

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

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**Projeto e Avaliação Computacional do  
Desempenho de um Gaseificador de Leito  
Fluidizado Circulante para Obtenção de Gás de  
Síntese a partir de Bagaço de Cana de Açúcar**

**Autor: Mónica Andrea Gualdrón Mendoza**

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

Itajubá, Março de 2009

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

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**Projeto e Avaliação Computacional do  
Desempenho de um Gaseificador de Leito  
Fluidizado Circulante para Obtenção de Gás de  
Síntese a partir de Bagaço de Cana de Açúcar**

**Autor: Mónica Andrea Gualdrón Mendoza**

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

**Curso: Mestrado em Engenharia Mecânica**

**Área de Concentração: Conversão de Energia**

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

Itajubá, Março de 2009

MG. – Brasil

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

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**Projeto e Avaliação Computacional do  
Desempenho de um Gaseificador de Leito  
Fluidizado Circulante para Obtenção de Gás de  
Síntese a partir de Bagaço de Cana de Açúcar**

**Autor: Mónica Andrea Gualdrón Mendoza**

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

**Composição da Banca Examinadora:**

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

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

**Prof. Dr. Marcio L. de Souza-Santos - FEM/UNICAMP**

## **Dedicatória**

*A Deus, por ser a luz e o motor que guia a minha vida,  
por me dar a força, o valor e a sabedoria para alcançar esta etapa.*

*Aos meus pais, Ludwing e Alicia, por seus grandes sacrifícios,  
orações e apoio para fazer realidade este sonho.*

*À minha irmã, Erika, por seu apoio incondicional e conselhos.*

*Ao meu namorado, Felipe, por seu grande amor, espera e  
constantes palavras de ânimo.*

*A minha confidente e grande amiga, Doris, por todas as  
aventuras e belos momentos compartilhados.*

## **Agradecimentos**

Ao meu orientador, Electo Eduardo Silva Lora, pela amizade, orientação, confiança e dedicação nesses dois anos.

Ao pessoal do CENPES, pela oportunidade que me concederam na realização deste trabalho.

Ao professor Marcio L. de Souza-Santos, pela sua colaboração e disposição para me ajudar quando foi necessário.

Aos meus amigos, Jorge e Renata, pela amizade e inesquecíveis momentos.

Às meninas da república, Camilla, Mel, Lisa, Erika, Helôisa, Deise e Nathalia.

A todos os colegas do NEST e professores da Universidade Federal de Itajubá.

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

## Resumo

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

Recomendações para o projeto básico e uma metodologia preliminar para a determinação do diâmetro do reator de um gaseificador de leito fluidizado circulante (CFB) destinado a produzir gás de síntese (syngas) são apresentados. Estes são baseados em uma rigorosa revisão bibliográfica do estado-da-arte. Isto permitiu dimensionar um gaseificador CFB de 150 mm de diâmetro interno e 6,5 m de altura. Depois disso, foram preditas várias influências das condições operacionais sobre parâmetros relacionados à qualidade do gás e eficiência usando o software comercialmente disponível CSFMB (Comprehensive Simulator de leito fluidizado e Moving Bed Equipment).

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

Gaseificação, Leito Fluidizado Circulante, Syngas, Projeto, Biomassa, Avaliação computacional.

## **Abstract**

**GUALDRÓN, M. A. M. (2009)**, *Design and Computational Evaluation a Circulating Fluidized Bed Gasifier for Synthesis Gas Production from Sugar Cane Bagasse*, Itajubá, 144p. MSc. Dissertation - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

Recommendations for the basic design and a methodology for preliminary determination of the reactor diameter of a circulating fluidized bed gasifier (CFB) aimed to produce synthesis gas (syngas) are presented. Those are based on rigorous review of the state-of-the-art. Such allowed selecting a CFB gasifier with 150 mm internal diameter and 6,5 m high. After that, various influences of operational conditions on parameters related to the gas quality and efficiency were predicted using the commercially available software CSFMB (Comprehensive Simulator of Fluidized and Moving Bed Equipment).

### ***Keywords***

Gasification, Circulating Fluidized Bed, Syngas, Design, Biomass, Computational Evaluation.

## Sumário

<b>SUMÁRIO.....</b>	<b>I</b>
<b>LISTA DE FIGURAS .....</b>	<b>IV</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>VIII</b>
<b>SIMBOLOGIA.....</b>	<b>X</b>
<b>CAPÍTULO 1 .....</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>1.1 CONTEÚDO .....</b>	<b>2</b>
<b>CAPÍTULO 2 .....</b>	<b>3</b>
<b>GASEIFICAÇÃO PARA BIOCOMBUSTÍVEIS.....</b>	<b>3</b>
<b>2.1 BIOMASSA .....</b>	<b>3</b>
<b>2.2 GÁS DE SÍNTESE .....</b>	<b>4</b>
<b>2.3 ROTAS DE CONVERSÃO DA BIOMASSA .....</b>	<b>7</b>
2.3.1 Processos de Obtenção de Biosyngas.....	8
<b>2.4 GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA.....</b>	<b>8</b>
2.4.1 Cinética do Processo de Gaseificação .....	9
2.4.2 Tipos de Gaseificadores.....	11
2.4.3 Agente de Gaseificação .....	15
<b>2.5 PROCESSOS DE LIMPEZA E CONDICIONAMENTO PARA GÁS DE SÍNTESE</b> <b>.....</b>	<b>16</b>
2.5.1 Tecnologias para Remoção de Alcatrão .....	17
2.5.2 Limpeza Úmida de Gases a Baixa Temperatura .....	23
2.5.3 Limpeza a Seco dos Gases a Alta Temperatura .....	24
2.5.4 Condicionamento do Gás de Síntese .....	25
<b>2.6 GASEIFICAÇÃO PARA A PRODUÇÃO DE BIOSYNGAS .....</b>	<b>26</b>
2.6.1 Estado da Arte da Gaseificação para Gás de Síntese no Mundo .....	27

<b>2.7 PESQUISAS EXPERIMENTAIS EM GASEIFICADORES DE LFC .....</b>	<b>31</b>
2.7.1 Estudos em Escala Piloto .....	31
2.7.2 Estudos em Escala Comercial .....	34
<b>2.8 FERRAMENTAS COMPUTACIONAIS NA MODELAGEM DE GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO.....</b>	<b>38</b>
<b>CAPÍTULO 3 .....</b>	<b>40</b>
<b>LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE – LFC .....</b>	<b>40</b>
<b>3.1 FLUIDODINÂMICA DO LEITO FLUIDIZADO.....</b>	<b>40</b>
<b>3.2 PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS DE UM LEITO EM ESTADO DE FLUIDIZAÇÃO .....</b>	<b>42</b>
3.2.1 Diâmetro Equivalente de Partícula.....	42
3.2.2 Velocidade Mínima de Fluidização.....	43
3.2.3 Velocidade Terminal de uma Partícula .....	44
3.2.4 Velocidade de Transporte .....	44
<b>3.3 COMPARAÇÃO ENTRE O LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE E O CIRCULANTE .....</b>	<b>45</b>
<b>3.4 CONSIDERAÇÕES NO PROJETO DE GASEIFICADORES LFC.....</b>	<b>46</b>
3.4.1 Características Físico-Químicas da Biomassa .....	47
3.4.2 Eficiência do Gaseificador.....	50
3.4.3 Relação do agente de Gaseificação respeito à biomassa .....	50
3.4.4 Materiais do Leito .....	52
3.4.5 Velocidade Mássica Espacial Horária (WHSV – Weight Hourly Space Velocity)....	53
3.4.6 Taxa Superficial de Alimentação (Throughput-TR) .....	53
<b>CAPÍTULO 4 .....</b>	<b>54</b>
<b>METODOLOGIA .....</b>	<b>54</b>
<b>4.1 METODOLOGIA DO PROJETO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO .....</b>	<b>54</b>
4.1.1 Dimensionamento Preliminar do Reator LFC .....	55
4.1.2 Dimensionamento do Ciclone.....	58
4.1.3 Dimensionamento da Placa Distribuidora .....	62
4.1.4 Dimensionamento da Válvula “Loop seal” .....	64
<b>4.2 AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO GASEIFICADOR LFC DIMENSIONADO .....</b>	<b>67</b>
<b>CAPÍTULO 5 .....</b>	<b>70</b>
<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>70</b>

<b>5.1 RESULTADOS DO DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO</b>	
<b>LFC.....</b>	<b>70</b>
5.1.1 Projeto do Reator de Leito Fluidizado Circulante.....	70
5.1.2 Projeto do Ciclone .....	72
5.1.3 Projeto da Placa Distribuidora do Agente de Gaseificação .....	74
5.1.4 Projeto da Válvula “Loop seal”.....	75
<b>5.2 RESULTADOS DA MODELAGEM DO GASEIFICADOR LFC DIMENSIONADO</b>	
<b>.....</b>	<b>75</b>
5.2.1 Ar Como Agente de Gaseificação .....	77
5.2.2 Ar-Vapor como Agente de Gaseificação .....	86
5.2.3 Vapor-Oxigênio como Agente de Gaseificação.....	94
5.2.4 Uso de Material Inerte no Leito .....	101
<b>CAPÍTULO 6 .....</b>	<b>113</b>
<b>CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS FUTURAS.....</b>	<b>113</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>115</b>

## Lista de Figuras

Figura 1. Etapas do processo de obtenção de combustíveis pela rota termoquímica (tecnologias BTL), adaptado de Jenkins, 2007.....	5
Figura 2. Rotas de conversão da biomassa em biocombustíveis. (Jenkins, 2007) .....	7
Figura 3. Etapas principais da gaseificação da biomassa (Adaptado de Knoef, 2002). .....	9
Figura 4. Tipos de gaseificadores: a) Contracorrente “updraft”; b) Concorrente “downdraft”; c) De duplo estágio; d) Fluxo Cruzado (“Crossflow”); e) Leito fluidizado borbulhante; f) Leito Fluidizado Circulante. (a e b: McKendry, 2002; c e d: Battacharya <i>et al.</i> , 1999; e e f: Olofsson <i>et al.</i> , 2005).....	12
Figura 5. Sistema OLGA para a Limpeza de gases obtidos da gaseificação da biomassa (Boerrigter, 2005). .....	19
Figura 6. Limpeza úmida de gases a baixa temperatura (Hamelinck <i>et al.</i> , 2002).....	23
Figura 7. Limpeza seca dos gases a alta temperatura. (Hamelinck <i>et al.</i> , 2002).....	25
Figura 8. Opções tecnológicas da gaseificação para a produção de gás de síntese. (Silva, 2008) .....	27
Figura 9. Processo CHOREN Carbo-V <sup>®</sup> . (Rudloff, 2005).....	28
Figura 10. Processo SilvaGas, Batelle/FERCO. (Paisley <i>et al.</i> , 2004).....	30
Figura 11. Diagrama do processo da planta IGCC de Värnamo, Suécia, com as modificações propostas. ( <a href="http://www.chrisgas.com/">http://www.chrisgas.com/</a> ) .....	36
Figura 12. Regime fluidodinâmico do sistema gás-sólido dependendo da velocidade superficial do gás. (Kunii e Levenspiel, 1969).....	41
Figura 13. Esquema do sistema de gaseificação de leito fluidizado circulante.....	46
Figura 14. Principais parâmetros de um gaseificador de leito fluidizado circulante. ....	46
Figura 15. Esquema do algoritmo preliminar de cálculo do diâmetro do reator.....	55
Figura 16. Dimensões típicas de um ciclone. (Silva, 2000).....	58
Figura 17. Esquemas dos Injetores .....	62

Figura 18. Esquema do sistema de recirculação de sólidos “Loop seal”. (Basu, 2000) .....	65
Figura 19. Algoritmo do dimensionamento da válvula “Loop seal”. (Yue, 2008).....	66
Figura 20. Interface para a introdução dos dados de entrada no programa CSFMB.....	69
Figura 21. Interface dos dados de saída no programa CSFMB.....	69
Figura 22. Composição do gás de saída para diferentes fatores de ar. ....	78
Figura 23. Eficiência a frio e a quente e relação $H_2/CO$ para diferentes fatores de ar. ....	78
Figura 24. Temperatura e poder calorífico do gás de saída para diferentes fatores de ar.....	79
Figura 25. Concentração de $H_2$ , $CO$ e $CO_2$ no gás de saída para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837.....	80
Figura 26. Concentração de $CH_4$ , $NO$ e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837.....	80
Figura 27. Conversão de carbono, eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837.....	81
Figura 28. Relação $H_2/CO$ para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837. ....	82
Figura 29. Concentração de $H_2$ , $CO$ e $CO_2$ no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837.....	82
Figura 30. Concentração de $CH_4$ , $NO$ e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837. ....	83
Figura 31. Conversão de carbono, eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837. ....	84
Figura 32. Relação $H_2/CO$ para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837. ....	84
Figura 33. Temperatura do leito e do gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837.....	85
Figura 34. Concentração de $H_2$ no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.....	86
Figura 35. Concentração de $CO$ no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.....	87
Figura 36. Concentração de $CO_2$ no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor. ....	87
Figura 37. Concentração de $CH_4$ no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor. ....	88
Figura 38. Concentração de alcatrão no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.....	88
Figura 39. Temperatura do leito para diferentes vazões de ar+vapor.....	89
Figura 40. Conversão de carbono gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor. ....	89
Figura 41. Eficiência a frio para diferentes vazões de ar+vapor. ....	90
Figura 42. Relação molar $H_2/CO$ para diferentes vazões de ar+vapor. ....	90
Figura 43. Poder calorífico inferior do gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor. ....	91

Figura 44. Concentração de H <sub>2</sub> , CO e CO <sub>2</sub> no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.....	91
Figura 45. Concentração de CH <sub>4</sub> , NO e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.....	92
Figura 46. Temperatura do leito e do gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.....	92
Figura 47. Conversão de carbono, eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167. ....	93
Figura 48. Relação H <sub>2</sub> /CO e poder calorífico inferior do gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.....	93
Figura 49. Concentração de H <sub>2</sub> no gás de saída para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> .....	95
Figura 50. Concentração de CO no gás de saída para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> .....	95
Figura 51. Concentração de CO <sub>2</sub> no gás de saída para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> . ....	96
Figura 52. Concentração de CH <sub>4</sub> no gás de saída para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> . ....	96
Figura 53. Concentração de alcatrão no gás de saída para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> .....	97
Figura 54. Temperatura do leito para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> .....	97
Figura 55. Conversão de carbono para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> .....	98
Figura 56. Relação molar H <sub>2</sub> /CO para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> . ....	98
Figura 57. Poder calorífico inferior do gás de saída para diferentes vazões de vapor+O <sub>2</sub> . ....	99
Figura 58. Concentração de H <sub>2</sub> , CO e CO <sub>2</sub> no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33. ....	100
Figura 59. Concentração de CH <sub>4</sub> , NO e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33.....	100
Figura 60. Eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33.....	101
Figura 61. Relação H <sub>2</sub> /CO para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33.....	101
Figura 62. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes fatores de ar sobre a concentração de H <sub>2</sub> e CO.....	102
Figura 63. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes fatores de ar sobre a concentração de CH <sub>4</sub> e Alcatrão. ....	103
Figura 64. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes fatores de ar sobre a eficiência a frio e a temperatura dos gases de saída.....	103
Figura 65. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor/ar sobre a concentração de H <sub>2</sub> e CO.....	104

Figura 66. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor/ar sobre a concentração de CH <sub>4</sub> e alcatrão. ....	104
Figura 67. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor/ar sobre a eficiência a frio e a temperatura dos gases de saída.....	105
Figura 68. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor + oxigênio/biomassa sobre a concentração de H <sub>2</sub> e CO.....	105
Figura 69. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor + oxigênio/biomassa sobre a concentração de CH <sub>4</sub> e alcatrão. ....	106
Figura 70. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor + oxigênio/biomassa sobre a eficiência a frio e a temperatura dos gases de saída. ....	106
Figura 71. Comparação da composição de H <sub>2</sub> , CO e CO <sub>2</sub> obtidos na modelagem do GLFC usando ar como agente gaseificante.....	109
Figura 72. Comparação da composição de CH <sub>4</sub> e alcatrão obtidos na modelagem do GLFC usando ar como agente gaseificante.....	109
Figura 73. Comparação da relação H <sub>2</sub> /CO e do poder calorífico inferior obtidos na modelagem do GLFC usando ar como agente gaseificante. ....	110
Figura 74. Comparação da composição de H <sub>2</sub> , CO e CO <sub>2</sub> , e da relação H <sub>2</sub> /CO obtidos na modelagem do GLFC usando ar+vapor como agente gaseificante. ....	110
Figura 75. Comparação da composição de CH <sub>4</sub> e alcatrão obtidos na modelagem do GLFC usando ar+vapor como agente gaseificante.....	111
Figura 76. Comparação da composição de H <sub>2</sub> , CO e CO <sub>2</sub> , e da relação H <sub>2</sub> /CO obtidos na modelagem do GLFC usando O <sub>2</sub> +vapor como agente gaseificante. ....	112
Figura 77. Comparação da composição de CH <sub>4</sub> e alcatrão obtidos na modelagem do GLFC usando O <sub>2</sub> +vapor como agente gaseificante.....	112

## Lista de Tabelas

Tabela 1. Parâmetros de processo e relação de H <sub>2</sub> /CO para diferentes processos de síntese (Zuberbülher <i>et al.</i> , 2006).....	5
Tabela 2. Características requeridas do biosyngas para diferentes aplicações (Ciferno e Marano, 2002). .....	6
Tabela 3. Especificações do gás de síntese para processos FT (Bolhar-Nordenkampf <i>et al.</i> , 2004). .....	7
Tabela 4. Considerações de projeto e operação de gaseificadores de leito fluidizado. ....	14
Tabela 5. Vantagens e dificuldades técnicas da gaseificação com diferentes agentes de gaseificação (adaptado de Wang <i>et al.</i> , 2008, Tijmensen, 2000). .....	15
Tabela 6. Composição do gás de síntese para diferentes tipos de agente de gaseificação.....	16
Tabela 7. Impurezas e métodos de limpeza em sistemas de gaseificação para gás de síntese (Adaptado de Bridgwater, 2007). .....	17
Tabela 8. Composição típica do alcatrão no gás obtido a partir da gaseificação de biomassa (Coll <i>et al.</i> , 2001).....	18
Tabela 9. Teor de alcatrão no gás de saída para diferentes gaseificadores (Stevens, 2001; Han e Kim, 2008).....	18
Tabela 10. Remoção de particulados e alcatrão em vários sistemas de limpeza de gases (Hasler e Nussbaumer, 1999) .....	20
Tabela 11. Catalisadores mais utilizados nos processos de reforma de alcatrão (Wang <i>et al.</i> , 2008). .....	23
Tabela 12. Requerimentos e soluções referentes à etapa de condicionamento do gás de síntese. (Adaptado de Bridgwater, 2007) .....	25
Tabela 13. Condições de operação e composição do gás gerado mediante gaseificação em LFC. ....	37

Tabela 14. Dados da análise imediata e elementar do bagaço de cana dada por diferentes autores. ....	47
Tabela 15. Composição granulométrica media de amostras de bagaço com diferente tratamento na etapa de extração (moenda e difusor). (Arnao, 2007) .....	49
Tabela 16. Efeito da razão vapor/biomassa injetada sobre o teor de hidrogênio e alcatrão no gás gerado. (Adaptado de Corella <i>et al.</i> , 2008) .....	51
Tabela 17. Comparação da composição do gás obtido em testes de gaseificação de biomassa realizados por diferentes autores, utilizando misturas oxigênio/vapor como agente de gaseificação. (Siedlecki <i>et al.</i> , 2007) .....	52
Tabela 18. Constantes para o dimensionamento de ciclones de alta eficiência. (Swift, 1969, apud Basu, 2006, p. 399).....	59
Tabela 19. Dados de entrada e saída do software CSFMB. ....	68
Tabela 20. Parâmetros para o cálculo do diâmetro do reator. ....	71
Tabela 21. Resultados do cálculo do diâmetro do reator. ....	71
Tabela 22. Dados usados no projeto do ciclone. ....	72
Tabela 23. Composição molar do gás gerado a partir da gaseificação de bagaço com ar como agente gaseificante, usando o software CSFMB. ....	73
Tabela 24. Dimensões do ciclone projetado.....	73
Tabela 25. Composição granulométrica das cinzas de bagaço de cana de açúcar. (Mesa e Freire, 2004) .....	74
Tabela 26. Parâmetros calculados no projeto da placa distribuidora.....	74
Tabela 27. Parâmetros calculados no projeto da válvula “Loop Seal”. .....	75
Tabela 28. Principais parâmetros de entrada do gaseificador projetado.....	76
Tabela 29. Resultados da gaseificação de bagaço de cana utilizando diferentes tipos de agentes oxidantes, usando o software CSFMB. ....	107

## Simbologia

### Letras Latinas

A	Cinzas
A	Área da seção transversal do gaseificador, m <sup>2</sup>
Ar	Número de Arquimedes
CaMg(CO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	Dolomita
d	Diâmetro, mm
d <sub>pi</sub>	Diâmetro médio das partículas retidas entre uma peneira e a sua subseqüente, mm
D <sub>c</sub>	Diâmetro do ciclone, m
D <sub>r</sub>	Diâmetro do reator, m
g	Aceleração da gravidade, m/s <sup>2</sup>
G <sub>s</sub>	Taxa de circulação de sólidos, kg/s
GR	Razão vapor/oxigênio, (kg H <sub>2</sub> O+O <sub>2</sub> /h)/(kg biomassa/h)
h <sub>vap</sub>	Entalpia de vaporização, J/kg
H <sub>2</sub> /CO	Relação Hidrôgenio e Monóxido de Carbono
H <sub>r</sub>	Altura do reator
<i>m</i>	Vazão mássica, kg/s
m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	Normal Metro Cúbico
m	Massa, kg
M	Peso molecular, kg/kmol
<i>n</i>	Quantidade de moles, kmol
P	Pressão, Pa
Pot	Potência térmica, W
q <sub>g</sub>	Poder calorífico do gás gerado, kJ/m <sup>3</sup>

Re	Número de Reynolds
SB	Razão vapor/biomassa injetada, (kg H <sub>2</sub> O/h) / (kg biomassa/h)
T	Temperatura, K e quando for indicado °C
TR	Taxa Superficial de Alimentação, (Kg biomassa injetada/h) / m <sup>2</sup>
U	Velocidade, m/s
V	Voláteis
V	Volume, m <sup>3</sup>
$\dot{V}_g$	Vazão volumétrica de gás gerado, m <sup>3</sup> /s
$V_{sg}$	Velocidade superficial do gás, m/s
W	Umidade
$W_i$	Fração mássica das partículas
w <sub>45</sub>	Fração mássica de partículas com diâmetro menor a 45 µm
$Y_i$	Fração volumétrica de cada componente no gás

## Letras Gregas

$\Delta P$	Perda de pressão, Pa
$\varepsilon$	Porosidade
$\eta$	Eficiência, %
$\mu$	Viscosidade, kg/m s
$\rho$	Densidade, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{gran}$	Densidade a granel, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_p$	Densidade aparente das partículas, kg/m <sup>3</sup>

## Sobrescritos

S	Base seca
U	Base úmida

## Subscritos

a	Ambiente
av	Condição média
b	Leito denso
comb	Combustível
d	Distribuidor
Eq	Equivalente
g	Fase gasosa
mb	Condição mínima borbulhante
mf	Condição de mínima de fluidização
p	Partícula
S	Base seca
sol	Fase sólida
st	Standpipe
t	Condição terminal
tr	Condição de transporte

## Abreviações

AER	Reforma Melhorada por Adsorção
ASPEN PLUS	Advanced System for Process Engineering Plus
Biosyngas	Gás de Síntese apartir de Biomassa
BS	Base Seca
BTL	Biomass to Liquid
BU	Base Úmida
CF	Carbono Fixo
CFD	Computational Fluid Dynamic
CHRISGAS	Clean Hydrogen-rich Synthesis Gás
CPP	Limpeza por Pulsos de Pressão
CSFMB	Comprehensive Simulator for Fluidized Bed Moving
CTC	Centro de Tecnologia Copersucar
DMT	Deutsche Montan Technologie
ER	Razão de Equivalência
FA	Fator de Ar
FICFB	Fast Internally Fluidized Bed

FT	Fischer-Tropsch
GLFC	Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante
HTW	High Temperature Winkler
IGCC	Integrated Gasification Combined-Cycle
LFB	Leito Fluidizado Borbulhante
LFC	Leito Fluidizado Circulante
ppbv	Parte por Bilhão em Volume
ppm	Partes por Milhão
ppmv	Parte por Milhão em Volume
P&D	Pesquisa e Desenvolvimento
SBCR	Slurry Bubble Column Reactor
SNG	Gás Sintético Natural
Syngas	Gás de Síntese
TFBR	Tubular Fixed Bed Reactor
WHSV	Velocidade Mássica Espacial Horária

## **Siglas**

CIEMAT	Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas
ECN	Centro de Pesquisa em Energia da Holanda
IGT/GTI	Institute of Gas Technology
TPS	Termiska Processer AB
TUV	Universidade Técnica de Viena
UMSICHT	Institute for Environmental, Safety and Energy Technology da Alemanha

## Capítulo 1

# INTRODUÇÃO

Até o ano de 2000 as fontes de energia fóssil (petróleo, gás natural e carvão) representavam por volta de 80% da energia consumida no mundo. Embora não se prevê uma redução acentuada no atual modelo de consumo energético mundial, existe uma leve tendência de declínio no uso das fontes de energia fóssil, motivada provavelmente, por aspectos tais como: impactos ambientais e esgotamento continuado das reservas de petróleo.

Na busca de novas fontes sustentáveis de energia a biomassa parece ser uma opção perspectiva e de potencial considerável. As recentes preocupações sobre o incremento das quantidades de CO<sub>2</sub> na atmosfera indicam o uso da biomassa renovável como uma fonte de energia que não provoca efeito estufa, uma vez que o CO<sub>2</sub> liberado durante a combustão é convertido imediatamente em matéria vegetal pela próxima geração de plantas.

O Brasil, considerado grande produtor de biomassa vegetal energética e com um desenvolvimento agrícola com escala de produção para diversas culturas tradicionais capaz de justificar grandes aproveitamentos, é um país com elevado potencial de geração de resíduos de biomassa. Existe, portanto, um potencial energético de biomassa de caráter regional (ou local), contínuo, renovável, e até sustentável, que poderia produzir um sólido impacto sócio-econômico e ambiental.

Atualmente, a alta demanda mundial por fontes de energia renovável é um dos principais motivadores do crescente interesse na utilização de sistemas de gaseificação. Este fenômeno se vê refletido no aumento no número de projetos e do investimento relacionados com a produção de gás de síntese, mediante sistemas de gaseificação. A biomassa, geralmente, é utilizada como fonte de calor e para geração de eletricidade a partir da sua

combustão em fornos e caldeiras acoplados ou não a turbinas a vapor. A gaseificação de biomassa, a sua conversão num gás combustível, permite a utilização de motores e turbinas em aplicações de geração, o que constitui um potencial técnico para o acréscimo da eficiência de conversão. A partir da biomassa também é possível obter hidrocarbonetos com características semelhantes aos combustíveis líquidos comerciais (gasolina e diesel). Existem duas rotas de conversão da biomassa lignocelulósica em biocombustíveis, a rota termoquímica e a rota bioquímica. Ambas as rotas ainda apresentam sérios desafios científicos e tecnológicos.

A rota termoquímica (processos BTL - “Biomass to liquid”) através da pirólise e/ou gaseificação da biomassa, passa pela obtenção de gás de síntese (biosyngas), seguido da síntese catalítica ou da fermentação, o que torna possível a obtenção de hidrocarbonetos, álcoois, hidrogênio, amônia, gás natural sintético, etc. A rota bioquímica consiste na produção do bioetanol a partir da hidrólise e fermentação da biomassa celulósica e lignocelulósica. O custo da produção de bioetanol a partir de matérias lignocelulósicas é relativamente alto, se comparado as atuais tecnologias de produção com matérias-primas açucaradas

## 1.1 CONTEÚDO

No capítulo 2 desse trabalho são abordados os principais conceitos envolvidos na gaseificação de biomassa para a produção de biocombustíveis. A partir do estado da arte da aplicação de gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC) para a obtenção de gás de síntese a partir de biomassa (biosyngas), no capítulo 3, apresentam-se os conceitos fluidodinâmicos básicos, assim como as recomendações e valores adequados dos principais parâmetros a ter em conta durante o projeto e operação deste tipo de gaseificador. No capítulo 4, destaca-se a metodologia de dimensionamento dos principais elementos do sistema de gaseificação em leito fluidizado circulante para a obtenção de gás de síntese a partir de bagaço de cana de açúcar usando inicialmente ar como agente de gaseificação, visando à produção de combustíveis líquidos via Fischer-Tropsch. Os resultados do dimensionamento dos diferentes elementos do sistema de gaseificação, assim como os resultados da avaliação do desempenho do gaseificador projetado, obtidos utilizando o software comercial CSFMB - Comprehensive Simulator for Fluidized Moving Bed, são mostrados no capítulo 5. Finalmente, são apresentadas as conclusões desse trabalho.

## Capítulo 2

# GASEIFICAÇÃO PARA BIOCOMBUSTÍVEIS

A gaseificação da biomassa, a sua conversão num gás combustível, permite a utilização de motores e turbinas em aplicações de geração, o que constitui um potencial técnico para o acréscimo da eficiência de conversão. A partir da biomassa também é possível obter hidrocarbonetos com características semelhantes aos combustíveis líquidos comerciais (gasolina e diesel). Neste capítulo são apresentados os principais conceitos envolvidos na gaseificação de biomassa para a produção de biocombustíveis.

## 2.1 BIOMASSA

A biomassa engloba a matéria vegetal obtida através da fotossíntese e os seus derivados, tais como: resíduos florestais e agrícolas, resíduos animais e a matéria orgânica contida nos resíduos industriais, domésticos, municipais, que pode ser utilizada na produção de energia (Nogueira e Lora, 2003). É composta por celulose, hemicelulose e lignina. A celulose é utilizada na produção de polpas celulósicas e na obtenção de fibras naturais. A hidrólise da biomassa produz glicose a qual pode ser fermentada para produzir etanol que por sua vez pode fornecer etileno, buteno e outros produtos químicos.

As ligninas são hidrofóbicas e podem ser transformadas em óleos com características semelhantes ao petróleo por meio de hidrogenólise. Processos pirolíticos aplicados à lignina fornecem produtos químicos como fenol e ácido acético. As ligninas são também utilizadas na

gaseificação com oxigênio para produzir gás de síntese utilizado na produção de biocombustíveis.

