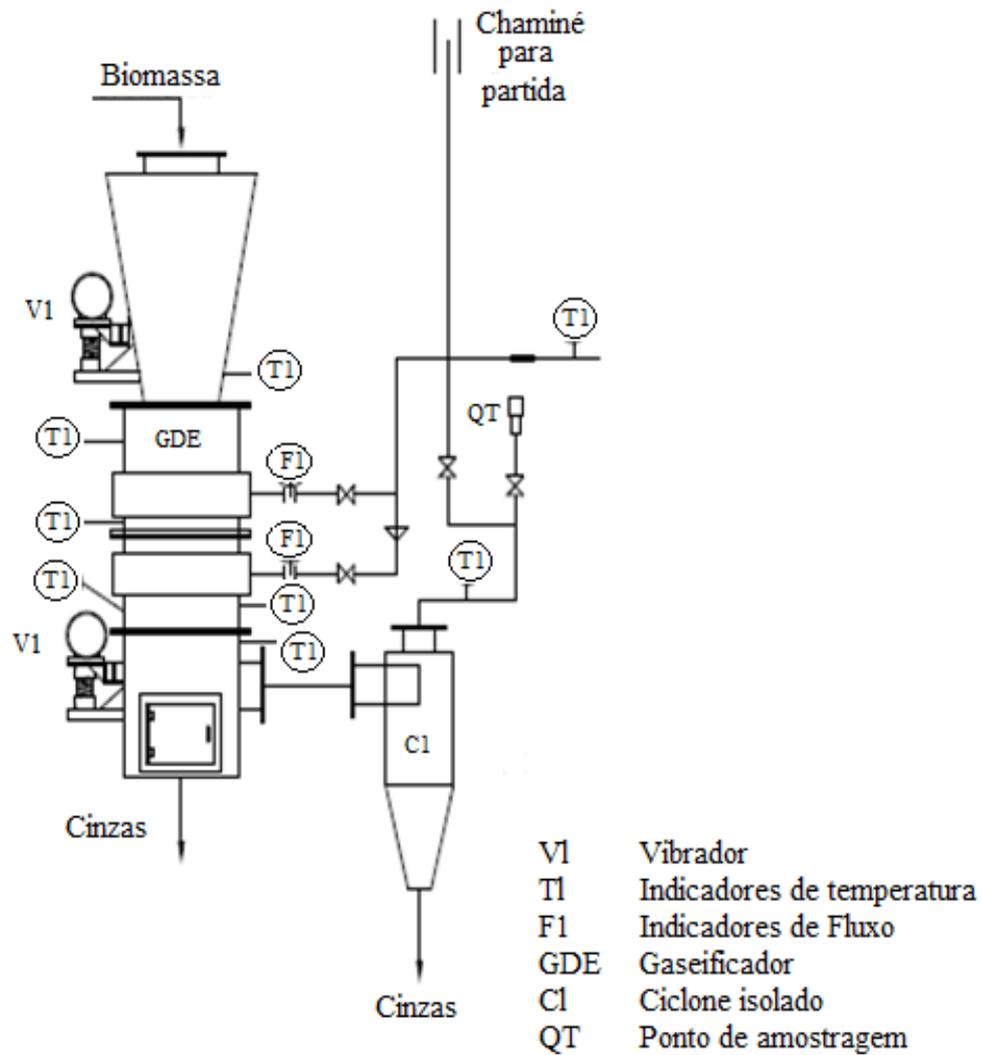


Figura 3.2. Esquema geral do gaseificador de leito móvel tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar

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. Na figura 3.3 é mostrada uma fotografia do equipamento.

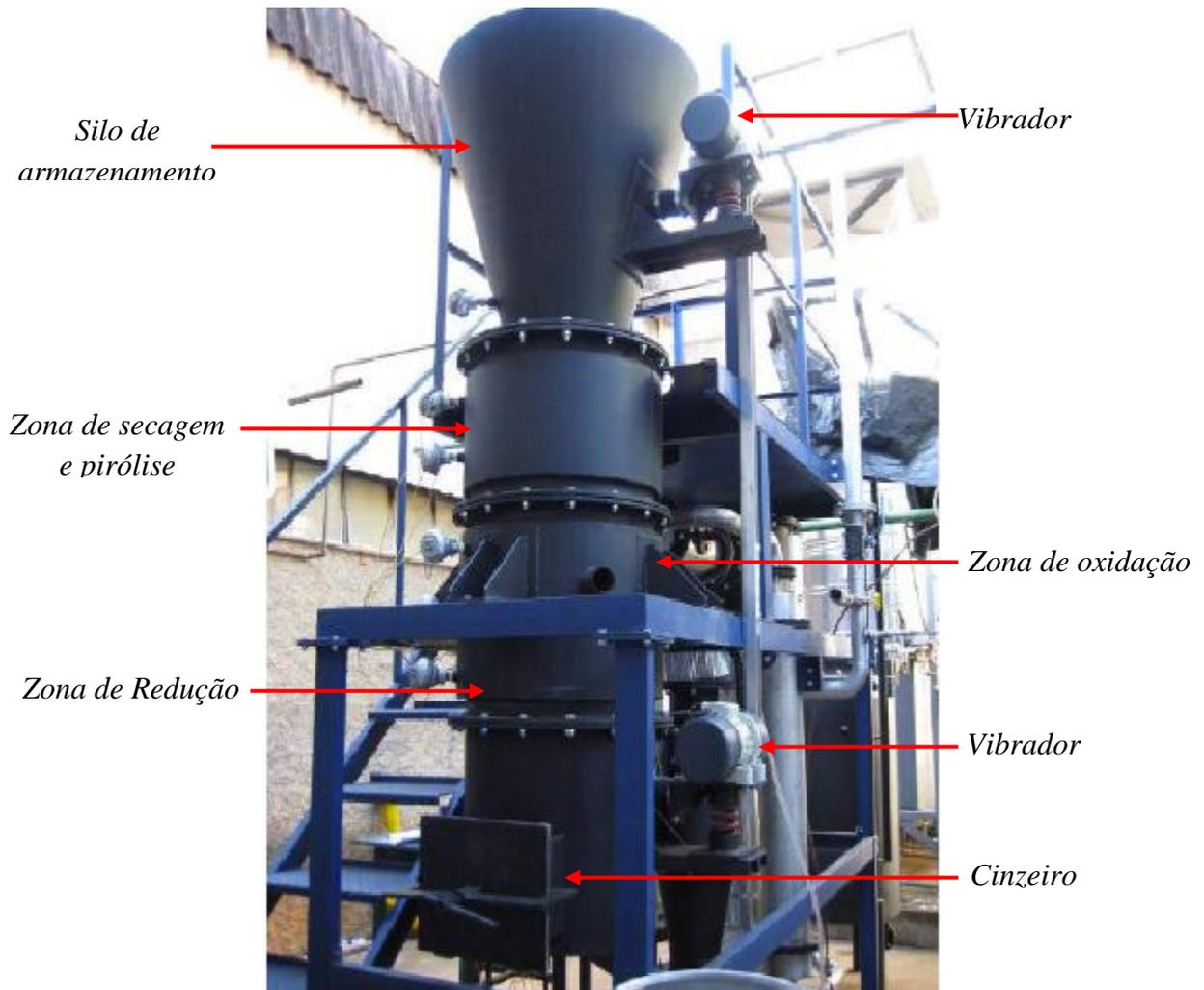


Figura 3.3. Gaseificador de leito fixo tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento ar (Martinez, 2009).

3.4. EQUIPAMENTOS DE MEDIÇÃO

3.4.1. Medição de vazão de ar

Para a medição de vazão de ar fornecido ao processo de gaseificação são usadas duas placas de orifício. A placa do segundo estágio tem um orifício de diâmetro de 12,01 mm e o primeiro estágio de 15,16 mm, as duas colocadas numa tubulação de 1", como é mostrado na figura 3.4.

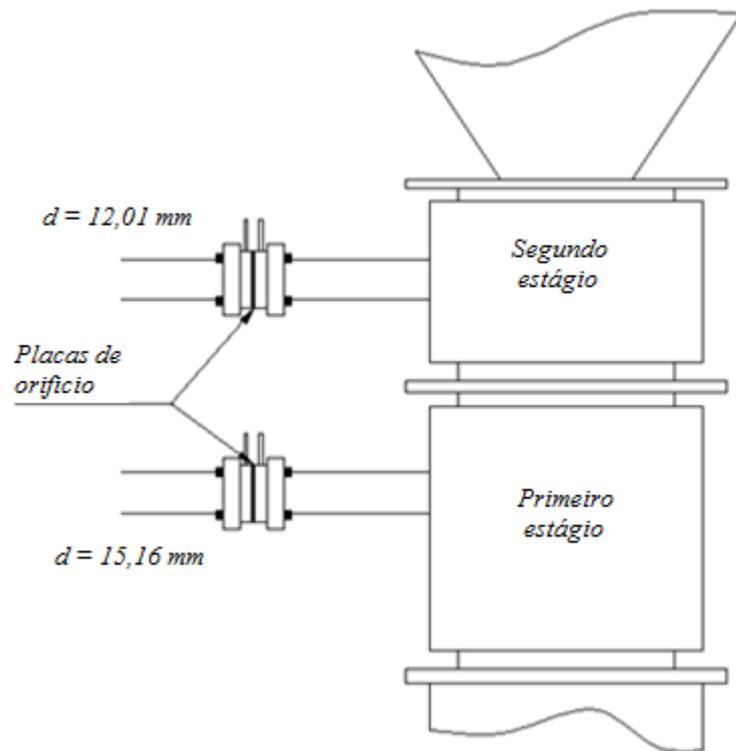


Figura 3.4. Esquema das placas de orifício do gaseificador (Martinez, 2009).

As tomadas de pressão estão localizadas nos flanges a meia polegada da placa propriamente dita. Para estimar a vazão de ar fornecida ao gaseificador foi utilizado o programa em Fortran desenvolvido e utilizado por Martinez (2009), no 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, são calculadas as pressões diferenciais nas placas de orifício.

3.4.2. Medição de temperatura

Para medir a temperatura ao longo do reator são utilizados termopares tipo K também conhecidos como termopares Chromel-Alumel. Este tipo de termopar opera uma faixa de medição de 0 – 1200°C e com limite de erro de acordo com a norma ANSI (American National Standards Institute) de $\pm 1,1$ °C ou $\pm 0,4\%$.

3.4.3. Análise da composição do gás pobre

A concentração dos componentes da mistura de gás é obtida a partir de analisadores contínuos da marca ROUSEMONT. A medição volumétrica do hidrogênio é realizada com um analisador HYDROS 100. A medição volumétrica do monóxido de carbono e metano é realizada com um analisador BINOS 100. Estes dois equipamentos apresentam uma faixa de medição de 0 até 100%, com uma resolução $\leq 1\%$ e uma linearidade $\leq 1\%$. O sistema considera previamente uma etapa de tratamento da amostra gasosa. Este tratamento proposto e desenvolvido por Andrade (2007) é composto por um condensador, um lavador e um filtro que tem como finalidade retirar o alcatrão e o particulado presente na amostra para proteger os analisadores contínuos.

Os analisadores contínuos Rousemont devem ser zerados e calibrados sempre antes de iniciar as análises, para o qual são usados nitrogênio e gases padrão. Para a medição volumétrica do dióxido de carbono é usado um analisador da marca MADUR de referência MaMoS-400 cuja calibração é feita a cada dois anos. Este equipamento tem uma faixa de medição entre 0 e 25% com uma precisão de $\pm 3\%$ e uma resolução de 0,01%. A figura 3.5, apresenta uma fotografia do sistema.



Figura 3.5. Sistema de análises de gases

3.4.4. Sistema de aquisição de dados

Os sinais de temperatura do gaseificador e dos analisadores de gases são transmitidos ao computador através do sistema de aquisição de dados da marca ContempView. Este sistema é composto de módulos de oito canais, completamente configurável por software. As informações são armazenadas cada dois segundos e podem ser vistas em tempo real durante o desenvolvimento do experimento, o que permite controlar e monitorar o comportamento do sistema.

3.5. ANÁLISE DE ALCATRÃO E PARTÍCULAS

O princípio de medição é baseado na amostragem isocinética de uma amostra de gás que contém alcatrão e partículas, a fim de garantir que a velocidade do fluxo de gás seja igual à velocidade de sucção na sonda para permitir uma coleta uniforme de amostra. O método de análise é dividido em duas etapas: amostragem e quantificação pelo método gravimétrico.

3.5.1. Amostragem

Um esquema do sistema usado para coletar amostras de gás para a determinação dos teores de alcatrão e partículas é mostrado na figura 3.6, o qual é baseado no método cinco da EPA para medição de partículas procedentes de fontes fixas. Basicamente, o conjunto de amostragem pode ser dividido em quatro módulos principais: pré-condicionamento de gás, coleta de partículas, coleta de alcatrão e de medição de volume (Neeft et al., 1999).

O módulo 1 inclui o sistema de pré-condicionamento de gás, que consiste numa sonda isocinética colocada na tubulação na saída do ciclone e que tem uma resistência elétrica para aquecer o gás a temperatura de 250 °C e evitar a condensação de alcatrão no interior da sonda.

Módulo 2 está composto pelo sistema de coleta de partículas, uma vez que o fluxo de gás é conduzido pela sonda de amostragem, chega à um porta-filtro que contém um filtro onde é retido o material particulado presente no gás, o filtro usado é de microfibras de vidro com uma eficiência em retenção de partículas de 99,95%. O porta-filtro é aquecido a 250°C usando uma resistência elétrica para evitar a condensação de alcatrões no interior do mesmo.

No porta-filtro é colocado um termopar com a finalidade de visualizar a temperatura e desta forma manter as condições de operação

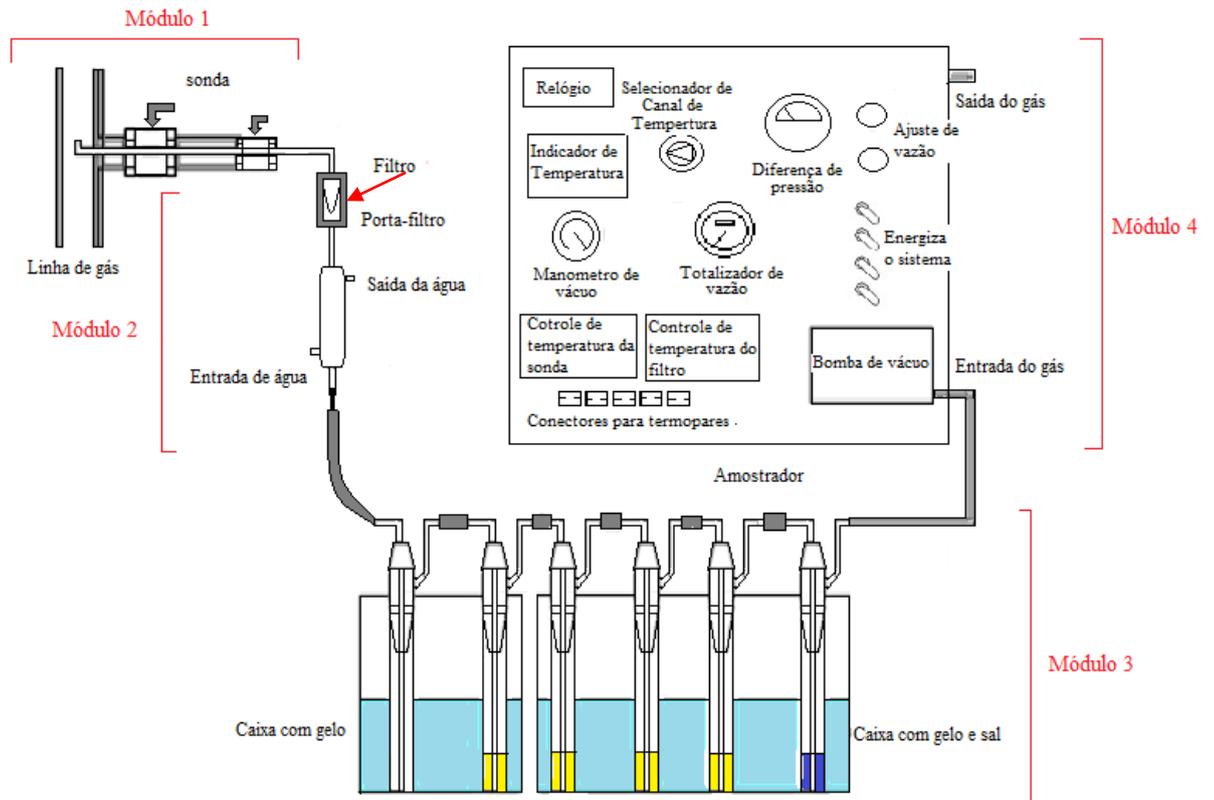


Figura 3.6. Sistema de amostragem (Andrade, 2007).

Módulo 3 é a coleta de alcatrão, depois da passagem do fluxo pelo porta-filtro, chega ao condensador do tipo tubo e carcaça, que é utilizado para condensar o alcatrão pesado e a umidade presente no gás. Seguidamente ao condensador, o fluxo de gás é conduzido até um sistema de amostragem composto por seis (6) frascos de captação denominados “impingers” conectados em série por tubos de silicone. O primeiro impinger está vazio e serve de coletor de umidade, os três seguintes contêm isopropanol para absorver o alcatrão e o último, sílica gel para reter algum outro orgânico ou umidade que passe pelos primeiros frascos. Os impingers são colocados num recipiente com gelo e sal para manter a temperatura abaixo de 0°C.

Módulo 4, medição de volume, ajuda a controlar a taxa de fluxo enquanto mede o volume da amostra. Este módulo é constituído de um amostrador que contém a bomba de vácuo para fazer a amostragem do gás, um totalizador de vazão para determinar a quantidade total de gás amostrado e indicadores de temperatura que mostram a temperatura das resistências e do fluxo de gás.

3.5.2. Tratamento e quantificação da amostra

Uma vez realizada a coleta do alcatrão e das partículas, deverá ser realizada a extração do alcatrão contido no filtro e a remoção do solvente. O filtro ainda quente é transferido para um sistema de extração soxhlet (figura 3.7), mantido em posição vertical para evitar as perdas de partículas. Uma quantidade de solvente é colocada num balão de fundo chato, que é aquecido através de uma manta aquecedora. Os vapores da solução de solvente são condensados e caem gota por gota sobre o filtro, extraíndo o alcatrão. Quando o nível do solvente atinge o topo do sifão, o solvente com o alcatrão retorna para o balão. Esse processo é repetido até completar a extração do alcatrão. O líquido contido nos impingers é depositado num balão, o qual é colocado num evaporador rotativo como é mostrado na figura 3.7, onde é separado o solvente do alcatrão.

Para determinar a massa de alcatrão e partículas é utilizada uma balança analítica da marca Sartorius, modelo BL 210S com uma capacidade máxima de pesagem de 210 g, uma resolução de 0,1 mg.



Figura 3.7. Sistema de extração soxhlet e Rota-vapor

a. Determinação da concentração de partículas:

A concentração de partículas é determinada pela relação entre a diferença de peso do filtro antes de amostragem e depois da extração e secagem, e o volume de gás amostrado de acordo com a equação 3.2 (Neeft, et al., 1999).

$$C_p = \frac{M_p}{V_g} \quad (3.2)$$

Onde:

C_p = Concentração de partículas no gás (mg/Nm³)

M_p = Massa das partículas em (mg)

V_g = Volume do gás (Nm³)

b. Determinação da concentração de alcatrão:

O líquido procedente da extração do filtro é misturado com o líquido dos impingers, e esta mistura é evaporada para determinar a massa do alcatrão. A concentração de alcatrão é determinada pela relação entre a diferença de massa entre o balão vazio e o balão que contém alcatrão após da evaporação rotativa e o volume de gás amostrado, de acordo com a equação 3.3 (Neeft, et al., 1999).

$$C_A = \frac{M_A}{V_g} \quad (3.3)$$

Onde:

C_A = Concentração de alcatrão no gás (mg/Nm³)

M_A = Massa do alcatrão em (mg)

V_g = Volume do gás (Nm³)

3.6. DETERMINAÇÃO DO PODER CALORÍFICO INFERIOR DO GÁS

O poder calorífico inferior (PCI) do gás é calculado a partir da quantidade de fração volumétrica CO, H₂ e CH₄ no gás. O PCI é estimado com a equação (3.4) (Martínez et al., 2011).

$$PCI = y_{CO} * PCI_{CO} + y_{H_2} * PCI_{H_2} + y_{CH_4} * PCI_{CH_4} \quad (3.4)$$

Onde:

PCI_{CO} = Poder calorífico inferior do CO (MJ/Nm³)

y_{CO} = Fração volumétrica de CO no gás (%v)

PCI_{H_2} = Poder calorífico inferior do H₂ (MJ/Nm³)

y_{H_2} = Fração volumétrica de H₂ no gás (%v)

PCI_{CH_4} = Poder calorífico inferior do CH₄ (MJ/Nm³)

y_{CH_4} = Fração volumétrica de CH₄ no gás (%v)

De acordo com o relatório do National Renewable Energy Laboratory (NREL) (Waldheim e Nilsson, 2001), o poder calorífico inferior do CO, H₂ e CH₄ é 12,622 MJ/Nm³, 10,788 MJ/Nm³ e 35,814 MJ/Nm³ respectivamente. Então a equação 3.4 fica como:

$$PCI = 12,622 * y_{CO} + 10,788 * y_{H_2} + 35,814 * y_{CH_4} \text{ (MJ/Nm}^3\text{)} \quad (3.5)$$

3.7. ANÁLISE DE INCERTEZA

A determinação da qualidade do gás pobre validada através de medidas experimentais tem associado muitos parâmetros que influem na incerteza do resultado final. As principais fontes de incerteza na determinação da qualidade do gás pobre são:

- Medidas de temperatura (termopar tipo K)
- Determinação da concentração de alcatrão e partículas (vazão, temperatura, pressão)
- Composição do gás pobre (H₂, CO, CH₄ e CO₂)
- Poder calorífico do gás (H₂, CO, CH₄)
- Medição de vazão de ar (T, P, ε, ρ)

Para determinar a incerteza na medição são realizados os seguintes passos:

Passo 1. Descrição do mensurado que tem o modelo matemático para o cálculo do resultado do teste.