Em comparação com os combustíveis fósseis, a utilização da biomassa como combustível apresenta algumas vantagens como, por exemplo, a redução das emissões de gases de efeito estufa quando utilizada de maneira sustentável. Além do seu aproveitamento direto por meio da combustão da matéria orgânica em fornos ou caldeiras.

## 2.2 GÁS DE SÍNTESE

Gás de síntese ou syngas é o nome dado a uma mistura de gases de composição química variada formada a partir da gaseificação da biomassa ou de outros combustíveis sólidos. É composto basicamente por uma mistura de hidrogênio ( $H_2$ ) e monóxido de carbono (CO) com aplicação em processos industriais de produção de hidrogênio para células combustíveis, metanol e vários produtos químicos, como a amônia. O biosyngas é o gás de síntese produzido a partir da biomassa. Alguns autores diferenciam um gás de síntese de menor qualidade (baixo poder calorífico) possível de ser utilizado em motores de combustão interna alternativos, turbinas a gás ou para a queima direta em fornos e caldeiras. A poligeração consiste no uso do gás de gaseificação tanto para processos de síntese como para a geração de eletricidade numa única planta. No caso da via bioquímica de conversão existe a opção de gaseificar os resíduos de lignina.

Todas as aplicações do gás de síntese estabelecem determinados requerimentos de qualidade do gás no que diz respeito ao seu poder calorífico, concentração dos componentes principais e de impurezas que visam à proteção dos equipamentos, evitando entupimentos, deposições, corrosão e erosão. As principais impurezas, cujo teor está limitado nestas aplicações, são o teor de partículas, alcatrão, sulfeto de hidrogênio e metais alcalinos. Porém, processos de limpeza e condicionamento são necessários antes da utilização do mesmo, como mostrado na Figura 1, para o caso de um processo de obtenção de biocombustíveis por síntese Fischer-Tropsch.

A qualidade do gás produzido em gaseificadores depende de diferentes fatores, tais como o tipo de reator, parâmetros de operação, agentes de gaseificação, etc.

A qualidade requerida do gás depende de qual é o processo que utiliza o gás de síntese como matéria-prima. Os processos de síntese de combustíveis apresentam uma série de requerimentos em relação à pressão, temperatura no reator, tipo de catalisador e relação

H<sub>2</sub>/CO no gás de síntese (Tabela 1). A relação H<sub>2</sub>/CO pode ser ajustada durante o condicionamento do gás utilizando-se a reação de shift.

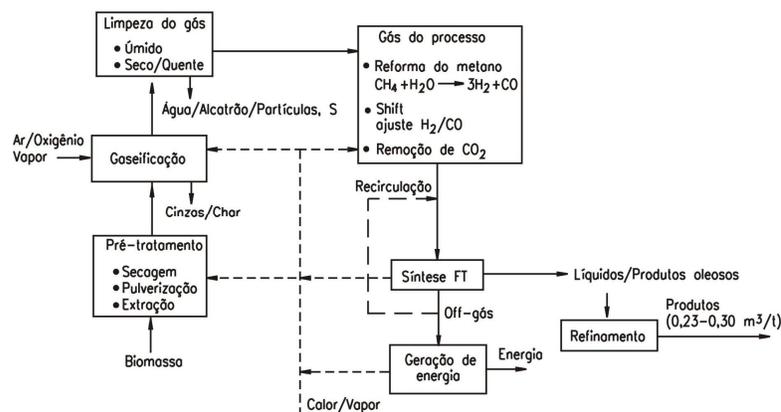


Figura 1. Etapas do processo de obtenção de combustíveis pela rota termoquímica (tecnologias BTL), adaptado de Jenkins, 2007.

Em geral, as características e condicionamento do biosyngas são mais críticas para as aplicações de síntese de combustíveis e produtos químicos que para as aplicações de hidrogênio e gás combustível, como apresentado na Tabela 2.

Tabela 1. Parâmetros de processo e relação de H<sub>2</sub>/CO para diferentes processos de síntese (Zuberbülher *et al.*, 2006).

Processo	Produto	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Catalisador	H <sub>2</sub> /CO
Metano	CH <sub>4</sub>	1 – 30	300 – 400	Ni	3/1
Metanol	CH <sub>3</sub> OH	50 – 100	250 – 280	Cu/ZnO	2/1
F-T	– CH <sub>2</sub> –	3 – 25	190 – 240	Co	2/1
F-T	– CH <sub>2</sub> –	3 – 25	250 – 300	Fe	2/1

Processo Fischer-Tropsch (F-T)

A alta pureza do biosyngas é extremamente benéfica para a síntese de combustíveis e produtos químicos, uma vez que reduz substancialmente o tamanho e o custo dos equipamentos a jusante. No entanto, as especificações fornecidas na Tabela 2 não devem ser interpretadas como exigências rigorosas. Diferentes equipamentos, por exemplo, purificadores, compressores, refrigeradores, etc., podem ser utilizados para condicionar o biosyngas e conseguir que ele cumpra com os requerimentos de qualidade, embora, acrescentando complexidade e custo.

Tabela 2. Características requeridas do biosyngas para diferentes aplicações (Ciferno e Marano, 2002).

Produto	Combustíveis Sintéticos	Metanol	Hidrogênio
	FT Gasolina e Diesel		
H <sub>2</sub> /CO	0,6 <sup>a</sup>	~ 2,0	Alto
CO <sub>2</sub>	Baixo	Baixo <sup>c</sup>	Irrelevante <sup>b</sup>
Hidrocarbonetos	Baixo <sup>d</sup>	Baixo <sup>d</sup>	Baixo <sup>d</sup>
N <sub>2</sub>	Baixo	Baixo	Baixo
H <sub>2</sub> O	Baixo	Baixo	Alto <sup>e</sup>
Contaminantes	Enxofre <1 ppm Baixo Particulados	Enxofre <1 ppm Baixo Particulados	Enxofre <1 ppm Baixo Particulados
Poder calorífico	Irrelevante <sup>f</sup>	Irrelevante <sup>f</sup>	Irrelevante <sup>f</sup>
Pressão, bar	~ 20-30	~ 50 (Fase Líquida) ~ 140 (Fase Vapor)	~ 28
Temperatura, °C	200-300 <sup>g</sup> 300-400	100-200	100-200

(a) Depende do tipo de catalisador. Para catalisador de ferro, o valor mostrado é satisfatório; para catalisador de cobalto, um valor próximo de 2,0 deve ser usado.

(b) A reação water-gas shift terá de ser utilizada para favorecer a produção de H<sub>2</sub>; o CO<sub>2</sub> no biosyngas pode ser retirado simultaneamente com o CO<sub>2</sub> gerado pela reação water-gas shift.

(c) Alguma quantidade de CO<sub>2</sub> pode ser tolerada se a relação H<sub>2</sub>/CO é superior a 2,0 (como pode ocorrer com a reforma de vapor de gás natural); se excesso H<sub>2</sub> é disponível, o CO<sub>2</sub> será convertido em metanol.

(d) O metano e os hidrocarbonetos mais pesados devem ser reciclados para a conversão do biosyngas e representam a ineficiência do sistema.

(e) A água é necessária para a reação water-gas shift.

(f) Enquanto a relação H<sub>2</sub>/CO e os níveis de impurezas estão preenchidos, o poder calorífico não é crítico.

(g) Depende do tipo de catalisador; os catalisadores de ferro geralmente operam em temperaturas mais elevadas que os catalisadores de cobalto.

Os requerimentos em relação à quantidade máxima de impurezas no gás de síntese para o caso dos processos FT são mostrados na Tabela 3.

Tabela 3. Especificações do gás de síntese para processos FT (Bolhar-Nordenkamp *et al.*, 2004).

Compostos	Valores da literatura	FT de baixa temperatura, leito movente, Co
CO <sub>2</sub>	5 % em volume	5 % em volume
Cinzas	?	< 0,1 mg/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
N (HCN, NH <sub>4</sub> )	< 20 ppbv <sup>+</sup>	< 1ppmv <sup>++</sup>
S (H <sub>2</sub> S, COS)	< 10 ppbv <sup>+</sup>	< 1ppmv <sup>++</sup>
Metais alcalinos	< 10 ppbv <sup>+</sup>	< 10 ppbv <sup>+</sup>
Cl (HCl)	< 10 ppbv <sup>+</sup>	< 10 ppbv <sup>+</sup>
Alcatrão	< condensação	< condensação
H <sub>2</sub> /CO, Reator TFBR (Tubular fixed bed reactor)	-	> 2 <sup>*</sup> / min 0,6 <sup>**</sup>
H <sub>2</sub> /CO, Reator SBCR ( Slurry bubble column reactor)	-	Ótimo 2,15 <sup>*</sup> /ótimo > 1,35 <sup>**</sup>

\* Com catalisador Co \*\* Com catalisador Fe<sup>+</sup> ppbv= parte por bilhão em volume  
<sup>++</sup>ppmv=parte por milhão em volume

## 2.3 ROTAS DE CONVERSÃO DA BIOMASSA

Existem duas rotas de conversão da biomassa lignocelulósica em biocombustíveis, a rota termoquímica, processos BTL “Biomass to Liquid”, e a rota bioquímica (hidrólise + fermentação) como se mostra na Figura 2.

A rota termoquímica através da pirólise e/ou gaseificação da biomassa, passa pela obtenção de gás de síntese, seu condicionamento e finalmente por um processo de síntese catalítica ou de fermentação, o que torna possível a obtenção de hidrocarbonetos, álcoois, hidrogênio, amônia, gás natural sintético, etc. Esta rota, em desenvolvimento, apresenta uma série de desafios na etapa de gaseificação propriamente dita.

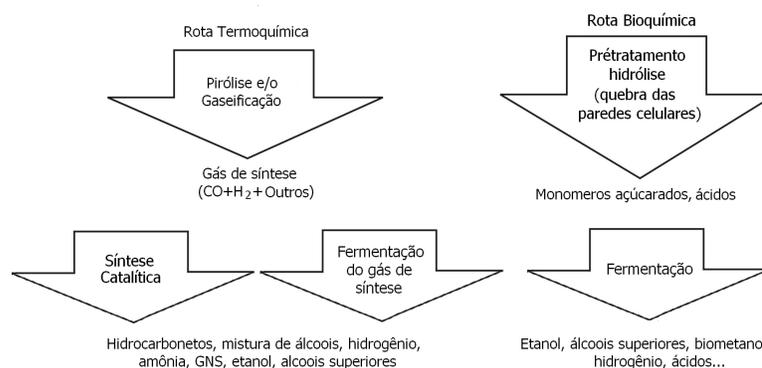


Figura 2. Rotas de conversão da biomassa em biocombustíveis. (Jenkins, 2007)

Os fatores que influenciam a escolha do tipo de processo de conversão da biomassa são: o tipo e a qualidade da biomassa, a forma de energia requerida, o uso final, padrões ambientais, aspectos econômicos e as especificações de projeto.

## **2.3.1 Processos de Obtenção de Biosyngas**

### **2.3.1.1 Pirólise**

A pirólise é a conversão termoquímica da biomassa em líquidos, sólidos e gases pelo seu aquecimento em ausência de oxigênio a temperatura em torno de 500°C. A fração resultante de cada produto depende da temperatura e pressão no reator e do tempo de residência dos sólidos no mesmo. Desta maneira, existem diferentes tipos de processos: pirólise rápida, carvoejamento, pirólise a vácuo, etc. Na produção de biocombustíveis a mais utilizada é a pirólise rápida ou fast pyrolysis, devido à predominância da fração de líquidos.

A vantagem principal da pirólise como tratamento preliminar está no fato que a biomassa líquida pode ser transportada e armazenada da mesma maneira que o óleo cru, e manuseada mais facilmente que a biomassa sólida (Van Swaaij *et al.*, 2004).

### **2.3.1.2 Gaseificação**

Processo de conversão termoquímica da biomassa, com fornecimento de oxigênio em quantidades sub-estequiométricas, num gás com altos teores de CO, H<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>. A composição do gás e seu poder calorífico dependem do gás utilizado como agente de gaseificação e da pressão no reator.

## **2.4 GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA**

A gaseificação pode ser definida como o processo de conversão termoquímica de um material sólido ou líquido (que contém carbono na sua composição) em um produto gasoso combustível (gás de síntese), através da oxidação parcial a temperaturas elevadas (800°C a 1.100°C) e em pressões atmosféricas ou maiores até 33 bar. Utiliza-se um agente gaseificador que pode ser ar, vapor de água, oxigênio ou uma mistura destes gases em quantidades inferiores à estequiométrica (mínimo teórico para a combustão). Estes gases combustíveis

contêm  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , outros hidrocarbonetos, gases inertes e diversos contaminantes (ex. particulados e alcatrões). A Figura 3 mostra um esquema das etapas do processo de gaseificação de biomassa. A pirólise constitui a primeira etapa do processo de gaseificação, formando-se como resultado carvão vegetal, alcatrão e gases. Em paralelo uma fração pequena da biomassa oxida, elevando a temperatura do meio até  $600\text{-}800^\circ\text{C}$ , o que permite garantir o nível de temperatura adequado, tanto para a pirólise, como para a próxima etapa do processo: a gaseificação dos produtos da pirólise e a geração de gás de síntese.

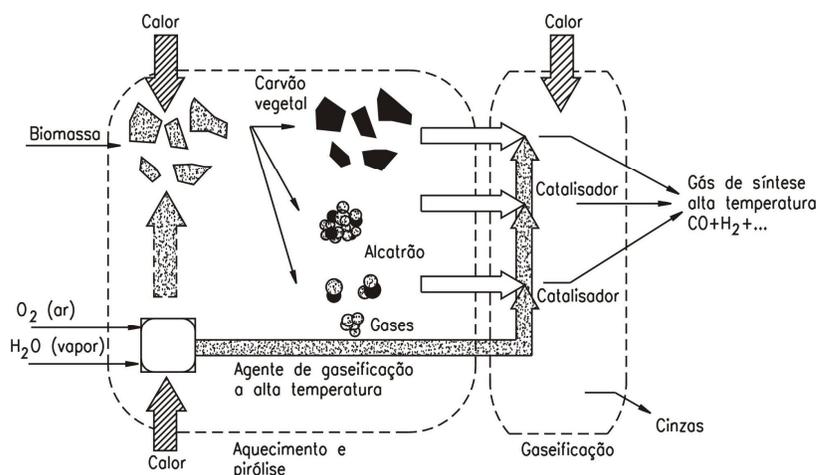


Figura 3. Etapas principais da gaseificação da biomassa (Adaptado de Knoef, 2002).

O gás produzido num gaseificador cujo agente de gaseificação é o ar tem poder calorífico inferior (PCI) entre  $4\text{-}6 \text{ MJ/m}^3_{\text{N}}$ , como consequência do efeito de diluição do nitrogênio. Este gás é conhecido como gás pobre, devido ao seu poder calorífico ser consideravelmente menor que o do gás natural. Quando se utiliza oxigênio ( $\text{O}_2$ ) puro é possível obter um gás com PCI próximo de  $10\text{-}20 \text{ MJ/m}^3_{\text{N}}$ .

Os fatores que afetam o desempenho do sistema de gaseificação são: a razão de equivalência (ER) ou fator de ar (FA), a temperatura de operação, o tipo de agente de gaseificação, pressão, tempo de residência, a qualidade da biomassa em termos físico-químicos e energéticos, bem como a utilização de catalisadores.

### 2.4.1 Cinética do Processo de Gaseificação

O processo de gaseificação é o resultado de varias reações sendo que estas transcorrem em diferentes regiões do gaseificador ou em todo o volume do mesmo simultaneamente, dependendo do tipo de reator. O processo pode ser subdividido em várias etapas:

1. Etapa de pirólise ou decomposição térmica, que se desenvolve a temperaturas entre 300 a 1000K;

2. Oxidação de parte do carbono fixo do combustível, método que constitui a fonte de energia térmica para o processo de volatilização e gaseificação;

3. Gaseificação propriamente dita que inclui reações heterogêneas entre os gases e o coque residual, assim como reações homogêneas entre os produtos já formados;

4. Craqueamento do alcatrão – processo de destruição térmica das moléculas dos compostos que formam o alcatrão com a obtenção de CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e outros gases como produtos;

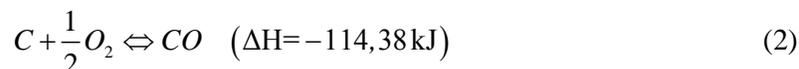
5. Oxidação parcial dos produtos da pirólise.

Um modelo simplificado das reações químicas de cada uma das etapas do processo de gaseificação é apresentado mediante as equações de 1 a 10. Os dados da entalpia padrão foram calculados a 1.100°C (Concha, 2007).

### I. Pirólise:



### II. Oxidação do carbono:



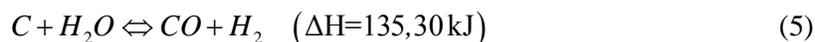
### III. Gaseificação:

- Reações heterogêneas

Reação de Boudouard



Reação de gás de água ou reação carbono – vapor

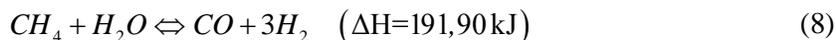
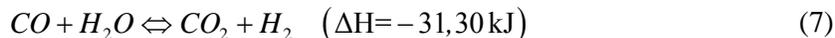


Reação de formação de metano

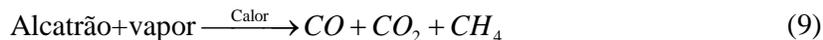


- Reações homogêneas

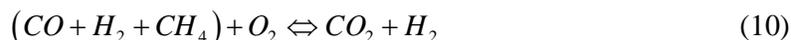
Reação de Shift, água/gás:



IV. Craqueamento do alcatrão:



V. Oxidação parcial dos produtos da pirólise:



- O agente oxidante é utilizado na combustão de parte do carbono contido na biomassa como mostra a reação 2.

- As reações 5 e 7 são favorecidas com a utilização de vapor de água como agente de gaseificação ou acontecem num posterior processo de reforma.

- A reação 9, craqueamento térmico da biomassa, explica porque reatores com maior temperatura de operação se caracterizam por menores teores de alcatrão no gás.

- A secagem da biomassa, até valores de 10-15%, é importante para uma alta eficiência de gaseificação. Caso contrário parte da energia liberada pela reação 3, seria consumida na secagem.

## 2.4.2 Tipos de Gaseificadores

O gaseificador é o reator no qual acontece a conversão termoquímica da biomassa em gás de síntese. Existem seis tipos principais de gaseificadores: de leito movente (contracorrente – updraft, concorrente - downdraft, e de fluxo cruzado), de leito fluidizado (borbulhante - LFB, e circulante - LFC), e de leito arrastado. A classificação baseia-se na direção relativa do fluxo de biomassa e do agente de gaseificação, e a forma de fornecimento de calor ao reator (direto ou indireto). Na Figura 4 são mostrados esquemas dos diferentes tipos de gaseificadores.

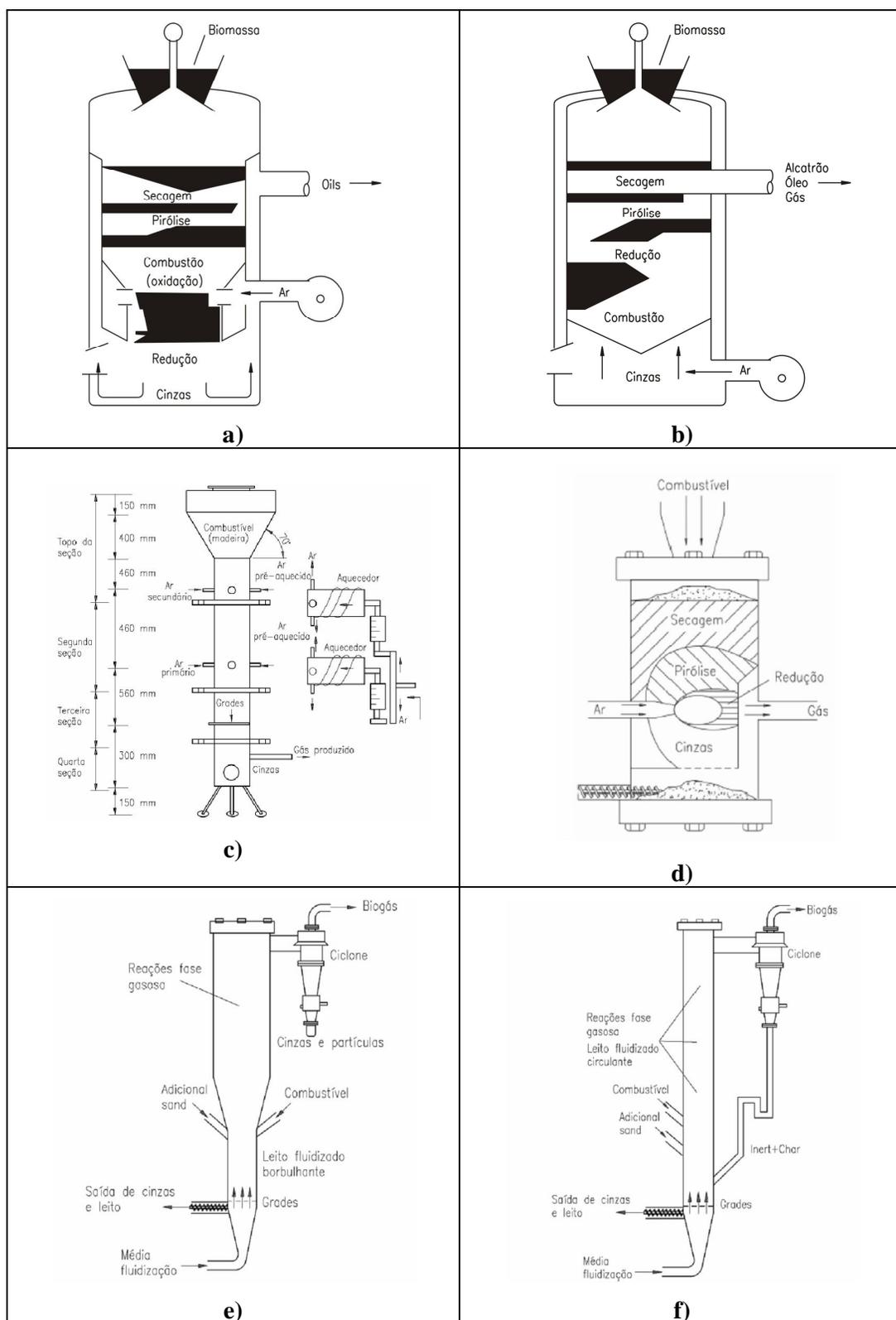


Figura 4. Tipos de gaseificadores: a) Contracorrente "updraft"; b) Concorrente "downdraft"; c) De duplo estágio; d) Fluxo Cruzado ("Crossflow"); e) Leito fluidizado borbulhante; f) Leito Fluidizado Circulante. (a e b: McKendry, 2002; c e d: Battacharya *et al.*, 1999; e e f: Olofsson *et al.*, 2005).

### **2.4.2.1 Gaseificador de leito movente**

Os diferentes tipos de reatores de leito movente são caracterizados pela direção relativa do escoamento dos sólidos e da corrente de gás, em concorrente, contracorrente e de fluxo cruzado. São relativamente fáceis de projetar e operar. A grande vantagem desse tipo de gaseificador é sua alta eficiência na conversão de carbono em gás e a baixa produção de cinzas. São eficientes trabalhando com combustíveis de alta densidade e granulometria grossa. São usados em plantas de energia de pequena ou média capacidade para a recuperação da energia térmica, ou geração de eletricidade, acoplados a motores de combustão interna alternativos.

### **2.4.2.2 Gaseificador de leito fluidizado**

Este tipo de gaseificador não apresenta zonas diferenciadas de reação como nos reatores de leito movente. Os reatores de leito fluidizado têm um leito isotérmico que opera usualmente em temperaturas na faixa de 700–900°C. Os principais tipos de gaseificadores de leito fluidizado são: de leito borbulhante (bubbling fluidized bed) e de leito circulante (circulating fluidized bed) (Belgiorno *et al.*, 2003; Klein, 2002).

A fluidização promove um íntimo contato entre partículas e gases, assim como uma intensa circulação e mistura das partículas, resultando em altas taxas de reação gás-sólido e boa transferência de calor gás-sólido, devido à uniformidade da temperatura.

As principais vantagens dos gaseificadores de leito fluidizado são a flexibilidade quanto ao tipo de biomassa a alimentar, que pode ser de granulometria fina sem a necessidade de ser briquetada. A temperatura do leito pode ser facilmente mantida abaixo do ponto de fusão das cinzas, controlando a mesma através da relação ar/combustível ou do fator de ar. Baixo teor de alcatrão no gás de saída devido à devolatilização ocorre dentro do leito. As desvantagens que apresenta são temperaturas de operação limitada pelas características de fusão das cinzas da biomassa. A conversão de carbono é moderada a baixa. Conversões maiores de 0,95 são difíceis de atingir devido a compromissos entre a qualidade do gás e o regime de fluidização. Sendo mais crítico para gaseificador usando ar em vez de oxigênio (FAO, 1986; Fernandez, 2004).

Os gaseificadores de leito fluidizado circulante são de fácil escalonamento e típicos de aplicações em grande escala, tanto de gaseificação como de combustão. A Tabela 4 resume algumas questões importantes a considerar durante o projeto e operação destes tipos de gaseificadores.

Tabela 4. Considerações de projeto e operação de gaseificadores de leito fluidizado.

Tipo de gaseificador	Considerações
Leito fluidizado borbulhante - LFB	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Altura do leito em gaseificadores em operação 500-600 mm.</li> <li>- Alimentação de biomassa um pouco acima da placa distribuidora.</li> <li>- Granulometria do inerte de aproximadamente 300-500 <math>\mu</math>m.</li> <li>- Fator de ar: 0,3-0,4.</li> </ul>
Leito Fluidizado circulante - LFC	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Ar secundário injetado acima do leito denso na base (20%).</li> <li>- Fator de ar: 0,2-0,3.</li> <li>- Velocidade superficial do gás: 4-7 m/s.</li> <li>- Altura do riser: 6-15 metros.</li> <li>- Granulometria do inerte 0,3-0,5 mm.</li> </ul>

### 2.4.2.3 Gaseificador de leito arrastado

Os gaseificadores de leito arrastado foram desenvolvidos para aplicações de gaseificação de coque de petróleo e carvão mineral em plantas IGCC - Integrated Gasification Combined-Cycle de grande capacidade. Os gaseificadores já testados foram projetados pela Destec, Lurgi, Shell e Texaco. São constituídos de um reator autotérmico em transporte pneumático e que opera a alta temperatura (1.100-1.600°C). O fluido de gaseificação utilizado neste tipo de gaseificador é oxigênio puro. O combustível finamente pulverizado entra pelo topo do reator. A cinza é removida em estado líquido e o alcatrão é completamente craqueado, o que garante a produção de um gás de síntese de alto poder calorífico e limpo. A maior dificuldade na utilização deste tipo de tecnologia com biomassa esta no alto custo da trituração da mesma até a granulometria requerida (baixa densidade da biomassa e alto consumo de energia). As soluções propostas são a torrefação antes da moenda ou a conversão pirolítica da biomassa numa mistura de óleo e coque que pode ser pulverizada na entrada do gaseificador.

Do ponto de vista da fonte de calor utilizada para sustentar termicamente o processo, pode-se ter gaseificadores de aquecimento direto (autotérmicos) ou de aquecimento indireto (alotérmicos). No caso do aquecimento direto, parte da biomassa é queimada para fornecer o calor que requer a etapa inicial de pirólise e, portanto trabalha-se em condições sub-estequiométricas com um fator de ar de 0,3-0,4. As altas temperaturas da zona de combustão permitem o craqueamento do alcatrão, porém o nitrogênio do ar dilui o gás resultante, levando a redução do poder calorífico. Nos gaseificadores de aquecimento indireto o poder calorífico do gás é maior, porém o teor de alcatrão também é maior.

A aplicação do produto final, as condições operacionais, a qualidade requerida do gás são fatores que determinam o tipo de gaseificador que deve ser empregado.

### 2.4.3 Agente de Gaseificação

Um fator que influi consideravelmente sobre o desempenho do gaseificador e a composição do gás de síntese é o tipo de agente de gaseificação, ou seja, qual é o tipo de gás que é utilizado no gaseificador. As vantagens e dificuldades da gaseificação usando diferentes agentes de gaseificação são apresentadas na Tabela 5.

Tabela 5. Vantagens e dificuldades técnicas da gaseificação com diferentes agentes de gaseificação (adaptado de Wang *et al.*, 2008, Tijmensen, 2000).

Agentes de gaseificação	Vantagens	Dificuldades técnicas
Ar	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baixo custo.</li> <li>- Combustão parcial da biomassa.</li> <li>- Teor de partículas e alcatrão moderado dependente do tipo de gaseificador.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baixo poder calorífico do gás.</li> <li>- O nitrogênio afeta a seletividade para compostos C<sub>5</sub>.</li> <li>- Dificuldade de determinação do fator de ar.</li> </ul>
Vapor	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alto poder calorífico do gás.</li> <li>- Alto teor de hidrogênio (H<sub>2</sub>) no gás.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Requer de fornecimento de calor externo (caldeira).</li> <li>- Alto teor de alcatrão no gás e necessidade de limpeza catalítica.</li> </ul>
Oxigênio	<ul style="list-style-type: none"> <li>- O gás de síntese não é diluído por nitrogênio.</li> <li>- Ausência de partículas e alcatrão no gás como consequência das altas temperaturas de operação.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Altos custos.</li> <li>- Necessidade de planta de separação do ar.</li> <li>- Altas temperaturas de gaseificação (a mistura com vapor pode-se usar para controlar a temperatura do processo).</li> <li>- Uso de oxigênio puro apenas em gaseificadores de leito arrastado.</li> </ul>
Água supercrítica	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Limpeza do gás “in situ”. A maior parte do CO<sub>2</sub> e de outros poluentes como H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> e HCl ficam retidos na fase líquida.</li> <li>- Alto teor de hidrogênio no gás (&gt; 50%).</li> <li>- Permite a gaseificação de biomassa em estado líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tecnologia recente, necessitando de muito esforço de P &amp;D.</li> </ul>

A Tabela 6 mostra os dados da composição do gás de síntese quando se utilizam diferentes tipos de agente de gaseificação. Altos teores de H<sub>2</sub> e CO são possíveis apenas quando se utiliza vapor e/ou oxigênio ou água supercrítica ou ainda em gaseificadores de aquecimento indireto. A gaseificação com água supercrítica (pressão acima de 221 bar e temperatura superior a 374°C) é uma nova tecnologia ainda em desenvolvimento que permite

a obtenção de um gás com alto teor de hidrogênio. A gaseificação acontece sem a participação de oxidantes e os produtos gasosos são facilmente separados da água por resfriamento (BTG, 2008).

Tabela 6. Composição do gás de síntese para diferentes tipos de agente de gaseificação.

Componente (% em vol.)	Ar <sup>1</sup>	80% O <sub>2</sub> + ar <sup>1</sup>	Vapor <sup>1</sup>	O <sub>2</sub> + vapor <sup>2</sup>	Aquecimento indireto ou alotérmico <sup>3</sup>	O <sub>2</sub> , Leito arrastado <sup>4</sup>	Água supercrítica <sup>5</sup>
CO	10-20	40-50	25-47	38,0	47,0	45-47	4
H <sub>2</sub>	9-20	9-17	35-50	28,0	18,0	20-22	56
CH <sub>4</sub>	1-8	<1	14-25	8,6	14,9	< 0,1	7
CO <sub>2</sub>	10-20	19-25	9-15	21,2	14,3	18-20	33
N <sub>2</sub>	40-55	15-30	2-3	-	-	14-16	-
PCI, MJ/m <sup>3</sup> <sub>N<sub>2</sub></sub> , base seca	4-6,5	7-9	12-17		16,8	-	-

1- Berger, 2003; 2- Leible *et al.*, 2007; 3- Paisley *et al.*, 2004 (ademais C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>=1,1 e C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>=4,7%); 4- Stahl *et al.*, 2004, 5- BTG, 2008.

Outro parâmetro importante a considerar é a pressão de operação. Seu aumento leva ao acréscimo do poder calorífico do gás como consequência do deslocamento do equilíbrio, favorecendo a produção de metano. Verificou-se que aumentos na pressão conduzem a reduções no rendimento de voláteis, pois incrementa o tempo de residência das matérias voláteis na estrutura do carbono fixo, permitindo uma maior polimerização, o que aumenta a porção de poros bloqueados. Encontrou-se que altas pressões levam ao incremento da razão H/C que conduzam a uma maior grafitação do carbono fixo restante. A pressurização é uma questão do uso final do gás produzido, é por isso que para os processos de síntese não se precisa de compressores (booster) a jusante do processo de gaseificação. Por outro lado o custo do equipamento aumenta para sistemas de pequena escala. Um elemento crítico em sistemas pressurizados é a alimentação da biomassa ao reator.

## 2.5 PROCESSOS DE LIMPEZA E CONDICIONAMENTO PARA GÁS DE SÍNTESE

Como mencionado anteriormente, processos de limpeza e condicionamento devem ser implementados para adequar as características e qualidade do gás de síntese à sua utilização prevista. Os gaseificadores do tipo concorrente produzem um gás com menor teor de alcatrão

se comparado aos do tipo contracorrente e de leito fluidizado. A Tabela 7 mostra as principais impurezas e as tecnologias empregadas na sua remoção.

Tabela 7. Impurezas e métodos de limpeza em sistemas de gaseificação para gás de síntese (Adaptado de Bridgwater, 2007).

<b>Impureza, contaminante</b>	<b>Exemplos</b>	<b>Solução, tecnologia</b>
Alcatrão	Aromáticos refratários	Craqueamento (catalítico e térmico) e remoção
Partículas sólidas	Cinzas, carbono, material do leito	Ciclones e filtros (de alta e baixa temperatura)
Metais alcalinos	Compostos de Na e K	Controle por temperatura de condensação, filtros
Nitrogênio do combustível	Amônia e HCN	Lavagem
Compostos de enxofre e cloro	HCl e H <sub>2</sub> S	Captura (CaCO <sub>3</sub> , MgCO <sub>3</sub> ) e lavagem

A escolha do sistema de limpeza dos gases depende de uma série de fatores, tais como: a eficiência de remoção, o custo operacional e de investimento, o espaço disponível, a temperatura, a característica do gás, o tamanho das partículas de biomassa, entre outros.

### 2.5.1 Tecnologias para Remoção de Alcatrão

A principal barreira tecnológica para a implementação de plantas integradas de gaseificação de biomassa tem sido, e ainda é a remoção de alcatrão dos gases produzidos. O alcatrão condensa-se a baixa temperatura, causando entupimento e bloqueio das tubulações, filtros e máquinas. A redução ou decomposição do alcatrão nos gases produzidos a partir da gaseificação da biomassa é um dos maiores gargalos na produção de biocombustíveis, químicos e geração de potência a partir deste processo.

O alcatrão é uma mistura complexa de hidrocarbonetos e de compostos inorgânicos também, os quais incluem compostos aromáticos de anel simples ou múltiplos anéis; outros hidrocarbonetos oxigenados e hidrocarbonetos aromáticos policíclicos complexos, conforme mostrado na Tabela 8.

A concentração de alcatrão no gás varia de acordo com o tipo de gaseificador utilizado (Tabela 9). O gás gerado num gaseificador do tipo contracorrente normalmente contém de 10 a 20% do alcatrão, com uma concentração da ordem de 100 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub>. Tem-se reportado o teor de alcatrão no gás de síntese de um gaseificador de leito fluidizado circulante de cerca de 8 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub>.

Tabela 8. Composição típica do alcatrão no gás obtido a partir da gaseificação de biomassa (Coll *et al.*, 2001)

Composto	Porcentagem em peso
Benzeno	37,9
Tolueno	14,3
Outros hidrocarbonetos aromáticos de um anel	13,9
Naftaleno	9,6
Outros hidrocarbonetos aromáticos de dois anéis	7,8
Hidrocarbonetos de três anéis	3,6
Hidrocarbonetos de quatro anéis	0,8
Compostos fenólicos	4,6
Compostos heterocíclicos	6,5
Outros	1,0

Porém, a maioria das aplicações dos gases gerados requer baixo teor, da ordem de  $0,05 \text{ g/m}^3_{\text{N}}$  ou menos (Han e Kim, 2008).

Tabela 9. Teor de alcatrão no gás de saída para diferentes gaseificadores (Stevens, 2001; Han e Kim, 2008)

Tipo de Gaseificador	Stevens, 2001 ( $\text{g/m}^3_{\text{N}}$ )			Han e Kim, 2008 ( $\text{g/m}^3_{\text{N}}$ )	
	Min.	Max.	Faixa	Teor médio	Faixa
Leito Movente					
Concorrente “Downdraft”	0,04	6,0	0,1-1,2	0,5	0,01-6,0
Contracorrente “Updraft”	1,0	150	20-100	50	10-150
Leito Fluidizado					
Leito Fluidizado Borbulhante	<0,1	23	1,0-15	12	1,0-23
Leito Fluidizado Circulante	<1	30	1,0-15	8	1,0-30

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 (defletor, pano, cerâmicos), leitos granulares, RPS, precipitadores eletrostáticos e lavadores;
- Ajuste dos parâmetros do processo de gaseificação: selecionando parâmetros ótimos de operação para a gaseificação ou usando um gaseificador de baixo teor de alcatrão;
- Craqueamento térmico;
- Craqueamento catalítico;
- Métodos por plasma: Pyroarc, Corona e Glidarc.

Tanto o processo térmico como o catalítico estão baseados na criação e estabilização de espécies ativas, as quais darão início às reações sob limitações cinéticas e termodinâmicas. A

remoção do alcatrão mediante conversão química pode ser atingida usando vários métodos, assim: reformado em seco (iniciada pelo  $\text{CO}_2$ ), reformado a vapor ou mediante decomposição térmica ou craqueamento. Para qualquer um dos dois métodos se requerem altas temperaturas para iniciar as reações. Por isto, a incorporação de catalisadores tem sido extensivamente estudada para promover estas reações.

**Métodos mecânicos** - Estes métodos incluem os lavadores, filtros, ciclones e precipitadores eletrostáticos. Estes equipamentos usam-se principalmente com vistas à captura do material particulado presente nos gases produzidos. Porém, uma grande variedade de experimentos tem demonstrado que estes métodos são também consideravelmente eficientes removendo alcatrão.

O Centro de Pesquisa em Energia da Holanda (ECN) tem estudado vários sistemas de limpeza desde 1998, mas os resultados foram insatisfatórios. Finalmente, Boerrigter (2005) desenvolveu no ECN um novo sistema de remoção de alcatrão e pó fino em um lavador com óleo, chamado “OLGA” (Figura 5). O alcatrão é removido a uma temperatura acima da temperatura do ponto de orvalho da água (tipicamente de 60 a 80°C) e começando a uma temperatura um pouco maior que a temperatura do ponto de orvalho do alcatrão (tipicamente 350-400°C para o LFC). Os alcatrões pesado e leve são removidos em colunas OLGA separadas, o primeiro é separado em um lavador para remover pó fino e gotículas, já o segundo é finalmente removido num absorvedor. O óleo do absorvedor é regenerado com ar, sendo que a quantidade necessária de ar é ajustada para o processo do gaseificador. O alcatrão leve no ar do regenerador e o alcatrão líquido pesado do lavador são reciclados no gaseificador, onde são destruídos, dessa forma se evita a presença de fluxos residuais de alcatrão. O OLGA tem sido demonstrado com sucesso em um gaseificador de biomassa em escala piloto e comercial.

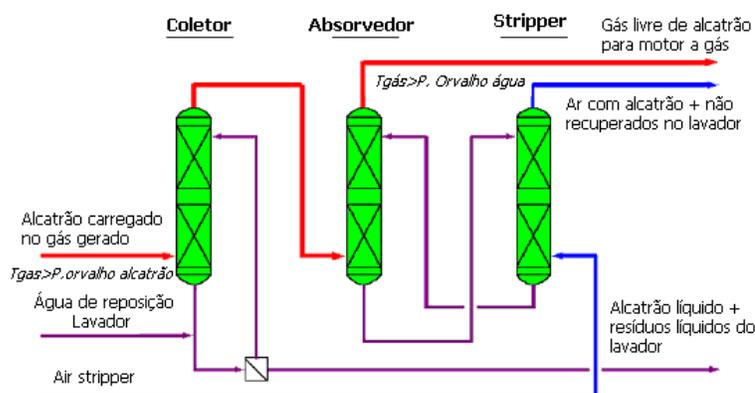


Figura 5. Sistema OLGA para a Limpeza de gases obtidos da gaseificação da biomassa (Boerrigter, 2005).

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. Observa-se que a exceção do craqueamento catalítico, que será descrito mais adiante, nenhum dos sistemas de limpeza mecânicos atingem valores superiores a 90% de remoção de alcatrão conforme mostrado na Tabela 10.

Tabela 10. Remoção de particulados e alcatrão em vários sistemas de limpeza de gases (Hasler e Nussbaumer, 1999)

	Temperatura (°C)	Redução de partículas (%)	Redução de alcatrão (%)
Filtro de leito de areia	10-20	70-99	50-97
Coluna de lavadora	50-60	60-98	10-25
Lavador Venturi			50-90
Atomizador rotacional	<100	95-99	
ESP úmido	40-50	>99	0-60
Filtro de mangas	130	70-95	0-50
Separador de partículas rotatório	80	85-90	30-70
Leito movente de adsorção de alcatrão	900		50
Craqueamento catalítico			>95

**Ajuste dos parâmetros do processo de gaseificação** - É bem conhecido que os parâmetros de operação têm um papel muito importante na distribuição dos produtos durante a gaseificação da biomassa. Dentro os parâmetros mais relevantes têm-se: a temperatura, o fator de ar (FA), tipo de biomassa, pressão, agente gaseificador e tempo de residência etc. Embora, deve-se lembrar que os parâmetros dependem do tipo de gaseificador a ser utilizado.

Segundo Li *et al.* (2004) a produção de alcatrão no processo de gaseificação de biomassa diminui drasticamente de 15 a 0,54 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub> quando se incrementa a temperatura de 970 a 1.090 K. Fagbemi *et al.* (2001) demonstraram que para temperaturas abaixo de 600°C a produção de alcatrão aumenta enquanto para temperaturas maiores diminui, isto último porque a reação secundária (i.e reação de craqueamento do alcatrão) prevalece, o que dá como resultado a decomposição do alcatrão.

Do mesmo jeito, um acréscimo no fator de ar (FA) tem como resultado a redução da formação de alcatrão. Porém, o poder calorífico dos gases produzidos diminui (Han e Kim, 2008). De acordo com Lv *et al.* (2004) a gaseificação da biomassa pode se dividir em dois estágios baseados no FA. No primeiro estágio, o FA foi variado desde 0,19 até 0,23, encontrando um aumento na produção de gás de 2,13 a 2,37 m<sup>3</sup><sub>N</sub>/(kg de biomassa) e no PCI

do gás de 8.817 a 8.839 kJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub>. Para a faixa de 0,23-0,27 no segundo estágio, o PCI do gás diminuiu com o acréscimo do FA devido às reações de oxidação dos gases produzidos.

O tipo de gaseificador é outro parâmetro importante que afeta à produção de alcatrão. O gaseificador de leito movente concorrente parece ser o mais efetivo na hora de diminuir a formação de alcatrão durante a gaseificação da biomassa. Segundo Corella *et al.* (2006), teores de alcatrão abaixo de 2 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub> podem ser atingidos num gaseificador LFC, somente sob condições especiais. Estas condições referem-se tanto ao projeto do gaseificador quanto às características de operação e da biomassa usada.

Quanto ao projeto do gaseificador, têm-se as seguintes recomendações: Injeção e boa distribuição através do gaseificador tanto da matéria prima como dos fluxos de ar primário e secundário, obtendo melhor contato dos materiais dentro do gaseificador; a altura do gaseificador deve ser a maior possível, o que implica grandes valores de WHSV - velocidade mássica espacial horária; a localização do fluxo secundário de ar deve estar o mais baixo possível, justo acima da fase densa.

Quanto os parâmetros de operação: Valores de FA relativamente altos, usualmente  $\geq 0,35$ ; o fluxo de ar secundário deve ser relativamente baixo quando comparado com o fluxo de ar primário; usar um bom aditivo no gaseificador.

Quanto à matéria prima: A umidade da biomassa deve ser o mais baixa possível.

**Craqueamento térmico** - Os gases produzidos a partir da gaseificação da biomassa são aquecidos a alta temperatura, onde as moléculas de alcatrão podem ser craqueadas para gases leves. A faixa de temperatura adequada ao processo está relacionada com o peso molecular do alcatrão formado nos sistemas de gaseificação, mas varia entre 900 °C e 1.300°C.

Segundo Bridgwater (1995) o alcatrão pode ser reduzido mediante craqueamento catalítico num gaseificador de leito fluidizado. Porém, o alcatrão derivado da biomassa é muito refratário e difícil de craquear somente usando o tratamento térmico. Por isto, com vistas à decomposição efetiva do alcatrão, sugerem-se as seguintes vias: acréscimo do tempo de residência, como quando usado um reator de leito fluidizado com fase diluída, mas este método só é parcialmente efetivo; contacto direto com uma superfície quente, o que demanda um fornecimento significativo de energia e diminui a eficiência global. Por outro lado Sutton *et al.* (2001) considera que este método não é uma opção viável, já que, requer de altas temperaturas ( $> 1.100^{\circ}\text{C}$ ) para atingir uma alta eficiência de limpeza e, além disso, produz fuligem.

**Craqueamento catalítico** - Segundo Sutton *et al.* (2001) os critérios a ter-se em conta na hora de escolher o catalisador podem se resumir assim: Os catalisadores devem ter alta eficiência na remoção de alcatrão; se o produto desejado for gás de síntese, devem ser capazes de reformar o metano e dar um rendimento adequado de biosingas de acordo com o processo final a ser utilizado; devem ser resistentes à desativação como resultado da deposição e sinterização do carbono; ser de fácil regeneração; e de baixo custo.

Os catalisadores podem se dividir em dois grupos dependendo da posição do reator catalítico referente ao gaseificador nos processos de gaseificação.

- Catálise “in situ”: catalisadores colocados diretamente no gaseificador. Catalisadores base níquel - rápida desativação. Erosão e elutriação de catalisadores não metálicos.

- Catálise “downstream” (a jusante) do gaseificador: método efetivo de remoção de alcatrão (catalisadores tipo dolomita, níquel e alumina). Desativação progressiva por deposição de coque. A adição de compostos de potássio reduz a formação de carbono.

Na Tabela 11 são apresentados os catalisadores mais utilizados nos processos de reforma de alcatrão. A dolomita é um minério de cálcio e magnésio ( $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ ), com baixa resistência mecânica que sofre rápido desgaste em gaseificadores de leito fluidizado.

Catalisadores metálicos foram testados em plantas de gaseificação e em escala de laboratório se mostraram eficientes na remoção de alcatrão, e ainda destroem a amônia presente no gás. A restrição para essa tecnologia é que traços de  $\text{H}_2\text{S}$  presentes no gás podem causar problemas ao catalisador. Os catalisadores a base de níquel têm demonstrado alta eficiência para a decomposição da mistura de alcatrão, amônia e metano no gás da gaseificação de biomassa a temperaturas em torno de  $900^\circ\text{C}$ .

O uso de catalisadores para reformar compostos orgânicos e metano pode incrementar a eficiência global do processo de conversão de biomassa até 10%. O catalisador também tem atividade na reação de shift água-gás. Isso aumenta o conteúdo de hidrogênio no gás.

A fim de retardar a desativação do catalisador é conveniente a remoção das partículas de coque contidas no gás. Espera-se que nos próximos anos os sistemas de limpeza a quente estejam comercialmente disponíveis. Filtros cerâmicos de alta temperatura testados num gaseificador pressurizado atingiram 8.000 h de operação. A Universidade de Delft está testando filtros da empresa PALL Schumacher com limpeza por pulsos de pressão (CPP), sendo atingidas eficiências de separação de 99,99%.

Tabela 11. Catalisadores mais utilizados nos processos de reforma de alcatrão (Wang *et al.*, 2008).

Tipo de catalisador	Catalisador representativo	Vantagem principal	Desafio tecnológico
Catalisadores de origem natural	Dolomita Olivina Argila Zeolitas	Barato	- Eficiência de reforma moderada. - Erosão e ruptura fáceis. - Dolomita: baixa eficiência < 850°C.
Álcalis e sais	KOH KHCO <sub>3</sub> K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	- Alta eficiência de reforma. - Acréscimo do teor de hidrogênio no gás de síntese	- Entupimento e desativação incrementada de outros catalisadores metálicos a alta temperatura.
Metais estáveis com suporte de óxidos	NiO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> Ni/CeO <sub>2</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> RhCeO <sub>2</sub> SiO <sub>2</sub> LaNi <sub>0,3</sub> Fe <sub>0,3</sub> O <sub>3</sub>	- Alta eficiência de reforma. - Acréscimo do teor de hidrogênio no gás de síntese	- Os metais estáveis são caros. - Os metais se desativam facilmente pelo coque, sofrem envenenamento por H <sub>2</sub> S. - Materiais de suporte resistentes à água. - Catalisadores Ni desativam em gases com relação H <sub>2</sub> /CO baixa.

Finalmente, têm-se duas rotas tecnológicas: limpeza úmida a baixa temperatura e limpeza a seco a alta temperatura, que serão descritas a seguir.

## 2.5.2 Limpeza Úmida de Gases a Baixa Temperatura

Após a remoção da maioria das impurezas sólidas num ciclone, o gás de síntese é resfriado até o ponto de orvalho antes de passar por um filtro de mangas (Figura 6). Trata-se de uma nova geração de filtros de fibra de vidro e uma temperatura máxima de operação do gás de 260°C (Perry *et al.*, 1987). Nesta temperatura os particulados e os álcalis podem ser satisfatoriamente removidos (Consonni e Larson, 1994; Tijmensen, 2000).



Figura 6. Limpeza úmida de gases a baixa temperatura (Hamelinck *et al.*, 2002).

Depois o gás de síntese é lavado com água a 40°C. As partículas residuais, espécies químicas em fase vapor (alcatrão não reagido, condensados orgânicos de gás, traços de outros elementos), gases alógenos e componentes de nitrogênio reduzidos são removidos quase que completamente.

Um leito de ZnO é suficiente para diminuir a concentração de enxofre até valores inferiores a 0,1 ppm. O mesmo pode ser operado numa faixa de temperaturas entre 50 e 400°C. Em baixas temperaturas e pressões a quantidade de enxofre absorvido é menor, portanto leitos múltiplos devem ser usados em série. O ZnO pode ser utilizado somente durante um ano e não é possível regenerá-lo (Katofsky, 1993).

Se for necessária também a remoção do CO<sub>2</sub>, um processo de absorção com solvente pode ser usado, por exemplo, com Rectisol ou Sulfinol (Tijmensen, 2000). O H<sub>2</sub>S e COS (sulfeto de carbonila) são reduzidos até concentrações menores que 0,1 ppm e todo ou parte do CO<sub>2</sub> é separado. O enxofre no gás ácido, na saída do sistema de limpeza, é concentrado até ácido sulfúrico ou como enxofre elementar numa unidade de Claus.

A limpeza úmida pode remover até 50% do alcatrão presente no gás, e quando seguida por um lavador venturi, a eficiência de remoção do alcatrão aumenta para 97%, sendo mais eficiente que a limpeza seca de gases a alta temperatura (Cardenas, 2006). As águas residuais da lavagem do gás precisam de tratamento num sistema composto por: câmara de sedimentação, filtro de areia e filtro de carvão ativado.

### 2.5.3 Limpeza a Seco dos Gases a Alta Temperatura

Assim como no caso do processo úmido o craqueamento do alcatrão é opcional (Figura 7). Alcatrão e óleos não são removidos durante a passagem pela unidade de limpeza seca de gases (Tijmensen, 2000).

Para temperaturas acima de 400°C a remoção de partículas se faz em filtros de leito granular fino em vez de ciclones. A remoção final das partículas é feita usando filtros de cerâmica (candle) (Hamelinck *et al.*, 2002) ou placas de metal sinterizado, operando a temperaturas acima de 720°C com eficiências superiores a 99,8% para partículas de 2–7 µm (Katofsky, 1993). Ainda podem ser utilizados filtros cerâmicos para a remoção simultânea de SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub> e particulados (White *et al.*, 1992).

A remoção de álcalis a altas temperaturas mediante a passagem da corrente gasosa através de um leito movente adsorvente foi discutida por Turn *et al.* (1998). A temperaturas menores que 600°C os metais alcalinos condensam formando partículas e podem ser mais

facilmente removidos com filtros (Katofsky, 1993). Os alógenos são removidos mediante adsorventes pulverizados baseados em Na e Ca. Estes são injetados no fluxo de gás e removidos nos separadores de particulados (Verschoor e Melman, 1991).



Figura 7. Limpeza seca dos gases a alta temperatura. (Hamelinck *et al.*, 2002)

Segundo estudos, este sistema não funcionará jamais, sem antes uma limpeza do gás para retirar alcatrão em gotículas ou “miste”.

## 2.5.4 Condicionamento do Gás de Síntese

Consiste na adaptação do gás de síntese aos requerimentos dos processos Fischer-Tropsch (FT), gás natural sintético (SNG) ou outros a jusante, como mostrado na Tabela 12.

Tabela 12. Requerimentos e soluções referentes à etapa de condicionamento do gás de síntese.

(Adaptado de Bridgwater, 2007)

Requerimento	Solução
Nitrogênio	Deve ser evitado utilizando oxigênio, misturas oxigênio/vapor e vapor como agentes de gaseificação
Teor de metano e relação H/C	Ajuste através do processo de reforma ou utilização na geração de potência (poligeração)
Relação H <sub>2</sub> /CO	Ajuste através da reação de shift.
Remoção de CO <sub>2</sub>	Diferentes processos de remoção.

As principais tecnologias de condicionamento do biosyngas são: reforma com vapor; reforma autotérmica e oxidação parcial. A tecnologia predominante é a reforma com vapor, na qual o metano e o vapor são, catalítica e endotermicamente, convertidos em H<sub>2</sub> e CO. Uma alternativa é o processo de oxidação parcial, que consiste numa reação exotérmica não catalítica. As duas técnicas produzem um gás de diferente composição, sendo que a primeira tem uma taxa de produção H<sub>2</sub>/CO maior, representando uma vantagem em relação ao segundo processo. A reforma autotérmica é a combinação das duas tecnologias, a reforma a vapor e a oxidação parcial, num mesmo reator.

## 2.6 GASEIFICAÇÃO PARA A PRODUÇÃO DE BIOSYNGAS

A poligeração prevê a possibilidade de usar o gás de síntese ou biomassa residual para geração de eletricidade e produção de biocombustíveis numa mesma unidade, pelo que é necessário dispor de um gás de maior poder calorífico, sem precisar das modificações que requer o uso de gás pobre, como se faz com o biogás.

A síntese de biocombustíveis mostra bons indicadores de viabilidade econômica apenas quando utilizada em larga escala (alguns estudos indicam valores  $> 1.700$  MW térmicos (Boerrigter e van der Drift, 2005; Hamelinck *et al.*, 2002) de energia da biomassa, outros se referem a  $5.10^6$  t de biomassa/ano (Bridgwater, 2007) como mínimo econômico). Além disso, as plantas de produção de  $O_2$  apresentam custos relativos desproporcionais para plantas de pequena capacidade.

Como mostrado na Tabela 2, a maioria dos processos de síntese de biocombustíveis acontece a altas pressões, portanto é natural que se prefira a opção de gaseificação pressurizada.

É possível concluir que a gaseificação de biomassa visando à produção de gás de síntese deve cumprir com os seguintes requerimentos:

- Capacidades de processamento superiores a  $5.10^6$  t de biomassa por ano o que é equivalente a 571 t/h (Bridgwater, 2007).
- Teor reduzido de impurezas no gás.
- Teor máximo de  $H_2$  e CO (altos teores de  $H_2$ ).
- Uso de oxigênio como agente de gaseificação, a fim de evitar a presença de  $N_2$  no gás de síntese.
- Injeção de vapor, que serve para a reforma e como moderador de temperatura.
- Simplicidade de processo e baixos custos de operação e manutenção.

A Figura 8 mostra quais são as tecnologias de gaseificação que, a principio poderiam evoluir com o intuito de cumprir com os requerimentos antes mencionados.

Outros detalhes que devem ser considerados são:

- Os gaseificadores de leito arrastado, embora ser facilmente escaláveis, exigem uma granulometria muito baixa da biomassa, difícil de alcançar tecnicamente (alto consumo de energia). Por este motivo propõe-se pirolisar previamente a biomassa para sua posterior gaseificação nebulizada. As altas temperaturas de operação levam à fusão das cinzas, baixo teor de metano e ao craqueamento completo do alcatrão.

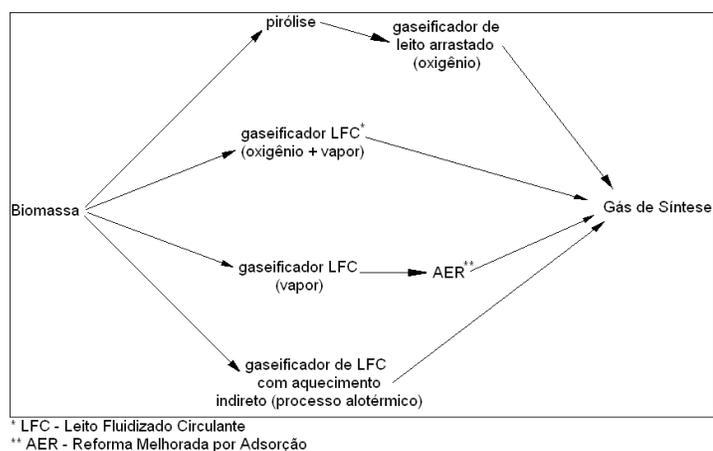


Figura 8. Opções tecnológicas da gaseificação para a produção de gás de síntese. (Silva, 2008)

- A gaseificação utilizando misturas de oxigênio e vapor de água garante concentrações de  $H_2$  e  $CO$ , mais ou menos iguais e de aproximadamente 40%. O custo do processo de separação de ar para a obtenção do  $O_2$  necessário é um fator a ser considerado, além do necessário ajuste da relação  $H_2/CO$ . O oxigênio tipicamente custa US\$ 40-60 por tonelada e normalmente é utilizado numa taxa de 0,25-0,3 kg/kg de biomassa, com um custo equivalente a US\$ 10-20 por tonelada de biomassa (Wyman *et al.*, 1993).

- A gaseificação com vapor produz um gás com teores consideráveis de  $CO_2$  que deve ser removido por adsorção utilizando  $CaO/CaCO_3$  como reagente (Processo AER – Reforma Melhorada por Adsorção).

- Os gaseificadores com aquecimento indireto produzem um gás com teor de hidrogênio variando de 40 a 43% e  $CO$  variando de 15 a 30% (gaseificadores DMT e FICFB). Porém, a utilização do material do leito como portador de calor complica a construção e operação do equipamento, já que o mesmo circula entre o reator ou seção de gaseificação e de combustão.

### 2.6.1 Estado da Arte da Gaseificação para Gás de Síntese no Mundo

Atualmente não existem tecnologias de gaseificação, limpeza e condicionamento do gás que, atendendo a capacidade, indicadores de desempenho e qualidade do gás obtido, possam ser utilizadas em plantas BTL comerciais. O desenvolvimento da tecnologia de gaseificação para gás de síntese se realiza em dois níveis: o aperfeiçoamento em nível de plantas demonstrativas de alguns modelos de gaseificadores já testados em anos anteriores, visando avaliar a possibilidade de seu escalonamento para plantas comerciais. Por outro lado, realizam-se testes de plantas pilotos em centros de pesquisas e universidade de novos sistemas de gaseificação, filtros e sistemas de limpeza, tecnologias de condicionamento do gás e novos

processos de síntese. A seguir serão listadas quais são tecnologias de gaseificação com potencial de utilização para a produção de gás de síntese no mundo:

- Renugas (IGT): Leito Fluidizado Borbulhante, vapor + O<sub>2</sub>.
- Carbo V (pirólise + gaseificação): Leito arrastado, O<sub>2</sub>.
- HTW (High Temperature Winkler): Leito fluidizado, O<sub>2</sub> + vapor.
- DMT: Aquecimento indireto (vapor como portador de calor).
- Batelle/Ferco: Leito Fluidizado Duplo de aquecimento indireto.
- FICFB (Fast Internally Fluidized Bed): Planta em Güssing na Áustria.
- Processo AER: Gaseificação com vapor.
- Gaseificadores de leito arrastado da Shell, Siemens, Lurgi e Texaco.

**Renugas<sup>®</sup>** - Desenvolvido pelo IGT/GTI (Institute of Gas Technology) foi escalado desde um processo piloto de 12 t/dia de biomassa a uma planta demonstrativa de gaseificação de bagaço de 100 t/dia em Maui, Hawaii, USA. Os testes realizados nesta planta tinham como objetivo avaliar o desempenho da gaseificação pressurizada de bagaço de cana com ar. Graves problemas foram encontrados nas tecnologias de manuseio e alimentação de biomassa de baixa densidade. O projeto foi encerrado em 1997.