Passo 2. Identificar as fontes de incerteza.

Passo 3. Quantificar os componentes de incerteza, identificando o tipo de incerteza e distribuição que a caracteriza.

Passo 4. Cálculo da incerteza combinada.

Cálculo da incerteza

Para o cálculo da incerteza na medição foi considerada a norma ABN e INMETRO, (2003), na qual todo resultado de uma medição tem que ser expresso como:

$$Y = \bar{Y} \pm U \quad (3.6)$$

Onde:

Y = é a magnitude de saída, cuja incerteza deve ser estimada. Para estabelecer a relação entre as variáveis de entrada e a variável medida é necessário conhecer o método de estudo, determinando que parâmetros das variáveis de entrada sejam necessários para obter o resultado da medição. Ou seja, que pode ser expressa em forma matemática a relação entre o resultado da medição da magnitude Y e as magnitudes de entrada x_i de acordo com a relação funcional mostrada na equação 3.7.

$$Y = f(x_1, x_2, x_3, \dots, x_i) \quad (3.7)$$

\bar{Y} = Média estatística da magnitude de saída Y .

U_p = Incerteza expandida na estimativa da variável Y , geralmente, corresponde ao valor registrado no certificado de calibração. A incerteza expandida do resultado do teste é calculada utilizando a seguinte equação (ABN e INMETRO, 2003):

$$U_p = u_c(y) * k_p \quad (3.8)$$

Onde:

u_c = incerteza combinada do mensurado Y (grandeza medida). O valor de u_c é obtido a partir da lei de propagação de incerteza que pode ser expressa mediante a seguinte equação (ABN e INMETRO, 2003):

$$u_c = \sqrt{\left(\frac{\partial y}{\partial x_1} * u_{x1}\right)^2 + \left(\frac{\partial y}{\partial x_2} * u_{x2}\right)^2 + \dots + \left(\frac{\partial y}{\partial x_N} * u_{xN}\right)^2} \quad (3.9)$$

Os valores de u_{x_i} ($i=1,2,\dots,n$) representam as incertezas individuais na medição de cada variável medida diretamente e a derivada parcial de y em relação x_i é chamada o coeficiente de sensibilidade (C_i). Quando as derivadas parciais envolvidas no cálculo de u_y , são definidos

em termos de algumas variáveis x_i , é considerado, nestes casos, para fins de cálculo os valores da média de x_i das n medições realizadas.

Para modelos envolvendo apenas soma ou subtração, por exemplo: $y=(x_1+x_2+x_3+...)$, a incerteza padrão combinada $u_c(y)$ é dada por:

$$u_c = \sqrt{u_{x1} + u_{x2} + u_{x3} + \dots + u_{xk}} \quad (3.10)$$

k_p = fator de abrangência, pode variar entre dois e três dependendo do nível de confiança.

O fator de abrangência é calculado a partir do grau de liberdade. Considerando um nível de confiança de aproximadamente igual ao 95,45% o fator de abrangência vai estar como máximo ± 2 desvios padrão longe do valor médio. Se o nível de confiança é de 99,73% o fator de abrangência vai estar ± 3 desvios padrão longe do valor médio (ABN e INMETRO, 2003).

Quando uma componente de incerteza do Tipo A, é avaliada por um número reduzido de observações repetidas ($N < 30$) torna-se mais adequado atribuir uma distribuição de probabilidade t-Student para Y do que a Normal. Na distribuição t-Student, o valor de k será dependente, além da probabilidade de abrangência, do grau de liberdade efetivo. Dessa forma, o valor de k nem sempre será igual a dois.

Os graus efetivos de liberdade são obtidos da chamada fórmula de Welch-Satterthwaite como é mostrado (ABN e INMETRO, 2003):

$$v_{eff} = \frac{u_c^4(y)}{\sum_{i=1}^N \frac{u_i^4(y)}{v_i}} \quad (3.11)$$

Com o número de graus efetivos de liberdade pode ser obtido o valor de abrangência k_p , para diferentes níveis de confiança: 68,27%, 95,45% e 99,73%. No anexo B é mostrado a tabela do coeficiente de t Student para os diferentes graus de liberdade.

A incerteza do resultado de uma medição pode ser expressa como um desvio padrão, assim é chamado incerteza padrão. Essa incerteza é avaliada de acordo com os métodos de avaliação chamados “Tipo A” e “Tipo B”. A avaliação do Tipo A da incerteza é o método que emprega uma análise estatística de uma série de observações repetidas, enquanto a avaliação do Tipo B é o método que emprega outros meios que não a análise estatística de uma série de observações repetidas.

- Incerteza tipo "A"

A incerteza do tipo "A" é a incerteza calculada com base numa distribuição de probabilidade, para cada variável que tenha sido medida diretamente usando a seguinte equação (ABN e INMETRO, 2003):

$$u_A = \frac{\sigma_{n-1}}{\sqrt{n}} \quad (3.12)$$

Onde n é o número de repetições num teste e σ_{n-1} é o desvio padrão das repetições ou medições. Definindo o desvio padrão como (ABN e INMETRO, 2003):

$$\sigma_{n-1} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{X})^2}{n-1}} \quad (3.13)$$

Onde:

x_i = valores registrados de cada variável medida diretamente

\bar{X} = Média dos resultados

- Incerteza Tipo "B"

A incerteza do tipo "B" é baseada em outros conhecimentos, tais como: dados de medições anteriores, especificações de fabricantes, experiência na utilização e verificação do comportamento do instrumento com o tempo, dados fornecidos em certificados de calibração e faixa de condições ambientais, entre outros.

3.8. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Antes de começar o teste de gaseificação, é preciso verificar:

- Disponibilidade de biomassa no tamanho e umidade adequada para sua transformação termoquímica.
- Disponibilidade da água de resfriamento para o condensador do subsistema de pré-tratamento da amostra gasosa.
- Disponibilidade de gás natural para a queima do gás gerado na etapa de arranque ou de regime transiente do gaseificador, a fim de mitigar o impacto ambiental.
- Verificar a disposição dos reagentes, materiais e o correto funcionamento do sistema de amostragem.

- Acondicionar o filtro de microfibras de vidro para a coleta de partículas, colocando numa estufa a 150 °C, com 24 h de antecedência ao teste.

A quantidade de biomassa que vai ser fornecida ao reator é calculada em função do tempo de duração do teste e do consumo do reator. Uma vez feito este procedimento, é importante verificar se a tampa do silo está bem fechada, para evitar possíveis vazamentos do gás durante os testes. A partida do gaseificador é feita através da zona de oxidação usando uma injeção de ar equivalente a 250 mmH₂O. Uma vez que se atingem aproximadamente 600 °C na zona de combustão do reator são ajustadas as condições correspondentes ao regime de gaseificação.

As temperaturas no interior do reator são monitoradas através do sistema de aquisição de dados de forma contínua. Uma vez que as temperaturas ao longo do reator estabilizam-se, poderá considerar que se atinge o regime permanente, possibilitando as amostragens do gás (H₂, CO, CO₂ e CH₄).

As pressões diferenciais das placas de orifício são monitoradas continuamente durante o teste para assegurar que a vazão de ar fornecido não sofra variações e seja sempre constante.

A coleta de alcatrão e partículas é realizada uma vez que o gaseificador atinge o regime permanente, durante o período de uma hora. Neste tempo os dados de composição, volume do gás e temperatura no sistema de amostragem são amostrados em intervalos de cinco minutos.

Capítulo 4.

RESULTADOS EXPERIMENTAIS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados e análise dos experimentos realizados, para determinar a qualidade do gás pobre em relação sua composição, teor de alcatrão e partículas, assim como a influência que tem as condições de trabalho da gaseificação na qualidade do gás pobre.

4.1. PERFIL DE TEMPERATURA NO GASEIFICADOR

As figuras 4.1, 4.2 e 4.3 apresentam o comportamento do gaseificador com base no registro das temperaturas, desde o início do processo, até atingir uma condição de regime permanente para $R_a=0\%$, 40% e 80% e fluxo de ar total de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Para verificar o comportamento das diferentes temperaturas ao longo do gaseificador são instalados termopares em cada uma das zonas do processo (secagem, pirólise, combustão e gaseificação) e desta forma é possível observar o comportamento de cada uma delas.

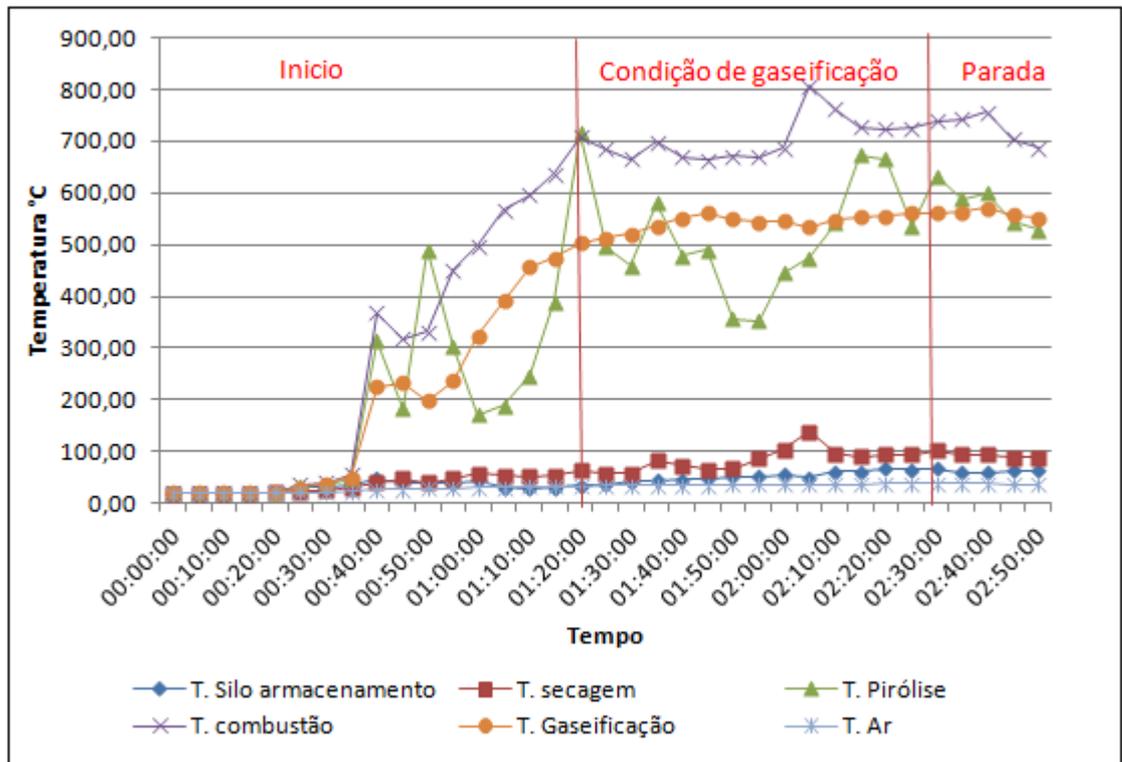


Figura 4.1. Perfil de temperatura para Ra=0%

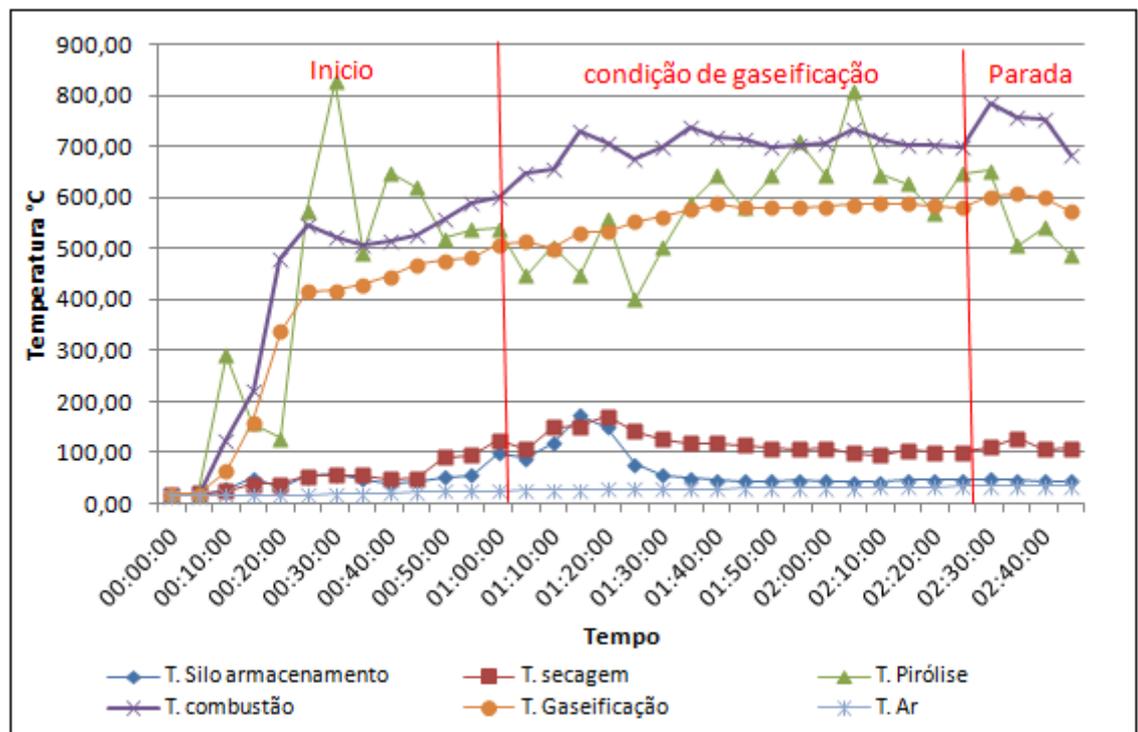


Figura 4.2. Perfil de temperatura para Ra=40%

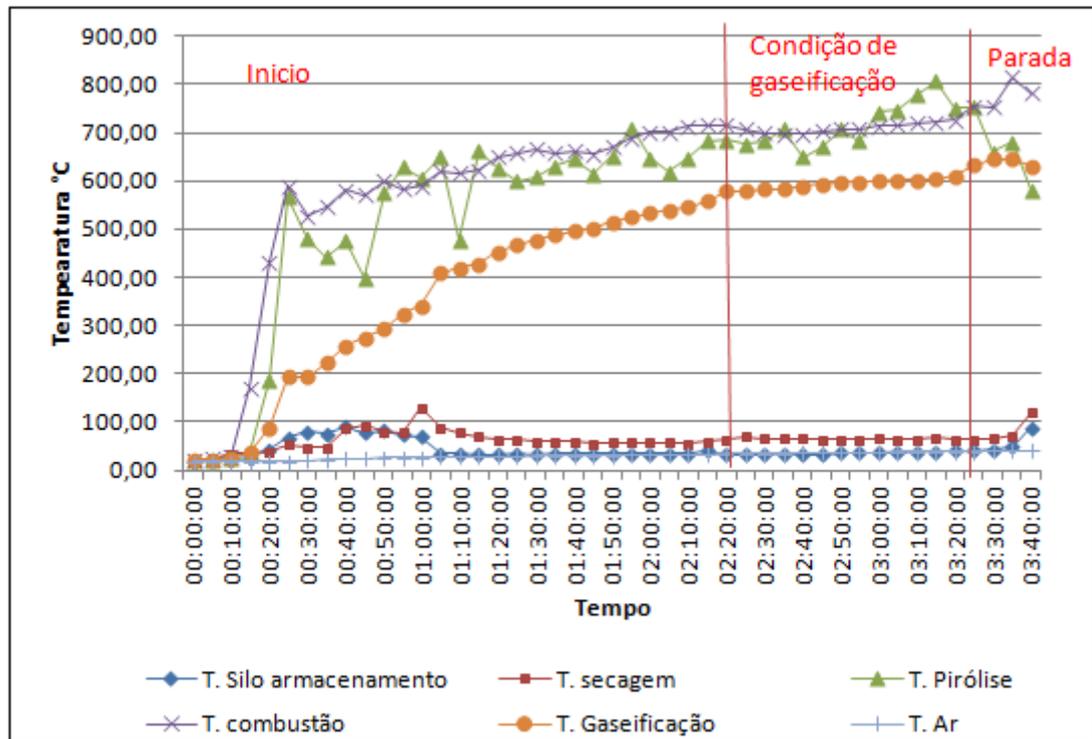


Figura 4.3. Perfil de temperatura para $Ra=80\%$

Para $Ra=0\%$ a temperatura de secagem atingiu os 100 °C depois de duas horas do início do experimento, para $Ra=40\%$ a temperatura foi mantida acima dos 100 °C durante toda a condição de gaseificação, enquanto para $Ra=80\%$, a temperatura não atingiu os 100°C. A temperatura da zona de combustão (região onde é injetado o ar do primeiro estágio) aumenta mais rapidamente até atingir a sua condição de regime permanente, em torno de 600 a 700 °C aproximadamente. Como se observa nas figuras, a temperatura de combustão para os diferentes Ra tem o mesmo comportamento, atingindo os 700 °C aproximadamente.

A temperatura na zona de pirólise não é estável, apresenta variações ao longo de todo o processo. Para $Ra=0\%$ a temperatura de pirólise apresenta variações em até 500°C, em comparação com Ra 40% e 80%, esse fenômeno pode ser explicado pela queima, em determinados momentos, de materiais liberados durante a volatilização criando regiões de elevada temperatura e também por uma maior movimentação do material. Para Ra 40% a temperatura de pirólise está próxima à temperatura de combustão, enquanto para Ra 80% a temperatura de pirólise e combustão estão na mesma faixa de variação; esse fenômeno pode ser explicado pelo fornecimento de ar diretamente na zona de pirólise, que favorece o aumento na temperatura e por sua vez favorece o craqueamento do alcatrão na etapa de combustão ao liberar mais calor. A temperatura na zona de redução ou gaseificação apresenta um comportamento estável, para os diferentes Ra 0%, 40% e 80%.

4.2. COMPOSIÇÃO E PODER CALORÍFICO DO GÁS

As concentrações do gás pobre (CO , CO_2 , CH_4 , H_2) foram avaliadas com um fluxo de gás constante à saída do ciclone, para três valores diferentes de R_a , (0%, 40% e 80%). Na tabela 4.1, são apresentados os valores médios de concentração de monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4) e hidrogênio (H_2), e PCI_g para as diferentes condições de vazão de ar alimentadas ao gaseificador.

Tabela 4.1. Concentração de CO , CH_4 , H_2 e PCI_g para $R_a = 0\%$, 40% e 80%.

N. teste	R_a (%)	Ar1 (Nm^3/h)	Ar2 (Nm^3/h)	Ar total (Nm^3/h)	H_2 (%v)	CO (%v)	CH_4 (%v)	CO_2 (%v)	PCI_g (MJ/Nm^3)
1	0	18	0	18	14,62	15,15	1,71	15,36	4,11
2		20	0	20	17,71	18,59	1,72	13,32	4,87
3		22	0	22	15,41	16,67	1,87	13,53	4,90
4	40	12,86	5,14	18	14,88	18,3	2,05	15,39	4,65
5		14,29	5,71	20	16,61	20,73	1,85	13,52	5,08
6		15,72	6,28	22	16,91	20,9	1,82	12,08	5,12
7	80	10	8	18	15,38	17,6	1,38	15,13	4,38
8		11,12	8,88	20	17,14	19,2	1,3	14,22	4,74
9		12,23	9,77	22	16,15	19,08	1,35	13,47	4,64

A figura 4.4 mostra os perfis de concentração de CO , CO_2 , CH_4 , H_2 , e PCI_g , em função da vazão total de ar alimentado. Como se observa as concentrações de H_2 e CO tem um comportamento semelhante, apresentando um valor médio para o hidrogênio de 17,71 %v e para monóxido de 22,12 %v para uma vazão total de ar de 20 Nm^3/h , enquanto a concentração do CO_2 diminui quando aumenta o H_2 e o CO a um valor médio de 13,31 %v, o metano mostra um comportamento quase constante, apresentando uma concentração máxima de 1,87%v para uma vazão de ar de 22 Nm^3/h . O maior poder calorífico do gás foi obtido para uma vazão total ar de 20 Nm^3/h e razão equivalente (RE) de 0,4.