**Tecnologia Carbo V (pirólise + gaseificação)** - O processo de gaseificação Carbo-V<sup>®</sup> da CHOREN está composto por três etapas (Rudloff, 2005), como é mostrado na Figura 9. Na primeira etapa a biomassa é submetida a uma etapa de pirólise a baixa temperatura a 500°C, com dois grandes grupos de produtos: gases e alcatrão e coque. A segunda etapa consiste na gaseificação a alta temperatura dos produtos gasosos da oxidação parcial (gás e alcatrões) em torno de 1.400°C.

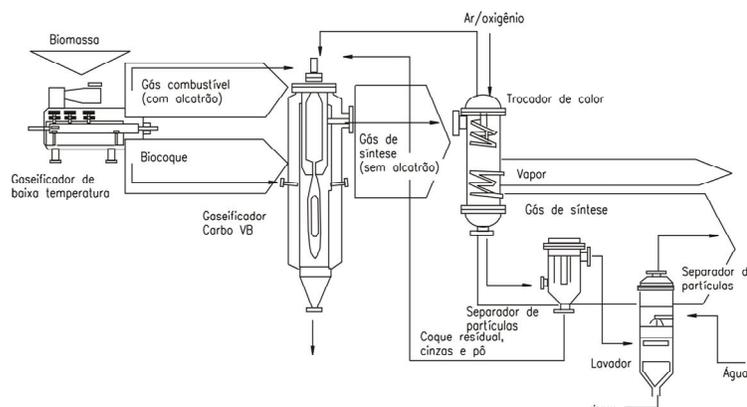


Figura 9. Processo CHOREN Carbo-V<sup>®</sup>. (Rudloff, 2005)

A terceira etapa é a gaseificação em leito arrastado do coque restante e outros componentes a 800°C. O gás de síntese livre de alcatrão passa à etapa de conversão em combustíveis pela síntese FT e em metanol. Em 2007 começou a instalação em Freiberg, Alemanha, de uma planta demonstrativa para a produção de 15.000 t/ano de combustíveis e produtos químicos.

**HTW (High Temperature Winkler)** - Foi desenvolvido pela Rheinische Braunkohlenwerke AG, na Alemanha, e consiste de um reator de leito fluidizado pressurizado com oxigênio/ar e vapor como agentes de gaseificação. O processo acontece a pressões superiores a 10 bar e temperaturas na faixa de 800–1.100°C. O gaseificador foi intensivamente testado com lignito como combustível. Uma razão típica de (vapor+oxigênio)/lignito ((0,41 kg vapor + 0,36 m<sup>3</sup><sub>N</sub>O<sub>2</sub>)/lignito) obtém uma conversão de carbono de 96% e um rendimento CO+H<sub>2</sub> de 1,4 m<sup>3</sup><sub>N</sub>/kg de lignito. Uma planta de demonstração foi construída em 1986 em Wesseling, Alemanha, com uma capacidade de produção de 37.000 m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h de biosyngas para a produção de metanol (14 t/h) a partir de lignito.

**Gaseificador DMT** - Este gaseificador de aquecimento indireto com vapor como agente de gaseificação foi desenvolvido pela DMT - Deutsche Montan Technologie, na Alemanha. A fim de fornecer o calor na zona de gaseificação, uma parte do gás produzido é queimada com ar ou oxigênio. Em contraste com outros processos alotérmicos, os produtos da combustão, utilizados como agente de gaseificação misturados com vapor, não são separados do gás síntese. Portanto, com este processo se atingem baixas concentrações de hidrogênio.

A gaseificação acontece num reator de leito fluidizado com pressão de 4 bar e temperatura 850°C. O poder calorífico inferior (PCI) do gás produzido é 10,5 MJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub>, se for usado O<sub>2</sub> para o processo de combustão.

**Batelle/FERCO** - A empresa Batelle/FERCO escalonou o processo de gaseificação em leito fluidizado duplo SilvaGas desde uma planta piloto de 10 t/dia para uma planta de demonstração de 200 t/dia, a qual está localizada em McNeil próximo de Burlington, Vermont, USA. No final de 2000, foi demonstrada a possibilidade de operação contínua da planta com taxas de alimentação superiores a 320 t/dia. O gás de síntese produzido tem um poder calorífico na faixa 11-14 MJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub> e a eficiência de conversão de carbono no gaseificador atingiu uma média de 80%. Atualmente a FERCO prossegue ativamente com o programa de comercialização do processo SilvaGas. Um esquema do gaseificador é mostrado

na Figura 10. Na tecnologia SilvaGas operam em paralelo dois sistemas de leito fluidizado, um combustor e um gaseificador. A areia a alta temperatura é transportada do combustor ao gaseificador, constituindo o agente de troca de calor. Ao combustor retorna uma mistura de areia e coque provenientes do gaseificador. A combustão do coque constitui a fonte de calor de todo o processo. O agente de gaseificação utilizado é o vapor.

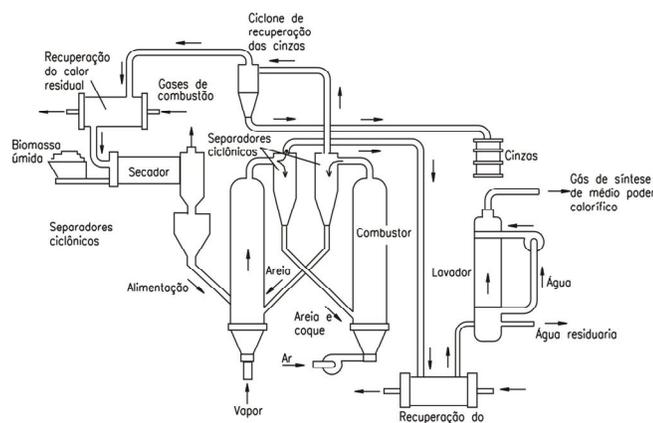


Figura 10. Processo SilvaGas, Batelle/FERCO. (Paisley *et al.*, 2004)

**Gaseificador FICFB** - A Universidade Técnica de Viena (TUV) desenvolveu o processo Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB), que emprega aquecimento indireto para gaseificar a biomassa com vapor para a produção de gás de síntese. Este sistema de gaseificação foi implementado numa usina de 8 MW<sub>th</sub>, localizada em Burgenland, Güssing na Áustria. A mesma produz ~2 MWe e 4,5 MW<sub>th</sub> para aquecimento distrital. Recentemente uma planta BTL e outra para a produção de gás natural sintético foram acopladas ao gaseificador a jusante do sistema de limpeza. O poder calorífico do gás de síntese é 12-14 MJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub>.

O sistema de gaseificação FICFB consiste na operação conjunta de dois reatores de leito fluidizado: um de combustão e outro de gaseificação com vapor. No reator de combustão com uma temperatura de 1.000°C aquece-se o inerte que logo que é separado num ciclone e vai propiciar a gaseificação da biomassa com vapor. O sistema de limpeza está composto por um resfriador de gás, um filtro de mangas e um lavador que utiliza biodiesel como fluido de trabalho. Os resíduos sólidos e líquidos do sistema de limpeza são injetados no reator de combustão.

## 2.7 PESQUISAS EXPERIMENTAIS EM GASEIFICADORES DE LFC

Em seguida são apresentados os principais estudos realizados em gaseificadores de LFC em nível piloto e comercial.

### 2.7.1 Estudos em Escala Piloto

**Fraunhofer Institute UMSICHT** - Desde 1996 o Fraunhofer Institute UMSICHT-Institute for Environmental, Safety and Energy Technology da Alemanha, vem desenvolvendo o processo de GLFC, numa planta piloto de 0,5 MW<sub>t</sub>. Testes foram realizados num reator de 310 mm de diâmetro e uma altura de 8 m, usando taxas de alimentação de 60 a 125 kg/h de madeira durante mais de 1.600 horas de operação. O agente de gaseificação utilizado foi ar, com um FA no intervalo de 0,25-0,45. O gaseificador foi operado em 850 a 950°C e foi usada dolomita e areia de sílica como material do leito. Novos projetos estão em andamento visando a construção de um sistema de cogeração entre 1 a 5 MW<sub>t</sub> e uma usina de GLFC de 5 MW<sub>t</sub>.

Ising *et al.* (2000), do Fraunhofer UMSICHT, estudaram duas estratégias diferentes para a redução do teor de alcatrão baseado na conversão catalítica do alcatrão contido no gás quente. Testou-se a combinação do uso de um gaseificador de LFC que utiliza sólidos com atividade catalítica no leito (Catalise in situ), e a jusante do gaseificador onde foi implementado um reformador catalítico usando um catalisador de base Ni-monolítico. A conversão do total de alcatrão foi alcançada em tempos de residência maiores que 0,3-0,4 segundos em 900°C.

**Universidade da British Columbia** - Li *et al.* (2004) apresentaram os resultados dos testes de gaseificação de biomassa em escala piloto, realizados na Universidade da British Columbia, num gaseificador de leito fluidizado circulante usando ar como agente oxidante numa taxa de 40-65 m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h. As dimensões do reator testado são 6,5 m de altura e 0,1 m de diâmetro. A temperatura de operação foi mantida no intervalo de 700 a 850°C, enquanto a taxa de alimentação da serragem variou de 16 até 45 kg/h. O fator de ar usado foi de 0,2 a 0,5. A temperatura, a vazão de ar, a densidade da suspensão, a reinjeção de cinzas e a injeção de vapor influenciaram a composição e o poder calorífico do gás produzido. O teor de alcatrão

diminuiu exponencialmente com o aumento da temperatura de operação no intervalo estudado. Os testes foram realizados sem usar inerte como material do leito.

Dos experimentos realizados determinou-se que o poder calorífico do gás aumenta ligeiramente com a temperatura (10% no intervalo de 700 a 850°C) para valores constantes do fluxo de ar. Isso ocorre devido à conversão do carbono em temperaturas mais elevadas. Também se encontrou que o teor de alcatrão diminuiu de 15,2 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub> em 700°C até 0,4 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub> em 815°C, isto se deve ao fato de que para altas temperaturas a taxa de craqueamento do alcatrão é maior. Os autores observaram também que ao adicionar de 11 a 14 kg de catalisador a base de níquel a 735°C no leito, o teor de alcatrão diminuiu até 0,15 mg/m<sup>3</sup><sub>N</sub>.

**ECN (Centro de Pesquisas em Energia da Holanda): BIVKIN - van der Drift *et al.*** (2002) do Centro de Pesquisas em Energia da Holanda, estudaram quatro diferentes rotas para incrementar a conversão de carbono num gaseificador de LFC em escala piloto usado na gaseificação de madeira. Este gaseificador de 0,2 m de diâmetro e 6 m de altura tem uma capacidade térmica de 500 kW<sub>t</sub>, empregando ar como agente de gaseificação. A biomassa usada como combustível em todos os testes foi a conífera (softwood). A temperatura de operação foi mantida no intervalo de 850 a 930°C. Geralmente, a velocidade do gás (no topo do duto ascendente) está situada na faixa de 6 a 8 m/s. O gás é conduzido a um ciclone quente (segundo ciclone), subseqüentemente é resfriado até uma temperatura de aproximadamente 300°C e mais uma vez introduzido em outro ciclone (terceiro ciclone). O gás resultante é tratado numa seção de limpeza e utilizado num motor a gás para produzir eletricidade. As cinzas do segundo e terceiro ciclones são removidas do sistema. O material utilizado no leito é areia (97% sílica de 0,4 a 0,6 mm de diâmetro) com uma granulometria de 0,4 a 0,6 mm de diâmetro.

Dos testes realizados foi estabelecido que o aumento da temperatura do processo de 850 até 930°C resultou numa maior conversão do carbono, de tal forma que a eficiência a frio se mantém inalterada.

A adição de vapor a 100°C também aumentou a conversão de carbono, mas conduziu a uma redução da eficiência a frio. A criação de duas zonas de combustão de carbono fixo dentro do duto ascendente pareceu ser muito eficaz, aumentaram tanto a conversão do carbono (de 91% no caso referência para 96%) e a eficiência a frio (van der Drift *et al.*, 2002).

Em 2005, Rabou apresentou resultados obtidos em uma bancada experimental de gaseificação em LFC do ECN, a combinação de lavadores de gases e de um precipitador eletrostático, permitiram reduzir a concentração de vapor de alcatrão no gás de 10 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub> para 1,5 g/m<sup>3</sup><sub>N</sub> e para menos de 25 mg/m<sup>3</sup><sub>N</sub> de alcatrão condensável no gás limpo. A mistura de

alcatrão e água, coletada no precipitador eletrostático, era retornada para o gaseificador a fim de substituir parte da biomassa combustível. A composição do alcatrão do precipitador eletrostático é semelhante à removida do gás produzido, exceto em relação aos fenóis. Isto mostrou que menos de 30% do alcatrão reciclado permaneceu apesar de usar uma temperatura de 830°C no gaseificador.

No primeiro trimestre de 2006, a instalação piloto de gaseificação da ECN foi operada continuamente durante 700 horas com dois operadores por turno (3 turnos no total). A instalação compreendia de um gaseificador LFC de 500 kW<sub>t</sub>, um trocador de calor de gás, um ciclone, uma unidade de remoção de alcatrão OLGA, apresentada anteriormente, e um lavador de gases para a remoção de NH<sub>3</sub> e HCl. O gás limpo do gaseificador foi usado como combustível num motor a gás e num combustor, estes operados em paralelo.

O gaseificador atmosférico de leito fluidizado circulante (LFC) recebeu o nome de BIVKIN. Este equipamento possui vários sistemas de alimentação, sendo que dois podem ser utilizados simultaneamente, de forma que é possível realizar a alimentação de misturas de combustível. O ponto de alimentação do combustível está situado 1 m acima do distribuidor. A seção de recirculação possui um leito fluidizado borbulhante operado com nitrogênio puro, numa vazão de 5 m<sup>3</sup><sub>N</sub>/h. O fluxo de gás é regulado por controladores de fluxo mássico calibrados.

**Universidade de Delft na Holanda, Divisão de Energia e Processos** - Trata-se de um gaseificador atmosférico de pequena capacidade, 100 kW<sub>t</sub>, para fins de pesquisa onde se busca aperfeiçoar todos os seus parâmetros operacionais e conhecer a sua relação com as características do gás gerado. Siedlecki *et al.* (2007) do Laboratório de Processos e Energia da Universidade Tecnológica de Delft, apresentaram os resultados obtidos na gaseificação de biomassa usando vapor e oxigênio como agente de gaseificação. O gaseificador tem um diâmetro de 83 mm e uma altura de 5,5 m. Os testes foram realizados durante seis dias, mantendo a temperatura de operação no reator na faixa entre 834 e 850°C. A jusante do gaseificador foi instalado um filtro cerâmico de alta temperatura operado a 450°C. Para os experimentos foram usados quatro tipos de biomassas, madeira de qualidade A e B, palha e miscanthus (capim elefante). A vazão máxima de alimentação de biomassa foi de 20 kg/h.. O material usado no leito foi areia de sílica com diâmetro médio de partícula de 386 µm.

Para estudar o efeito das condições de processo sobre o teor e tipo de alcatrão produzido, oito principais compostos de alcatrão foram analisados, observando-se que compostos oxigenados, tais como fenóis, reagem e provavelmente são convertidos em

xilenos, o que poderia ser relacionado ao elevado tempo de residência no filtro e a temperatura elevada ( $\pm 450^{\circ}\text{C}$ ).

**CIEMAT (Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas) na Espanha** – Estudos num gaseificador atmosférico LFC, numa planta piloto de  $300 \text{ KW}_t$  de capacidade, foram realizados no CIEMAT usando como combustível Orujillo, que são resíduos da azeitona, numa taxa de alimentação máxima de  $90 \text{ kg/h}$ . O gaseificador de  $0,2 \text{ m}$  de diâmetro e  $6,5 \text{ m}$  de altura total, foi construído em aço inoxidável 316. O Orujillo é alimentado a uma altura de  $0,37 \text{ m}$  acima do distribuidor. O agente de gaseificação usado é ar com um FA na faixa de  $0,41$  a  $0,73$ . O material inerte utilizado é areia de sílica com diâmetro de partícula de  $500 \mu\text{m}$  (García *et al.*, 2004).

## 2.7.2 Estudos em Escala Comercial

**Projeto Hawaii** – O objetivo deste projeto era escalonar o gaseificador desenvolvido pelo IGT (RENUGAS), de  $2 \text{ MW}$  de potência térmica, para  $20 \text{ MW}$ . Esta unidade de demonstração deveria operar com bagaço de cana e madeira. O gaseificador LFC foi projetado para operar tanto com ar, quanto com oxigênio, a pressões de até  $2,07 \text{ MPa}$  e temperatura de saída dos gases na faixa de  $850$  a  $900^{\circ}\text{C}$ .

O projeto esteve composto por três fases distintas: gaseificação de biomassa, geração de eletricidade e síntese de metanol. A unidade foi construída em Paia, na ilha de Maui, no Hawaii nos EUA, numa fábrica de açúcar da Hawaiian Commercial and Sugar Company. Em 1999, o projeto foi paralisado devido, principalmente, a problemas na alimentação do bagaço de cana e limpeza dos gases.

**Planta Zeltweg** - O conceito da planta Zeltweg é apoiado num reator LFC para a gaseificação de pó de madeira e de resíduos das indústrias florestais, com capacidade de  $137 \text{ MWe}$ , para a geração de potência. A biomassa não precisa tratamento prévio, de moagem nem secagem, já que o gás de baixa densidade gerado é suficiente para ser queimado nas caldeiras de queima combinada com carvão (Granatstein, 2002).

O gaseificador LFC foi construído em aço e internamente revestido por tijolos e concreto refratário. A zona de gaseificação consiste num tubo vertical sem componentes internos ou trocadores de calor. No fundo existe uma grelha por onde o ar de fluidização e combustão são fornecidos ao sistema. Este ar a  $270^{\circ}\text{C}$  é proveniente de pré-aquecedores.

Areia fina com uma determinada granulometria é utilizada como material do leito. Um sistema de descarga localizado no fundo do gaseificador permite a saída do leito de areia e partículas incombustíveis (mineral e metal). Esta areia contém um teor insignificante de cinzas, pois estas são muito leves e por tanto arrastadas com os gases.

O controle e a instrumentação do sistema foram desenvolvidos pela empresa Irish partner ESB em cooperação com Draukraft e Austrian Energy. O sistema resultante permite a operação manual ou automática do sistema.

O gaseificador LFC da Zeltweg operou sem dificuldades durante o período de 1997 a 2001 sendo realizada uma inspeção depois deste primeiro período de demonstração, onde se encontrou que o gaseificador estava em excelentes condições, sem nenhum dano detectável. Não houve deposições de alcatrão, e o duto do gás quente estava limpo, sem areia ou cinzas sedimentadas visíveis (Granatstein, 2002).

**Planta de Värnamo** – O projeto Clean Hydrogen-rich Synthesis Gás - CHRISGAS tem como objetivo a produção de gás de síntese rico em hidrogênio que possa ser usado como matéria-prima na produção de combustíveis para o setor de transporte. O projeto CHRISGAS está sendo implementado na planta de gaseificação em Värnamo, Suécia, sob a coordenação da Universidade de Växjö, e com o apoio financeiro da Comunidade Econômica Européia. Participam deste projeto cientistas da Universidade de Delft, KTH, CIEMAT e outras instituições. A planta de Värnamo será reconstruída a fim de instalar um novo sistema de fornecimento de vapor e oxigênio, um novo filtro a quente para a limpeza do gás e um reformador catalítico a alta temperatura (Figura 11).

Esta planta foi projetada inicialmente para gerar 6 MW de eletricidade e 9 MW por troca de calor para aquecimento distrital. O combustível usado é madeira, a qual é secada usando um secador de gases de combustão até a umidade de 5-20%. O combustível seco e triturado é alimentado ao gaseificador LFC. O fluido de fluidização no gaseificador é ar, a temperatura de operação é 950-1.000°C e a pressão é aproximadamente de 18 bar. Cerca de 10% do ar é extraído de um sistema compressor-turbina a gás, em seguida comprimido num compressor “booster” e, finalmente, injetado na base do gaseificador. Etapas de reforma por vapor para a conversão do metano e alcatrão em CO e H<sub>2</sub>, e a de conversão do CO em CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>, pela reação de deslocamento da água, são usadas para o condicionamento do gás.

Depois do gaseificador, o gás produzido passa para um trocador de calor e um filtro quente. O mesmo é queimado em uma câmara de combustão e expandido em uma turbina a gás, gerando 4,2 MW de eletricidade. Os gases de exaustão da turbina a gás passam por uma

caldeira de recuperação gerando vapor superaquecido. Este vapor é fornecido a uma turbina a vapor (40 bar, 455°C), gerando 1,8 MWe.

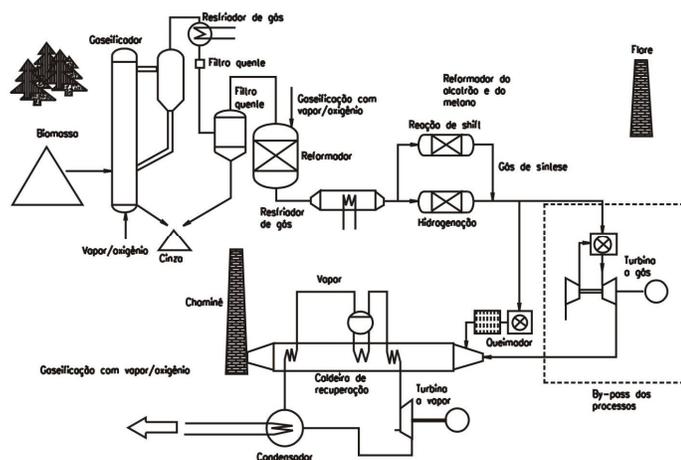


Figura 11. Diagrama do processo da planta IGCC de Värnamo, Suécia, com as modificações propostas. (<http://www.chrisgas.com/>)

**Planta Greve em Chianti, Itália** – Esta planta possui dois gaseificadores de leito fluidizado circulante de 15 MW<sub>t</sub> de capacidade, que utilizam a tecnologia TPS - Termiska Processer AB (anteriormente parte da Studsvik Energiteknik AB). A taxa de alimentação é de 200 t/dia de combustível. Os gaseificadores operam a baixa pressão, em torno de 2.500 mm de água e uma temperatura em torno de 875°C, usando ar como agente gaseificador. As partículas de areia do leito são mantidas em suspensão através da velocidade superficial do gás, que se situa entre 3 e 10 m/s. Os gases são queimados em uma caldeira para geração de 6,7 MWe utilizando uma turbina a vapor. O gás é usado também em uma fábrica vizinha de cimento. A planta começou a operar desde 1992.

**Planta Kymijärvi Power em Lahti, Finlândia** – Em 1998 a Foster Wheeler Energia Oy, forneceu um gaseificador atmosférico LFC para a planta Kymijärvi Power em Lahti no sul da Finlândia. Este gaseificador foi acoplado a uma caldeira de carvão e consome aproximadamente 300 GWh/ano de diferentes biocombustíveis sólidos e combustíveis residuais da região de Lahti. A capacidade do gaseificador varia entre 40 e 70 MW dependendo do teor de umidade e do poder calorífico do combustível utilizado. O gaseificador é operado a 850°C. A capacidade de geração elétrica é 600 GWh/ano e para aquecimento distrital é de 1.000 GWh/ano (OPET FINLAND, 2002).

O ar utilizado como agente gaseificante é pré-aquecido antes de ser fornecido ao gaseificador. O gás quente após do ciclone é resfriado num pré-aquecedor de ar e conduzido

até dois queimadores. Quando a umidade do combustível se situa em torno de 50%, o valor do poder calorífico do gás é aproximadamente igual a 2,2 MJ/kg.

**Planta Vermont** – O objetivo deste projeto foi demonstrar a viabilidade de integração de um gaseificador LFC de aquecimento indireto com uma turbina a gás, a partir da tecnologia de gaseificação desenvolvida pelo Batelle Columbus Laboratory, Batelle/FERCO, que utiliza injeção de vapor, para produção de gás com maior densidade energética, e poder calorífico inferior de aproximadamente  $17 \text{ MJ/m}^3_{\text{N}}$ .

A instalação está localizada na cidade de Burlington, no Estado de Vermont, EUA, em uma área já parcialmente ocupada por uma termelétrica convencional a vapor, alimentada por madeira, com capacidade de 50 MW. No final de 2000, a operação contínua da planta foi demonstrada com vazões de alimentação acima de 320 t/dia de biomassa, para a produção de um biosyngas com poder calorífico variando de 11 a  $14 \text{ MJ/m}^3_{\text{N}}$ , e conversão de carbono de 80% no gaseificador.

Finalmente, na Tabela 13 são apresentadas as condições de operação e composição do gás gerado mediante gaseificação em LFC no mundo.

Tabela 13. Condições de operação e composição do gás gerado mediante gaseificação em LFC.

	<b>Koroneos <i>et al.</i>, 2007</b>	<b>Boerrigter e Rauch, 2006</b>		<b>Chen <i>et al.</i>, 2003</b>	<b>Ciferno e Marano, 2002</b>	<b>Babu e Leader, 2006</b>
<b>Biomassa</b>	Madeira	-	-	Madeira	Vários	Vários
<b>Ag. Gaseificante</b>	Ar-vapor	ar	O <sub>2</sub> -vapor	Ar-vapor	Ar	Ar
<b>Pressão de operação</b>	0,17 MPa	1 bar	1 bar	-	1 a 19 bar	-
<b>Temperatura (°C)</b>	826	-	-	753	800-1.000	830-850
<b>Observações</b>	Tecnologia Batelle/FERCO vapor/biomassa 0,45;	Alcatrão em $\text{g/m}^3_{\text{N}}$ (BU)		$V_{\text{sg}} =$ 4,5 m/s; ER=0,30.		Planta Kymijärvi
<b>Composição do gás (% vol., base seca)</b>						
<b>H<sub>2</sub></b>	21,28	14	32	6	7 a 20	5,9*
<b>CO</b>	43,16	21	27	12,57	9 a 22	4,6*
<b>CO<sub>2</sub></b>	13,45	14	29	16,02	11 a 16	12,9*
<b>CH<sub>4</sub></b>	15,83	5	8	2,45	< 9	-
<b>Alcatrão</b>	0,4	8	8	-	< 1	-
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0,08	-	-	-	~ 0	-
<b>PCI (MJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub>, BS)</b>	PCS 17,75	7,7	12,4	3,46 BU	4-7,5	2,0-2,5
<b>Relação H<sub>2</sub>/CO</b>	0,493	0,667	1,185	0,477	0,6-1,0	1,283

Tabela 13. Continuação... Condições de operação e composição do gás gerado mediante gaseificação em LFC.

	Hasler e Nussbaumer, 1999	Saiga <i>et al.</i> , 2004	Zuberbühler <i>et al.</i> , 2006	Corella e Sanz, 2006	Garcia <i>et al.</i> , 2004
<b>Biomassa</b>	-	Lodo de esgoto	Madeira	Madeira	Orujillo
<b>Ag. Gaseificante</b>	Ar	Ar+Vapor	Vapor	Ar	Ar
<b>Pressão de operação</b>	1 bar	1 bar	-	1 bar	1 bar
<b>Temperatura (°C)</b>	-	850	650-1.000	745-800/880-990	800
<b>Observações</b>	Umidade da biomassa 13-20%; Alcatrão em g/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	FA = 0,3-0,4; Usa dolomita; Alcatrão em g/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	Planta de Vermont; Usa areia	Não inerte; FA 0,20-0,45; ar secundário; Alcatrão em g/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> (BS)	Usa areia; Não usa ar secundário; FA 0,40-0,75
<b>H<sub>2</sub></b>	15-22	11 a 13	18	19/10,5	5,4-7,9
<b>CO</b>	13-15	7 a 9	47	17,5/10,5	9,3-8
<b>CO<sub>2</sub></b>	13-15	16-17	14,3	15,5/17	21-20
<b>CH<sub>4</sub></b>	2 a 4	2 a 3	14,9	5,5/2,5	3-2,1
<b>Alcatrão</b>	2-30	3-4	-	18/0	-
<b>H<sub>2</sub>S</b>	-	-	-	-	-
<b>PCI (MJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub>, BS)</b>	3,6-5,9	4-4,5 BU	PCS 16,8	6,5/3,2	3,8-2,9
<b>Relação H<sub>2</sub>/CO</b>	1,15-1,47	1,57-1,44	0,383	1,09/1	0,58-0,99

\* Base úmida

## 2.8 FERRAMENTAS COMPUTACIONAIS NA MODELAGEM DE GASEIFICADORES DE LEITO FLUIDIZADO

Existem diversas ferramentas para a modelagem de sistemas de combustão e gaseificação. Um deles é o código GLACIER do software CFD (Computational Fluid Dynamic) que é capaz de modelar processos de transferência de calor por convecção e radiação, reações químicas e a dinâmica das partículas.

Em 2008, Almuttahir e Taghipour desenvolveram um modelo CFD para simular a hidrodinâmica do escoamento gás-sólido em um reator de leito fluidizado circulante em várias condições de fluidização, para isto foi usado o modelo Euleriano granular multifásico. O

modelo foi avaliado com resultados experimentais obtidos na operação de um reator LFC, utilizando diferentes fluxos mássicos de sólidos e velocidades superficiais do gás. Chalermisinsuwan *et al.* (2009) usaram o pacote comercial de simulação CFD, FLUENT 6.2.16, no estudo do efeito de diferentes geometrias de um reator de leito fluidizado circulante sobre as características das reações químicas.

Um programa comercial do CFD é o pacote chamado de CFX, usado na análise e projeto de gaseificadores. Fletcher *et al.* (2000) utilizaram este pacote para simular o escoamento e reação em um gaseificador de fluxo arrastado para biomassa. O modelo forneceu informação detalhada da composição do gás e a temperatura de saída, e permitiu examinar diferentes cenários de operação.

Simuladores de processos, tais como o ASPEN PLUS (Advanced System for Process Engineering Plus), são amplamente utilizados para simular a conversão do carvão, a síntese de metanol, processos de liquefação indireta de carvão, de IGCC - Integrated Gasification Combined-Cycle, gaseificadores e combustores de leito fluidizado atmosférico, processos de hidrogaseificação de carvão e a simulação da gaseificação de carvão. Em 2008, Nikoo e Mahinpey usaram o ASPEN PLUS no desenvolvimento do modelo de um gaseificador atmosférico de leito fluidizado para biomassa; o modelo proposto apresenta os parâmetros da hidrodinâmica e a cinética química das reações envolvidas no processo. Doherty *et al.* (2008) modelaram um gaseificador atmosférico de leito fluidizado circulante utilizando o software ASPEN PLUS. Neste trabalho foi estudada a influência de parâmetros operacionais tais como o fator de ar, temperatura e fluxo de ar injetado sobre a composição do syngas, poder calorífico e a eficiência de conversão.