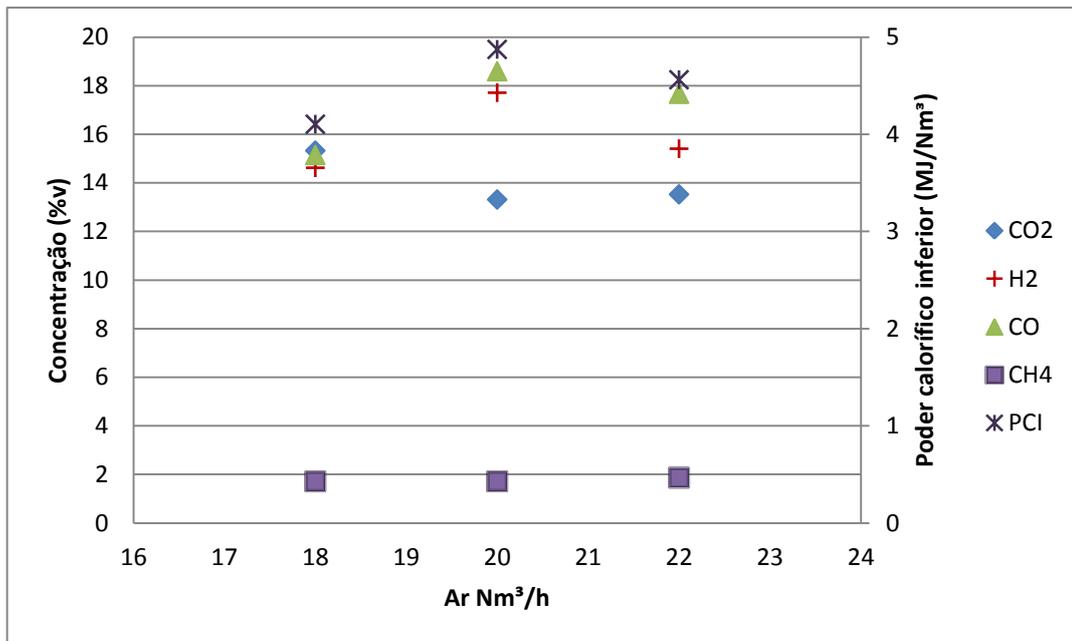


Figura 4.4. Variação das concentrações de CO, CO₂, CH₄ e H₂ e PCI_g em função da vazão total de ar para uma $Ra = 0\%$.

Os dados de concentração e poder calorífico inferior do gás concordam com os resultados obtidos por Martinez (2009), operando o gaseificador às mesmas condições de trabalho. Estudos experimentais disponíveis na literatura mostram resultados similares a os obtidos neste trabalho. Por exemplo, Jaojaruek et al. (2011) realizaram testes num gaseificador duplo estágio tipo co-corrente operado com um estágio só e usando eucalipto como combustível, obtiveram concentrações 14,3 %v de CO; 2,9 %v de CH₄ e 11,1 %v de H₂ e um poder calorífico do gás de 4,57 MJ/Nm³, para uma razão equivalente (RE) de 0,4. Zainal et al. (2002), em experimentos com madeira num reator co-corrente, obtiveram um gás com poder calorífico de 5,62 MJ/Nm³, com concentrações de 14,05% H₂, 24,04% CO, 14,66% CO₂, 2,2% CH₄, para uma razão equivalente (RE) de 0,38.

As concentrações de CO, CO₂, CH₄ e H₂, assim como o PCI_g para $Ra = 40\%$, em função da vazão total de ar, são mostradas na figura 4.5. O maior valor de PCI_g de 5,12 MJ/Nm³ foi obtido para um fluxo total de ar de 22Nm³/h, com concentrações de 16,91%v H₂, 20,9%v CO, 1,82% v CH₄ e 12,08%v CO₂.

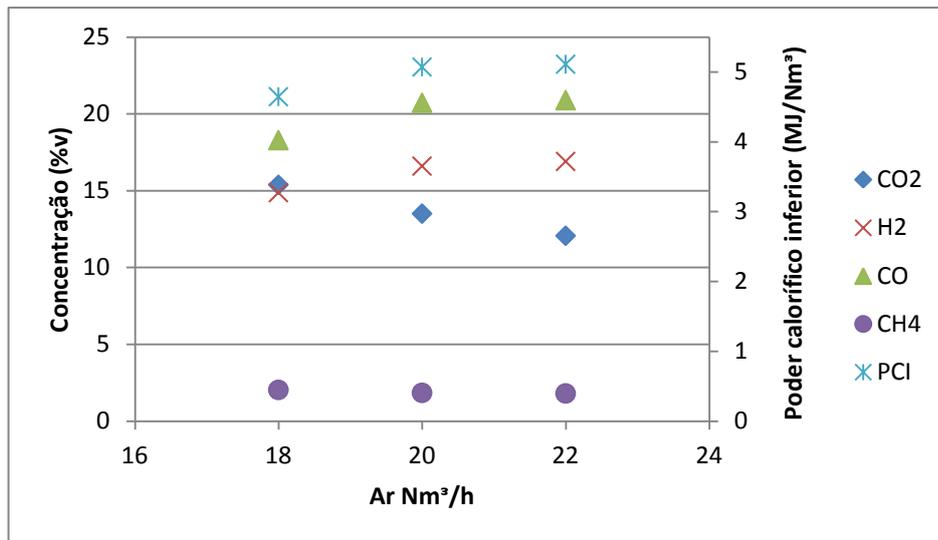


Figura 4.5. Variação das concentrações de CO, CO₂, CH₄ e H₂ e PCIg em função da vazão total de ar para uma $Ra = 40\%$.

As concentrações de CO, CH₄, H₂, e PCIg, função das vazões totais de ar alimentadas ao gaseificador para um $Ra = 80\%$, são mostradas na Figura 4.6.

Para uma vazão de ar de 20 Nm³/h é obtido o maior poder calorífico do gás (4,74 MJ/Nm³), isso é devido à alta concentração de H₂ (17,14%v). A maior concentração de CO (19,56 %v) no gás produzido é atingida para uma vazão de ar de 22 Nm³/h, coincidindo precisamente com a menor concentração de CH₄ (1,28 %v), em quanto à maior concentração de CO₂ (15,13%v) foi obtida para o fluxo de ar de 18 Nm³/h, isso é pela baixa concentração do CO (17,6 %v).

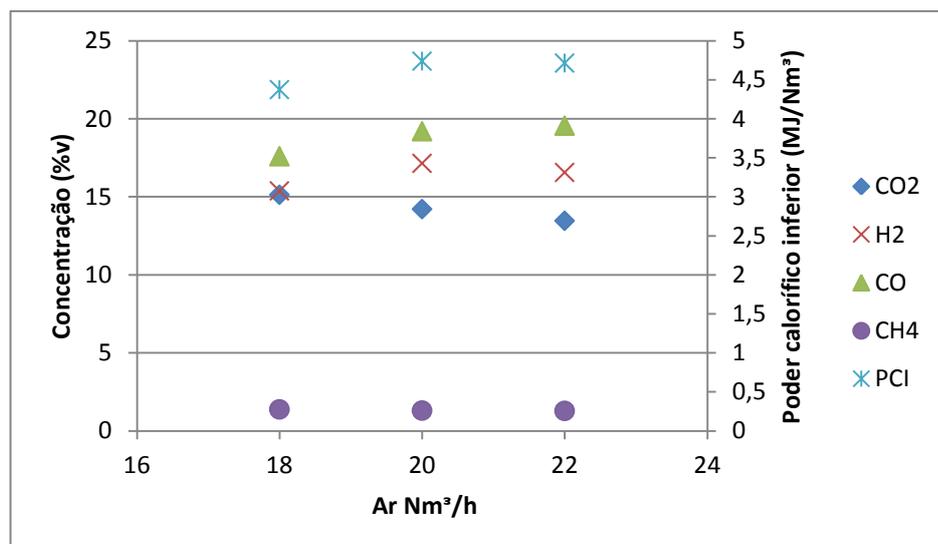


Figura 4.6. Variação das concentrações de CO, CO₂, CH₄ e H₂ e PCIg em função da vazão total de ar para uma $Ra = 80\%$

Como são observadas na figura 4.6 as concentrações de CO e H₂ aumentam ligeiramente com aumento na vazão total de ar enquanto o CO₂ diminui. Os resultados obtidos concordam com os obtido por Martinez (2009) e outros autores como Bhattacharya et al. (1999); Yi e Yonghao (2009).

4.3. TEOR DE ALCATRÃO E PARTÍCULAS NO GÁS

O processo de amostragem do teor de alcatrão e partículas foi iniciado uma vez que o gaseificador atinge o regime permanente é dizer, quando a temperatura no interior do gaseificador estabiliza-se, neste ponto é evidenciada a produção de gases combustíveis. Na tabela 4.2, se mostra os valores de conteúdo de alcatrão e partículas no gás pobre.

Tabela 4.2. Teor de alcatrão e partículas no gás para $Ra = 0\%$, 40% e 80% .

N. teste	Ra (%)	Ar total (Nm ³ /h)	Alcatrão (mg/Nm ³)	Partículas (mg/Nm ³)	Temp. de secagem (°C)	Temp. de Pirólise (°C)	Temp. de Oxidação (°C)	Temp. de Redução (°C)
1	0	18	1269,64	216,44	91,58	527,25	715,81	553,97
2		20	418,95	146,03	88,30	683,40	663,71	540,95
3		22	144,71	141,63	83,51	592,64	706,39	586,12
4	40	18	76,091	142,39	114,42	608,06	743,99	577,16
5		20	104,99	107,16	112,89	633,64	727,03	587,26
6		22	78,57	164,99	138,71	689,39	793,56	696,74
7	80	18	158,49	97,19	43,16	644,16	772,71	552,32
8		20	54,25	102,4	63,01	686,69	757,95	579,83
9		22	90,24	264,2	156,42	768,92	777,96	668,77

A seguir nas Figuras 4.7 e 4.8 é apresentada a relação do conteúdo de partículas, alcatrão e temperatura com a vazão total de ar fornecida no gaseificador respectivamente para uma relação Ra de 0%.

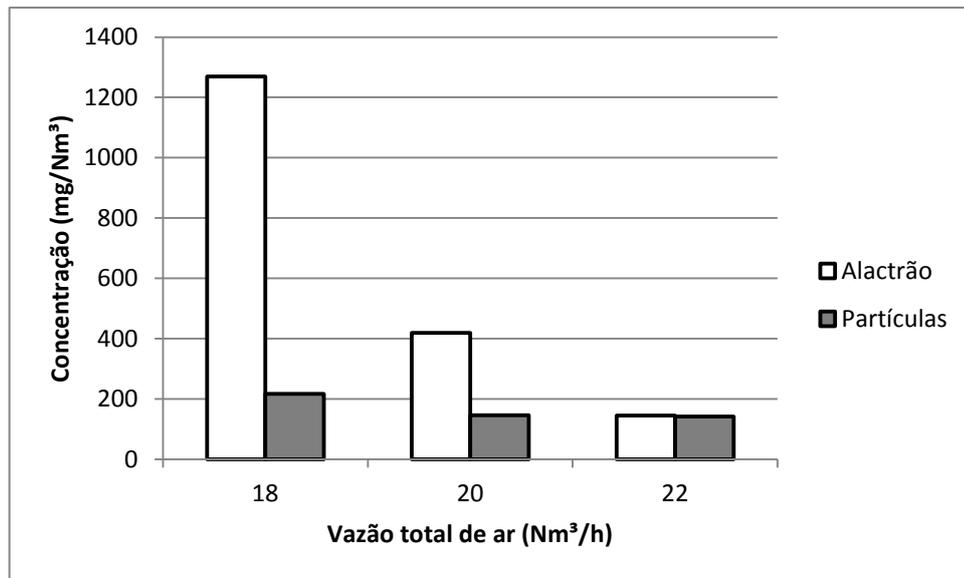


Figura 4.7. Teor de alcatrão e partículas em função da vazão de ar para $Ra = 0\%$

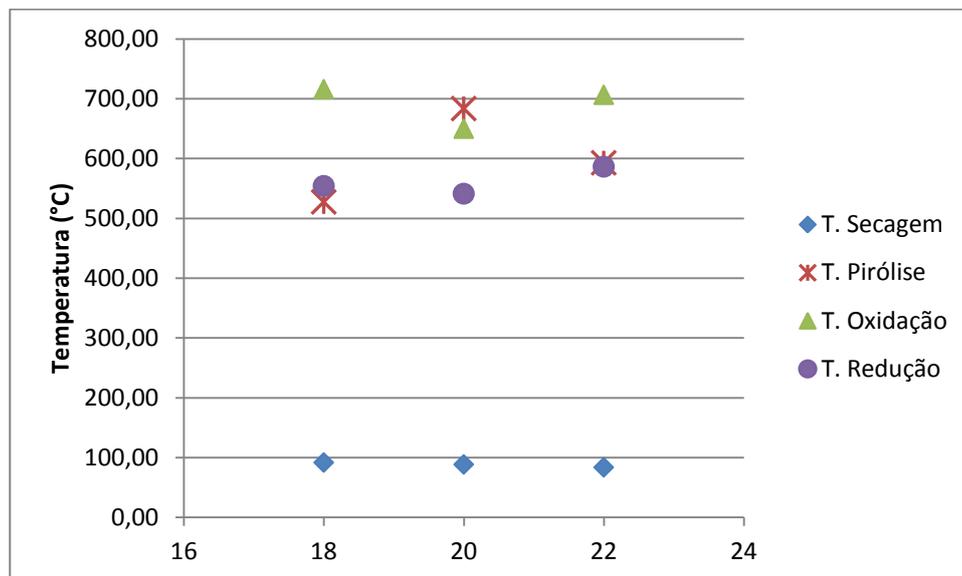


Figura 4.8. Perfis de temperaturas no gaseificador em função da vazão de ar para $Ra = 0\%$.

O teor de alcatrão e partículas diminui com o aumento da vazão de ar de 18 a 22 Nm^3/h . De acordo com a figura 4.7 o maior conteúdo de alcatrão ($1269,64 \text{ mg}/\text{Nm}^3$) e partículas ($216,44 \text{ mg}/\text{Nm}^3$) foi obtido para uma vazão total de ar de 18 Nm^3/h , o que pode estar relacionado com a baixa temperatura atingida na zona de pirólise como é mostrado na figura 4.8. De acordo com Fagbemi et al. (2001), a quantidade de alcatrão produzido atinge um máximo a temperaturas na zona de pirólise da ordem $500 \text{ }^\circ\text{C}$. Os resultados obtidos em termos de teor de alcatrão concordam com os encontrados por Jaorjuek et al. (2011) operando um gaseificador de duplo estágio como um gaseificador convencional de um só estágio,

encontraram para uma temperatura de combustão e pirólise de 773 e 580 °C respectivamente, o teor de alcatrão é de 1270 mg/Nm³.

Nas figuras 4.9 e 4.10 é apresentada a relação do conteúdo de partículas, alcatrão e temperatura com a vazão total de ar fornecida no gaseificador para uma relação Ra de 40%.

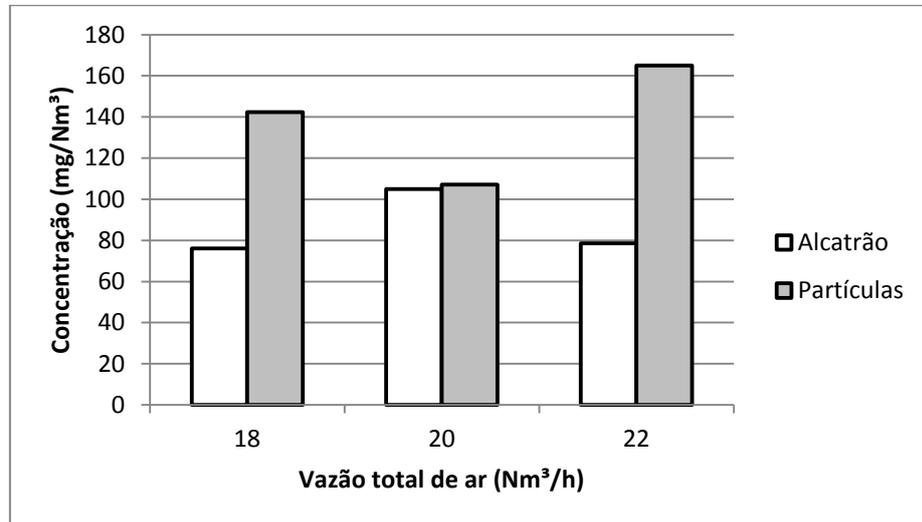


Figura 4.9. Teor de alcatrão e partículas em função da vazão de ar para $Ra = 40\%$.

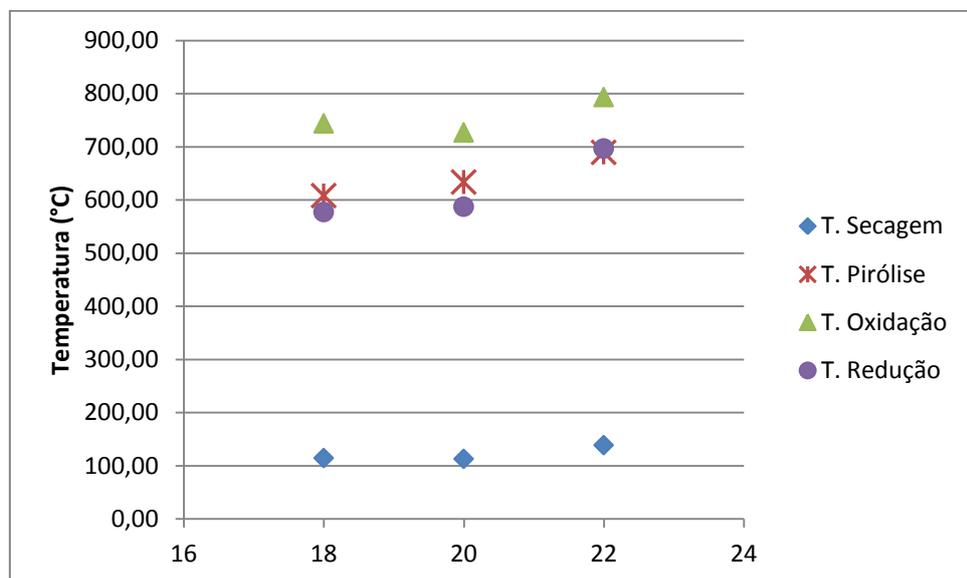


Figura 4.10. Perfil de temperaturas no gaseificador em função da vazão de ar para $Ra = 40\%$.

Como é observada na figura 4.10, a temperatura na zona de pirólise aumenta na medida em que aumenta a vazão total de ar entre os dois estágios. Para temperaturas superiores aos 600 °C na zona de pirólise prevalece a reação secundária (isto é, de craqueamento do alcatrão), produzindo uma maior quantidade de gás, por conseguinte, espera-se que o teor de alcatrão diminua à medida que aumenta a vazão de ar, mas como mostra a figura 4.9, o maior

teor de alcatrão, apresenta-se para uma vazão total de ar entre os dois estágios de 20 Nm³/h, enquanto para as vazões totais de ar de 18 e 22 Nm³/h o teor de alcatrão no gás é praticamente o mesmo; isso é devido a temperatura de oxidação atingida nesses pontos. Temperaturas de oxidação entre 600 e 700 °C aceleram a destruição dos produtos primários da pirólise, conforme é mostrado na figura 4.10 para as vazões de ar de 18 e 22 Nm³/h foram atingidas temperaturas de oxidação de 744 e 794 °C respectivamente, o que favorece o craqueamento do alcatrão. Isto explica porque nesses pontos o teor de alcatrão foi menor em comparação com a vazão de ar de 20 Nm³/h que só atingiu uma temperatura de oxidação de 727 °C.

O conteúdo de alcatrão e partículas para Ra=80%, assim como as temperaturas no gaseificador em função das vazões totais de ar alimentadas ao gaseificador são mostrados nas figuras 4.11 e 4.12, respectivamente.

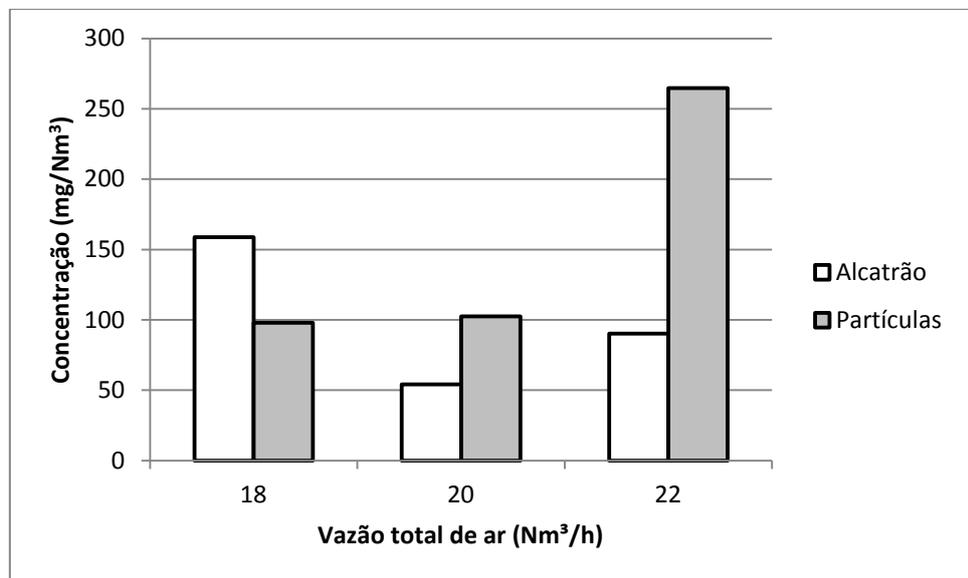


Figura 4.11. Teor de alcatrão e partículas em função da vazão de ar para $Ra = 80\%$.

Para uma vazão total de ar de 20 Nm³/h é obtido o menor conteúdo de alcatrão, coincidindo precisamente com o maior conteúdo de hidrogênio e monóxido de carbono, como foi dito anteriormente. No entanto a concentração de partículas aumenta à medida que a vazão de ar aumenta como é observado na figura 4.11.

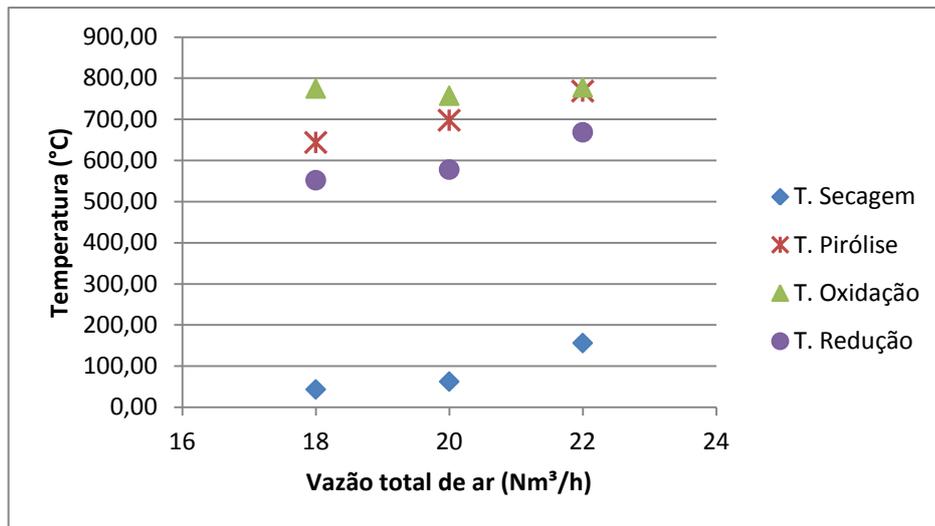


Figura 4.12. Perfil de temperaturas no gaseificador em função da vazão de ar para $R_a = 80\%$.

O perfil de temperatura apresentado na figura 4.12 mostra que a temperatura na zona de pirólise e oxidação atingem quase os mesmos valores, para $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de vazão de ar. A maior temperatura de pirólise de $768,92 \text{ }^\circ\text{C}$ e de oxidação de $777,96 \text{ }^\circ\text{C}$ foi obtida para $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de vazão de ar, embora estas temperaturas sejam maiores, o conteúdo de alcatrão foi maior em comparação com o obtido para uma vazão de ar de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$, o que sugere que na zona de pirólise foram formados alcatrões terciários, que de acordo com Milne; Evans e Abatzoglou (1998), para temperaturas próximas aos $800 \text{ }^\circ\text{C}$ na zona de pirólise começa a formar alcatrões terciários, tal como foi observado na figura 2.16 do capítulo 2. Os alcatrões terciários por sua composição química são ainda mais difíceis de decompor. Com incrementos da temperatura os alcatrões primários são destruídos e os alcatrões terciários começam aparecer.

4.4. ANÁLISE DOS EFEITOS DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS

4.4.1. Efeito do segundo estágio

A adição de um segundo estágio de ar ao processo, logo acima do ponto normal de alimentação de ar, tende a aumentar a temperatura nesta zona do gaseificador, proporcionando mais energia em forma de calor à zona de pirólise e secagem. O perfil de temperaturas mostrado na Figura 4.13, indica uma relação entre o uso do segundo estágio e o aumento da

temperatura média ao longo do gaseificador entre as diferentes zonas (pirólise, oxidação e redução). Para todas as variações da vazão total de ar apresenta-se aumento na temperatura na medida em que Ra aumenta. O maior aumento de temperatura é dado para uma vazão de ar de $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$, passando de $628 \text{ }^\circ\text{C}$ para Ra 0% a $739 \text{ }^\circ\text{C}$ para Ra 80%.

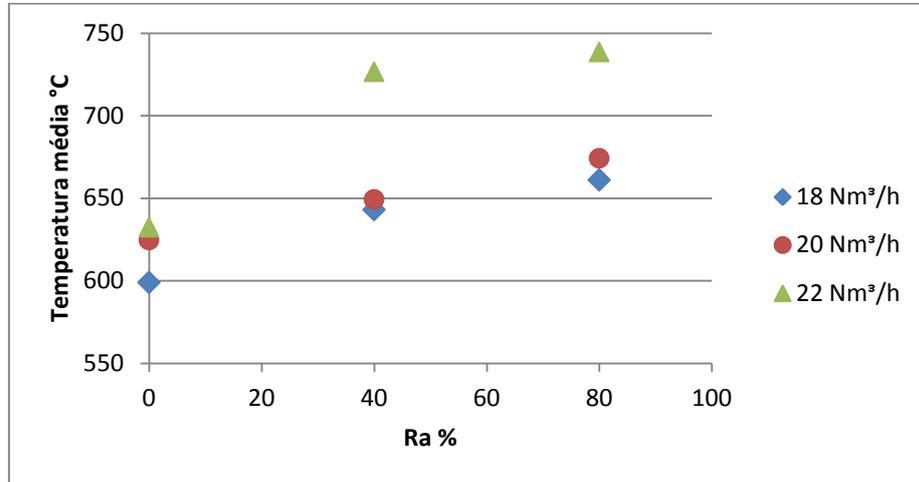


Figura 4.13. Perfil de temperatura média ao longo do gaseificador em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

As figuras 4.14, 4.15, 4.16 e 4.17 mostram as concentrações de H_2 , CO , CH_4 e CO_2 em função do Ra para as diferentes vazões de fluxo total de ar entre os dois estágios. A concentração de CO diminui ao aumentar Ra. Isto pode ser explicado pelo aumento da quantidade de oxigênio que favorece as reações de combustão, responsáveis pela produção de CO_2 , em contraste com a reação de Boudouard responsável pela produção do monóxido de carbono.

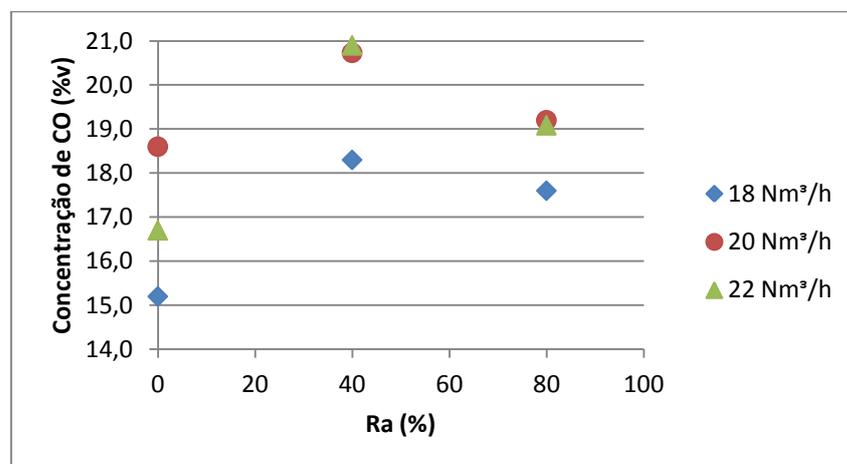


Figura 4.14. Variação da concentração de CO em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

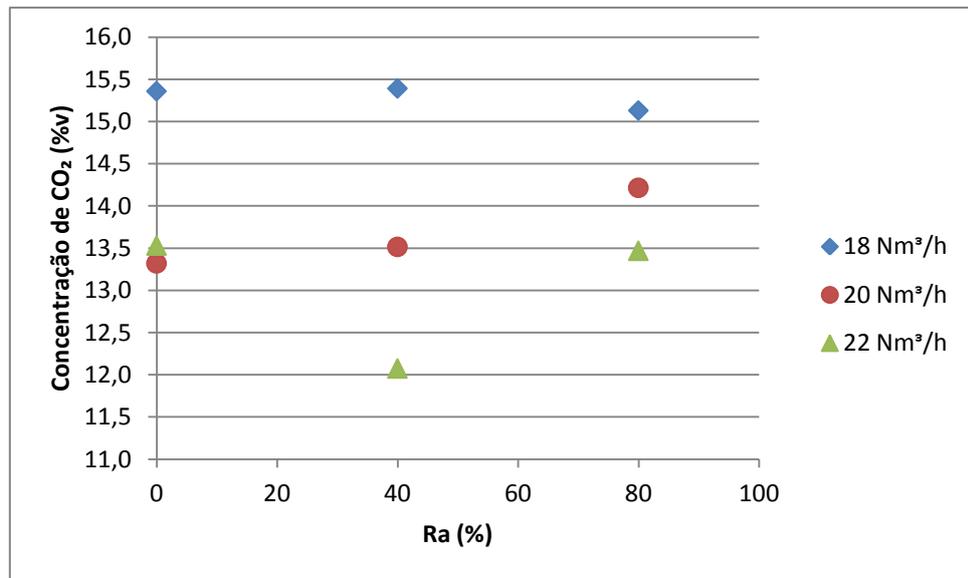


Figura 4.15. Variação da concentração de CO₂ em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm³/h.

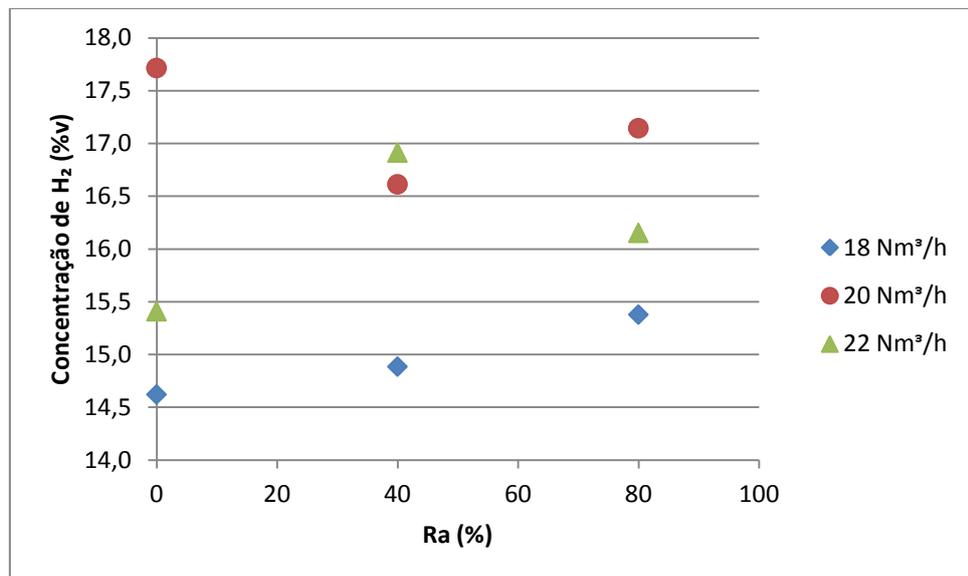


Figura 4.16. Variação da concentração de H₂ em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm³/h.

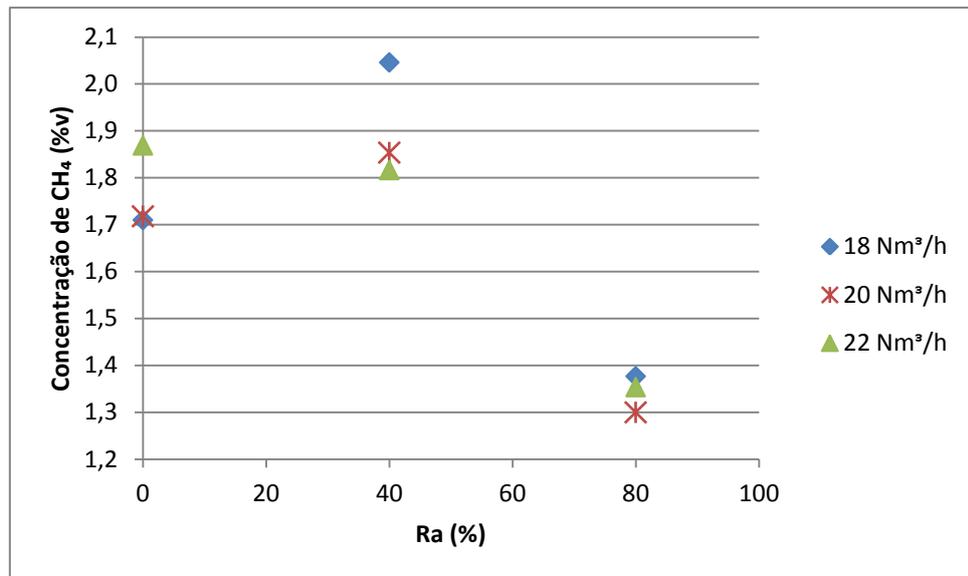


Figura 4.17. Variação da concentração de CH₄ em função de Ra para vazões de ar de 18; 20; 22 Nm³/h.

Como se observa na figura 4.14 para uma vazão total de ar 20 Nm³/h foram obtidos as maiores concentrações de monóxido de carbono variando na faixa de 19,2 a 18,6 %v, enquanto as maiores concentrações de dióxido de carbono foram obtidas para 18 Nm³/h variando na faixa de 15,1 a 15,4 %v, segundo o observado na Figura 4.15.

De acordo com a Figura 4.16, a produção de H₂ para uma vazão total de ar de 18 Nm³/h aumenta à medida que relação de ar entre os dois estágios (Ra) aumenta, o que pode ser devido à reação de "água-gás", a qual está associada à boa estabilidade e desempenho da temperatura na zona de pirólise e combustão. Para a vazão de ar de 20 Nm³/h a produção de hidrogênio diminui para Ra de 40% e aumenta para Ra de 80%, enquanto para a vazão de ar de 22 Nm³/h a produção de hidrogênio aumenta para Ra de 40% e diminui para Ra de 80%. Isso significa que para as vazões de ar de 20 e 22 Nm³/h a produção de hidrogênio parece não ser afetado pela variação da relação de ar entre os dois estágios Ra.

De acordo com a figura 4.17 a produção de metano diminui ao aumentar relação de ar entre os dois estágios (Ra), o que pode ser devido às reações de oxidação parcial e de gaseificação, dando como resultado o craqueamento do alcatrão. A menor produção de metano apresenta-se para Ra de 80% ponto onde foram atingidas as maiores temperaturas e por consequência menor quantidade de alcatrão.

Os resultados apresentados em termos de concentração do gás gerado concordam com os reportados por Martinez (2009), nos quais, usando o mesmo gaseificador e o mesmo tipo

de biomassa, para vazão de ar de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$, a concentração de H_2 aumentou de 16,25 até 16,78%v e a de CO de 16,98 até 19,04%v, enquanto a concentração de CH_4 diminuiu de 1,88 até 0,89% para $R_a=0\%$ e 80%, mostrando que para $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e $R_a=80\%$ é a condição de melhor desempenho do gaseificador, coincidindo com os resultados reportados por Jaouaruek et al. (2011), a implementação de dois estágios de fornecimento de ar em um gaseificador co-corrente resulta no aumento nas concentrações de CO e H_2 , e diminui a concentração de CH_4 em comparação com o gaseificador co-corrente convencional.

As figuras 4.18 e 4.19 mostram o teor de partículas e alcatrão para valores de $R_a = 0\%$; 40% e 80%.

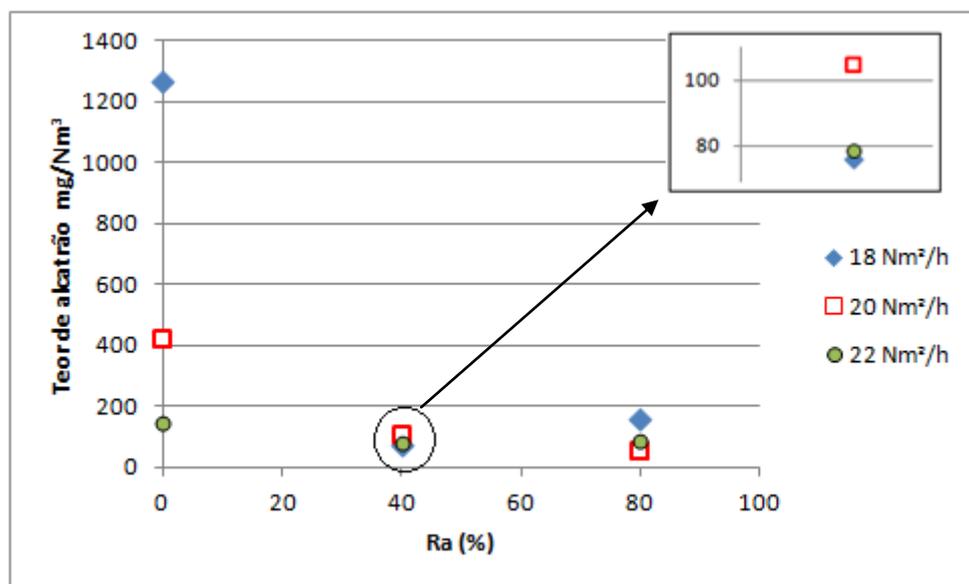


Figura 4.18. Teor de alcatrão em função de R_a para as diferentes vazões de ar.

De acordo com a Figura 4.18, é possível observar que o teor de alcatrão apresenta variação na faixa compreendida entre 54,09 e $1269,64 \text{ mg}/\text{Nm}^3$, diminuindo com o aumento da relação R_a para cada valor da vazão total de ar. O anterior confirma o efeito do segundo estágio de fornecimento de ar, no favorecimento do aumento da temperatura ao longo do gaseificador (figura 4.13), permitindo melhorar o craqueamento do alcatrão presente no gás produzido.

Segundo Bhattacharya et al. (1999), a implementação de dois estágios de fornecimento de ar em um gaseificador co-corrente favorece a diminuição do conteúdo de alcatrão no gás, reportaram um teor de alcatrão de $45 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ para uma vazão de ar primário e secundário de 120 l/min. Sun et al. (2009) em experimentos de gaseificação de cascas de arroz num

gaseificador tipo ciclone evidenciaram as vantagens da implementação do duplo estágio de fornecimento de ar: o conteúdo de alcatrão no gás se reduz em 63% (passou de $4,4 \text{ g/m}^3$ a $1,6 \text{ g/m}^3$), o poder calorífico do gás aumentou de $3,9 \text{ MJ/Nm}^3$ a $6,7 \text{ MJ/Nm}^3$ e a conversão do carvão passou de 45,3% a 92,2%. Jaojaruek et al. (2011), também evidenciaram que com o uso do duplo estágio de ar o conteúdo de alcatrão no gás se reduz mais de 10 vezes (passou de 1270 mg/Nm^3 a $144,4 \text{ mg/Nm}^3$) e poder calorífico do gás aumentou de $4,57 \text{ MJ/Nm}^3$ a $5,45 \text{ MJ/Nm}^3$, além disso testaram o sistema de gaseificação fornecendo uma mistura de ar e gás no segundo estágio, resultando um teor de alcatrão de $42,3 \text{ mg/Nm}^3$ e um poder calorífico de $6,47 \text{ MJ/Nm}^3$, o que mostra que o sistema de duplo estágio produz gás de melhor qualidade quando se implementa um sistema de duplo estágio ar - ar/gás. Neste sentido, os resultados encontrados no presente trabalho permitem evidenciar o comportamento ressaltado pelos autores. Para $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e $Ra=0\%$ o teor de alcatrão foi de $418,95 \text{ mg/Nm}^3$, sob esta mesma vazão de ar, mas com $Ra = 80\%$, o teor de alcatrão foi de $54,25 \text{ mg/Nm}^3$, evidenciado assim uma diminuição do teor de alcatrão de 87% quando é usado o duplo estágio.