O software comercial CSFMB (Comprehensive Simulator for Fluidized and Moving Bed Equipment), é capaz de simular equipamentos de leito movente e de leito fluidizado borbulhante e circulante. Este software tem simulado diferentes unidades industriais apresentando resultados muito próximos aos obtidos experimentalmente, sendo este simulador escolhido no desenvolvimento do presente trabalho como será apresentado no item 4.2.

## **Capítulo 3**

### **LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE – LFC**

A partir de uma rigorosa revisão bibliográfica do estado da arte da aplicação de gaseificadores de leito fluidizado circulante (LFC) para a obtenção de gás de síntese a partir de biomassa (biosyngas), apresentam-se os conceitos fluidodinâmicos básicos, assim como as recomendações e valores adequados dos principais parâmetros a ter em conta no projeto e operação deste tipo de gaseificador.

#### **3.1 FLUIDODINÂMICA DO LEITO FLUIDIZADO**

A fluidização é uma operação na qual um sólido é colocado em contato com um líquido ou um gás, adquirindo o conjunto propriedades similar a um fluido. Um leito de partículas sólidas num reator de leito fluidizado passa pelo menos por cinco regimes distintos de escoamento gás-sólido ao se aumentar a vazão do gás ou a velocidade superficial do gás de fluidização, conforme pode ser observado na Figura 12.

Considerando-se um leito de partículas sólidas na base de um reator, através do qual é alimentado um gás com uma dada velocidade superficial, tem-se: o primeiro regime é o leito movente (Figura 12a), que corresponde ao escoamento com velocidade superficial do gás insuficiente para equilibrar o peso líquido das partículas. Estas, portanto, atuam como se fossem um meio poroso de partículas empacotadas. Quando se aumenta gradualmente a velocidade superficial do gás, a força exercida pelo gás sobre o sólido se iguala ao peso das

partículas do leito. Nessas condições, não há expansão do leito, porém percebe-se apenas uma agitação localizada de algumas partículas, sendo atingido o estágio de leito fluidizado em mínima fluidização. Com novos aumentos na velocidade superficial, se produz um aumento progressivo da força de arraste sobre o sólido e, conseqüentemente, a perda de pressão através do leito. As partículas oferecem menor resistência ao escoamento, havendo nesse processo a expansão mais ou menos uniforme do leito. Neste ponto pode-se dizer que o leito está em uma condição de fluidização particulada.

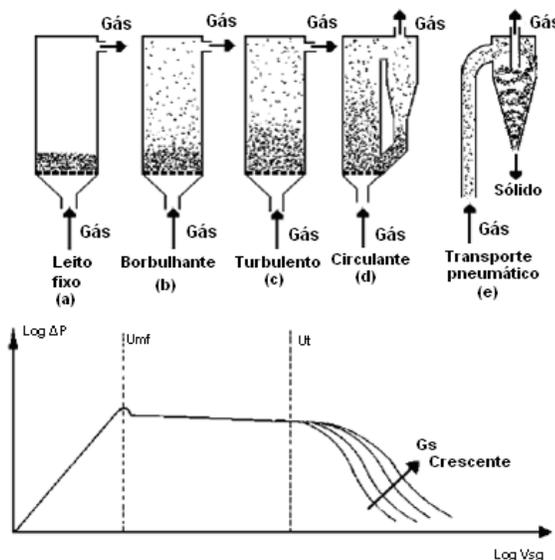


Figura 12. Regime fluidodinâmico do sistema gás-sólido dependendo da velocidade superficial do gás. (Kunii e Levenspiel, 1969)

Com o aumento da velocidade superficial do gás acima da velocidade de mínima fluidização, a perda de pressão através do leito permanece substancialmente constante, enquanto o leito continua expandindo. Nessa etapa, o sistema apresenta uma disposição bifásica: por um lado, uma fase densa (fase de emulsão) constituída de sólidos e de gás intersticial e, por outro, uma fase diluída constituída de bolhas, as quais aparecem ao longo do leito (fase de bolhas). Dessa forma, o reator opera em regime de leito fluidizado borbulhante (Figura 12b).

Com um aumento posterior na velocidade superficial, o regime de escoamento do leito muda gradualmente, passando ao estado turbulento (Figura 12c), caracterizado por uma distribuição dispersa do sólido no leito. O leito permanece nesse regime até que seja atingida a velocidade de transporte, na proximidade da qual se experimenta um aumento brusco da quantidade de partículas elutriadas, provocando o esvaziamento do leito quando é atingido o regime de transporte pneumático (Figura 12e).

## 3.2 PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS DE UM LEITO EM ESTADO DE FLUIDIZAÇÃO

Nesta secção são estudados os parâmetros que tem maior influência no processo de fluidização.

### 3.2.1 Diâmetro Equivalente de Partícula

É uma das variáveis mais importantes nos processos de escoamento gás-sólido. Todas as amostras de partículas, geradas por um processo de moagem, apresentam uma determinada distribuição estatística de diâmetros. Existem diferentes definições possíveis para determinar um diâmetro equivalente de partícula; o mais usado, baseado na análise granulométrica, é o chamado diâmetro equivalente área-volume ou superfície-volume, mais conhecido como diâmetro equivalente de Sauter:

$$d_{p,av} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{W_i}{d_{p_i}}} \quad (11)$$

Sendo:

$W_i$ : Fração mássica das partículas com diâmetro médio igual a  $d_{p_i}$ ;

$d_{p_i}$ : Diâmetro médio das partículas retidas entre uma peneira e a sua subsequente, mm.

A forma das fibras de bagaço de cana pode ser modelada por cilindros. A equação que representa o tamanho das partículas de bagaço foi apresentada por Nebra e Macedo (1988). Tipicamente o diâmetro equivalente de cilindro ( $d_{eq}$ ) é dado pela equação 12.

$$d_{eq} = \left( \frac{a^2 + b^2}{2} \right)^{1/2} \quad (12)$$

onde  $a$  e  $b$  representam os diâmetros dos extremos do cilindro. Isto constitui um problema geral em fibras que apresentam exatamente o mesmo  $d_{eq}$  independentemente do seu comprimento,  $l$ .

### 3.2.2 Velocidade Mínima de Fluidização

Se um fluido for injetado através de um leito movente de partículas, haveria queda de pressão na coluna devido à força de arraste, até que a velocidade superficial do gás atinge um valor crítico conhecido como velocidade mínima de fluidização,  $U_{mf}$ . Nesta velocidade a força de arrasto é igual ao peso das partículas menos seu empuxo, então o leito movente é transformado num leito fluidizado incipiente. A velocidade mínima de fluidização é dada pela equação proposta por Kunni e Levenspiel (1969):

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu_g}{d_{p,av} \rho_g} \text{ (m/s)} \quad (13)$$

Sendo

$$Re_{mf} = (a_1^2 + a_2 Ar)^{1/2} - a_1 \quad (14)$$

Onde  $Ar$  é o número de Arquimedes,

$$Ar = \frac{g d_{p,av}^3 (\rho_g - \rho_p)}{\mu_g^2} \quad (15)$$

$\mu_g$ : Viscosidade do gás de fluidização (kg/m s);

$\rho_g$ : Densidade do gás de fluidização (kg/m<sup>3</sup>);

$\rho_p$ : Densidade aparente das partículas (kg/m<sup>3</sup>);

$d_{p,av}$ : Diâmetro médio equivalente de Sauter das partículas (m).

Os valores das constantes empíricas  $a_1$  e  $a_2$  foram determinados experimentalmente e apresentados por Grace (1982, apud Souza-Santos, 2004, p. 75). Este valores são 27,2 e 0,0408 respectivamente.

As bolhas começam seu aparecimento quando a velocidade superficial de gás excede outro parâmetro característico chamado velocidade mínima borbulhante,  $U_{mb}$ . Para garantir regime de leito circulante é importante operar em condições que ultrapassem a velocidade mínima borbulhante e assim evitar problemas de segregação ou aglomeração de partículas. A  $U_{mb}$  para partículas do grupo A (partículas de 30 a 100  $\mu\text{m}$  de diâmetro) pode ser calculada pela equação apresentada por Abrahamsen e Geldart (1980, apud Basu, 2006, p. 26):

$$U_{mb} = 2,07 \frac{d_{p,av} \rho_g^{0,06}}{\mu_g^{0,347}} \exp(0,716 w_{45}) \text{ (m/s)} \quad (16)$$

Sendo  $w_{45}$  a fração mássica de partículas com diâmetro menor a 45  $\mu\text{m}$ .

### 3.2.3 Velocidade Terminal de uma Partícula

A máxima velocidade de fluidização ou também chamada velocidade terminal, corresponde àquela velocidade do gás na qual as partículas começam ser arrastadas; isto acontece quando a força de arraste do gás é igual ao peso das partículas que estão suspensas no fluido.

A velocidade terminal, em m/s, para partículas próximas a uma esfera de diâmetro  $d_p$ , está dada por (Souza-Santos, 2004):

$$U_t = \frac{gd_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} \text{ para } Re \leq 0,4 \quad (17)$$

$$U_t = \left[ \frac{gd_p^{1,6}(\rho_p - \rho_g)}{13,9\mu_g^{0,6}\rho_g^{0,4}} \right]^{0,71} \text{ para } 0,4 < Re \leq 500 \quad (18)$$

$$U_t = \left[ \frac{3,03gd_p(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g} \right]^{0,5} \text{ para } Re > 500 \quad (19)$$

Sendo  $Re$  o número de Reynolds definido por

$$Re = \frac{d_p \rho_g U_t}{\mu_g} \quad (20)$$

### 3.2.4 Velocidade de Transporte

A velocidade de transporte ( $U_{tr}$ ) é a mínima velocidade abaixo da qual não pode ocorrer a fluidização rápida, independente da taxa de circulação. Uma relação empírica para calcular a

velocidade de transporte é dada por Perales *et al.* (1991, apud Basu, 2006, p. 39) com base nas suas experiências numa coluna de 92 mm de diâmetro.

$$U_{tr} = 1,45 \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} Ar^{0,484} \text{ (m/s)} \quad (21)$$

Sendo Ar o número de Arquimedes (Equação 15),  $20 < Ar < 50.000$ .

### 3.3 COMPARAÇÃO ENTRE O LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE E O CIRCULANTE

Devido ao fato que as partículas sólidas elutriadas (arrastadas pelo fluxo de gás) do leito não recirculam novamente, os gaseificadores de leito fluidizado borbulhante (LFB) têm baixa conversão de carbono e menor eficiência. O gaseificador de leito fluidizado circulante (LFC) opera em regime de leito fluidizado rápido, apresentando altas taxas de transferência de calor e massa, e maior tempo de residência das partículas, atingindo maior conversão do carbono. As vantagens do LFC (Figura 13) sobre o LFB na gaseificação são as seguintes:

- A alta velocidade de deslizamento “slip” gás-sólido garante uma boa mistura e uma excelente transferência de calor e massa.

- O gaseificador LFC pode processar um amplo intervalo de partículas alimentadas sem ter perdas por arraste. Num LFC, as partículas pequenas são convertidas numa passagem só, ou são arrastadas, separadas do gás, e retornadas ao gaseificador mediante um sistema externo de recirculação. As partículas grandes, que são convertidas lentamente, são recirculadas internamente dentro do leito denso até chegarem a ser suficientemente pequenas para ser recirculadas externamente (Higman e Burgt, 2003, apud Basu, 2006, p. 74).

- As elevadas taxas de recirculação das partículas sólidas fornecem altas taxas de transferência de calor o qual resulta numa diminuição do teor de alcatrão.

- As partículas usadas no LFC são relativamente finas ( $< 400 \mu\text{m}$ ), e fornecem grandes áreas superficiais de contato gás-sólido.

- A velocidade superficial de operação num gaseificador LFC é alta (4-7 m/s) ao contrário do gaseificador LFB que usa velocidades superficiais de 1-1,5 m/s (Basu, 2006).

- Os gaseificadores LFC são facilmente escalonáveis.

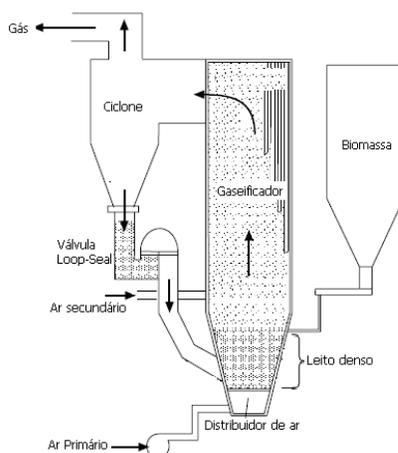


Figura 13. Esquema do sistema de gaseificação de leito fluidizado circulante.

### 3.4 CONSIDERAÇÕES NO PROJETO DE GASEIFICADORES LFC

O projeto de um gaseificador LFC é uma tarefa complexa. Além de fatores relacionados com as características da biomassa e a estequiometria (que depende do fluido de gaseificação) é preciso considerar outros aspectos como as características do inerte e localização do ponto de injeção da biomassa, a presença ou não de ar secundário, etc. Um resumo dos parâmetros a considerar é mostrado na Figura 14.

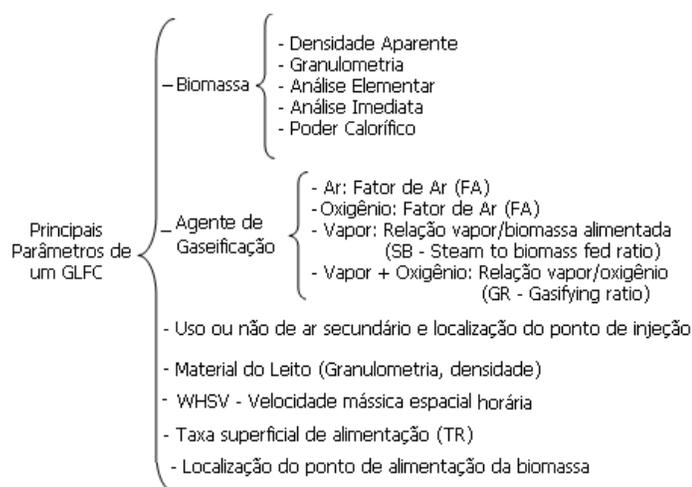


Figura 14. Principais parâmetros de um gaseificador de leito fluidizado circulante.

Vejamos cada um destes parâmetros em detalhe:

### 3.4.1 Características Físico-Químicas da Biomassa

**Composição química imediata e elementar** - A análise química imediata refere-se às frações em peso de umidade (W), voláteis (V), cinzas (A) e carbono fixo (CF) numa amostra de combustível.

A análise química elementar corresponde ao teor porcentual em massa geralmente em base seca dos principais elementos químicos elementares que constituem a biomassa: carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e enxofre.

A composição química do bagaço de cana de açúcar é muito variada; assim, quando se precisa projetar sistemas que o utilizam, este deverá ser caracterizado “in situ”, já que além do tipo de cana moída, suas características dependem também do tipo de sistema de preparação da cana e de extração do caldo.

Horst (1983), Oliva *et al.*, Magasiner (1991), Jenkins *et al.* (1998), Souza-Santos (2004), Filippis *et al.* (2004) e Hassuani *et al.* (2005) apresentaram dados de análise elementar e imediata do bagaço de cana de açúcar (Tabela 14). No estudo apresentado por Hassuani *et al.* a análise elementar foi realizada pelo Instituto Nacional de Tecnologia – Ministério de Ciência e Tecnologia enquanto a análise imediata foi feita pelo Centro de Tecnologia Copersucar – CTC.

Tabela 14. Dados da análise imediata e elementar do bagaço de cana dada por diferentes autores.

Componente	Horst (1983)	Oliva <i>et al.</i>	Magasiner (1991)	Jenkins <i>et al.</i> (1998)	Filippis <i>et al.</i> (2004)	Souza-Santos (2004)	Hassuani <i>et al.</i> (2005)
<b>Análise química Imediata (BS)</b>							
Umidade	49,60	3,8	55,0*	-	11,1±0,3	20*	50,2
Cinzas	1,79*	1,43	1,7*	2,44	2,0±0,1	2,65*	2,2
Carbono Fixo	-	15,02	5,4*	11,95	9,3±0,2	12,11*	18,0
Voláteis	-	83,55	37,9*	85,61	88,7±0,4	65,24*	79,9
PCS (MJ/kg)	-	19,2	-		18,7±0,1	19,04	18,1
<b>Análise química elementar (BS)</b>							
Carbono	23,58*	48,4*	47,7	48,64	42,9±0,6	49,66	44,6
Hidrogênio	3,02*	5,18*	5,9	5,87	5,9±0,1	5,71	5,8
Nitrogênio	21,84**	41,1*	1,8	0,16	0,2±0,1	0,21	0,6
Oxigênio			44,6	42,82	49,0±0,7	41,08	44,5
Enxofre	0,17*	0,14*	0,0	0,04	-	0,03	0,1
Cloro	-	-	-	0,03	-	3,31	0,02

\* Base úmida

\*\* A quantidade de nitrogênio em base úmida não ultrapassa 0,1%.

**Poder calorífico superior (PCS) e inferior (PCI)** – O Poder Calorífico é a quantidade de energia por unidade de massa (ou de volume no caso dos gases) liberada durante a oxidação de um determinado combustível. Existem duas formas de considerar o poder calorífico: Poder Calorífico Superior (PCS) e Poder Calorífico Inferior (PCI).

O PCS é dado pela soma da energia liberada na forma de calor e a energia que é gasta na vaporização da água que se forma numa reação de oxidação. A equação apresentada por Souza-Santos (2004) para calcular o PCS (em J/kg) da madeira e outras biomassas é a seguinte:

$$PCS_s = 4,184 \times 10^5 (81,848C_s + 263,38H_s - 28,645(O_s + N_s) - 3,658A_s + 0,16371) \quad (22)$$

$$PCS_u = PCS_s (1 - W) \quad (23)$$

Sendo  $C_s$ ,  $H_s$ ,  $O_s$ ,  $N_s$ ,  $A_s$ , a fração mássica em base seca de carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e cinzas, respectivamente, no combustível; e  $W$  é a fração de umidade.

O PCI é obtido pelo seguinte cálculo: poder calorífico superior menos o calor latente de vaporização da água formada pela combustão do hidrogênio presente no combustível.

$$PCI_s = PCS_s - 9h_{vap}H_s \quad (\text{J/kg}) \quad (24)$$

Sendo  $h_{vap}$  a entalpia de vaporização á 101,325 kPa ou  $2,258 \times 10^6$  J/kg.

A equação 25 leva em conta a quantidade de calor perdido com o vapor produzido da umidade do combustível e a combustão do hidrogênio.

$$PCI_u = PCS_s (1 - W) - 9h_{vap}H_s (1 - W) \quad (\text{J/kg}) \quad (25)$$

**Densidade das partículas sólidas** – Em sistemas fluidizados se distingue três classes de densidades, estas correspondem à densidade a granel, a densidade real ou específica e a densidade aparente.

A densidade a granel é definida como:

$$\rho_{gran} = \frac{m}{V} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (26)$$

Sendo  $m$  a massa total do leito e  $V$  seu volume, este volume é a soma do volume das partículas individuais e o volume ocupado pelos espaços entre elas.

A densidade real ou densidade de partículas é dada por

$$\rho_{real} = \frac{m_p}{V_p - V_{poros}} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (27)$$

Sendo  $m_p$  a massa da partícula;  $V_p$  o volume total da partícula (incluindo os poros) e  $V_{poros}$  o volume dos poros dentro da partícula.

A densidade aparente de uma partícula é calculada como:

$$\rho_p = \frac{m_p}{V} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (28)$$

**Análise granulométrica** – A composição granulométrica do bagaço de cana de açúcar depende da variedade de cana, do sistema de extração do suco da cana (moenda ou difusor) e dos equipamentos incluídos e ajuste da moenda. No Brasil existem pouquíssimos difusores. Olivares (1996), Hassuani *et al.* (2005) e Arnao (2007) apresentam resultados de estudos sobre a composição granulométrica do bagaço mediante o método de peneiramento usando peneiras padronizadas da série Tyler. O mais detalhado e cuidadoso é o de Arnao (2007) que será utilizado no projeto do GLFC (Tabela 15).

Tabela 15. Composição granulométrica média de amostras de bagaço com diferente tratamento na etapa de extração (moenda e difusor). (Arnao, 2007)

Peneira série “Tyler”	Abertura média da peneira (mm)	Diâmetro médio das partículas $d_p$ (mm)	Peso médio retido Moenda (g)	Peso médio retido Difusor (g)	Distribuição	
					Moenda (%)	Difusor (%)
3,5	5,660	5,660	3,180	13,862	6,450	35,260
7	4,245	4,902	4,755	0,936	9,650	2,380
14	2,010	2,921	6,360	2,171	12,910	5,520
28	0,890	1,337	15,576	7,912	31,600	20,130
48	0,444	0,628	12,739	9,903	25,850	25,190
100	0,223	0,314	5,546	3,123	11,250	7,940
Fundo	0,07		1,128	1,403	2,290	3,570
Total			49,285	39,310	100	100

O diâmetro médio do bagaço ( $d_p$ ) para as partículas obtidas através da moenda e do difusor foi de 0,5975 mm e 0,7316 mm, respectivamente.

### 3.4.2 Eficiência do Gaseificador

O desempenho de um gaseificador é muitas vezes expressado em termos da sua eficiência, que pode ser definida de duas formas diferentes: eficiência do gás a frio e eficiência do gás a quente. A eficiência a frio é usada se o gás é utilizado num motor de combustão interna, caso em que o gás é resfriado até temperatura ambiente e os vapores de alcatrão são removidos. Esta eficiência é definida na equação 29.

$$\eta_{frio} = \frac{\dot{V}_g q_g}{\dot{m}_{comb} C_{comb}} \times 100 \quad (\%) \quad (29)$$

Sendo  $\dot{V}_g$  a vazão volumétrica de gás gerado ( $m^3/s$ );  $q_g$  o poder calorífico do gás gerado ( $kJ/m^3$ );  $\dot{m}_{comb}$  a vazão mássica de combustível injetado ( $kg/s$ ) e  $C_{comb}$  o poder calorífico do combustível ( $kJ/kg$ ).

A eficiência a quente,  $\eta_{quente}$ , é usada em aplicações térmicas, o gás não é resfriado antes da combustão e o calor sensível do gás também é útil.

$$\eta_{quente} = \frac{\dot{V}_g q_g + H_{sensível}}{\dot{m}_{comb} C_{comb}} \times 100 \quad (\%) \quad (30)$$

Sendo  $H_{sensível} = C_p V_g (T_g - T_a)$ ;  $T_g$  é a temperatura do gás e  $T_a$  a temperatura ambiente.

### 3.4.3 Relação do agente de Gaseificação respeito à biomassa

Como foi dito o agente gaseificador é uns dos principais parâmetros a considerar no processo de gaseificação, assim, como é a relação deste respeito à vazão de biomassa.

**Fator de ar (FA)** – Num gaseificador o ar injetado é só uma fração da quantidade estequiométrica necessária para a combustão completa. Um FA muito baixo ( $< 0,2$ ) resulta em sérios problemas tais como gaseificação incompleta, formação excessiva de carbono fixo e um baixo poder calorífico do gás gerado. Se o fator de ar é muito alto ( $> 0,4$ ) será obtido um

gás com grandes teores de produtos de combustão completa, tais como CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O no lugar dos produtos desejados CO e H<sub>2</sub>, gerando um decréscimo no poder calorífico do gás. O valor do FA em sistemas de gaseificação é normalmente mantido no intervalo de 0,20 a 0,30 (Basu, 2006). O fator de ar está dado pela seguinte equação.

$$FA = \frac{\dot{m}_{ar-injetado}}{\dot{m}_{ar-estequiométrico}} \quad (31)$$

Sendo  $\dot{m}_{ar-injetado}$  a vazão mássica de ar injetado no gaseificador, em kg/s, e  $\dot{m}_{ar-estequiométrico}$  a vazão mássica teórica (kg/s) necessária para a combustão completa do combustível sólido.

A temperatura do leito aumenta na media em que é acrescentando o FA, quando são usados valores muito altos de FA.

O total de ar injetado no gaseificador pode ser dividido em duas correntes: ar primário e ar secundário. O uso de ar secundário, injetado acima do ponto de alimentação da biomassa, é geralmente usado para incrementar a temperatura na zona superior do gaseificador que tende a diminuir pelas reações endotérmicas tais como craqueamento térmico e desta forma reduzir o teor de alcatrão no fluxo de gás. A porcentagem do ar secundário com relação ao fator de ar deve estar no intervalo de 0-40%, geralmente é usado 20% (Corella e Sanz, 2005).

**Razão vapor/biomassa injetada** – O intervalo mais estudado da razão SB (Steam to biomass fed ratio, [(kg H<sub>2</sub>O/h) / (kg biomassa/h)]) está entre 0,2 a 2,0. Na Tabela 16 são apresentados os intervalos estudados por alguns autores e o efeito que tem sobre o teor de hidrogênio no gás gerado.

Tabela 16. Efeito da razão vapor/biomassa injetada sobre o teor de hidrogênio e alcatrão no gás gerado. (Adaptado de Corella *et al.*, 2008)

Intervalo estudado	Referencia	Teor de H <sub>2</sub> , % (Vol., BS)	Teor de alcatrão (g/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> , BS)	PCI (MJ/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> , BS)
0,40-2,6	Corella <i>et al.</i> (1991)	50-60	70	-
0,40-1,5	Corella <i>et al.</i> (1994)	45-60	40	-
0,20-1,2	Wei <i>et al.</i> (2006, 2007)	36-45	1,5	-
0,40-2,6	Herguido <i>et al.</i> (1992)	50-60	10-60	10-14
0,45-0,80	Franco <i>et al.</i> (2003)	21-35	-	-
0,28-0,90	Pfeifer <i>et al.</i> (2004 <sup>a,b</sup> e 2006)	41-45	-	-
0,40-1,2	Wang <i>et al.</i> (in press.)	20-54	-	11-14,7

Em valores baixos da razão vapor/biomassa (0,2-0,4) não se tem suficiente vapor para fluidizar o leito. A conversão da H<sub>2</sub>O no gaseificador diminui progressivamente na medida em que a razão vapor/biomassa aumenta. Em razões SB maiores a um, o teor de água não reagida no gás gerado foi maior a 60% em base úmida (Gil *et al.*, 1997; Puchner *et al.*, 2005, apud Corella *et al.*, 2008, p. 196). Uma razão vapor/biomassa maior que 1,2-1,5 não é aconselhável. O intervalo recomendado está entre 0,40 e 1,0 (Corella *et al.*, 2008).

**Razão vapor/oxigênio** – A razão de gaseificação GR (Gasifying Ratio, [(kg H<sub>2</sub>O+O<sub>2</sub>/h)/(kg biomassa/h)]) é o recíproco do fator de ar. O valor de GR usado na gaseificação de biomassa em leito fluidizado circulante está no intervalo 0,7-1,6, como é mostrado na Tabela 17, onde é comparada a composição do gás obtido em testes de gaseificação de biomassa realizados por diferentes autores. Os dados experimentais disponíveis da gaseificação de biomassa com vapor/oxigênio comparados com a gaseificação com ar, ainda são escassos.

Tabela 17. Comparação da composição do gás obtido em testes de gaseificação de biomassa realizados por diferentes autores, utilizando misturas oxigênio/vapor como agente de gaseificação. (Siedlecki *et al.*, 2007)

Componente	Delft	Uil <i>et al.</i> (2004)	Gil <i>et al.</i> (1997)
Relação GR usada	0,75-1,25	-	0,6-1,6
CO, % em volume, seco	36-42	27	30-50
H <sub>2</sub> , % em volume, seco	17-20	32	13-29
CH <sub>4</sub> , % em volume, seco	9-11	8	5-7,5
CO <sub>2</sub> , % em volume, seco	21-27	29	14-37
Alcatrão, g/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>	18-23	11	2-50
H <sub>2</sub> O, % em volume, gás sujo	50-57	28	32-60

### 3.4.4 Materiais do Leito

O material do leito num gaseificador de leito fluidizado consiste principalmente de partículas sólidas de inerte e partículas de combustível em diferentes fases de gaseificação. Usualmente é utilizada areia de sílica. Também são usados aditivos como dolomita calcinada, limestone (Calcáreo), areia olivina, para remover o enxofre, craquear o alcatrão, capturar álcalis, etc. O material do leito além de servir como um transportador de calor, pode catalisar a reação de gaseificação através do aumento do rendimento e a redução do teor de alcatrão. Corella e Sanz (2005) recomendam uma mistura de 70-80% de areia de sílica e 20-30% de

dolomita calcinada para diminuir o teor de alcatrão na saída do gaseificador e prevenir aglomerações no leito.

Não existe consenso na literatura quanto ao uso ou não de material inerte no LFC. Existem alguns gaseificadores LFC que não usam material inerte no leito, estes são, por exemplo, o gaseificador LFC usado na Universidade da British Columbia no Canadá, a biomassa utilizada é madeira gaseificada com ar (Li *et al.*, 2004). Chen *et al.* (2005, apud Basu, 2006, p. 90) operou um gaseificador LFC só com casca de arroz, sem utilizar material inerte. Em 2002, Li *et al.* apresentou o projeto de um gaseificador LFC para casca de arroz que operava sem material inerte.

O fato de utilizar o inerte se justifica ou não dependendo das condições de operação. As partículas de inerte atuam como volante térmico, promovendo a uniformidade da temperatura ao longo do reator.

### 3.4.5 Velocidade Mássica Espacial Horária (WHSV – Weight Hourly Space Velocity)

Corella e Sanz (2005) apresentaram este parâmetro definido na equação 32. O valor ideal de WHSV está no intervalo 1,5-3,0 h<sup>-1</sup>, estes valores foram escolhidos com base de uma pesquisa realizada nos gaseificadores LFC existentes no mundo.

$$WHSV = \frac{\dot{m}_{comb}}{m_{areia+aditivo}} \left( \frac{\text{kg biomassa/h}}{\text{kg sólidos totais}} = \text{h}^{-1} \right) \quad (32)$$

### 3.4.6 Taxa Superficial de Alimentação (Throughput-TR)

Parâmetro definido por Corella e Sanz (2005) a partir do estudo realizado entre os gaseificadores LFC em operação. Ao igual que o WHSV esta variável não é muito usada ainda, e está dada por:

$$TR = \frac{\dot{m}_{comb}}{A} \left( \frac{\text{kg biomassa injetada/h}}{\text{m}^2} \right) \quad (33)$$

A, representa a área da seção transversal do gaseificador em m<sup>2</sup>. Considera-se que o intervalo do TR deve estar entre 1.000-7.000 kg de biomassa/h m<sup>2</sup>.