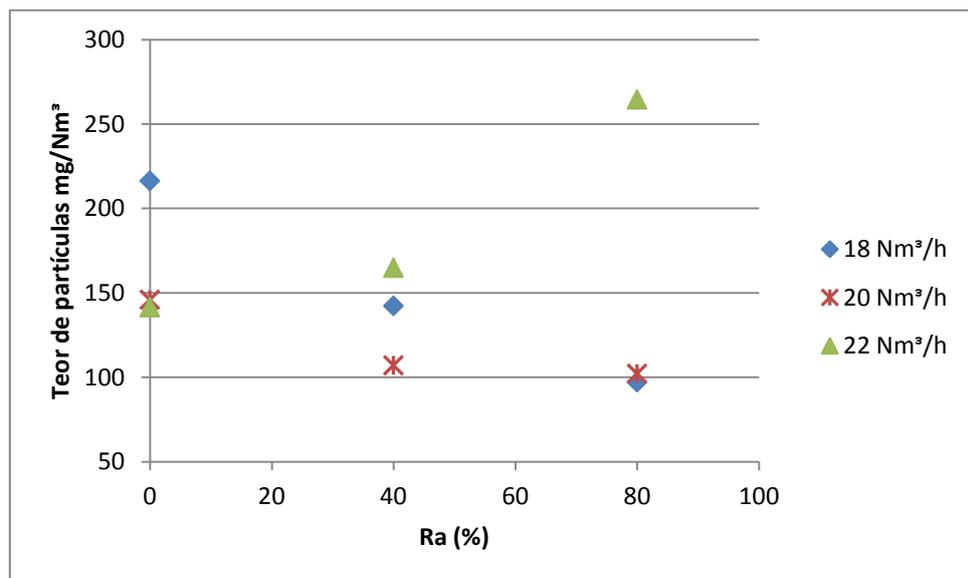


Figura 4.19. Teor de partículas em função de Ra para as diferentes vazões de ar.

O uso do segundo estágio parece influir no conteúdo de partículas de forma semelhante ao teor de alcatrão para as vazões de ar de 18 e $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$, como é observado na figura 4.19, mas para uma vazão total de ar de $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$ o teor de partículas aumenta com o aumento de Ra, isso pode ser explicado pelo aumento de temperatura ao longo do gaseificador, que de acordo com Wang et al. (2008), os aumentos de temperatura provocam o aumento no conteúdo de cinzas no gás. Também é observado que o menor conteúdo de partículas apresenta-se para uma vazão total de ar de $18 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e $Ra = 80\%$.

4.4.2. Efeito da vazão de ar

As Figuras 4.20 - 4.24 apresentam a temperatura média ao longo do gaseificador entre as diferentes zonas (pirólise, oxidação e redução) e a concentração dos gases principais em termos da vazão total de ar para diferentes relações de ar entre os dois estágios (Ra) avaliados.

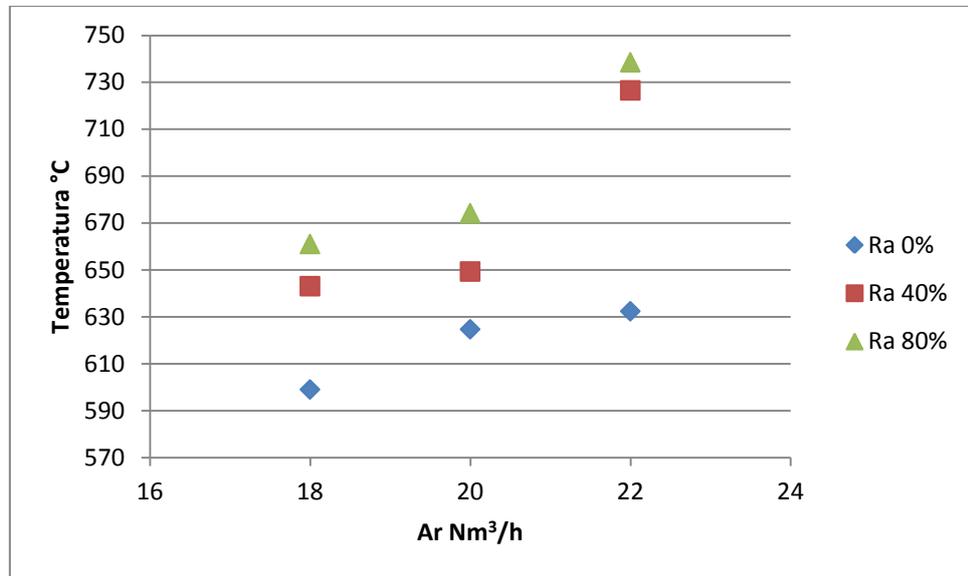


Figura 4.20. Temperatura média ao longo do gaseificador em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%.

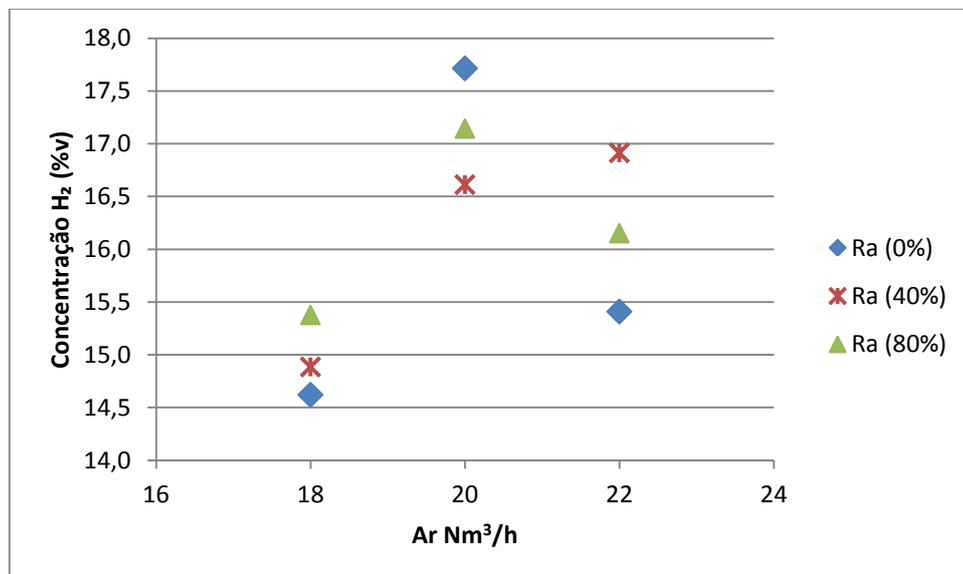


Figura 4.21. Concentração de H₂ em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%.

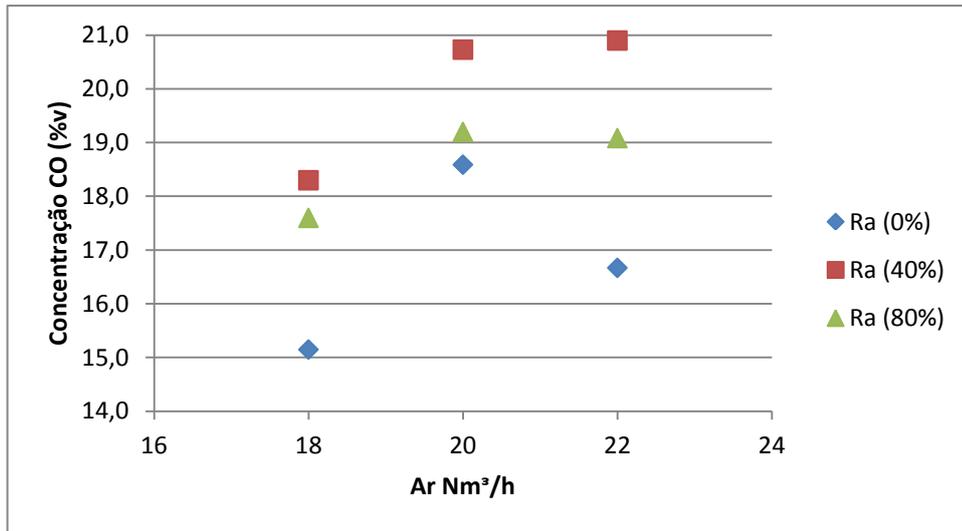


Figura 4.22. Concentração de CO em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%.

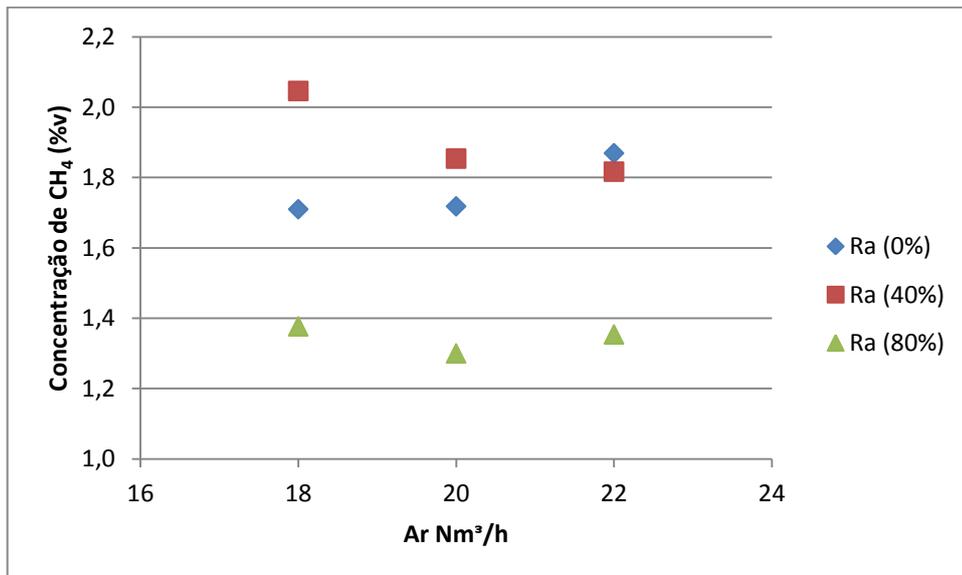


Figura 4.23. Concentração de CH₄ em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%.

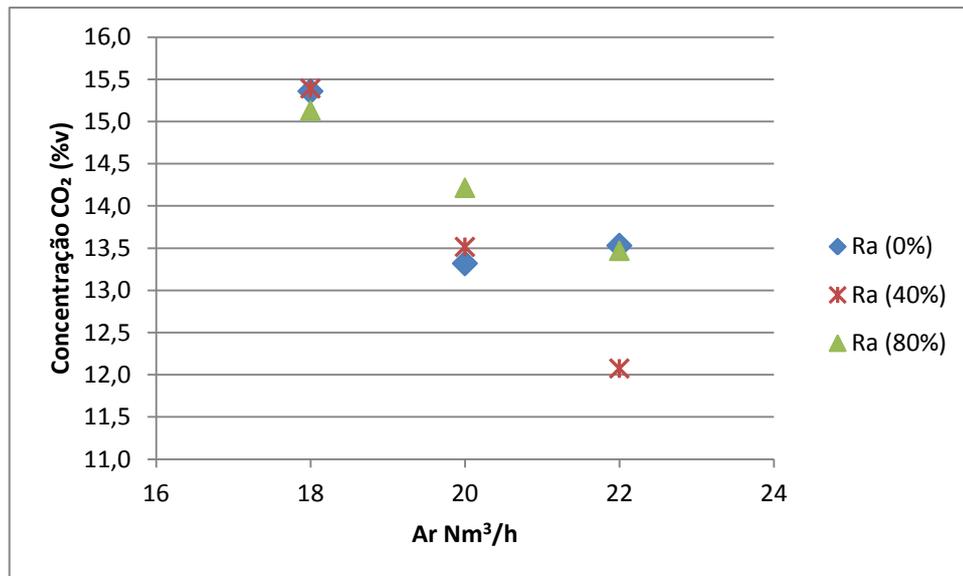


Figura 4.24. Concentração de CO₂ em função da vazão total de ar para Ra = 0%, 40% e 80%.

O hidrogênio apresenta uma variação na faixa compreendida entre 14,6 e 17,7% v e monóxido de carbono entre 15,15 e 20,9 %v. Nas figuras 4,21 e 4,22 mostram que as maiores concentrações de H₂ e CO são dadas para uma vazão total de ar de 20 Nm³/h. O que quer dizer, que a melhor qualidade do gás com respeito ao conteúdo de H₂ e CO são obtidas para essa vazão total de ar.

Como se observa na figura 4.23 a produção de CH₄ para as relações de ar entre os dois estágios (Ra) de 40% e 80% diminui ao aumentar a vazão total de ar, o que pode ser devido às reações de oxidação parcial e de reforma. Enquanto para Ra de 0% a produção de CH₄ aumenta ligeiramente com o aumento da vazão total de ar.

A figura 4.24 mostra que a produção de CO₂ diminui ao aumentar a vazão total de ar, o que pode ser devido à reação de Boundouard, a qual prevalece a maiores temperaturas, consumindo uma grande quantidade de CO₂ para formar CO.

Tendo em conta o teor de alcatrão, a seguir na Figura 4.25 é apresentada a relação entre a tendência do teor de alcatrão no gás com a variação da vazão total de ar, para as diferentes relações de ar entre os dois estágios (Ra) usados nos testes.

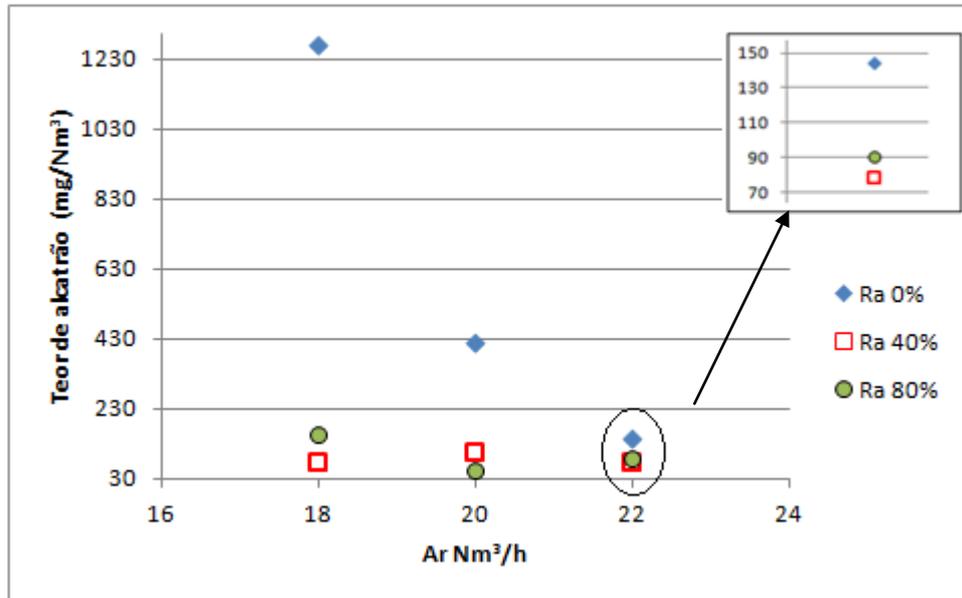


Figura 4.25. Teor de alcatrão para variações da vazão de total de ar.

De acordo com a Figura 4.25, o conteúdo de alcatrão diminui com o aumento da vazão total de ar. Isto é, a maior quantidade de ar fornecida favorece o aumento da temperatura dentro do reator e a capacidade de destruição do alcatrão por oxidação. Para um $Ra=0\%$ o teor de alcatrão diminui de forma contínua com o aumento da vazão total de ar de 18 a 22 Nm^3/h , enquanto para $Ra=40$ e 80% apresenta-se uma variação no teor de alcatrão quase constante para aumentos da vazão de ar. O menor conteúdo de alcatrão no gás apresenta-se para vazão total de ar de 20 Nm^3/h e $Ra=80\%$, sendo que o valor de 80% corresponde ao valor ótimo obtido por Martinez (2009) e Andrade (2011) para a máxima concentração de CO e H_2 é máxima eficiência a frio de gaseificação.

4.4.3. Efeito da Temperatura

A temperatura desempenha um papel muito importante no processo de gaseificação, devido a que afeta à produção de alcatrão e partículas. Na figura 4.26 é mostrado o teor de alcatrão com relação à temperatura na zona de combustão do gaseificador para uma vazão de ar 20 Nm^3/h .

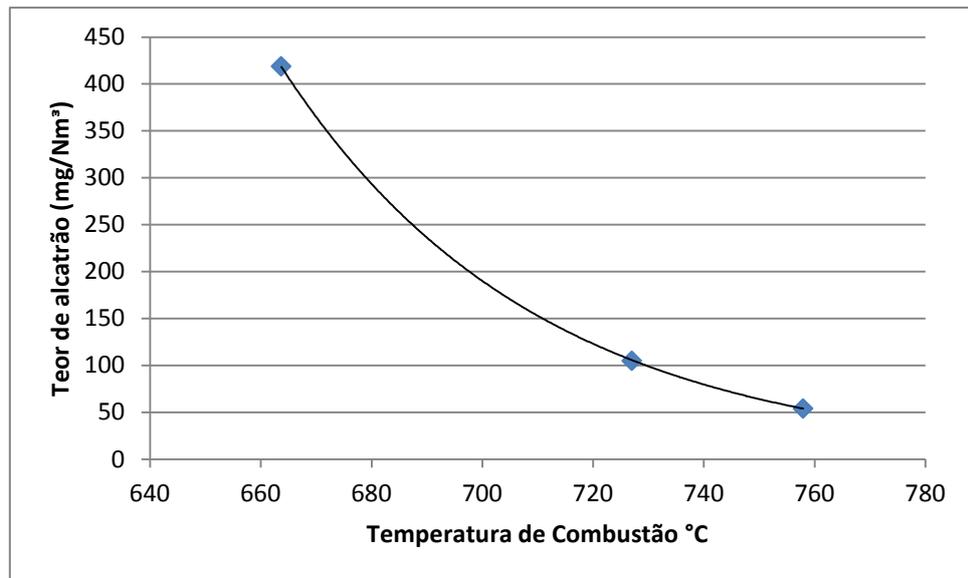


Figura 4.26. Teor de alcatrão no gás em relação à temperatura de combustão para uma vazão total de ar de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e as diferentes variações de Ra.

Da figura 4.26, o teor de alcatrão diminui com o aumento da temperatura na zona de combustão. Isto é porque favorece as reações de craqueamento do alcatrão, dando lugar a maiores produções de gases. Como se observa na figura 4.26 o teor de alcatrão passa de 419 a $54,25 \text{ mg/Nm}^3$ ao aumentar a temperatura na zona de combustão de 663 a 756 °C . Esse aumento na temperatura se consegue ao aumentar a vazão de ar que é fornecida pelo segundo estágio que favorece o aumento na temperatura na zona de pirólise, fornecendo calor adicional para a zona de combustão.

4.4.4. Análise estatística dos efeitos operacionais

Para analisar os efeitos da segunda injeção de ar no gaseificador de leito fixo co-corrente, tendo em conta a vazão de ar e a relação Ra, foi feita análise estatística utilizando o software STATGRAPHICS Plus, o qual permite a análise da variância (ANOVA) dos resultados para avaliar a influência das condições operacionais na qualidade do gás de síntese. Para a análise ANOVA foi eleita a soma de quadrados tipo III, foi medida a contribuição de cada fator eliminando os efeitos dos outros fatores.

Nas tabelas 4.3 e 4.4 são mostrados os efeitos que tem os diferentes fatores na variabilidade da concentração dos gases, na temperatura e no teor de alcatrão e partículas para um nível de significância (α) de 5 %. A análise ANOVA detalhada é apresentada no anexo C.

Tabela 4.3. Análise estatística para o efeito da vazão de ar

Variável dependente	P-Valor	Efeito
CO	0,0178	Significativo
H₂	0,0424	Significativo
CH₄	0,5693	Não significativo
CO₂	0,0178	Significativo
Temperatura	0,0454	Significativo
Alcatrão	0,3855	Não significativo
Partículas	0,4588	Não significativo

Tabela 4.4. Análise estatística para o efeito da relação de ar (Ra)

Variável dependente	P-Valor	Efeito
CO	0,0563	Não significativo
H₂	0,8552	Não significativo
CH₄	0,0047	Significativo
CO₂	0,4682	Não Significativo
Temperatura	0,0384	Significativo
Alcatrão	0,2023	Não significativo
Partículas	0,8461	Não significativo

O p-valor permite definir a importância estatística de vários fatores. Para um nível de confiança de 95%, se o p-valor é menor de 0,05; os fatores têm efeito sob a variável de resposta. A análise de variância, para a característica de qualidade do gás, demonstra com 95% de confiança que a vazão total de ar e a relação de ar entre os dois estágios (Ra) têm um efeito significativo na variabilidade da temperatura, favorecendo a destruição do alcatrão por craqueamento térmico e, portanto maiores produções de gases.

Os resultados da análise de variância para a composição do gás demonstram que o fator vazão total de ar é o que mais produz um efeito significativo nas concentrações de CO, H₂ e CO₂, enquanto este fator não está influenciando a concentração do CH₄.

Das figuras 4.14, 4.15, 4.16 e 4.17 foi possível observar como os câmbios na composição do gás (CO , CO_2 , CH_4 e H_2) foram influenciados pelos aumentos Ra, mas os resultados da análise de variância indicou que Ra só tem efeito significativo na variação da concentração do metano.

Embora nas figuras 4.25 e 4.18 tenham mostrado a variação no conteúdo do alcatrão com aumentos de Ra e vazão total de ar, a análise estatística mostrou que as mesmas não foram significativas. No entanto como os aumentos de Ra e a vazão total de ar sim têm efeitos significativos na variabilidade da temperatura, de forma indireta tem efeitos no conteúdo de alcatrão.

4.5. ANÁLISE DA INCERTEZA NA MEDIÇÃO

O resultado de uma medição não está completo, a menos que tenha uma indicação quantitativa da qualidade do resultado com um nível de confiança determinado. A incerteza na medição segundo ABNT e INMETRO (2003) é o parâmetro associado ao resultado de uma medição que caracteriza a dispersão dos valores, que podem ser atribuídos à grandeza específica (mensurando) submetida à medição. Em termos mais simples representa a “dúvida” que existe em relação à validade do resultado da medição.

Desta forma, no presente trabalho para determinar a faixa de valor dos resultados nas medições dos testes de gaseificação, foi aplicada a análise de incerteza. Para isso é necessário dispor da informação que permita estimar a incerteza associada às grandezas medidas no processo. Assim, requeira-se dos manuais dos diferentes equipamentos de laboratório e da determinação dos valores dos desvios padrão das medições realizadas.

Para avaliar a incerteza na medição são apresentados os resultados dos testes para a condição de vazão de ar total de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e Ra de 80%. A análise de incerteza foi feita para as grandezas: temperatura, teor de alcatrão e partículas, composição do gás, poder calorífico e vazão de ar. A seguir é mostrado o procedimento utilizado para o cálculo.

4.5.1. Incerteza na temperatura

Para o cálculo da incerteza da temperatura, devem-se determinar todas as fontes de incertezas associadas à medição temperatura no processo de gaseificação da biomassa. As fontes de incertezas que serão avaliadas neste item serão aquelas devido à dispersão das medições da temperatura, erro máximo permissível do termopar tipo K, precisão e estabilidade térmica do sistema de transmissão.

Incerteza do erro máximo permissível do termopar: a informação do tipo de termopar usado constitui uma avaliação tipo B, já que fazem referências os dados de um certificado de calibração e não a dados experimentais. O erro máximo dado pelo termopar é de $\pm 0,004$ como mencionado no capítulo 3. Para calcular o erro máximo permissível de cada uma das temperaturas, se leva em consideração os valores médios das mesmas como segue:

$$\text{Erro Máx permissível} = 0,004 * \text{Temp. Média } ^\circ\text{C}$$

Para calcular a incerteza dada pelo erro máximo permissível é usada uma distribuição retangular como mostra a equação 4.1 (ABNT/INMETRO, 2003).

$$u_e = \frac{\text{Erro Máx}}{\sqrt{3}} \quad (4.1)$$

Incerteza dada pelo sistema de transmissão: o sistema de aquisição de dados tem uma precisão de $\pm 0,3\%$ do fundo de escala a 25°C . O cálculo da incerteza dada pela precisão do sistema de transmissão é usado uma distribuição retangular, aplicando a equação 4.1.

O sistema de aquisição de dados tem uma estabilidade térmica de 100 ppm. Aplicando uma distribuição retangular é possível calcular a incerteza dada pela estabilidade térmica do sistema de transmissão tomando em consideração o limite máximo de medição do termopar que é 1200°C . Então a incerteza dada pela estabilidade é calculada usando a equação 4.1.

Incerteza de dispersão das medições: Para determinar a incerteza devido à medição de cada uma das temperaturas ao longo do reator é utilizada a incerteza tipo A. A incerteza padrão do tipo A corresponde ao desvio padrão da média das medições das temperaturas conforme com a equação 3.12 apresentada no capítulo 3.

Incerteza Combinada: A partir da combinação das diversas fontes de incerteza padrão, pode-se então obter a incerteza padrão combinada da medição de temperatura nas diferentes

zonas do gaseificador. Assim, a incerteza combinada é obtida com aplicação da equação 3.10 apresentada no capítulo 3.

Incerteza expandida: é determinada como a incerteza padrão combinada da temperatura nas diferentes zonas do gaseificador, multiplicada pelo fator de abrangência k , e para a qual, segundo uma distribuição normal, é considerado um nível da confiança de aproximadamente 95,45%. Os resultados da avaliação de incerteza de temperatura nas diferentes zonas do gaseificador são apresentados nas tabelas 4.5 a 4.10.

Tabela 4.5. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de secagem.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Distribuição de probabilidade</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Temp. de secagem (°C)	63,01	Normal	0,90	0,81
Erro máximo permissível (°C)	0,25	Retangular	0,15	0,0225
Precisão do sistema de transmissão (°C)	0,075	Retangular	0,043	0,0018
Estabilidade térmica do sistema (°C)	0,12	Retangular	0,069	0,0048
		Incerteza padrão combinada μ_C (Ts) = 0,92 °C		
		Graus de liberdade = 17		
		$K_{95\%} = 2,11$		
		Incerteza expandida μ (Ts) = 1,94 °C		
Resultado	Temperatura de Secagem = 63,011 ± 1,94 °C			

Tabela 4.6. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de pirólise.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Distribuição de probabilidade</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Temp. de Pirólise (°C)	686,69	Normal	3,47	12,04
Erro máximo permissível (°C)	2,75	Retangular	1,59	2,53
Precisão do sistema de transmissão (°C)	0,075	Retangular	0,043	0,0018
Estabilidade térmica do sistema (°C)	0,12	Retangular	0,069	0,0048
		Incerteza padrão combinada μ_C (Tp) = 3,82 °C		
		Graus de liberdade = 23		
		$K_{95\%} = 2,06$		
		Incerteza expandida μ (Tp) = 7,87 °C		
Resultado	Temperatura de Pirólise = 686,69 ± 7,87 °C			

Tabela 4.7. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de combustão.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Distribuição de probabilidade</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Temp. de Combustão (°C)	757,95	Normal	2,19	4,83
Erro máximo permissível (°C)	3,03	Retangular	1,75	3,06
Precisão do sistema de transmissão (°C)	0,075	Retangular	0,043	0,0018
Estabilidade térmica do sistema (°C)	0,12	Retangular	0,069	0,0048
		Incerteza padrão combinada $\mu_c(Tc) = 2,81$ °C		
		Graus de liberdade = 43		
		$K_{95\%} = 2,01$		
		Incerteza expandida $\mu(Tc) = 5,65$ °C		
Resultado	Temperatura de Combustão = 757,95 ± 5,65 °C			

Tabela 4.8. Avaliação de incerteza de temperatura na zona de gaseificação.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Distribuição de probabilidade</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Temp. de Gaseificação (°C)	579,83	Normal	1,85	3,42
Erro máximo permissível (°C)	2,32	Retangular	1,34	1,79
Precisão do sistema de transmissão (°C)	0,075	Retangular	0,043	0,0018
Estabilidade térmica do sistema (°C)	0,12	Retangular	0,069	0,0048
		Incerteza padrão combinada $\mu_c(Tg) = 2,28$ °C		
		Graus de liberdade = 37		
		$K_{95\%} = 2,02$		
		Incerteza expandida $\mu(Tg) = 4,61$ °C		
Resultado	Temperatura de gaseificação = 579,83 ± 4,61 °C			

Tabela 4.9. Avaliação de incerteza de temperatura no estágio um de fornecimento de ar.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Distribuição de probabilidade</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Temp. de Ar 1 (°C)	35,49	Normal	0,53	0,28
Erro máximo permissível (°C)	0,14	Retangular	0,08	0,0064
Precisão do sistema de transmissão (°C)	0,075	Retangular	0,043	0,0018
Estabilidade térmica do sistema (°C)	0,12	Retangular	0,069	0,0048
		Incerteza padrão combinada $\mu_C(T_{ar1}) = 0,56 \text{ °C}$		
		Graus de liberdade = 17		
		$K_{95\%} = 2,11$		
		Incerteza expandida $\mu(T_{ar1}) = 1,16 \text{ °C}$		
Resultado	Temperatura de Ar 1 = $35,49 \pm 1,16 \text{ °C}$			

Tabela 4.10. Avaliação de incerteza de temperatura no estágio dois de fornecimento de ar.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Distribuição de probabilidade</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Temp. de Ar 2 (°C)	36,47	Normal	0,63	0,39
Erro máximo permissível (°C)	0,15	Retangular	0,08	0,0064
Precisão do sistema de transmissão (°C)	0,075	Retangular	0,043	0,0018
Estabilidade térmica do sistema (°C)	0,12	Retangular	0,069	0,0048
		Incerteza padrão combinada $\mu_C(T_{ar2}) = 0,65 \text{ °C}$		
		Graus de liberdade = 17		
		$K_{95\%} = 2,11$		
		Incerteza expandida $\mu(T_{ar2}) = 1,31 \text{ °C}$		
Resultado	Temperatura de Ar 1 = $35,49 \pm 1,31 \text{ °C}$			

4.5.2. Incerteza no teor de alcatrão e partículas:

As equações 3.2 e 3.3 apresentadas no capítulo 3 são o modelo matemático utilizado para se calcular a concentração de alcatrão e partículas. De acordo com as equações, as variáveis que contribuem à incerteza de medição da concentração de alcatrão e partículas no gás são: - massa de alcatrão ou partículas, a incerteza sobre o valor da massa é obtida a partir da incerteza resultante da resolução da balança; - volume amostrado do gás, a incerteza do volume engloba as incertezas da pressão, da temperatura e a incerteza resultante da resolução do totalizador de vazão.

Incerteza da massa: A incerteza na medição da massa é dada pela resolução da balança, como a massa do alcatrão é dada pela diferença entre a massa do balão vazio e do balão com alcatrão, então a resolução da balança deve ser multiplicada por dois.

A resolução da balança introduz uma componente adicional de incerteza devido ao truncamento numérico. Seu efeito é aleatório e pode ser quantificado através dos limites máximos possíveis e segue uma distribuição retangular com forme a equação 4.2.

$$u_R = \frac{Resol}{\sqrt{12}} \quad (4.2)$$

Incerteza do volume amostrado: para determinar a incerteza na medição do volume do gás foi aplicada a lei de propagação da incerteza de acordo com Neeft et al. (1999), como é mostrado na equação 4.4.

$$\Delta V = \sqrt{\frac{P^2 T_0^2}{T^2 P_0^2} (2 * \Delta V_{equip}^2 + \frac{(V_g)^2}{P^2} \sigma_P^2 + \frac{(V_g)^2}{T^2} \sigma_T^2)} \quad (4.3)$$

Onde:

ΔV : Incerteza de propagação do volume (Nm³)

P: Pressão média de amostragem (Pa)

T: Temperatura média de amostragem (K)

T₀: 273, 15 K

P₀: Pressão atmosférica igual a 101325 Pa

ΔV_{equip} : incerteza dada pela resolução do equipamento de medida (m³)

σ_P : Incerteza padrão experimental da média da pressão (Pa)

σ_T : Incerteza padrão experimental da média da temperatura (K)

V_g : Volume do gás (m^3)

O volume da amostra foi medido através de um totalizador de vazão do qual não se tem certificados de calibração, por tanto é assumida uma resolução de 1 ml. Utilizado uma distribuição retangular, a incerteza dada pela resolução é igual $u_{\Delta V} = 0,577$ ml.

A pressão medida durante a amostragem foi a pressão atmosférica e não apresentou variações, portanto foi assumida a incerteza dada pelo equipamento na medição da pressão. O equipamento tem uma resolução de 24,9 Pa, utilizando a distribuição retangular, a incerteza dada pelo equipamento é igual $\mu_{\sigma P} = 14,37$ Pa. A tabela 4.11 apresenta os valores das variáveis e as incertezas associadas à medição do volume do gás.

Tabela 4.11. Incerteza na medição do volume do gás

Pressão média (Pa)	Temperatura média (K)	Volume do gás (m^3)	$u_{\Delta V}$ (m^3)	$\mu_{\sigma P}$ (Pa)	$\mu_{\sigma T}$ (K)
101000	296,23	0,358	$0,577 * 10^{-7}$	14,37	1,36
Incerteza padrão combinada do volume $0,0014Nm^3$					

Incerteza combinada: A partir da combinação das diversas fontes de incerteza padrão, utilizando os seus respectivos coeficientes de sensibilidade, pode-se então obter a incerteza padrão combinada da medição concentração de alcatrão e partículas (equação 4.5).

$$\mu_{C_{A,P}} = \sqrt{\left(\frac{1}{V}\right)^2 (\mu_{m_{A,P}})^2 + \left(\frac{m_{A,P}}{V^2}\right)^2 (\mu_V)^2} \quad (4.4)$$

Onde:

$\mu_{C_{A,P}}$: Incerteza padrão combinada do teor de alcatrão ou partículas (mg/Nm^3)

$\mu_{m_{A,P}}$: Incerteza na medição da massa do alcatrão ou partículas (mg)

V: Volume do gás (Nm^3)

$m_{A,P}$: Massa do alcatrão ou partículas (mg)

μ_V : Incerteza na medição do volume do gás

Incerteza expandida: a expressão no resultado da medição do teor de alcatrão e partículas para um nível de confiança de 95 % com um fator de abrangência igual a 2. Os

resultados da avaliação de incerteza de medição do teor de alcatrão e partículas são apresentados nas tabelas 4.12 e 4.13.

Tabela 4.12. Avaliação de incerteza no teor de alcatrão.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>Coefficiente de sensibilidade c_i</i>	<i>Contribuição $\mu_i(y)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Volume do gás amostrado (N/m ³)	0,33	0,0014	192,42	0,27	0,0725
Massa do alcatrão (mg)	17,9	0,0578	3,28	0,19	0,0361
<i>Concentração de alcatrão no gás = 54,25 [mg/Nm³]</i>					
		Incerteza padrão combinada $\mu_c (C_A) = 0,33 \text{ mg/Nm}^3$			
		$K_{95, \%} = 2$			
		Incerteza expandida $\mu (C_A) = 0,66 \text{ mg/Nm}^3$			
Resultado	<i>Concentração de alcatrão no gás = 54,25 ± 0,66 mg/Nm³</i>				

Tabela 4.13. Avaliação de incerteza no teor de partículas.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>Coefficiente de sensibilidade c_i</i>	<i>Contribuição $\mu_i(y)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Volume do gás amostrado (N/m ³)	0,33	0,0014	363,34	0,51	0,26
Massa das partículas (mg)	33,8	0,0578	3,28	0,19	0,036
<i>Concentração de partículas no gás = 102,4 [mg/Nm³]</i>					
		Incerteza padrão combinada $\mu_c (C_p) = 0,54 \text{ mg/Nm}^3$			
		$K_{95, \%} = 2$			
		Incerteza expandida $\mu (C_p) = 1,09 \text{ mg/Nm}^3$			
Resultado	<i>Concentração de partículas no gás = 102,4 ± 1,09 mg/Nm³</i>				

De acordo com Neeft et al. (1999), a incerteza na medição do teor de alcatrão e partículas deve ser cerca de 5%. Dos resultados obtidos no cálculo da incerteza para um nível de confiança de 95%, o teor de alcatrão apresenta uma incerteza igual a 1,22% e o teor de partículas apresenta uma incerteza de 1,064%, esses resultados estão na faixa estipulada de incerteza.

4.5.3. Incerteza na composição do gás:

Para o cálculo da incerteza das concentrações de H₂, CO, CH₄ e CO₂, devem-se determinar todas as fontes de incertezas associadas à medição da concentração dos gases. As fontes de incertezas que serão avaliadas neste item serão aquelas devido à dispersão das medições dos gases, precisão, linearidade e resolução dos medidores de gases.

Incerteza dada pelos medidores de gases: para o cálculo da incerteza dada pela linearidade e precisão dos equipamentos é assumida uma distribuição retangular, utilizando a equação 4.1 para seu cálculo.

Os equipamentos BINOS e HIDROS utilizados para medir o CH₄, CO e H₂, tem uma linearidade e precisão $\leq 1\%$. O seu valor é calculado usando uma distribuição retangular conforme a equação 4.1, sendo que a incerteza dada pela linearidade e precisão desses equipamentos é igual $u_{L,P_{B,H}} = 0,0057$.

O equipamento MADUR utilizado para medir o CO₂ tem uma precisão de $\pm 3\%$, e aplicando uma distribuição retangular (equação 4.1), é obtida a incerteza dada por esse parâmetro que é igual $u_{P_M} = 0,0173$. A componente de incerteza devido à resolução finita do analisador MADUR é calculada usando uma distribuição retangular conforme a equação 4.2 e é igual $u_{R_M} = 0,00003$.

Incerteza de dispersão das medições: para determinar a incerteza devido à medição das concentrações do gás é utilizada a incerteza tipo A. Adotando as médias dos valores como resultado das medições, a incerteza padrão do tipo A corresponde ao desvio padrão da média das medições conforme a equação 3.12 do capítulo 3. Na tabela 4.14 são apresentadas as incertezas padrão tipo A para as concentrações do gás.

Incerteza Combinada: A partir da combinação das diversas fontes de incerteza padrão, pode-se então obter a incerteza padrão combinada da medição dos gases. Assim, a incerteza combinada é obtida com aplicação da equação 3.10.

Os resultados da avaliação de incerteza da medição dos gases são apresentados na tabela 4.14.

Tabela 4.14. Avaliação de incerteza concentrações do gás.

<i>Parâmetro</i>	u_{H_2}	u_{CO}	u_{CH_4}	u_{CO_2}
Incerteza padrão tipo A (%v)	0,057	0,164	0,032	0,087
Incerteza combinada (%v)	0,058	0,164	0,033	0,089
Graus de liberdade	12	13	13	12
$K_{95\%}$	2,18	2,16	2,16	2,18
Incerteza expandida (%v)	0,126	0,357	0,071	0,191

4.5.4. Incerteza no poder calorífico do gás

A equação 3.5 apresentadas no capítulo 3 é o modelo matemático utilizado para se calcular o poder calorífico inferior do gás. De acordo com a equação, as variáveis que contribuem para a incerteza de medição do poder calorífico inferior do gás são: H₂, CO e CH₄. A partir da combinação das incertezas padrão destes gases é possível calcular a incerteza padrão combinada do poder calorífico inferior do gás como segue:

$$u_{PCI} = \sqrt{\left(\frac{\partial u_{PCI}}{\partial PC_{CO}} * u_{CO}\right)^2 + \left(\frac{\partial u_{PCI}}{\partial PC_{H_2}} * u_{H_2}\right)^2 + \left(\frac{\partial u_{PCI}}{\partial PC_{CH_4}} * u_{CH_4}\right)^2} \quad (4.5)$$

Os resultados da avaliação de incerteza no poder calorífico do gás são apresentados na tabela 4.16.

Tabela 4.15. Avaliação de incerteza no poder calorífico inferior do gás.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Incerteza padrão μ(x_i)</i>	<i>Coefficiente de sensibilidade ci</i>	<i>Contribuição μ_i(y)</i>	<i>(μ_i(y))^2</i>
CO (%v)	19,2	0,058	12,622	0,00732	5,36x10 ⁻⁵
H ₂ (%v)	17,14	0,089	10,788	0,0096	9,2x10 ⁻⁵
CH ₄ (%v)	1,3	0,033	35,814	0,012	1,397x10 ⁻⁴
<i>PCI = 4,74 MJ/Nm³</i>					
		Incerteza padrão combinada μc (PCI) 0,25 MJ/Nm ³			
		k _{95,45%} = 2			
		Incerteza expandida μ (PCI) = 0,5 MJ/Nm ³			
Resultado	<i>PCI = 4,74 ± 0,5 MJ/Nm³</i>				

4.5.5. Incerteza na medição de vazão de ar

O modelo matemático utilizado para calcular a vazão volumétrica do ar por meio de um sistema de medição do tipo placa de orifício é mostrado na equação 4.6:

$$q_m = \varepsilon * C * E * \left(\frac{\pi * D_2^2}{4}\right) * \sqrt{2 * \Delta P * \rho} \quad (4.6)$$

Onde:

q_m : vazão mássica do gás (kg/s)

E: Constante numérica calculada pela equação 4.7:

$$E = \sqrt{\frac{1}{1 - \beta^2}} \quad (4.7)$$

ε : Coeficiente de expansibilidade do ar, calculado da seguinte forma:

$$\varepsilon = 1 - (0,41 + 0,35 * \beta^2) * \frac{\Delta P}{\kappa * P_1} \quad (4.8)$$

κ : Constante isentrópica = 1,4

ΔP : Pressão diferencial

P_1 : Pressão absoluta a jusante em Pa

β : Relação entre o diâmetro da placa de orifício em metros (m) e o diâmetro do tubo em metros (m) (d/D).