## **Capítulo 4**

### **METODOLOGIA**

A metodologia proposta para o desenvolvimento do projeto de um gaseificador de leito fluidizado circulante (LFC) para a produção de gás de síntese a partir de bagaço de cana de açúcar, visando à produção de combustíveis líquidos via Fischer-Tropsch, constou de três etapas. Inicialmente foi realizada uma revisão bibliográfica da tecnologia de gaseificação em leito fluidizado circulante para a produção de biosyngas, baseada em artigos científicos, busca em bases de patentes e relatórios específicos de organizações que trabalhem com gaseificação. Na segunda etapa, foi desenvolvido o dimensionamento preliminar do sistema de gaseificação para ser operado inicialmente com ar. Finalmente, foi realizada a modelagem do gaseificador projetado utilizando o software comercial CSFMB - Comprehensive Simulator for Fluidized and Moving Bed Equipment. Neste capítulo é apresentada a metodologia de dimensionamento dos principais elementos do sistema de gaseificação.

#### **4.1 METODOLOGIA DO PROJETO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO**

Nesta seção será descrita a metodologia usada para realizar o dimensionamento de cada um dos elementos principais do sistema de gaseificação de leito fluidizado circulante (LFC) para ser operado inicialmente com ar, dito sistema possui um reator de leito fluidizado

circulante, um separador gás-sólido (Ciclone), um distribuidor do agente de gaseificação e um dispositivo de recirculação de sólidos (Válvula Loop seal).

#### 4.1.1 Dimensionamento Preliminar do Reator LFC

Na literatura não se encontrou uma metodologia concluinte que permitisse determinar as principais dimensões, diâmetro interno e altura, de um LFC. Portanto, com base na literatura consultada foi proposto um algoritmo preliminar de cálculo que permite determinar o diâmetro do reator LFC a partir da potência térmica desejada, a fim de ser operado inicialmente com ar, como é apresentado na Figura 15.

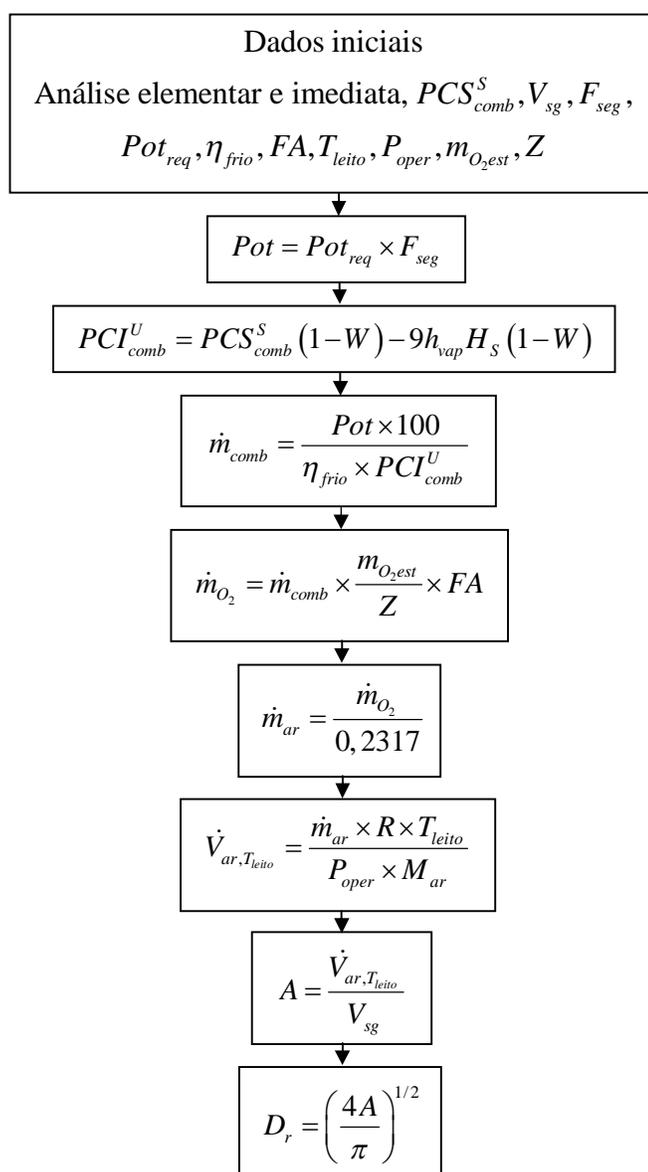


Figura 15. Esquema do algoritmo preliminar de cálculo do diâmetro do reator.

Os dados necessários para o cálculo são os seguintes:

- Análise elementar (base seca) e imediata (base úmida) da biomassa;
- $PCS_{comb}^S$  : Poder calorífico superior da biomassa (Base Seca) (J/kg);
- $m_{O_2est}$  : Quantidade de oxigênio estequiométrico por kg de biomassa (kg);
- $V_{sg}$  : Velocidade superficial do gás (m/s);

Os dados que devem ser assumidos são:

- $Pot_{req}$  : Potência térmica requerida pelo processo (W);
- $F_{seg}$  : Fator de segurança, usado para garantir a geração da potência requerida;
- $\eta_{frio}$  : Eficiência a frio do gaseificador (%);
- FA: Fator de ar;
- $T_{leito}$  : Temperatura média do leito (°C);
- $P_{oper}$  : Pressão de operação do gaseificador (Pa).

A nomenclatura utilizada no procedimento se apresenta em seguida:

- Pot: Potência térmica do gaseificador (W);
- $PCI_{comb}^U$  : Poder calorífico inferior da biomassa (Base úmida) (J/kg);
- $h_{vap}$  : Entalpia de vaporização á 101,325 kPa ou  $2,258 \times 10^6$  J/kg;
- W: Fração de umidade na biomassa;
- H<sub>S</sub>: Fração de hidrogênio na biomassa;
- $\dot{m}_{comb}$  : Vazão mássica de biomassa (kg/s);
- $\dot{m}_{O_2}$  : Vazão mássica de oxigênio (kg/s);
- $\dot{m}_{ar}$  : Vazão mássica de ar (kg/s);
- $\dot{V}_{ar,T_{leito}}$  : Vazão volumétrica de ar corrigida à temperatura do leito (m<sup>3</sup>/s);
- R: Constante universal dos gases (8.314 J/kmol K)
- A: Área transversal do reator (m<sup>2</sup>);
- D<sub>r</sub>: Diâmetro do reator (m).

#### 4.1.1.1 Velocidade superficial do gás ( $V_{sg}$ )

Para definir o valor da velocidade superficial do gás devem-se seguir os seguintes passos:

- Usando as equações 17-20 calcular a velocidade terminal das partículas de biomassa seguindo o processo sugerido por Souza-Santos (2004):

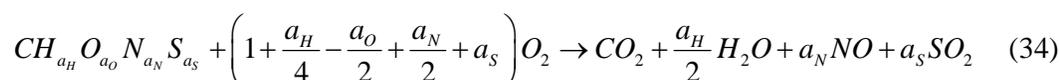
- Para o diâmetro médio das partículas,  $d_{p,av}$ , assumindo condições de entrada do gás a 25°C,  $Ut_{av,1}$  e também na temperatura média do leito,  $Ut_{av,2}$ .
- Para o diâmetro de partícula maior nas duas temperaturas mencionadas anteriormente  $Ut_{maior,1}$  e  $Ut_{maior,2}$ .
- A velocidade terminal,  $U_t$ , será a media entre as velocidades  $Ut_{av,1}$  e  $Ut_{maior,1}$ .

- Da pesquisa bibliográfica realizada se encontrou que a relação entre a velocidade superficial do gás e a velocidade terminal das partículas, geralmente está no intervalo de 1,38-1,5. Assumindo um valor de dita relação de 1,45,  $V_{sg}/U_t = 1,45$ , se calcula  $V_{sg}$ .

- Calcular a velocidade de transporte utilizando a equação 21 como a media nas condições de entrada do gás a 25°C e na temperatura média do leito. A velocidade superficial do gás deve ser maior que a velocidade de transporte,  $V_{sg} > U_{tr}$ .

#### 4.1.1.2 Cálculo da quantidade de oxigênio estequiométrico

A reação de oxidação total é a seguinte:



$$a_j = \frac{w_j M_C}{w_C M_j} \quad (35)$$

Sendo:  $w_j$ : Fração mássica (BS) do componente j;

$w_C$ : Fração mássica (BS) do Carbono;

$M_C$ : Peso molecular do Carbono (kg/kmol);

$M_j$ : Peso molecular do componente j (kg/kmol).

A quantidade de oxigênio em kmol/kmol de biomassa é:

$$n_{O_2} = \left(1 + \frac{a_H}{4} - \frac{a_O}{2} + \frac{a_N}{2} + a_S\right) \quad (\text{kmol } O_2/\text{kmol biomassa}) \quad (36)$$

Da reação de oxidação (Equação 34) um kmol de biomassa equivale em kg:

$$Z = M_C + M_H \times a_H + M_O \times a_O + M_N \times a_N + M_S \times a_S \quad (\text{kg biomassa}) \quad (37)$$

Sendo  $M_i$  o peso molecular do carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e enxofre.

Finalmente, a quantidade de oxigênio estequiométrico por Z kg de biomassa é:

$$m_{O_2,est} = n_{O_2} \times M_{O_2} \quad (\text{kg } O_2/\text{Z kg biomassa}) \quad (38)$$

#### 4.1.1.3 Altura do reator ( $H_r$ )

Não se tem nenhum procedimento para calcular a altura do gaseificador, portanto é assumida e deve ser tal que o tempo de residência do gás seja o necessário para permitir o maior grau de craqueamento do alcatrão e atingindo maior conversão de carbono.

Segundo Souza-Santos (2004) o ponto de injeção da biomassa deve estar localizado na fase diluída, acima da fase densa.

#### 4.1.2 Dimensionamento do Ciclone

Os separadores ciclônicos têm como princípio de operação, a ação da falta de força centrípeta sobre as partículas sólidas em movimento num fluxo rotativo. O tipo de ciclone escolhido foi de entrada tangencial de alta eficiência cujas constantes proporcionais são apresentados na Tabela 18 e as dimensões especificadas na Figura 16.

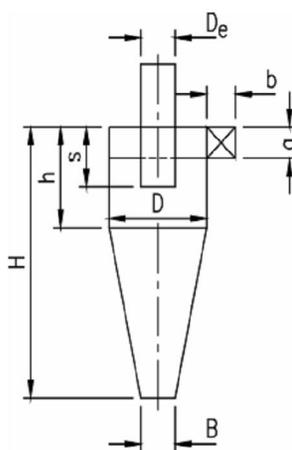


Figura 16. Dimensões típicas de um ciclone. (Silva, 2000)

Os dados necessários para dimensionar o ciclone são:

- $\dot{V}_g$ : Vazão volumétrica do gás gerado ( $\text{m}^3/\text{s}$ );
- $T_g$ : Temperatura do gás na saída do reator ( $^\circ\text{C}$ ) – assumido;
- $V_e$ : Velocidade de entrada do gás no ciclone, geralmente entre 15-30 m/s – assumido;

Para o cálculo do diâmetro do ciclone pode ser utilizada a seguinte equação:

$$D_c = \frac{a}{k_a} \quad (\text{m}) \quad (39)$$

Tabela 18. Constantes para o dimensionamento de ciclones de alta eficiência. (Swift, 1969, apud Basu, 2006, p. 399)

Constante	Valor	Parâmetro	Cálculo (m)
$k_a$	0,44	Altura da seção de entrada	$a = \left( \frac{\dot{V}_g \times k_a}{V_e \times k_b} \right)^{1/2}$
$k_b$	0,21	Largura da seção de entrada	$b = k_b \times D_c$
$k_s$	0,5	Comprimento do tubo de saída do ciclone	$s = k_s \times D_c$
$k_{De}$	0,4	Diâmetro do tubo de saída do ciclone	$D_e = k_{De} \times D_c$
$k_H$	3,9	Altura total	$H = k_H \times D_c$
$k_h$	1,4	Altura da seção cilíndrica do ciclone	$h = k_h \times D_c$
$k_B$	0,4	Diâmetro da seção de saída do pó	$B = k_B \times D_c$
$K$	699,2	Parâmetro de configuração	
$N_H$	9,24	Carga de velocidade na entrada	

Devem-se comprovar os resultados dos cálculos sobre a base das seguintes recomendações:

- $a \leq s$ : Para evitar o curto-circuito dos particulados da seção de entrada ao tubo de saída;
- $b \leq [(D_c - D_e)/2]$ : Para evitar uma queda de pressão excessiva;
- $H \geq 3D_c$ : Para manter a ponta do vórtex formado pelos gases dentro da seção cônica do ciclone;
- O ângulo de inclinação do cone do ciclone deve ser  $\approx 7-8^\circ$  para garantir um deslizamento rápido do pó;
- $D_e/D_c \approx 0,4-0,5$ ,  $H/D_c \approx 8-10$  e  $s/D_c \approx 1$ : Para garantir a operação com máxima eficiência.

Um valor aproximado do comprimento do tubo de recirculação desde a base do ciclone até o ponto de entrada dos sólidos recirculados no gaseificador, considerando que este valor é

a soma do comprimento vertical e horizontal do tubo, pode ser obtido usando a equação 40 (Souza-Santos, 2007).

$$ALRCY = H_r - HRCY - h - HCYC + \frac{1}{2} D_c \sqrt{NCY} \quad (40)$$

Sendo:

$H_r$ : Altura do reator (m);

$HRCY$ : Posição do ponto de injeção das partículas recirculadas (m);

$h$ : Altura da seção cilíndrica do ciclone (m);

$HCYC$ : Altura da seção cônica do ciclone (m);

$D_c$ : Diâmetro do corpo do ciclone (m);

$NCY$ : Número de ciclones que conformam o sistema de recirculação de partículas.

O diâmetro interno do tubo de recirculação pode ser calculado da seguinte forma (Souza-Santos, 2007).

$$DRCY = 0,37 \times D_c \quad (41)$$

Para calcular o grau de conversão do carbono fixo é necessário conhecer o ponto de entrada dos sólidos recirculados; Corella e Sanz (2005) assumiram este ponto na mesma altura do ponto de injeção da biomassa.

#### 4.1.2.1 Cálculo da velocidade de salto ( $V_s$ )

Para conseguir uma alta eficiência de separação a velocidade de entrada do gás deve ser a maior possível sem causar a re-entrada das partículas ao fluxo de gás e sem exceder a denominada “velocidade de salto”  $V_s$  - velocidade mínima do gás que evita a decantação das partículas sólidas do fluxo de gás que as arrasta (Koch e Licht, 1977, apud Silva, 2000, p. 86).

A equação para o cálculo da velocidade de salto é:

$$V_s = 2,055W \left[ \frac{\left( \frac{b}{D_c} \right)^{0,4}}{\left( 1 - \frac{b}{D_c} \right)^{1/3}} \right] D_c^{0,067} V_e^{2/3} \quad (\text{ft/s}) \quad (42)$$

Sendo:

$$W = \left[ \frac{4g\mu_g(\rho_p - \rho_g)}{3\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad (\text{ft/s}) \quad (43)$$

b: Largura da seção de entrada do ciclone (ft);

$D_c$ : Diâmetro do corpo do ciclone (ft);

$\mu_g$ : Viscosidade do gás (lb/ft s);

$\rho_p$ : Densidade das partículas (lb/ft<sup>3</sup>);

$\rho_g$ : Densidade do gás (lb/ft<sup>3</sup>);

g: Aceleração da gravidade (ft/s<sup>2</sup>).

A velocidade de salto em m/s:

$$V_s = \frac{V_s \text{ (ft/s)}}{3,28084} \quad (\text{m/s}) \quad (44)$$

Kalen e Zenz (1974, apud Silva, 2000, p. 86) demonstraram que a máxima eficiência do ciclone corresponde a um valor da relação entre a velocidade de entrada do gás e a velocidade de salto de  $V_e/V_s = 1,25$  e a re-entrada das partículas ao fluxo de gás acontece quando  $V_e/V_s = 1,36$ .

#### 4.1.2.2 Cálculo da eficiência do ciclone ( $E_f$ )

Utilizando a equação de Leith e Licht (1972, apud Silva, 2000, p. 87) é calculada a eficiência do ciclone:

$$E_f = \left[ 1 - \text{EXP}(-M \times d_p^N) \right] \times 100 \quad (\%) \quad (45)$$

Sendo:

$d_p$ : Diâmetro das partículas a serem separadas no ciclone (m).

$$M = 2 \times \left[ \frac{K\dot{V}_g \rho_p (n+1)}{D_c^3 \times 18\mu_g} \right]^{N/2} \quad (46)$$

K: Parâmetro de configuração do ciclone (Tabela 18);

$\mu_g$ : Viscosidade do gás (kg/m s);

$\rho_p$ : Densidade das partículas (kg/m<sup>3</sup>);

$D_c$ : Diâmetro do corpo do ciclone (m).

$$N = \frac{1}{n+1} \quad (47)$$

$$n = \left(0,67 \times D_c^{0,14} - 1\right) \left(\frac{T_g + 273,15}{283}\right)^{0,3} + 1 \quad (48)$$

O parâmetro  $n$  define a velocidade tangencial do gás dentro do ciclone em relação à posição radial, e naturalmente define a falta de força centrípeta e a eficiência de separação.

#### 4.1.2.3 Cálculo da queda de pressão ( $\Delta P_c$ )

A queda de pressão é calculada pelo método de Shepherd e Lapple:

$$\Delta P_c = 0,502 \rho_{g-s} V_e^2 N_H \quad (\text{kPa}) \quad (49)$$

Sendo:

$\rho_{g-s}$ : Densidade da corrente gás-partícula ( $\text{g/cm}^3$ );

$N_H$ : Carga de velocidade na entrada.

#### 4.1.3 Dimensionamento da Placa Distribuidora

A placa distribuidora pode ser do tipo grelha ou composta por injetores. Ela é responsável por suportar o leito e pela injeção do agente de gaseificação. As grelhas do tipo placa são mais fáceis de serem construídas, portanto mais baratas.

As placas distribuidoras do tipo perfuradas não podem ser utilizadas em condições severas de temperatura e ambiente altamente reativos. Para essas situações placas com injetores são recomendadas (Figura 17).

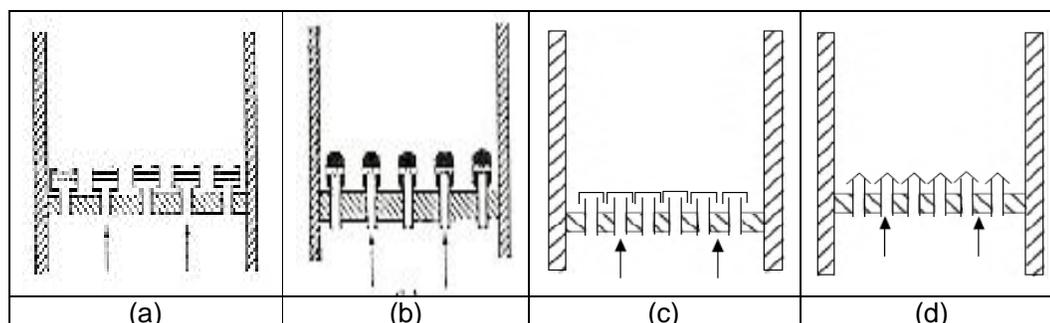


Figura 17. Esquemas dos Injetores

O tipo (a) fornece uma ótima distribuição do gás, mas há acúmulo de material na lateral do injetor. Os do tipo b, c, e d são utilizados com a finalidade de prevenir a entrada de material no injetor.

A perda de pressão no distribuidor ( $\Delta P_d$ ) deve ser suficiente para igualar a vazão na seção do leito.

$$\Delta P_d = (0,2 - 0,4) \Delta P_b \quad (\text{Pa}) \quad (50)$$

A perda de carga no leito é dada por:

$$\Delta P_b = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_{inerte} - \rho_g) g H_{mf} \quad (\text{Pa}) \quad (51)$$

Sendo:

$\rho_{inerte}$  : Massa específica do inerte,  $\text{kg/m}^3$ ;

$H_{mf}$ : Altura de mínima fluidização (m) pode ser calculada trabalhando a equação da porosidade nas condições de mínima fluidização ( $\varepsilon_{mf}$ ).

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_{inerte}} \quad (52)$$

Onde a massa específica do leito ( $\rho_b$ ) pode ser dada pela equação:

$$\rho_b = \frac{m_{inerte}}{\frac{\pi D_r^2}{4} H_{mf}} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (53)$$

Sendo  $m_{inerte}$  a massa do inerte, kg; e  $D_r$  o diâmetro do reator (m).

Substituindo na equação da porosidade e resolvendo para a altura de mínima fluidização, tem-se:

$$H_{mf} = \frac{m_{inerte}}{\frac{\pi D_r^2}{4} (1 - \varepsilon_{mf}) \rho_{inerte}} \quad (\text{m}) \quad (54)$$

A velocidade do gás através do orifício é dada por:

$$u_{or} = Cd_{or} \left( \frac{2\Delta P_d}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (\text{m/s}) \quad (55)$$

Para números de Reynolds maiores que 3.000 o coeficiente do orifício,  $Cd_{or}$ , é 0,6.

Definido o número de orifícios por unidade de área do distribuidor o diâmetro correspondente do orifício pode ser determinado pela equação:

$$u_o = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 u_{or} N_{or} \quad (\text{m/s}) \quad (56)$$

$$d_{or} = \left( \frac{4 u_o}{\pi u_{or} N_{or}} \right)^{0,5} \quad (\text{m}) \quad (57)$$

Onde  $u_o$  é a velocidade do gás no distribuidor (m/s);

$$N_{or} = \frac{\text{injetores}}{\text{area}} \quad (\text{injetores/m}^2) \quad (58)$$

Com o valor da área disponível e o valor de  $N_{or}$ , pode-se calcular o número de injetores:

$$N_{injetores} = A_{reator} \times N_{or} \quad (59)$$

O diâmetro do orifício do injetor pode ser calculado impondo o limite de velocidade no orifício e o número de orifícios.

$$A_{disponivel \text{ por injetor}} u_o = N_{or \text{ inj}} \left( \frac{\pi}{4} d_{or \text{ inj}}^2 \right) u_{or \text{ inj}} \quad (60)$$

$$d_{or \text{ inj}} = \sqrt{\frac{A_{disponivel \text{ por injetor}} u_o^4}{\pi N_{or \text{ inj}} u_{or \text{ inj}}}} \quad (\text{m}) \quad (61)$$

#### 4.1.4 Dimensionamento da Válvula “Loop seal”

A válvula “Loop Seal” é um dispositivo sem partes móveis, usado para transferir as partículas sólidas através de uma barreira de pressão que permite que o material sólido seja

trasladado desde o tubo de recirculação até a base do duto ascendente, mas não permite a transferência de gás desde o gaseificador para o tubo de recirculação. A Figura 18 apresenta um esquema de um reator de leito fluidizado circulante, onde é destacado o sistema de recirculação de sólidos (“loop seal”). As partículas separadas no ciclone acumulam no tubo de recirculação, que por sua vez, as envia para o “loop seal”, o qual é dividido em duas seções: câmara alimentação e de recirculação. Essas duas seções são conectadas por uma abertura retangular chamada de “slit”. Ambas as câmaras podem ser fluidizadas pela base. A câmara de recirculação tem um vertedor extravasor que a conecta a um tubo de descarga que entrega o sólido ao “riser” (Basu, 2000).

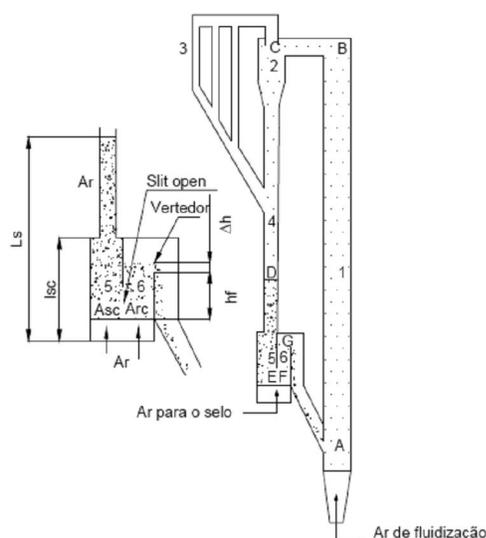


Figura 18. Esquema do sistema de recirculação de sólidos “Loop seal”. (Basu, 2000)

Em seguida será apresentada a metodologia para o dimensionamento do sistema de recirculação “loop seal” indicada por Yue (2008) em entrevista pessoal. Na Figura 19 é mostrado o fluxograma desta metodologia de cálculo.

A nomenclatura utilizada é a seguinte:

- Inventário de sólidos: este valor deve estar no intervalo 5-10 kg sólido/m<sup>3</sup><sub>N</sub> de agente de gaseificação, assumindo uma altura do leito de 400 mm sobre o distribuidor - Assumido;
- $V_{sg}$  : Velocidade superficial do gás no riser (m/s) - Calculada;
- $D_r$ : Diâmetro do reator (m) - Calculado;
- $\rho_{inerte}$  : Massa específica do inerte (bulk) (kg/m<sup>3</sup>) - Literatura;
- $V_{sol}$  : Velocidade do sólido no standpipe, por experiência o valor deve ser de 0,1 m/s;
- $V_{st}$  : Velocidade superficial no standpipe, por experiência o valor é de 0,1 m/s;

-  $V_{rec}$ : Velocidade do ar de fluidização na câmara de recirculação, por experiência o valor é de 0,2 m/s;

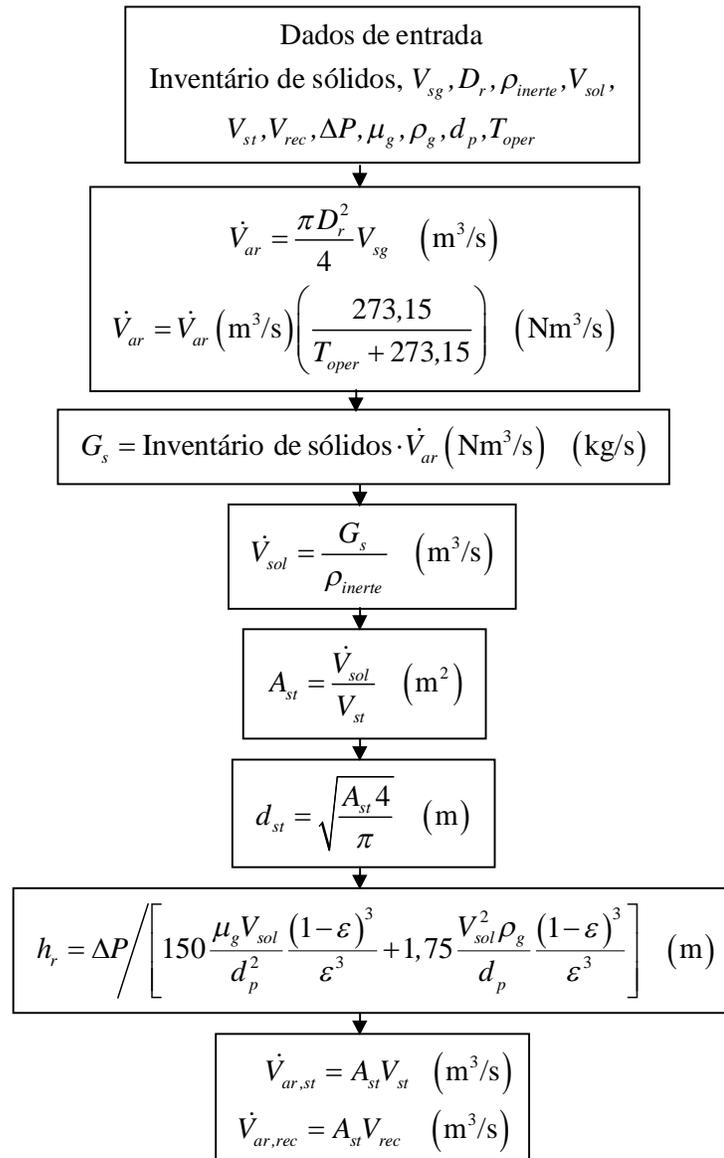


Figura 19. Algoritmo do dimensionamento da válvula “Loop seal”. (Yue, 2008)

- $\Delta P$ : Perda de carga no leito do standpipe, o valor está entre 6-7 kPa - Assumida;
- $\mu_g$ : Viscosidade absoluta do ar (K), Pa s - Literatura;
- $\rho_g$ : Massa específica do ar ( $\text{kg/m}^3$ ) - Literatura;
- $d_p$ : Diâmetro da partícula (m) - Calculado;
- $T_{oper}$ : Temperatura de operação do reator ( $^{\circ}\text{C}$ ) - Assumida;
- $\dot{V}_{ar}$ : Vazão volumétrica do ar ( $\text{m}^3/\text{s}$ ) - Calculada;
- $G_s$ : Taxa de circulação de sólidos ( $\text{kg/s}$ ) - Calculada;

- $\dot{V}_{sol}$ : Vazão volumétrica de sólido recirculado ( $m^3/s$ ) - Calculada;
- $A_{st}$ : Área do standpipe ( $m^2$ ) - Calculada;
- $d_{st}$ : Diâmetro do standpipe (m) - Calculado;
- $h_r$ : Altura do tubo vertedouro e calculada através da equação de Ergun (m);
- $\dot{V}_{ar,st}$ : Vazão volumétrica do ar de fluidização no standpipe ( $m^3/s$ ) - Calculada;
- $\dot{V}_{ar,rec}$ : Vazão volumétrica do ar de fluidização na câmara de recirculação ( $m^3/s$ ) - Calculada.

## 4.2 AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO GASEIFICADOR LFC DIMENSIONADO

Com o propósito de obter gás de síntese visando à produção de combustíveis líquidos via Fischer-Tropsch, se avaliou o desempenho do gaseificador projetado utilizando o software comercial CSFMB (Comprehensive Simulator for Fluidized and Moving Bed Equipment) versão 21.0. Este software foi desenvolvido pelo professor Marcio Souza-Santos da Faculdade de Engenharia Mecânica da UNICAMP.

O CSFMB, previamente chamado de CSFB, é um software disponível comercialmente capaz de simular equipamentos de leito movente (Contracorrente “Updraft” e Concorrente “Downdraft”) e de leito fluidizado borbulhante e circulante. O simulador pode ser aplicado para fornecer uma quantidade de informações extremamente úteis para P&D, avaliação de custos, e outras aplicações para uma ampla gama de equipamentos à pressão atmosférica e pressurizados, tais como:

- Fornos, incineradores.
- Caldeiras e aquecedores de água.
- Gaseificadores.
- Secadores e reatores de devolatilização parcial ou pirólise.