C: Coeficiente de descarga

ρ : Massa específica do ar nas condições da linha em kg/m³

A expressão matemática que relaciona as magnitudes de entrada com a vazão de ar a condições de pressão e temperatura na linha é dada pela equação 4.9.

$$Q = \frac{q_m}{\rho} \quad (4.9)$$

Onde:

Q: vazão volumétrica do ar na condição de referência [m³/s].

Segundo o modelo matemático expresso na equação 4.6, as grandezas que contribuem com a incerteza na medição do fluxo mássico de ar por meio da placa de orifício são: o coeficiente de descarga, diâmetro da placa de orifício, diâmetro do tubo, coeficiente de expansibilidade, pressão diferencial e massa específica do ar às condições de trabalho. Finalmente de acordo com a norma ISO 5167-1 a incerteza associada à medição da vazão de ar é dada pela equação 4.10:

$$\frac{\delta q_m}{q_m} = \sqrt{\left(\frac{\delta C}{C}\right)^2 + \left(\frac{\delta \varepsilon}{\varepsilon}\right)^2 + \left(\frac{2\beta^4}{1-\beta^4}\right)^2 \left(\frac{\delta D}{D}\right)^2 + \left(\frac{2}{1-\beta^4}\right)^2 \left(\frac{\delta d}{d}\right)^2 + \frac{1}{4} \left(\frac{\delta \Delta P}{\Delta P}\right)^2 + \frac{1}{4} \left(\frac{\delta \rho}{\rho}\right)^2} \quad (4.10)$$

A incerteza do coeficiente de descarga (C) pode ser obtida por meio da norma ISO 5167-2, em função do valor da relação entre o diâmetro da placa de orifício e o diâmetro do tubo (β). Como o valor de β das duas placas de orifício usadas para a medição do fluxo de ar está entre 0,2 e 0,6; o valor da incerteza do coeficiente de descarga é de 0,5%. Mas como os tubos das linhas de fornecimento de ar, onde estão localizadas as placas de orifício, tem diâmetros menores que 71,12 mm, é preciso adicionar a seguinte expressão à incerteza relativa do coeficiente de descarga:

$$0,9(0,75 - \beta) \left(2,8 - \frac{D}{25,4}\right) \% \quad (4.11)$$

O coeficiente de expansibilidade do ar (ε) é utilizado para compensar a variação de massa específica do ar. Sua incerteza pode ser obtida utilizando a norma ISO 5167-2, como segue:

$$3,5 \frac{\Delta P}{k \cdot P_1} \% \quad (4.12)$$

De acordo com a norma ISO 5167-2 um valor de incerteza típico para o diâmetro da placa de orifício é da ordem de 0,05% para níveis de confiança de 95%, sendo que a incerteza não deve exceder 0,07%. Para o diâmetro do tubo a incerteza é da ordem de 0,3%, para níveis de confiança de 95%, e não deve exceder 0,4%.

Assumindo uma incerteza de 0,05 % e 0,3 % para o diâmetro da placa de orifício e do tubo respectivamente para um nível de confiança de 95% o fator de abrangência é igual a 1,96. Portanto a incerteza padrão associada ao diâmetro da placa de orifício é igual a 0,025 % e 0,153 % para o diâmetro do tubo.

Como o gaseificador tem dois estágios de fornecimento de ar, é necessário o cálculo da incerteza na medição da vazão de ar em cada um dos estágios, nas tabelas 4.16 e 4.17 mostram-se os valores obtidos da incerteza na medição da vazão.

Tabela 4.16. Incertezas na medição da vazão de ar no estágio dois.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>Coefficiente de sensibilidade c_i</i>	<i>Contribuição $\mu_i(y)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Coeficiente de descarga	0,678	0,0102	0,00422	4,316E-05	1,863E-09
Coeficiente de expansibilidade	0,954	0,0035	0,00300	1,050E-05	1,102E-10
Diâmetro do Tubo placa [m]	0,334	5,11E-05	0,00291	6,730E-07	4,530E-13
Diâmetro do orifício da placa [m]	0,01201	3,06E-06	0,48478	3,555E-06	1,264E-11
Pressão diferencial [Pa]	686,45	5,664	0,00000	1,181E-05	1,395E-10
Massa específica do fluido [kg/m ³]	1,093	0,0037	0,00131	4,823E-06	2,326E-11
<i>Vazão em massa [kg/s] 0,00286</i>					
		Incerteza padrão combinada $\mu_c(q_m) = 4,623E-05$ [kg/s]			
		$k_{95,45\%} = 2$			
		Incerteza expandida $\mu(q_m) = 9,25E-05$ [kg/s]			
Resultado	<i>Vazão volumétrica = 9,43 ± 0,3m³/h</i>				

Tabela 4.17. Incertezas na medição da vazão de ar no estágio um.

<i>Grandeza X_i</i>	<i>Estimativa x_i</i>	<i>Incerteza padrão $\mu(x_i)$</i>	<i>Coefficiente de sensibilidade c_i</i>	<i>Contribuição $\mu_i(y)$</i>	<i>$(\mu_i(y))^2$</i>
Coeficiente de descarga	0,712	0,00895	0,00575	5,154E-05	2,657E-09
Coeficiente de expansibilidade	0,977	0,00165	0,00419	6,921E-06	4,791E-11
Diâmetro do Tubo placa [m]	0,0334	5,11E-05	0,01088	2,513E-06	6,314E-12
Diâmetro do orifício da placa [m]	0,01516	3,87E-06	0,56479	4,141E-06	1,715E-11
Pressão diferencial [Pa]	323,62	5,664	0,00001	3,587E-05	1,287E-09
Massa específica do fluido [kg/m ³]	1,574	0,00578	0,00130	7,529E-06	5,668E-11
<i>Vazão em massa [kg/s] 0,00409</i>					
		Incerteza padrão combinada $\mu_c(q_m) = 6,367E-05$ [kg/s]			
		$k_{95,45\%} = 2$			
		Incerteza expandida $\mu(q_m) = 12,734E-05$ [kg/s]			
Resultado	<i>Vazão volumétrica = 14,76 ± 0,46 m³/h</i>				

A incerteza padrão da vazão total de ar fornecido ao gaseificador será obtida pela incerteza combinada dos dois estágios, portanto a incerteza padrão da vazão total de ar é de $7,868E-05$ (Kg/s). Para um nível de confiança de 95,45% a incerteza expandida é igual a $15,736E-05$ (Kg/s), portanto o fluxo total de ar será:

$$Q_m = 20 \pm 0,45 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

O que se procura com a análise de incerteza é estimar os limites toleráveis, dentro dos quais se encontra o valor verdadeiro da medição com exatidão aceitável.

Capítulo 5.

CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

5.1. CONCLUSÕES

De acordo com os resultados apresentados nas seções anteriores, pode-se concluir que:

O uso do segundo estágio de fornecimento de ar proporciona mais energia em forma de calor à zona de pirólise e secagem, conseguindo assim que o gaseificador trabalhe com três zonas de temperatura: secagem (primeira zona), pirólise/combustão (segunda zona) e gaseificação (terceira zona). Este comportamento leva a uma redução do teor de alcatrão no gás produzido, de modo que este método é considerado um método primário eficiente e econômico para conversão do alcatrão sem necessidade de usar ar preaquecido ou uma mistura de gás-ar como foi reportado na literatura.

Para uma vazão total de ar de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e uma a relação de ar entre os dois estágios (R_a) de 80%, o gaseificador possibilita a obtenção de um gás combustível com baixos teores de alcatrão e partículas de 54,25 e $102,4 \text{ mg/Nm}^3$ em comparação com teores de alcatrão de partículas de 418,95 e $146,03 \text{ mg/Nm}^3$ obtidos para uma vazão total de ar de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e R_a de 0%. Este resultado mostra que o uso do segundo estágio de ar permite uma redução de 87% no teor de alcatrão e uma redução de 29,9% de teor de partículas.

A relação de ar entre os dois estágios de 80% e uma vazão total de ar de $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ considerada por Martinez (2009) como o ponto de máxima eficiência do gaseificador

enquanto à concentração de gases principais e o poder calorífico, é também a condição de menor teor de alcatrão no gás produzido.

A análise de incerteza usada no trabalho, levando-se em conta que os resultados experimentais obtidos estão em função de um número considerável de variáveis, permite um maior grau de confiabilidade nos resultados. Para uma vazão total de ar de $20 \pm 0,45 \text{ Nm}^3/\text{h}$ e uma relação de ar entre os dois estágios (Ra) de 80%, foi obtido um gás combustível com conteúdo de CO de $19,2 \pm 0,36 \text{ \%v}$, H_2 de $17,14 \pm 0,13 \text{ \%v}$, CH_4 de $1,3 \pm 0,07 \text{ \%v}$, CO_2 de $14,22 \pm 0,19\%v$, alcatrão de $54,25 \pm 0,66 \text{ mg/Nm}^3$, partículas de $102,4 \pm 1,09 \text{ mg/Nm}^3$ e poder calorífico inferior de $4,74 \pm 0,5 \text{ MJ/Nm}^3$. Isto comprova a robustez dos resultados obtidos e da interpretação dos mesmos.

Estatisticamente a variação da vazão total de ar e a relação de ar entre os dois estágios (Ra) mostrou ter efeito significativo na variação da temperatura e como consequência também influenciou no teor de alcatrão no gás, já que as maiores temperaturas se produzem com o craqueamento do alcatrão.

Os testes experimentais evidenciaram que, para vazões totais de ar de 18 e $20 \text{ Nm}^3/\text{h}$ o conteúdo de partículas tende a diminuir quando o Ra aumenta de 0% até 80%, enquanto para uma vazão total de ar de $22 \text{ Nm}^3/\text{h}$ o conteúdo de partículas aumenta quando o Ra também aumenta. Isso ocorre devido ao fato de que quanto maior o fluxo de ar se produz maior arrasto de cinzas no processo, aumentando assim o teor de partículas no gás.

Para um mesmo valor da vazão total de ar, a produção de alcatrão diminuiu com o aumento da relação de ar entre os dois estágios (Ra). Isto ocorre porque para maiores valores de Ra a quantidade de ar fornecido ao segundo estágio é maior, promovendo a destruição do alcatrão por oxidação. Maiores valores de Ra e vazão total de ar dão lugar a uma maior produção de gases ao aumentar a temperatura, de tal forma que, modificando esses fatores é possível conseguir redução no conteúdo de alcatrão.

O gaseificador possibilita a obtenção de um gás combustível com teor de alcatrão menor a 100 mg/Nm^3 , que faz viável seu uso em motores alternativos de combustão interna MACI. No entanto o teor de material particulado é maior a 50 mg/Nm^3 , fazendo com que o gás não esteja em condições adequadas para ser usado em um MACI. Neste sentido e tendo em conta os requisitos do motor em termos de teores de alcatrão e partículas é necessário usar um sistema de limpeza que permita remover o excesso de partículas no gás e desta forma possibilitar seu uso em MACIs.

5.2. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Realizar uma análise detalhada do tipo de alcatrões formados durante o processo de gaseificação da biomassa.

A partir do ponto de máxima eficiência do gaseificador, determinar a máxima eficiência na conversão do carvão e produção de gás por quilograma de biomassa.

Não há informação suficiente sobre o material coletado no filtro, recomenda-se fazer uma análise de distribuição do tamanho das partículas.

Estudar o efeito da injeção de ar preaquecido, vapor de água e oxigênio nas concentrações do gás produzido, poder calorífico do gás, eficiência do processo, teor de alcatrão e partículas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABDUL SALAM, P., KUMAR, S., & SIRIWARDHANA, M. (2010). *The status of biomass gasification*. Thailand and Cambodia: Energy Environment Partnership (EEP), Mekong Region, 103 p.
- ABIMCI. (2009). *Associação Brasileira da Indústria de Madeira Processada Mecanicamente. Estudo Setorial 2009 ANO BASE 2008*, 48 p.
- ABNT, & INMETRO. (2003). *Guia para a Expressão da Incerteza de Medição (GUM)* (Terceira edição brasileira em língua portuguesa ed.). Rio de Janeiro: ABNT - INMETRO, 120 p.
- ABU EL-RUB, Z., BRAMER, E. A., & BREM, G. (2004). Review of Catalysts for Tar Elimination in Biomass Gasification Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 43, pp. 6911-6919.
- ANDRADE, R. V. (2007). *Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental*. Tese Doutorado, Universidade Federal de Itajubá, Instituto de Engenharia Mecânica, Itajubá, 205 p.
- ANDRADE, R. V., LORA, E. E., & JAÉN, R. L. (2011). Análise da operação de um gaseificador co-corrente de duplo estágio acoplado a um motor de combustão interna de ignição por centelha. *CIBEM 10*, (p. 11). Porto, Portugal.
- ANIS, S., & ZAINAL, Z. (2011). Tar reduction in biomass producer gas via mechanical, catalytic and thermal methods: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 15, pp. 2355–2377.
- BARRIO, M. (2002). *Experimental investigation of small-scale gasification of woody biomass*. Tese de Doutorado, The Norwegian University of Science and Technology, Faculty of Engineering Science and Technology, Norway, 222 p.
- BASU, P. (2010). *Handbook Biomass gasification and pyrolysis : practical design and theory*. Burlington: Elsevier, 364 p.

- BEENACKERS, A. (1999). Biomass gasification in moving beds, a review of European technologies. *Renewable Energy*, vol. 16, pp. 1180-1186.
- BELGIORNO, V., DE FEO, G., DELLA ROCCA, C., & NAPOLI, R. (2003). Energy from gasification of solid wastes. *Waste Management*, vol. 23, pp. 1–15.
- BHATTACHARYA, S. C., & DUTTA, A. (1999). Two-stage gasification of wood with preheated air supply: a promising technique for producing gas of low tar content. *ISES (International Solar Energy Society) Solar World Congress*, pp. 1 - 5.
- BHATTACHARYA, S., SIDDIQUE, A. M., & PHAM, H.-L. (1999). A study on wood gasification for low-tar gas production. *Energy*, vol. 24, pp. 285–296.
- BOERRIGTER, H., PAASEN, S. V., BERGMAN, P., KÖNEMANN, J., EMMEN, R., & WIJNANDS, A. (2005). “OLGA” Tar removal technology. Netherlands: ECN, 58 p.
- BORGIANNI, C., FILIPPIS, P. D., POCHETTI, F., & PAOLUCCI, M. (2002). Gasification Process of Wastes Containing PVC. *Fuel*, vol. 81, pp. 1827 - 1833.
- BRANDT, P., LARSEN, E., & HENRIKSEN, U. (2000). High Tar Reduction in a Two-Stage Gasifier. *Energy & Fuels*, vol. 14, pp. 816-819.
- BRIDGWATER, A. V. (1995). The Technical and Economic Feasibility of Biomass Gasification for Power Generation. *Fuel*, vol. 74, pp. 631–653.
- CAO, Y., WANG, Y., RILEY, J. T., & PAN, W.-P. (2006). A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas. *Fuel Processing Technology*, vol. 87, pp. 343 – 353.
- DAYTON, D. (2002). *A Review of the Literature on Catalytic Biomass Tar Destruction*. Colorado: NREL (National Renewable Energy Laboratory), 33 p.
- DEVI, L., PTASINSKI, K. J., & JANSSEN, F. J. (2003). A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass and Bioenergy*, vol. 24, pp. 125 – 140.
- FAGBEMI, L., KHEZAMI, L., & CAPART, R. (2001). Pyrolysis products from different biomasses: application to the thermal cracking of tar. *Applied Energy*, vol. 69, pp. 293–306.
- FILIPPIS, P. D., BORGIANNI, C., PAOLUCCI, M., & POCHETTI, F. (2004). Gasification process of Cuban bagasse in a two-stage reactor. *Biomass and Bioenergy*, vol. 24, pp. 247 – 252.
- FUSHIMI, C., WADA, T., & TSUTSUMI, A. (2010). Inhibition of steam gasification of biomass char by hydrogen and tar. *Biomass and Bioenergy*, vol. xxx, pp. 1 - 7.
- GÓMEZ-BAREA, A., & LECKNER, B. (2010). Modeling of biomass gasification in fluidized bed. *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 36, pp. 444–509.

- GONZÁLEZ, M. G. (2008). *Sistema de generación eléctrica con pila de combustible de óxido sólido alimentado con residuos forestales y su optimización mediante algoritmos basados en nubes de partículas*. Tesis Doctoral, Universidad Nacional de Educación a Distancia, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Electrónica y de Control, España, 326 p.
- GUPTA, A., & CICHONSKI, W. (2007). Ultrahigh Temperature Steam Gasification of Biomass and Solid Wastes. *ENVIRONMENTAL ENGINEERING SCIENCE*, vol. 24, pp. 1179 - 1189.
- HAN, J., & KIM, H. (2008). The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 12, pp. 397–416.
- 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., R AHRENFELDT, J., JENSEN, T. K., GØBE, 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., ARANDA-ALMANSA, G., & BULA, A. (2010). Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: Effect of the particle size and the residence time. *Fuel Processing Technology*, vol. 91, pp. 681–692.
- HIGMAN, C., & VAN DER BURGT, M. (2008). *Gasification* (2ª Edição ed.). Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier, 435 p.
- HINDSGAUL, C., SCHRAMM, J., GRATZ, L., & HENRIKSEN, U. (2000). Physical and chemical characterization of particles in producer gas from wood chips. *Bioresource Technology*, vol. 73, pp. 147-155.
- HSI, C.-L., WANG, T.-Y., TSAI, C.-H., CHANG, C.-Y., LIU, C.-H., CHANG, Y.-C., & KUO, J.-T. (2008). Characteristics of an Air-Blown Fixed-Bed Downdraft Biomass Gasifier. *Energy & Fuels*, vol. 22, pp. 4196–4205.
- 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.
- JANGSAWANG, W., GUPTA, A. K., KITAGAWA, K., & LEE, S. C. (2007). High Temperature Steam and Air Gasification of Non-woody Biomass Wastes. *Asian Journal on Energy and Environment*, vol. 08, pp. 601-609.
- JAOJARUEK, K., JARUNGTHAMMACHOTE, S., GRATUITO, M. K., WONGSUWAN, H., & HOMHUAL, S. (2011). Experimental study of wood downdraft gasification for an improved producer gas quality through an innovative two-stage air and premixed air/gas supply approach. *Bioresource Technology*, vol. 102, pp. 4834–4840.

- JARUNGTHAMMACHOTE, S., & DUTTA, A. (2010). Experimental investigation of a multi-stage air-steam gasification process for hydrogen enriched gas production. *International Journal of Energy Research*, vol. 36, pp. 335 - 345.
- JUUTILAINEN, S. J., SIMELL, P. A., & KRAUSE, A. O. (2006). Zirconia: Selective oxidation catalyst for removal of tar and ammonia from biomass gasification gas. *Applied Catalysis B: Environmental*, vol. 62, pp. 86–92.
- KALISZ, S., LUCAS, C., JANSSON, A., & BLASIAK, W. (30 Aug.-2 Sept. 2004). Continuous High Temperature Air/steam Gasification (HTAG) of Biomass. *Proceeding of 6th Int. Conference on Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion*, (pp. 1-12). Victoria, Canada.
- KIM, J.-W., MUN, T.-Y., KIM, J.-O., & KIM, J.-S. (2011). Air gasification of mixed plastic wastes using a two-stage gasifier for the production of producer gas with low tar and a high caloric value. *Fuel*, vol. 90, pp. 2266–2272.
- KLASS, D. L. (1998). *Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals* (1^o Edição ed.). Academic Press, 651 p.
- KNIGHT, R. A. (2000). Experience with raw gas analysis from pressurized gasification of biomass. *Biomass and Bioenergy*, vol. 18, pp. 67-77.
- KNOEF, H. (2005). *Handbook Biomass Gasification*. Netherlands: BTG Biomass Technology Group B.V., 378 p.
- KRAMREITER, R., URL, M., KOTIK, J., & HOFBAUER, H. (2008). Experimental investigation of a 125 kW twin-fire fixed bed gasification pilot plant and comparison to the results of a 2 MW combined heat and power plant (CHP). *Fuel Processing Technology*, vol. 89, pp. 90–102.
- KUMAR, A., JONES, D. D., & HANNA, M. A. (2009). Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology. *Energies*, vol. 2, pp. 556-581.
- LEE, S., SPEIGHT, J. G., & LOYALKA, S. K. (2007). *Handbook of alternative fuel technologies* (1^o Edição ed.). New York: Taylor & Francis Group, LLC., 552 p.
- LV, P., XIONG, Z., CHANG, J., WU, C., CHEN, Y., & ZHU, J. (2004). An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed. *Bioresource Technology*, vol. 95, pp. 95–101.
- 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.
- 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*. Dissertação de Mestrado em Conversão de Energia, Universidade Federal de Itajubá, Instituto de Engenharia Mecânica, Itajubá, 193 p.

- MARTÍNEZ, J. D., SILVA LORA, E. E., ANDRADE, R. V., & JAÉN, R. L. (2011). Experimental study on biomass gasification in a double air stage downdraft reactor. *Biomass and Bioenergy*, vol. xxx, pp. 1-16.
- MCKENDRY, P. (2002). Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. *Bioresource Technology*, vol. 83, pp. 55–63.
- MCKENDRY, P. (2002a). Energy production from biomass (part 1): overview of biomass. *Bioresource Technology*, vol. 83, pp. 37–46.
- MILNE, T., EVANS, R., & ABATZOGLOU, N. (1998). *Biomass Gasifier “Tars”: Their Nature, Formation and Conversion*. Colorado: NREL (National Renewable Energy Laboratory), 187 p.
- MONTGOMERY, D. C., RUNGER, & C., G. (2006). *Probabilidad y estadística aplicadas a la ingeniería* (2° Edição ed.). Mexico D.C: Editorial Limusa S.A. de C.V., 817 p.
- MUN, T.-Y., SEON, P.-G., & KIM, J.-S. (2010). Production of a producer gas from woody waste via air gasification using activated carbon and a two-stage gasifier and characterization of tar. *Fuel*, vol. 89, pp. 3226–3234.
- NARVAÉZ, 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.
- NEEFT, J., KNOEF, H., & ONAJI, P. (1999). *Behaviour of tar biomass gasification system, Tar related problems and their solutions*. Utrecht: Novem BV - Netherlands agency for energy and the environment, 94 p.
- NEEFT, J., KNOEF, H., ZIELKE, U., SJÖSTRÖM, K., HASLER, P., SIMELL, P., . . . SUOMALAINEN, M. (1999). *Guideline for Sampling and Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gases*. Energy project ERK6-CT1999-20002 (Tar protocol), 61 p.
- OLOFSSON, I., NORDIN, A., & SÖDERLIND, U. (2005). *Initial Review and Evaluation of Process Technologies and Systems Suitable for Cost-Efficient Medium-Scale Gasification for Biomass to Liquid Fuels*. Energy Technology & Thermal Process Chemistry, 90 p.
- PARIKHA, J., CHANNIWALA, S., & GHOSAL, G. (2005). A correlation for calculating HHV from proximate analysis of solid fuels. *Fuel*, vol. 84, pp. 487–494.
- PFEIFER, C., KOPPATZ, S., & HOFBAUER, H. (2011). Steam gasification of various feedstocks at a dual fluidised bed gasifier: Impacts of operation conditions and bed materials. *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 1, pp. 39–53.
- PIRIOU, B. (2009). *Catalytic biomass gasification process in fluidized bed reactor*. Napoli, Itália: Universita' Degli Studi Di Napoli Federico II, 122 p.

- PUIG-ARNAVAT, M., BRUNO, J. C., & CORONAS, A. (2010). Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, pp. 2841–2851.
- QUAAK, P., KNOEF, H., & STASSEN, H. (1999). *Energy from Biomass A Review of Combustion and Gasification Technologies*. Washington, D.C.: The World Bank, 78 p.
- REED, T. B., & DAS, A. (1988). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifer Engine System*. Colorado: Solar Energy Research Institute (SERI), 140 p.
- RENSFELT, E. (2005). *State of the Art of Biomass Gasification and Pyrolysis Technologies*. Acesso em 1 de Agosto de 2011, disponível em Ecotrafic: http://www.ecotrafic.se/synbios/konferans/presentationer/19_maj/gasification/synbios_rensfelt_erik.pdf
- REZAIYAN, J., & CHEREMISINOFF, N. P. (2005). *Gasification Technologies A Primer for Engineers and Scientists*. New York: Taylor & Francis Group, 336 p.
- RÖNKKÖNEN, H., SIMELL, P., REINIKAINEN, M., KRAUSE, O., & VERINGA NIEMELÄ, M. (2010). Catalytic clean-up of gasification gas with precious metal catalysts – A novel catalytic reformer development. *Fuel*, vol. 89, pp. 3272–3277.
- STEVENS, D. J. (2001). *Hot Gas Conditioning: Recent Progress With Larger-Scale Biomass Gasification Systems*. Colorado: NREL, National Renewable Energy Laboratory, 89 p.
- SUN, S., ZHAO, Y., LING, F., & SU, F. (2009). Experimental research on air staged cyclone gasification of rice husk. *vol. 90*, pp. 465–471.
- SUTTON, D., KELLEHER, B., & ROSS, J. R. (2001). Review of literature on catalysts for biomass gasification. *Fuel Processing Technology*, vol. 73, pp. 155–173.
- TZENG, L. M. (2007). *Characterization of a bubbling fluidized bed biomass gasifier*. Thesis of Master of Science, Universiti Sains Malaysia, 136 p.
- U.S ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (EPA). (2007). *Combined Heat and Power Partnership*. EPA.
- VALIN, S., RAVEL, S., GUILLAUDEAU, J., & THIERY, S. (2010). Comprehensive study of the influence of total pressure on products yields in fluidized bed gasification of wood sawdust. *Fuel Processing Technology*, vol. 91, pp. 1222–1228.
- VAN DER DRIFT, A., BOERRIGTER, H., CODA, B., CIEPLIK, M., & HEMMES, K. (2004). *Entrained flow gasification of biomass*. ECN, 58 p.
- WALDHEIM, L., & NILSSON, T. (2001). *Heating value of gases from biomass gasification*. IEA Bioenergy Agreement, Task 20 - Thermal Gasification of Biomass, 60 p.

- WANG, L., WELLER, C. L., JONES, D. D., & HANNA, M. A. (2008). Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production. *Biomass and Bioenergy*, vol. 32, pp. 573 – 581.
- WANG, Y., YOSHIKAWA, K., NAMIOKA, T., & HASHIMOTO, Y. (2007). Performance optimization of two-staged gasification system for woody biomass. vol. 88, pp. 243–250.
- WARREN, T. B., POULTER, R., & PARFITT, R. (1995). Converting Biomass to Electricity on a Farm-sized Scale using Downdraft Gasification and a Spark-ignition Engine. *Bioresource Technology*, vol. 52, pp. 95-98.
- WEI, L., XU, S., ZHANG, L., LIU, C., ZHU, H., & LIU, S. (2007). Steam gasification of biomass for hydrogen-rich gas in a free-fall reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*, 32, pp. 24 - 31.
- XIAO, X., DUNG LE, D., MORISHITA, K., ZHANG, S., LI, L., & TAKARADA, T. (2010). Gasifier, Multi-stage biomass gasification in Internally Circulating Fluidized-bed (ICFG): Test operation of animal-waste-derived biomass and parametric investigation at low temperature. *Fuel Processing Technology*, vol. 91, pp. 895–902.
- XU, G., MURAKAMI, T., SUDA, T., MATSUZAW, Y., & TANI, H. (2009). Two-stage dual fluidized bed gasification: Its conception and application to biomass. *fuel Processing Tecnology*, vol. 90, pp. 137-144.
- YI, S., & YONGHAO, L. (2009). EXPERIMENT ON RICE STRAW GASIFICATION IN A TWO-STAGE GASIFIER. *Power and Energy Engineering Conference* (pp. 1 - 4). Shanghai, China: School of mechanical engineering, Shanghai Jiao Tong University.
- ZAINAL, Z., RIFAU, A., QUADIR, G., & SEETHARAMU, K. (2002). Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier. *Journal of Biomass and Bioenergy*, vol. 23, pp. 283 – 289.

Anexo A.

PLANEJAMENTO FATORIAL

De acordo com Montgomery e Runger (2006) o modelo estatístico do planejamento fatorial com dois fatores é dado pela eq. (A.1):

$$Y_{ijk} = \mu + \tau_i + \beta_j + (\tau\beta)_{ij} + \varepsilon_{ijk} \quad (\text{A.1})$$

Sendo que,

μ é a média dos resultados,

τ_i é o efeito principal do fator A,

β_j é o efeito principal do fator B,

$(\tau\beta)_{ij}$ é o efeito da interação dos fatores A e B,

ε_{ijk} é o erro experimental

A análise de variância (ANOVA) pode ser utilizada para determinar os coeficientes da eq. (A.1), que também pode ser utilizada para verificar se esses efeitos são significativos nas respostas. A seguir, são mostradas equações (Equação A.2; A.3; A.4; A.5 e A.6) para o cálculo das somas quadráticas para uma análise de variância com dois fatores (Montgomery; Runger, 2006).

$$SS_T = \sum_{i=1}^a \cdot \sum_{j=1}^b \cdot \sum_{k=1}^n y_{ijk}^2 - \frac{y^2}{abn} \quad (\text{A.2})$$

$$SS_A = \sum_{i=1}^a \frac{y_{i..}^2}{bn} - \frac{y^2_{..}}{abn} \quad (\text{A.3})$$

$$SS_B = \sum_{j=1}^b \frac{y_{.j.}^2}{an} - \frac{y^2_{..}}{abn} \quad (\text{A.4})$$

$$SS_{AB} = \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^b \frac{y_{ij}^2}{n} - \frac{y^2_{..}}{abn} - SS_A - SS_B \quad (\text{A.5})$$

$$SS_E = SS_T - SS_{AB} - SS_A - SS_B \quad (\text{A.6})$$

Anexo B.

VALORES DE COEFICIENTE STUDENT PARA V GRAUS DE LIBERDADE

Tabela B.1. Valor de $t_p(V)$ do coeficiente student, para v graus de liberdade, que define um intervalo de $-t_p(v)$ a $+t_p(v)$, que compreende a fração p do coeficiente

Graus de liberdade	Fração p(%)					
	68,27	90	95	95,45	99	99,73
v						
1	1,84	6,31	12,71	13,97	63,66	235,8
2	1,32	2,92	4,3	4,53	9,92	19,21
3	1,2	2,35	3,18	3,31	5,84	9,22
4	1,14	2,13	2,78	2,87	4,6	6,62
5	1,11	2,02	2,57	2,65	4,03	5,51
6	1,09	1,94	2,45	2,52	3,71	4,9
7	1,08	1,89	2,36	2,43	3,5	4,53
8	1,07	1,86	2,31	2,37	3,36	4,28
9	1,06	1,83	2,26	2,32	3,25	4,09
10	1,05	1,81	2,23	2,28	3,17	3,96
11	1,05	1,8	2,2	2,25	3,11	3,85
12	1,04	1,78	2,18	2,23	3,05	3,76
13	1,04	1,77	2,16	2,21	3,01	3,69
14	1,04	1,76	2,14	2,2	2,98	3,64
15	1,03	1,75	2,13	2,18	2,95	3,59
16	1,03	1,75	2,12	2,17	2,92	3,54
17	1,03	1,74	2,11	2,16	2,9	3,51

18	1,03	1,73	2,1	2,15	2,88	3,48
19	1,03	1,73	2,09	2,14	2,86	3,45
20	1,03	1,72	2,09	2,13	2,85	3,42
25	1,02	1,71	2,06	2,11	2,79	3,33
30	1,02	1,7	2,04	2,09	2,75	3,27
35	1,01	1,7	2,03	2,07	2,72	3,23
40	1,01	1,68	2,02	2,06	2,7	3,2
45	1,01	1,68	2,01	2,06	2,69	3,18
50	1,01	1,68	2,01	2,05	2,68	3,16
100	1,005	1,66	1,984	2,025	2,626	3,077
∞	1	1,645	1,96	2	2,576	3

Anexo C.

ANÁLISE DA VARIÂNCIA (ANOVA)

A seguir são apresentadas as tabelas que correspondem à análise ANOVA que descompõe respectivamente a variabilidade na produção de CO, H₂, CO₂, CH₄, a formação de alcatrão e partículas, assim como também a variabilidade da temperatura nas contribuições devidas a os fatores Ra e vazão total de ar.

Tabela C.1. Análise da variância para a produção de H₂ - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	7,23607	2	3,61803	7,71	0,0424
B: Ra	0,1526	2	0,0763	0,16	0,8552
Resíduos	1,87613	4	0,469033		
Total (corrigido)	9,2648	8			

Tabela C.2. Contribuição de cada fator à variância para a produção de H₂.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	7,23607	2	3,61803	1,0933	76,38
B: Ra	2,02873	6	0,338122	0,338122	23,62
Resíduos	9,2648	8			

Tabela C.3. Análise da variância para a produção de CO - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	10,1758	2	5,08788	13,01	0,0178
B: Ra	5,03069	2	2,51534	6,43	0,0563
Resíduos	1,56484	4	0,391211		
Total (corrigido)	16,7713	8			

Tabela C.4. Contribuição de cada fator à variância para a produção de CO.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	10,1758	2	5,08788	1,32954	54,74
B: Ra	6,59553	6	1,09926	1,09926	45,26
Resíduos	16,7713	8			

Tabela C.5. Análise da variância para a produção de CH₄ - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	0,012422	2	0,006211	0,65	0,5693
B: Ra	0,516156	2	0,258078	27,04	0,0047
Resíduos	0,038178	4	0,009544		
Total (corrigido)	0,566756	8			

Tabela C.6. Contribuição de cada fator à variância para a produção de CH₄.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	0,012422	2	0,006211	0	0
B: Ra	0,554333	6	0,092389	0,092389	100
Resíduos	0,566756	8			

Tabela C.7. Análise da variância para a produção de CO₂ - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	8,15476	2	4,07738	13	0,0178
B: Ra	0,578822	2	0,289411	0,92	0,4682
Resíduos	1,25438	4	0,313594		
Total (corrigido)	9,98796	8			

Tabela C.8. Contribuição de cada fator à variância para a produção de CO₂.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	8,15476	2	4,07738	1,25728	80,45
B: Ra	1,8332	6	0,305533	0,305533	19,55
Resíduos	9,98796	8			

Tabela C.9. Análise da variância do PCI - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	0,0314	2	0,0157	0,13	0,8823
B: Ra	0,211667	2	0,105833	0,87	0,4853
Resíduos	0,486133	4	0,121533		
Total (corrigido)	0,7292	8			

Tabela C.10. Contribuição de cada fator à variância do PCI.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	0,0314	2	0,0157	0	0
B: Ra	0,6978	6	0,1163	0,1163	100
Resíduos	0,7292	8			

Tabela C.11. Análise da variância para a produção de alcatrão - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	263733	2	131867	1,22	0,3855
B: Ra	528341	2	264170	2,45	0,2023
Resíduos	431903	4	107976		
Total (corrigido)	1,22E+06	8			

Tabela C.12. Contribuição de cada fator à variância para a produção de alcatrão.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	263733	2	131867	0	0
B: Ra	960244	6	160041	160041	100
Resíduos	1,22E+06	8			

Tabela C.13. Análise da variância para a produção de partículas - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	9334,05	2	4667,03	0,95	0,4588
B: Ra	1708,02	2	854,011	0,17	0,8461
Resíduos	19595,9	4	4898,97		
Total (corrigido)	30637,9	8			

Tabela C.14. Contribuição de cada fator à variância para a produção de partículas.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	9334,05	2	4667,03	372,126	9,49
B: Ra	21303,9	6	3550,65	3550,65	90,51
Resíduos	30637,9	8			

Tabela C.15. Análise da variância para a Temperatura - soma de quadrados tipo III.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Quociente-F	P-Valor
Efeitos principais					
A: Ar	7117,38	2	3558,69	7,38	0,0454
B: Ra	7914,94	2	3957,47	8,21	0,0384
Resíduos	1927,57	4	481,893		
Total (corrigido)	16959,9	8			

Tabela C.16. Contribuição de cada fator à variância para a temperatura.

Fonte	Soma de quadrados	GL	Quadrado médio	Com. Var.	Porcentagem
A: Ar	7117,38	2	3558,69	639,424	28,05
B: Ra	9842,51	6	1640,42	1640,42	71,95
Resíduos	16959,9	8			

Anexo D.

ARTIGOS DERIVADOS DO PRESENTE TRABALHO

D.1. *EVENTOS NACIONAIS*

Galindo, A. L.; Giraldo, S.Y.; Jaén, R. L; Andrade, R. V.; Cobas, V. M.; Lora, E. L; *"INFLUENCIA DEL SEGUNDO ESTADIO DE ENTRADA DE AIRE EN EL CONTENIDO DE ALQUITRÁN DEL GAS PRODUCIDO EN UN GASIFICADOR DE LECHO FIJO CO-CORRIENTE"*. VII Congresso Nacional de Engenharia Mecânica CONEM, São Luis - Maranhao - Brasil 2012. Estado do artigo aprobado.

Resumen:

La gasificación no es una tecnología reciente, pero está teniendo un interés renovado en la generación de energía a partir de biomasa. La gasificación de biomasa permite obtener un gas combustible de naturaleza renovable que puede ser usado para la generación de electricidad, calor, productos químicos y combustibles líquidos. El producto de la gasificación es una mezcla gaseosa, compuesta principalmente por hidrogeno y monoxido de carbono y dependiendo del tipo de agente de oxidación, nitrógeno, vapor de agua y dióxido de carbono. Sin embargo, dependiendo de las características de la biomasa y las condiciones de operación del proceso, también están presentes contaminantes como H₂S, COS, NH₃, HCN, HCl, alquitrán y material particulado, los cuales son causantes de corrosión, envenenamiento, deposición de carbono, incrustación, etc en tuberías y equipos aguas abajo del gasificador como motores, turbinas, y células a combustible, siendo que la producción de alquitrán representa uno de los mayores problemas. En este sentido los sistemas de gasificación con doble entrada de aire se han mostrado como una alternativa de buen desempeño para producción de gas con bajo contenido de alquitrán en comparación con otros gasificadores.

Este trabajo reporta los resultados experimentales de la gasificación de eucalipto en un reactor de lecho fijo co-corriente con doble entrada de aire. Fue aplicado análisis estadístico para determinar el efecto del flujo total de aire y la relación de aire entre las dos entradas (Ra) en la calidad del gas. Los resultados mostraron que la relación de aire (Ra) y el flujo total de aire tienen efecto significativo en la variabilidad de la temperatura, permitiendo una reducción del alquitrán en 87% cuando el reactor trabaja con doble inyección de aire en comparación con el suministro de aire por una sola etapa.

Palabras claves: Gasificación de biomasa, co-corriente de dos etapas, alquitrán, incertidumbre, varianza

D.2. EVENTOS INTERNACIONAIS

Galindo, A. L.; Giraldo, S.Y.; Jaén, R. L.; Cobas, V. M.; Andrade, R. V.; Lora, E. L.; *"EXPERIMENTAL STUDY OF TAR AND PARTICLES CONTENT OF THE SYNGAS PRODUCED IN A DOUBLE STAGE DOWNDRAFT GASIFIER"*. The 25th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, ECOS 2012, Perugia - Italy. Estado do artigo aprovado.

Abstract:

Biomass gasification is not a new technology, but there is a renewed interest in its further development, mainly to produce power and heat as part of locally based combined heat and power plants. The produced gas mainly consists of H₂, CO, CO₂, CH₄ and H₂O and some trace impurities such as H₂S, COS, NH₃, HCN, HCl, alkali, tar and particulate matter. These impurities are the responsible for clogging, corroding, poisoning and carbon deposition on different elements of the energy systems, like alternative internal combustion engines, gas turbines, also in fuel cells and auxiliary equipments, being necessary their removal or the adjusting of its concentration level, depending on the final application.

This work presents the experimental evaluation of the tar and particle content in the produced gas from fixed bed downdraft gasifier with two stages of air supply. A very widely considered technology for the biomass gasification is the downdraft fixed-bed reactor, because had shown to produce a gas with lower tar level, compared with other gasifiers. The experiments were carried out varying the amount of air supplied to the reactor and the air ratio between the two stages (AR). The temperatures in different points along of gasifier and the gas compositions were also measured. The results show that

there is an operational point where there is a coincidence of the highest conversion of the gasifier and the better quality of the gas, (higher calorific and lower tar content) and also that the use of a second stage can reduce the gas tar content up to 87%.

Keywords:

Biomass gasification, Double stage downdraft gasifier, Produced gas, Tar content, particle content.