O CSFMB é um simulador dimensional (não de ordem zero) que considera ponto a ponto os balanços diferenciais de massa e energia, a cinética das reações químicas e a dinâmica da fluidização. Possui um banco de dados auxiliar para o cálculo das propriedades físico-químicas, além de considerar cerca de 90 reações químicas dependendo da aplicação específica (<http://www.csfmb.com/>).

O CSFMB tem simulado diferentes unidades industriais apresentando resultados muito próximos aos obtidos experimentalmente, algumas das unidades simuladas são:

- Babcock & Wilcox (USA): Caldeira de leito fluidizado borbulhante (Souza-Santos, 2007);
- National Coal Board (United Kingdom): Caldeiras de leito fluidizado borbulhante consumindo carvão bituminoso e sub-bituminoso;
- University of British Columbia (Canadá): Gaseificação de madeiras em leito fluidizado circulante (Souza-Santos, 2008);
- IGT-Institute of Gas Technology (USA), Processo RENUGAS: Gaseificação de madeira e bagaço de cana de açúcar em leito fluidizado borbulhante pressurizado usando oxigênio puro e vapor.
- University of California at Davis (USA): Gaseificação atmosférica de vários tipos de biomassa em leito fluidizado borbulhante usando ar (Souza-Santos, 2009).

Na Tabela 19 apresentam-se os dados de entrada (inputs) e de saída (outputs) do programa.

Tabela 19. Dados de entrada e saída do software CSFMB.

<b>Dados de entrada</b>	<b>Dados de saída</b>
<b>Equipamento:</b> Diâmetro e altura do gaseificador, posição do ponto de alimentação da biomassa, geometria do distribuidor e do ciclone.	<b>Parâmetros do equipamento:</b> vazões e composição do gás de saída, tempo de residência de cada espécie sólida, vazões de alcatrão emitido com o gás.
<b>Biomassa:</b> Tipo de combustível, umidade, análise elementar e imediata, vazão mássica de alimentação, distribuição granulométrica das partículas.	<b>Composição,</b> características termodinâmicas, parâmetros para a modelagem dos fenômenos de transporte, e temperatura adiabática de chama (no caso dos gaseificadores) das correntes gasosas.
<b>Material inerte:</b> Vazão utilizada, características físicas e distribuição granulométrica das partículas.	<b>Composição,</b> distribuição granulométrica das partículas e vazões dos sólidos ou líquidos em cada ponto dentro do equipamento
<b>Agente de gaseificação:</b> Tipo de agente oxidante usado, vazão mássica injetada, condições de entrada (P e T), caracterização de entradas de gás adicionais.	<b>Perfis de temperatura</b> dos gases e sólidos através de todo o equipamento, taxas e parâmetros de transferência de calor interna e externa do gaseificador.
<b>Outras condições:</b> Valor médio da pressão no leito, velocidade externa do vento.	<b>Informação ponto a ponto sobre a dinâmica da fluidização:</b> diâmetro e velocidade das bolhas através do leito denso e diluído, porosidade, velocidade superficial, taxas de circulação das partículas no leito.

A maioria dos resultados de saída é apresentada em forma de gráficos e/o tabelas.

O software CSFMB foi utilizado para avaliar a influência de parâmetros como: o uso de diferentes tipos de agentes de gaseificação (ar, ar+vapor, oxigênio+vapor), a localização do ponto de injeção da biomassa e o uso de material inerte no leito; sobre alguns critérios de

otimização (eficiência do reator, relação  $H_2/CO$ , concentração de alcatrão no gás de saída, conversão de carbono, composição e temperatura do gás gerado).

Na Figura 20 é mostrada a interface para a introdução dos dados de entrada e na Figura 21 a interface dos dados de saída.

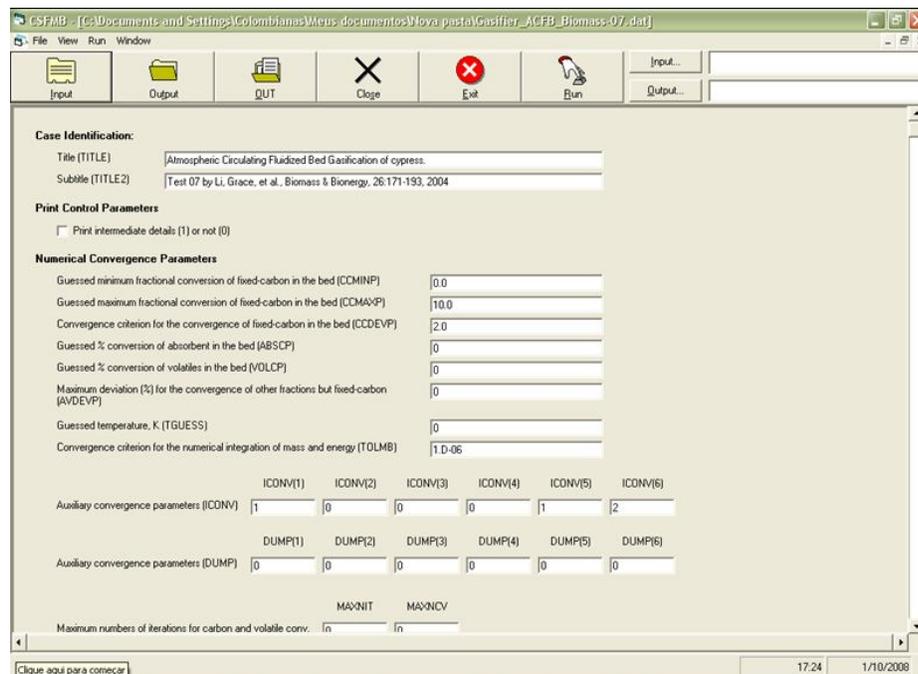


Figura 20. Interface para a introdução dos dados de entrada no programa CSFMB.

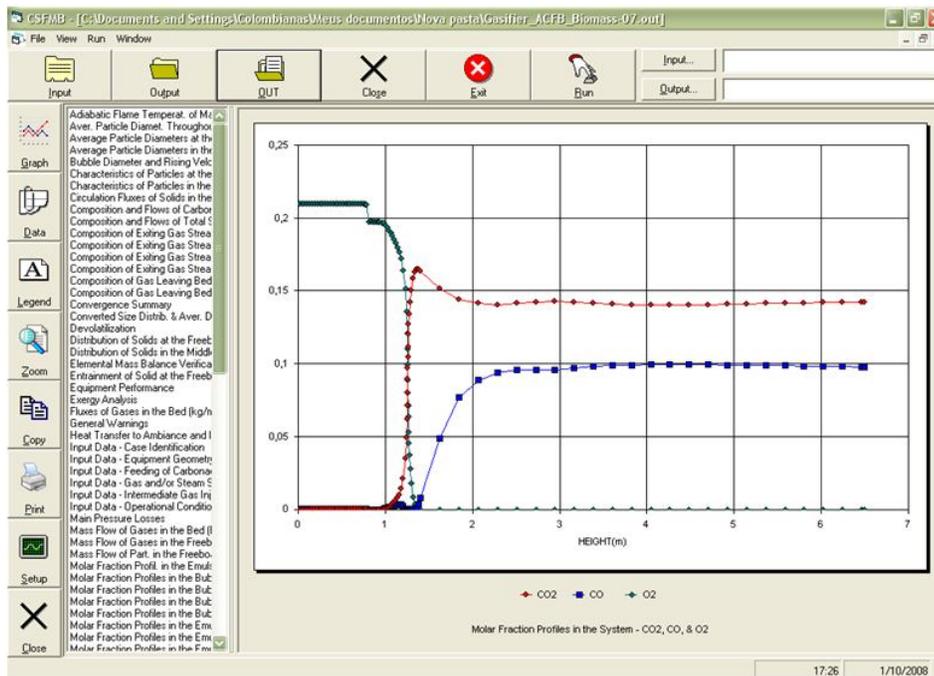


Figura 21. Interface dos dados de saída no programa CSFMB.

## Capítulo 5

# RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados os resultados do dimensionamento dos diferentes elementos do sistema de gaseificação de leito fluidizado circulante, projetado para a gaseificação de bagaço de cana de açúcar visando à produção de combustíveis líquidos via Fischer-Tropsch. Assim mesmo são mostrados os resultados da avaliação do desempenho do gaseificador projetado, obtidos usando o software comercial CSFMB.

## 5.1 RESULTADOS DO DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO LFC

Os resultados dos cálculos do dimensionamento dos principais elementos do sistema de gaseificação LFC são apresentados a seguir.

### 5.1.1 Projeto do Reator de Leito Fluidizado Circulante

Seguindo os passos apresentados na seção 4.1.1.1 se obteve a velocidade superficial do gás, para isto foram usados os dados da composição granulométrica realizada por Arnao (2007) – Tabela 15.

O diâmetro médio das partículas de bagaço foi  $d_{p,av} = 0,5975$  mm .

A velocidade terminal das partículas de bagaço usando as equações 17-20 é  $U_t = 2,854$  m/s; assumindo a relação entre a velocidade superficial do gás e a velocidade terminal das partículas como 1,45, foi calculada a velocidade superficial do gás  $V_{sg} = 1,45 \times 2,854 = 4,138$  m/s.

O valor da velocidade de transporte foi calculado usando a equação 21,  $U_{tr} = 1,849$  m/s, se observa que a  $V_{sg} > U_{tr}$  cumprindo com o requisito do regime de fluidização rápida.

Utilizando os dados da análise elementar e imediata do bagaço de cana apresentados por Souza-Santos, 2004 (Tabela 14), os dados que foram assumidos (Tabela 20) e seguindo a metodologia apresentada na Figura 15, foi obtido um diâmetro do reator LFC de 150 mm a fim de gerar uma potência térmica de 120 kW.

Tabela 20. Parâmetros para o cálculo do diâmetro do reator.

Parâmetro	Símbolo	Valor
Potência térmica requerida pelo processo (W)	Pot <sub>req</sub>	120.000
Fator de segurança	F <sub>seg</sub>	1,1
Eficiência a frio do gaseificador (%)	$\eta_{frio}$	60
Fator de ar	FA	0,25
Temperatura média do leito (°C)	T <sub>leito</sub>	850
Pressão de operação do gaseificador (Pa)	P <sub>oper</sub>	101.500

Os resultados dos diferentes cálculos realizados são apresentados na Tabela 21.

Tabela 21. Resultados do cálculo do diâmetro do reator.

Parâmetro	Símbolo	Valor
Potência térmica do gaseificador (W)	Pot	132.000
Poder calorífico inferior da biomassa (BU) (MJ/kg)	$PCI_{comb}^U$	14,30
Quantidade de oxigênio estequiométrico por kg de biomassa (kg) – Equação 38	$m_{O_2est}$	33,18
Vazão mássica de biomassa (kg/s)	$\dot{m}_{comb}$	0,015
Vazão mássica de oxigênio (kg/s)	$\dot{m}_{O_2}$	0,0055
Vazão mássica de ar (kg/s)	$\dot{m}_{ar}$	0,024
Vazão volumétrica de ar corrigida para a temperatura do leito (m <sup>3</sup> /s)	$\dot{V}_{ar, T_{leito}}$	0,075
Área transversal do reator (m <sup>2</sup> )	A	0,018
Diâmetro do reator (m)	D <sub>r</sub>	0,152

A taxa superficial de alimentação (TR) calculada da equação 33 foi de 3.061,97 kg de biomassa/h m<sup>2</sup>, valor que se encontra dentro do intervalo recomendado por Corella e Sanz (2005) (1.000-7.000 kg de biomassa/h m<sup>2</sup>).

Como foi dito na seção 4.1.1.3 não existe nenhum procedimento definido para determinar a altura do gaseificador, portanto esta foi fixada em 6,5 m tendo em conta as experiências em escala piloto que estão sendo desenvolvidas no mundo.

## 5.1.2 Projeto do Ciclone

Na Tabela 22 são apresentados os dados que foram usados no projeto do ciclone. A densidade e viscosidade do gás foram calculadas em base à uma composição do gás gerado obtido usando o software CSFMB. As equações usadas no cálculo da densidade e viscosidade da mistura de gases são:

$$\rho_g = \sum_i^n Y_i \rho_i \quad (62)$$

$$\mu_g = \left[ \sum Y_i (\mu_i)^{1/3} \right]^3 \quad (63)$$

Sendo  $Y_i$  a fração volumétrica de cada componente no gás;  $\rho_i$  e  $\mu_i$  a densidade e viscosidade, respectivamente, do componente à temperatura do gás ( $T_g$ ).

Realizando um balanço mássico global foi calculada a vazão mássica do gás gerado no gaseificador.

Tabela 22. Dados usados no projeto do ciclone.

Parâmetro	Símbolo	Valor
Vazão volumétrica do gás gerado (m <sup>3</sup> /s)	$\dot{V}_g$	0,224
Velocidade de entrada do gás no ciclone (m/s)	$V_e$	17
Temperatura do gás na saída do reator	$T_g$	850
Viscosidade do gás (kg/m s)	$\mu_g$	4,09E-5
Densidade do gás (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_g$	0,289
Densidade das partículas (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_p$	180
Densidade da corrente gás-partícula (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{g-p}$	0,717

Na Tabela 23 é apresentada a composição do gás gerado a partir da gaseificação de bagaço de cana utilizando ar como agente gaseificante. Utilizando os parâmetros da Tabela

18, se obtiveram as dimensões do ciclone. Para calcular o comprimento total e o diâmetro interno do tubo de recirculação desde a base do ciclone até o ponto de entrada dos sólidos recirculados no gaseificador, foi assumida uma altura preliminar do gaseificador de 6,5 m tendo em conta as experiências em escala piloto que estão sendo desenvolvidas no mundo. A posição do ponto de injeção da biomassa foi assumida como o 10% da altura total (0,65 m), segundo o recomendado por Corella e Sanz (2005).

Tabela 23. Composição molar do gás gerado a partir da gaseificação de bagaço com ar como agente gaseificante, usando o software CSFMB.

Componente	Fração molar
CO <sub>2</sub>	0,135
CO	0,067
CH <sub>4</sub>	0,005
H <sub>2</sub>	0,0482
H <sub>2</sub> O	0,221
N <sub>2</sub>	0,524

Na seguinte tabela são apresentadas as dimensões do ciclone projetado.

Tabela 24. Dimensões do ciclone projetado.

Parâmetro	Descrição	Valor (m)
a	Altura da seção de entrada	0,166
D <sub>c</sub>	Diâmetro do corpo do ciclone	0,378
b	Largura da seção de entrada	0,079
s	Comprimento do tubo de saída do ciclone	0,189
D <sub>e</sub>	Diâmetro de tubo de saída do ciclone	0,151
H	Altura total	1,473
h	Altura da seção cilíndrica do ciclone	0,529
B	Diâmetro da seção de saída do pó	0,151
ALRCY	Comprimento total do tubo de recirculação	4,566
DRCY	Diâmetro interno do tubo de recirculação	0,140

Usando a equação 44 foi calculada a velocidade de salto sendo esta:  $V_s = 18,46$  m/s, a relação encontrada entre a velocidade entrada do gás e a velocidade de salto é  $V_e/V_s = 0,921$ , sendo este valor menor a 1,25 que é o valor máximo recomendado.

Na Tabela 25 são apresentados os dados da composição granulométrica das cinzas de bagaço de cana de açúcar usados no cálculo da eficiência do ciclone (Mesa e Freire, 2004). O diâmetro médio das cinzas foi 0,0296 mm. A eficiência do ciclone calculada, usando a equação 45, foi:  $E_f = 84,86\%$ . A queda de pressão encontrada foi de:  $\Delta P_c = 0,961$  kPa.

Tabela 25. Composição granulométrica das cinzas de bagaço de cana de açúcar. (Mesa e Freire, 2004)

Abertura Peneira (mm)	Fração Retida
4,76	0
2,4	1,44
1,2	0,96
0,6	4,5
0,3	24,36
0,15	39,68
0,074	25,46
0	3,6

### 5.1.3 Projeto da Placa Distribuidora do Agente de Gaseificação

Tendo em conta o diâmetro do reator LFC (150 mm) e considerando-se que cada injetor está localizado num espaço quadrado de 30 mm, foi projetada a placa distribuidora do agente de gaseificação. Na Tabela 26 são mostrados os parâmetros necessários e os valores calculados.

Tabela 26. Parâmetros calculados no projeto da placa distribuidora.

Parâmetro	Símbolo	Valor
<i>Dados necessários</i>		
Altura do leito estático, m - Assumida	$h_{est}$	0,3
Massa específica do inerte, kg/m <sup>3</sup>	$\rho_{inerte}$	1.900
Porosidade nas condições de mínima fluidização – Assumida	$\varepsilon_{mf}$	0,4
Densidade do gás, kg/m <sup>3</sup>	$\rho_g$	0,291
Coefficiente do orifício	$Cd_{or}$	0,6
Velocidade do gás no distribuidor, m/s – Assumida	$u_o$	7
Número de orifícios por injetor - Assumido	$N_{or\ inj}$	8
<i>Valores calculados</i>		
Massa do inerte, kg	$m_{inerte}$	10,06
Altura de mínima fluidização, m	$H_{mf}$	0,499
Perda de carga no leito, Pa	$\Delta P_b$	5.590,84
Perda de carga no distribuidor, Pa	$\Delta P_d$	1.677,25
Velocidade do gás através do orifício, m/s	$u_{or}$	64,42
Número de injetores por metro quadrado, injetores/m <sup>2</sup>	$N_{or}$	1.111
Diâmetro interno do injetor, m	$d_{or}$	0,010
Número de injetores por área de reator	$N_{injetores}$	20
Diâmetro do orifício do injetor, m	$d_{or\ inj}$	0,003

A placa distribuidora projetada possui 20 injetores com diâmetro interno de 10 mm com 8 furos de 3 mm cada. O diâmetro externo do injetor é de 20 mm.

### 5.1.4 Projeto da Válvula “Loop seal”

Em seguida são apresentados os cálculos realizados no dimensionamento da válvula “Loop seal” tendo em conta a experiência do professor Guangxi Yue da Universidade de Tsinghua, na China (Yue, 2008).

Tabela 27. Parâmetros calculados no projeto da válvula “Loop Seal”.

Parâmetro	Símbolo	Valor
<i>Dados de entrada</i>		
Inventário de sólidos, kg sólido/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> de agente de gaseificação (Yue, 2008)		10
Velocidade superficial do gás no riser, m/s	$V_{sg}$	5
Diâmetro do reator, m	$D_r$	0,15
Massa específica do inerte (bulk), kg/m <sup>3</sup>	$\rho_{inerte}$	1.900
Velocidade do sólido no standpipe, m/s	$V_{sol}$	0,1
Velocidade superficial no standpipe, m/s	$V_{st}$	0,1
Perda de carga no leito do standpipe, Pa	$\Delta P$	6.000
Viscosidade absoluta do ar a 700K, Pa s	$\mu_g$	$338,8 \times 10^{-7}$
Massa específica do ar a 700K, kg/m <sup>3</sup>	$\rho_g$	0,4975
Diâmetro da partícula, m	$d_p$	$0,3 \times 10^{-6}$
Temperatura de operação do reator, °C	$T_{oper}$	800
<i>Valores calculados</i>		
Vazão volumétrica do ar, m <sup>3</sup> /s	$\dot{V}_{ar}$	0,088
Vazão volumétrica do ar para as condições normais, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /s		0,022
Taxa de circulação de sólidos, kg/s	$G_s$	0,225
Vazão volumétrica de sólido recirculado, m <sup>3</sup> /s	$\dot{V}_{sol}$	$1,18 \times 10^{-4}$
Área do standpipe, m <sup>2</sup>	$A_{st}$	$1,18 \times 10^{-3}$
Diâmetro do standpipe, m	$d_{st}$	0,039
Altura do tubo vertedouro, m	$h_r$	0,3132
Vazão volumétrica do ar de fluidização no standpipe, m <sup>3</sup> /s	$\dot{V}_{ar,st}$	$1,18 \times 10^{-4}$
Vazão volumétrica do ar de fluidização na câmara de recirculação, m <sup>3</sup> /s	$\dot{V}_{ar,rec}$	$2,37 \times 10^{-4}$

## 5.2 RESULTADOS DA MODELAGEM DO GASEIFICADOR LFC DIMENSIONADO

Neste item apresentam-se os resultados da modelagem do gaseificador proposto utilizando o software comercial CSFBM - Comprehensive Simulator for Fluidized and Moving Bed Equipment, usado para avaliar a influência de diferentes tipos de agentes de gaseificação sobre a composição do gás gerado e outros parâmetros de desempenho do gaseificador.

Na Tabela 28 são apresentados os principais parâmetros de entrada requeridos pelo CSFBM para a simulação de dito gaseificador.

Tabela 28. Principais parâmetros de entrada do gaseificador projetado.

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>
<b><i>Combustível</i></b>	Bagaço de cana de açúcar
Análise Imediata (% Base úmida)	
Umidade	20
Cinzas	2,65
Carbono Fixo	12,11
Voláteis	65,24
Análise Elementar (% Base seca)	
Carbono	49,66
Hidrogênio	5,71
Nitrogênio	0,21
Oxigênio	41,08
Enxofre	0,03
Cinzas	3,31
PCS - base seca (MJ/kg)	19,04
Densidade aparente de partícula (kg/m <sup>3</sup> )	720
Densidade real de partícula (kg/m <sup>3</sup> )	1.394
Vazão de injeção da biomassa (kg/s)	0,03
Temperatura de injeção da biomassa (K)	298
<b><i>Areia</i></b>	
Densidade aparente de partícula (kg/m <sup>3</sup> )	2.620
Densidade real de partícula (kg/m <sup>3</sup> )	2625
Temperatura de injeção da areia (K)	298
<b><i>Gaseificador</i></b>	
Diâmetro equivalente da zona densa (m)	0,15
Diâmetro equivalente da zona diluída (m)	0,15
Altura do gaseificador (m)	6,5
Ponto de injeção da biomassa (m)	0,65
<b><i>Distribuidor</i></b>	
Número de orifícios no distribuidor	160
Diâmetro dos orifícios (m)	0,003
<b><i>Ciclone</i></b>	
Diâmetro do ciclone (m)	0,378
Altura da seção cilíndrica do ciclone (m)	0,529
Altura da seção cônica do ciclone (m)	0,944
Posição do ponto de recirculação (m)	0,65

Tabela 28. Continuação... Principais parâmetros de entrada do gaseificador projetado.

Parâmetro	Valor
<b>Agente de gaseificação</b>	
Ar	
Temperatura de injeção (K)	800
Pressão de injeção (kPa)	200
Vapor	
Temperatura de injeção (K)	453,15
Pressão de injeção (kPa)	1.002,7
Oxigênio	
Temperatura de injeção (K)	800
Pressão de injeção (kPa)	120
Outros dados	
Pressão média no equipamento (kPa)	101,5

Em seguida são apresentados os resultados da influência de diferentes tipos de agentes de gaseificação sobre os principais parâmetros de desempenho do gaseificador.

### 5.2.1 Ar Como Agente de Gaseificação

O fator de ar (FA) é a principal variável independente na gaseificação da biomassa quando utiliza-se ar ou oxigênio como fluido de gaseificação. Nos seguintes itens são apresentados os resultados obtidos da influência de diferentes variáveis quando é usado ar como agente de gaseificação no intervalo de FA de 0,24-0,54.

#### 5.2.1.1 Influência da variação do fator de ar

Comparando as concentrações dos componentes principais ( $H_2$ , CO,  $CH_4$ ,  $CO_2$ , NO, Alcatrão) do gás gerado, apresentam-se variações muito pequenas. Na Figura 22 observa-se que ao incrementar o fator de ar, aumento do oxigênio disponível, tem-se um decréscimo nas concentrações de  $H_2$  e CO e um acréscimo na concentração de  $CO_2$ . A concentração de  $CH_4$  apresenta uma notável diminuição da sua concentração quando é usado um fator de ar maior de 0,35. Encontrou-se que as eficiências a frio e a quente diminuem com o FA e a relação  $H_2/CO$  é mais próxima a 1,0 para FA menores de 0,3 e maiores de 0,4 (Figura 23).

A temperatura do leito tende a aumentar com o incremento no fator de ar, o que é coerente, pois ao ter maior disponibilidade de oxigênio, as reações de combustão vão se favorecer. Este aumento da temperatura explica a ausência de alcatrão no gás de saída (Figura 22).

No caso da temperatura de saída dos gases, mostra-se um decrescimento. O calor consumido pelas reações endotérmicas junto com a perda de calor através das paredes, não é compensado pelo calor liberado nas reações exotérmicas. Este comportamento observa-se para FA menores a 0,40. Tem-se um ligeiro aumento nas duas temperaturas, quando o fator de ar usado é maior a 0,40 (Figura 24).

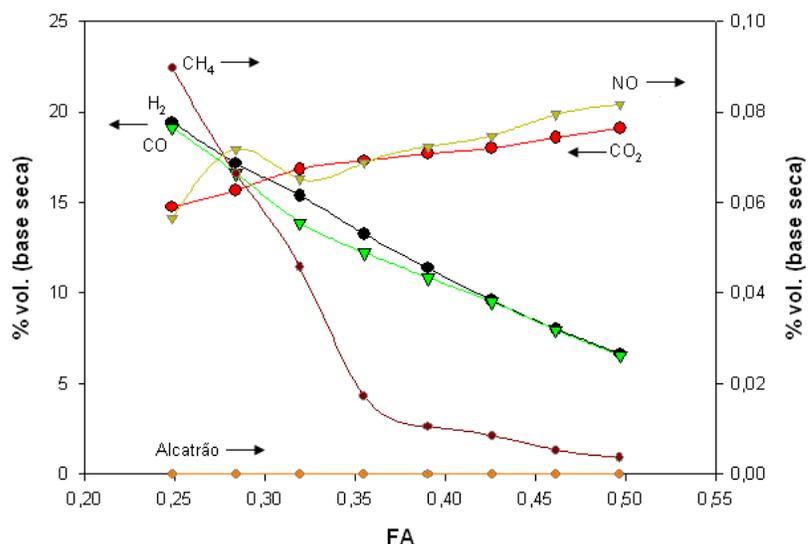


Figura 22. Composição do gás de saída para diferentes fatores de ar.

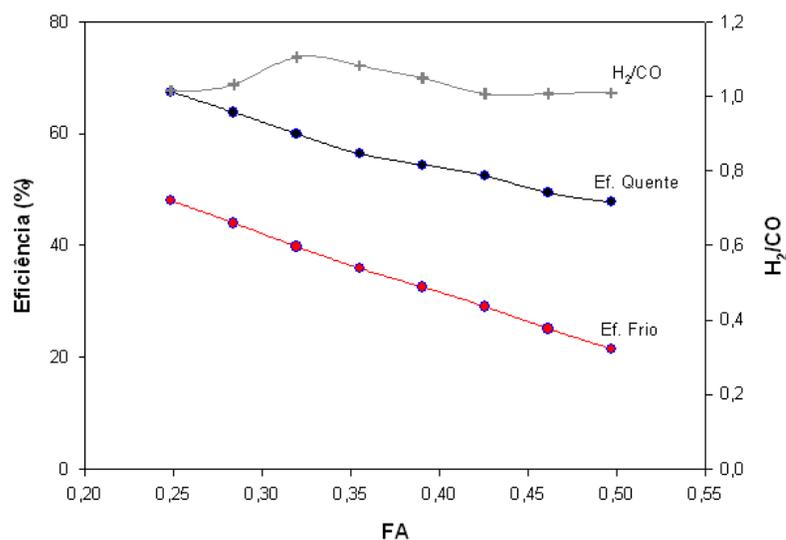


Figura 23. Eficiência a frio e a quente e relação H<sub>2</sub>/CO para diferentes fatores de ar.

Na Figura 24 o poder calorífico inferior do gás gerado decresce com o FA, devido à diluição do gás pelo alto conteúdo de nitrogênio no ar usado e pelo incremento na concentração do CO<sub>2</sub>.

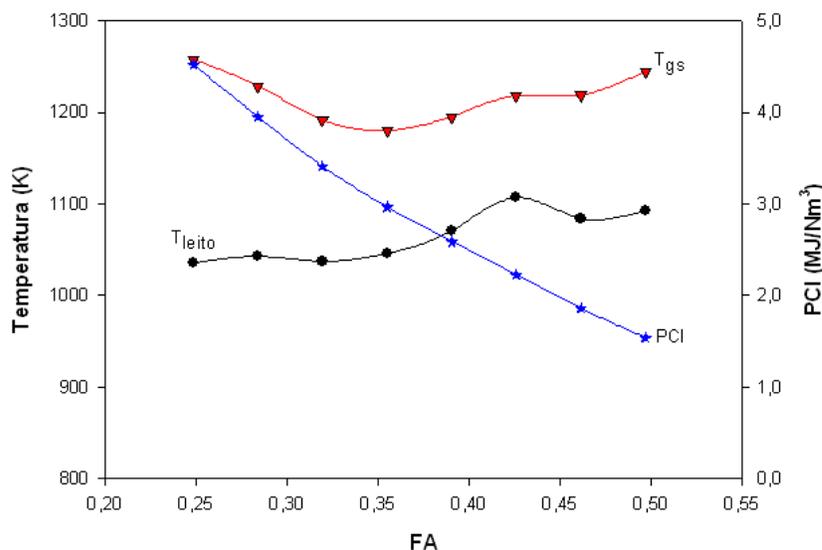


Figura 24. Temperatura e poder calorífico do gás de saída para diferentes fatores de ar.

Da análise no intervalo de fator de ar estudado, 0,24-0,54, foi possível estabelecer que o fator de ar de 0,284 é o ótimo para operar o gaseificador de 150 mm de diâmetro. Com este FA foi alcançada uma eficiência aceitável a frio e a quente (43,98 e 63,8%, respectivamente), além de apresentar uma relação de H<sub>2</sub>/CO próxima a 1,0, mais exatamente 1,033. A temperatura do leito foi de 1.042,61 K e do gás de saída foi de 1.228,18 K e seu poder calorífico inferior de 3,95 MJ/m<sup>3</sup><sub>N</sub>. Este valor de FA será utilizado como valor fixo na otimização da altura total do reator.

### 5.2.1.2 Otimização da altura total do gaseificador

A altura do gaseificador foi fixada em 6,5 m tendo em conta as experiências em escala piloto que estão sendo desenvolvidas por diferentes pesquisadores no mundo atualmente. Porém, foram realizadas simulações variando a altura do gaseificador desde 5,0 até 8,0 m, a fim de encontrar a altura que teria os melhores parâmetros de desempenho do gaseificador. Para realizar estas simulações foi utilizado um fator de ar de 0,2837. Nas Figuras 25-28 são apresentados os resultados obtidos.

A concentração de CO apresenta uma tendência de aumento, com conseqüente diminuição na concentração de CO<sub>2</sub> para maiores alturas; o que pode ser resultado da reação do dióxido de carbono com o carbono fixo para formar monóxido (Equação 4). Observa-se que para alturas maiores de 6,5 m as concentrações tanto do monóxido como do dióxido permanecem quase invariáveis (Figura 25).

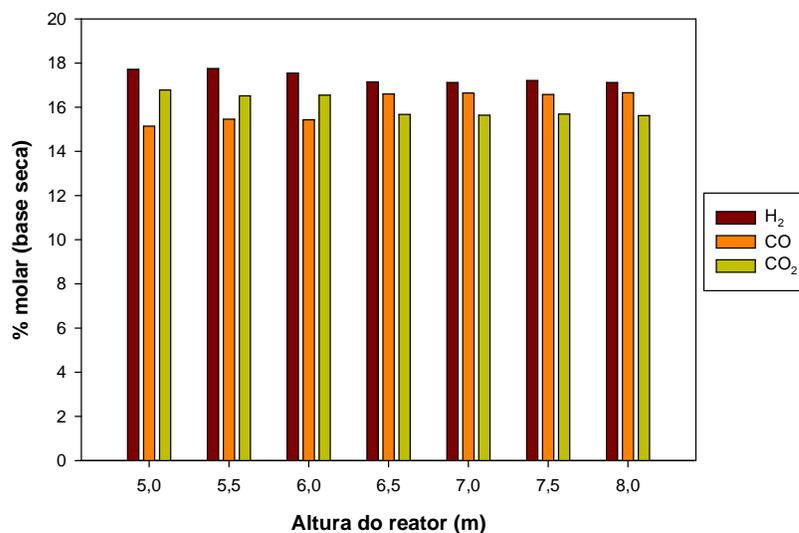


Figura 25. Concentração de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub> no gás de saída para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837.

Em geral, o CH<sub>4</sub> aumenta com a altura do reator; maiores alturas levam, geralmente, a maiores tempos de residência do gás. O metano é produzido tanto por reação do carbono e H<sub>2</sub> como pela pirólise da biomassa (Equações 6 e 1, respectivamente). Entretanto, existem muitos fatores que agem simultaneamente; entre eles, a temperatura obtida no reator. Não se deve esquecer, que aumentos na altura do gaseificador levam também a diferentes quantidades e qualidades de material elutriado e de material recirculado ao leito (Figura 26).

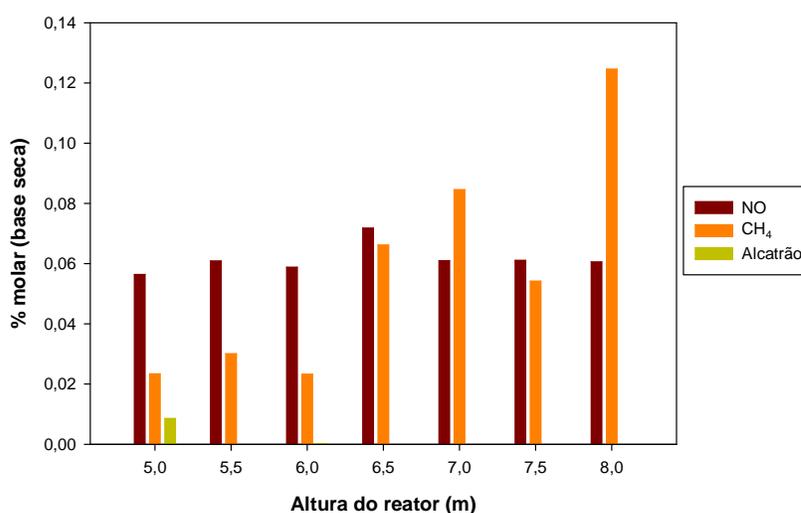


Figura 26. Concentração de CH<sub>4</sub>, NO e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837.

Na Figura 27 observa-se que a conversão de carbono se mantém constante para altas alturas (> 6,5). Os valores diferem apenas 1 a 2% da média, e tal desvio está dentro do erro ou precisão do CSFMB. O acréscimo da altura do reator acima de 6,5 m, não leva a grandes variações na conversão de carbono; pois o grande pico da conversão de carbono se dá na região de combustão, que normalmente ocorre logo acima do leito denso. Como tal altura fica, geralmente, no entorno de 1 m, o restante da coluna central do reator tem pouca influência nessa conversão.

As eficiências a frio e a quente apresentam um comportamento semelhante à conversão do carbono; as eficiências não flutuam muito para diferentes alturas do reator. A partir de 6,5 m tem-se um ligeiro incremento das duas eficiências, sendo as variações relativamente pequenas (Figura 27).

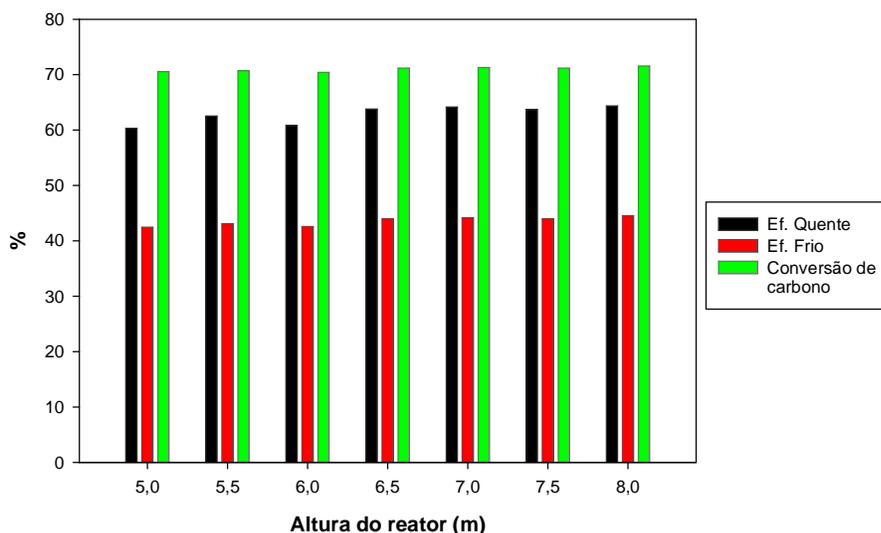


Figura 27. Conversão de carbono, eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837.

Como se observa na Figura 28, a relação  $H_2/CO$  mais alta coincide com a baixa concentração de CO para alturas do reator menores de 6,5 m. A partir desta altura a relação não apresenta variações significativas, sendo seu valor próximo a 1,0.

Depois de analisar as Figuras 25-28, se concluiu que a altura fixada num começo de 6,5 m era a adequada para o reator LFC, pois uma altura maior não modifica notavelmente o desempenho do gaseificador. Esta altura foi usada para a próxima análise.

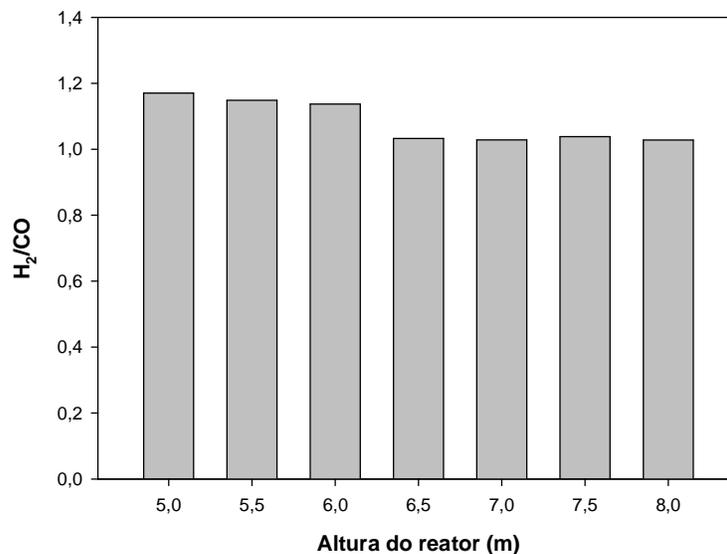


Figura 28. Relação H<sub>2</sub>/CO para diferentes alturas do reator, usando um FA de 0,2837.

### 5.2.1.3 Influência do ponto de injeção da biomassa

Logo de ter estabelecido a altura do gaseificador, foi analisada a influência exercida pela posição do ponto de alimentação da biomassa no reator, quando é utilizado ar como agente oxidante. O ponto recomendado pelos pesquisadores é acima da fase densa (Souza-Santos, 2004; Corella e Sanz, 2005). Os resultados obtidos podem-se observar em seguida.

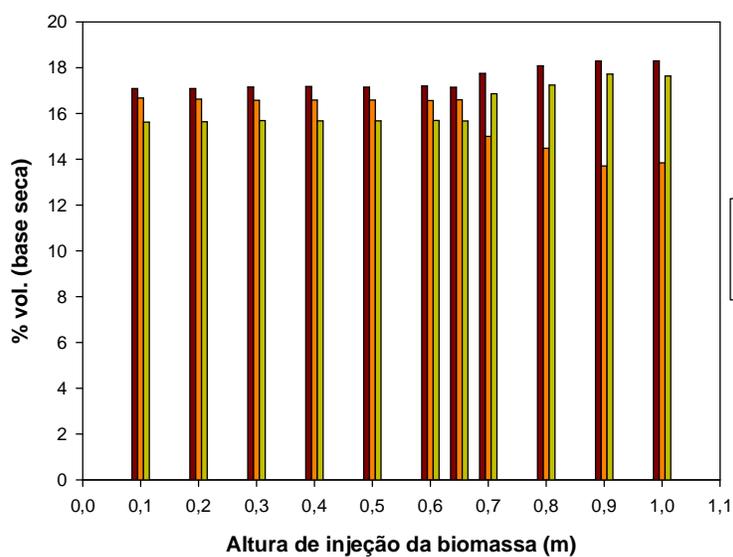


Figura 29. Concentração de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub> no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837.

As concentrações de  $H_2$  e  $CO_2$  aumentam em pontos de alimentação acima de 0,65 m; enquanto o  $CO$  diminui (Figura 29), isso é dado pela reação de deslocamento da água (Equação 7), que é uma reação exotérmica, o que indica que a baixas temperaturas do gás é produzido mais  $CO_2$  e  $H_2$ , significando um maior consumo de  $CO$  e  $H_2O$ , o que é coerente com o comportamento da temperatura do gás de saída, apresentado na Figura 33.

Em pontos de injeção relativamente baixos ( $< 0,5$  m), a concentração de  $CH_4$  atinge altos valores; devido à alimentação da biomassa dentro do leito denso. Observa-se presença de alcatrão para pontos de injeção de biomassa maiores de 0,70 m, a partir deste ponto a temperatura do leito diminui ( $< 1.000$  K) o que explica a presença do alcatrão (Figuras 30 e 33).

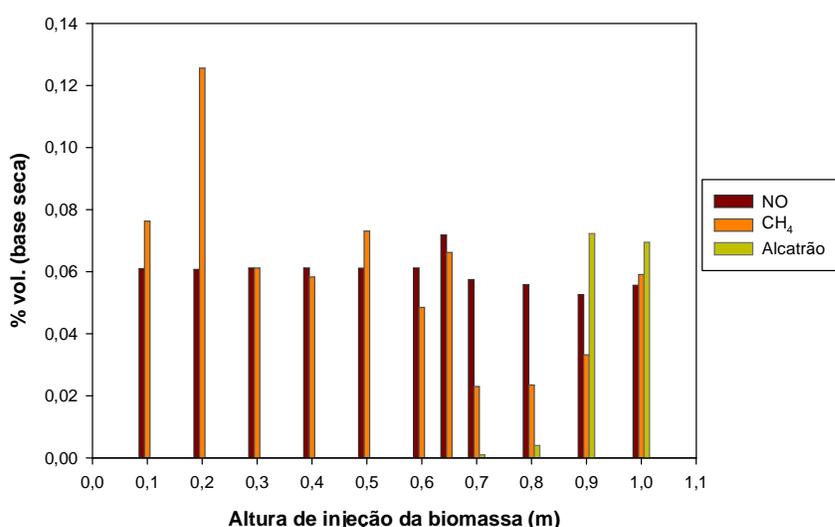


Figura 30. Concentração de  $CH_4$ ,  $NO$  e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837.

As variações de conversão de carbono são pequenas e estão dentro do desvio intrínseco do programa, o que parece indicar que este parâmetro não depende muito da posição de injeção da biomassa, Figura 31.

De maneira similar as eficiências a frio e a quente não variam muito com a posição do ponto de injeção da biomassa. Na Figura 31 observam-se pequenas variações na eficiência a frio. Uma pequena diminuição na eficiência a quente é dada em pontos de injeção da biomassa superiores a 0,70 m.

A relação  $H_2/CO$  não muda muito com pontos de injeção da biomassa menores de 0,70 m, sendo dita relação próxima a 1,0; aumentos foram obtidos para injeções em pontos mais altos (Figura 32).

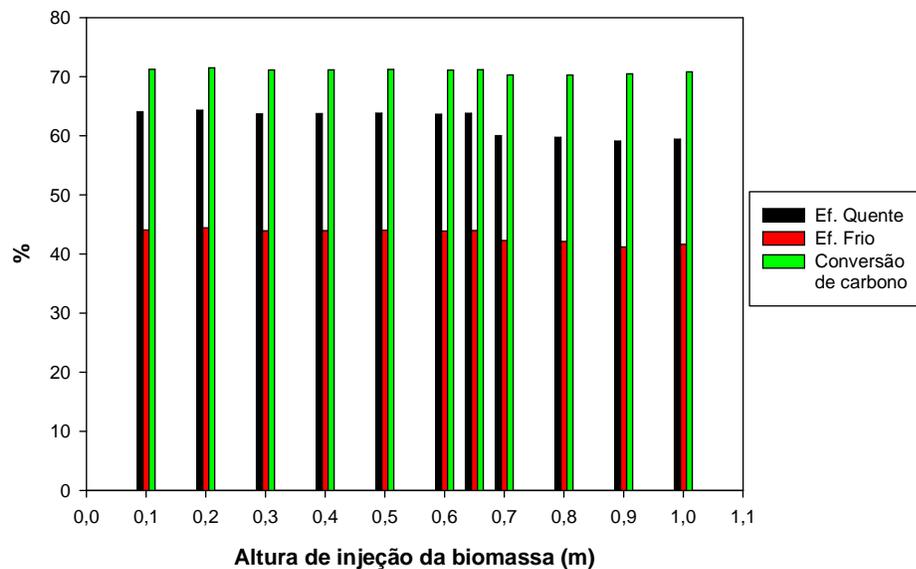


Figura 31. Conversão de carbono, eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837.

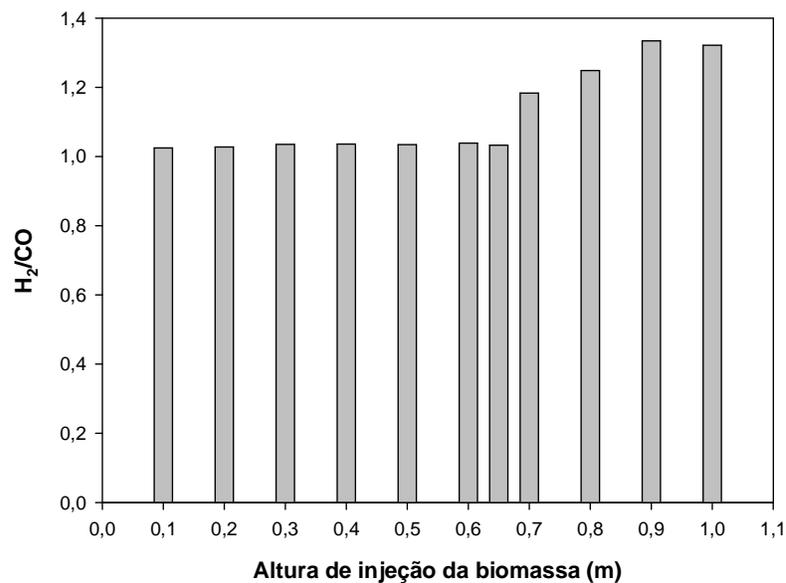


Figura 32. Relação H<sub>2</sub>/CO para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837.

As temperaturas do leito e do gás de saída apresentam pequenas variações para alturas de injeção da biomassa menores a 0,65 m; a partir desta altura as duas temperaturas diminuem consideravelmente. No caso da temperatura do leito, esta diminuição é dada pelo fato que nessa altura a concentração de oxigênio é baixa (ponto de injeção da biomassa próxima ao

ponto de esgotamento do  $O_2$ ), sendo menor a quantidade de calor liberada durante a pirólise da biomassa. Parte deste calor é absorvido pelas reações endotérmicas e parte é perdido através das paredes, tendo como consequência uma baixa temperatura no gás de saída (Figura 33).

Para as simulações de otimização das dimensões do gaseificador (itens anteriores) foi necessário fornecer a altura do ponto de injeção da biomassa, esta foi suposta como 10% da altura total do gaseificador, é dizer o valor assumido foi de 0,65 m.

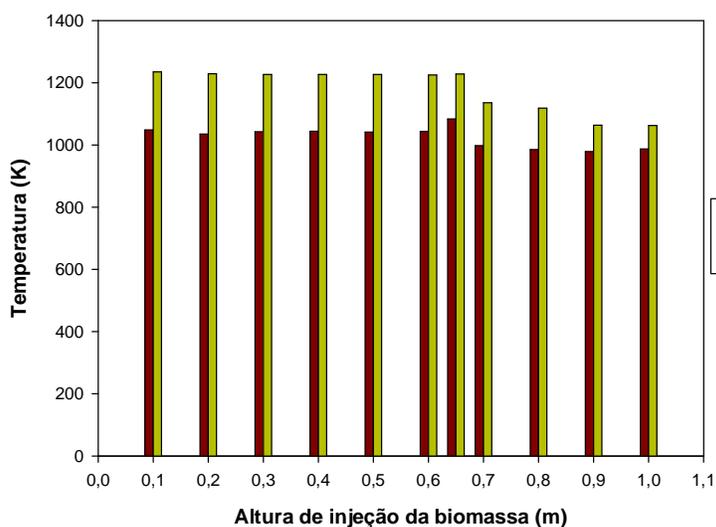


Figura 33. Temperatura do leito e do gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando um FA de 0,2837.

Após de analisar os resultados obtidos (Figuras 29-33) da influência do ponto de injeção da biomassa, se encontrou que o valor suposto de 0,65 m apresenta bons resultados no desempenho do gaseificador: altas concentrações de  $H_2$  e  $CO$  no gás gerado (17,14 e 16,60%), alta conversão de carbono (71,18%), alta eficiência a frio e a quente (43,98 e 63,8%, respectivamente), a concentração de alcatrão no gás de saída é nula e a relação molar  $H_2/CO$  é de 1,033.

Em seguida será analisado o comportamento da gaseificação do bagaço de cana de açúcar com outros fluidos de trabalho tais como misturas ar-vapor e oxigênio-vapor. A altura do reator foi mantida igual a 6,5 m.

## 5.2.2 Ar-Vapor como Agente de Gaseificação

Maiores teores de  $H_2$  e CO e a redução na concentração de alcatrão e carbono fixo no gás gerado, são possíveis atingir quando é adicionado vapor no processo de gaseificação. O poder calorífico inferior do gás gerado é relativamente baixo, devido à presença de nitrogênio na sua composição quando é usado ar.

Em seguida são mostrados os resultados da influência da variação de diferentes parâmetros (vazão ar-vapor, altura de alimentação da biomassa e vazão de biomassa) na gaseificação com ar-vapor.

### 5.2.2.1 Influência da variação da vazão de ar-vapor

A influência da relação vapor/biomassa injetada (SB) foi estudada no intervalo 0,17-1,0. Na literatura o intervalo mais estudado desta relação está entre 0,2 e 2,0, sendo o mais recomendado entre 0,4 e 1,0. Na Figura 34, para um mesmo FA, a concentração de hidrogênio aumenta com a relação vapor/biomassa; enquanto o teor de CO diminui (Figura 35). Para valores de FA baixos (0,2128) se atinge os maiores teores para o  $H_2$  (> 25%). O anterior comportamento é explicado pelas reações 5, 7 e 8.

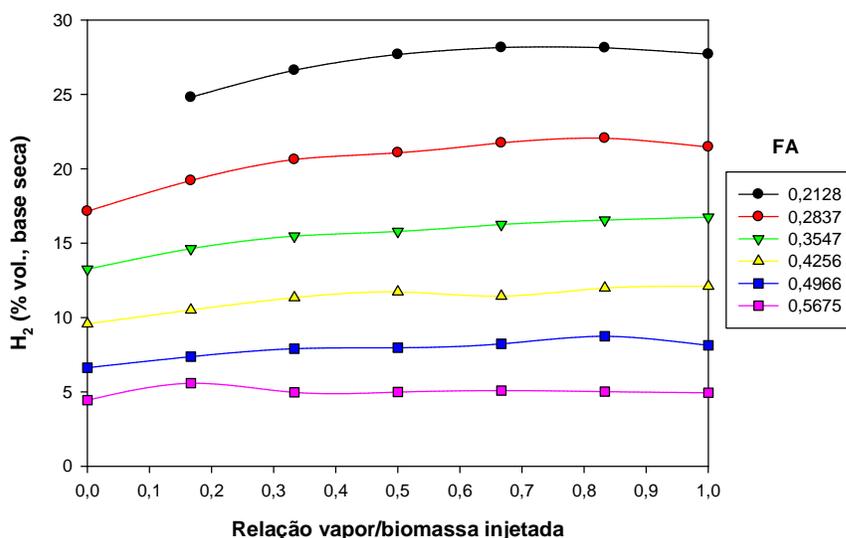


Figura 34. Concentração de  $H_2$  no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.

A reação de Shift (Equação 7) é favorecida pela adição de vapor de água ao ar de gaseificação. Neste caso o vapor de água reage com o monóxido de carbono formado para

produzir dióxido de carbono e hidrogênio, o que se pode observar nas Figuras 34-36. A Figura 35 apresenta a diminuição do teor de monóxido de carbono ao incrementar-se o SB. Os valores mais baixos de CO correspondem a altos valores de FA.

Para valores de SB maiores a 0,4 apresentam-se pequenas variações no teor de CO<sub>2</sub> quando o FA é incrementado (Figura 36).

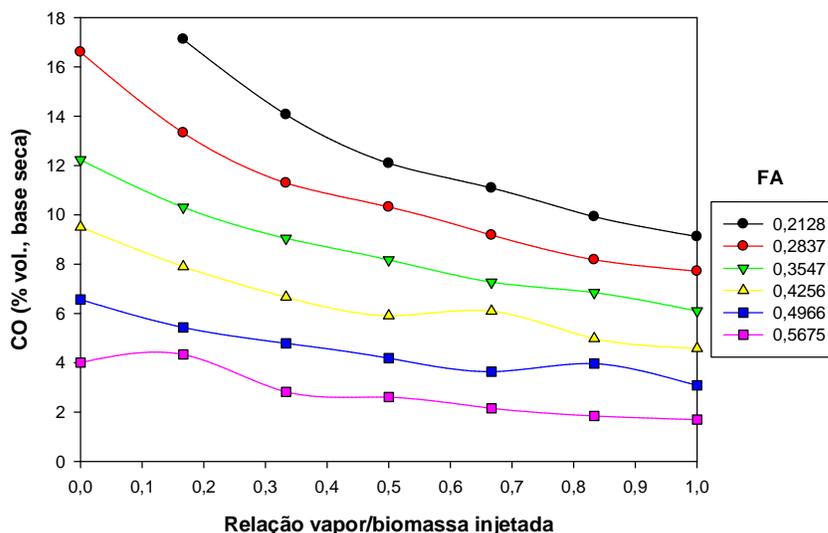


Figura 35. Concentração de CO no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.

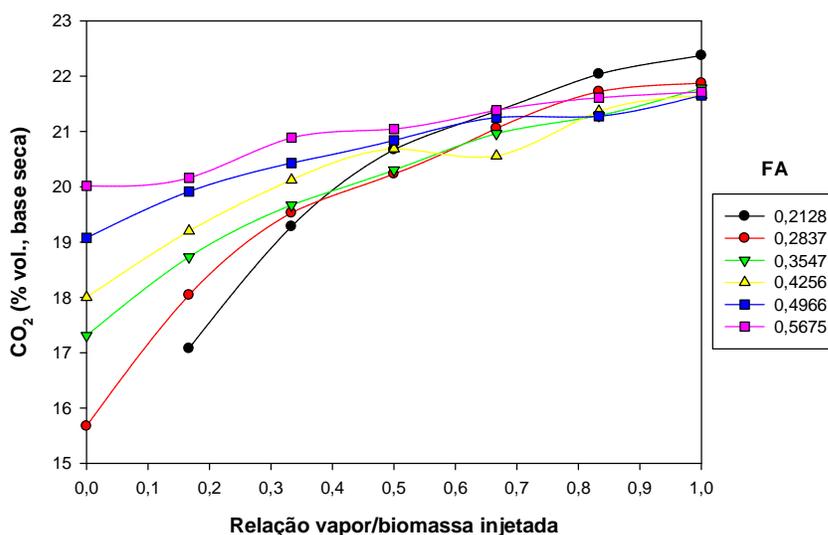


Figura 36. Concentração de CO<sub>2</sub> no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.

O teor de CH<sub>4</sub> (Figura 37) apresenta um acréscimo com a relação vapor/biomassa injetada. Em baixos valores de FA são atingidas as concentrações mais altas.

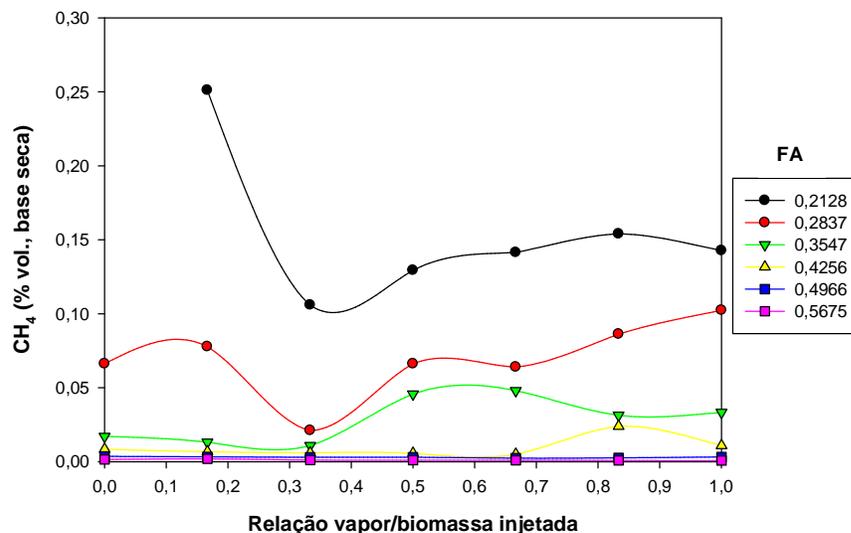


Figura 37. Concentração de CH<sub>4</sub> no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.

Para valores da relação SB maiores a 0,5 se encontrou presença de alcatrão na composição do gás, coincidindo com as baixas temperaturas do leito, < 1050°C, Figura 39.

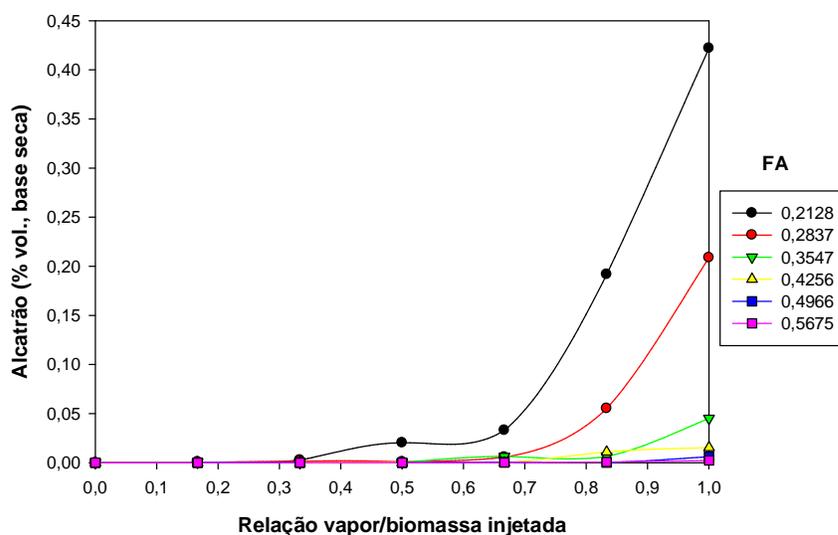


Figura 38. Concentração de alcatrão no gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.

As maiores conversões de carbono são alcançadas em valores de FA altos; isto é explicado pelo fato de que a menores quantidades de oxigênio disponível (baixos FA), o teor de carbono fixo sem reagir é maior, o que produz uma baixa conversão do carbono. Para um mesmo fator de ar, as flutuações da conversão são muito baixas (Figura 40). O mesmo

comportamento é observado para a eficiência a frio do gaseificador, Figura 41, onde as variações são muito pequenas com o acréscimo da relação SB.

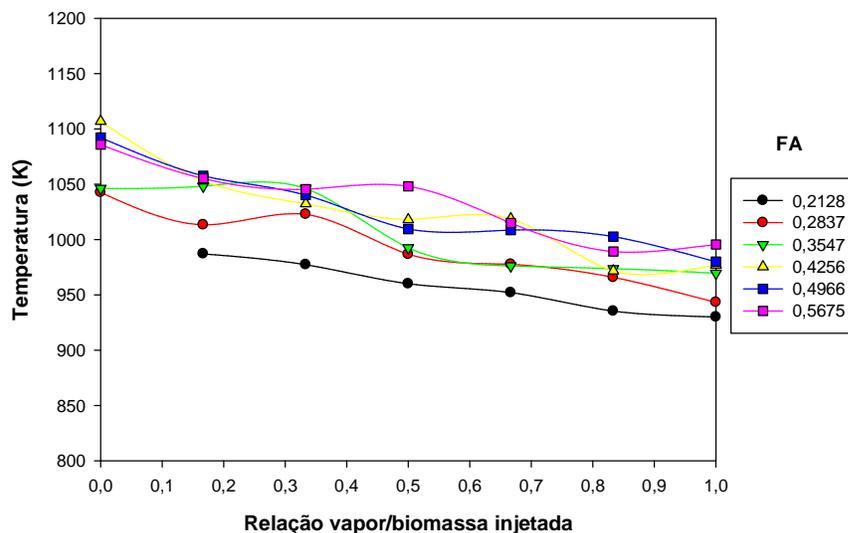


Figura 39. Temperatura do leito para diferentes vazões de ar+vapor.

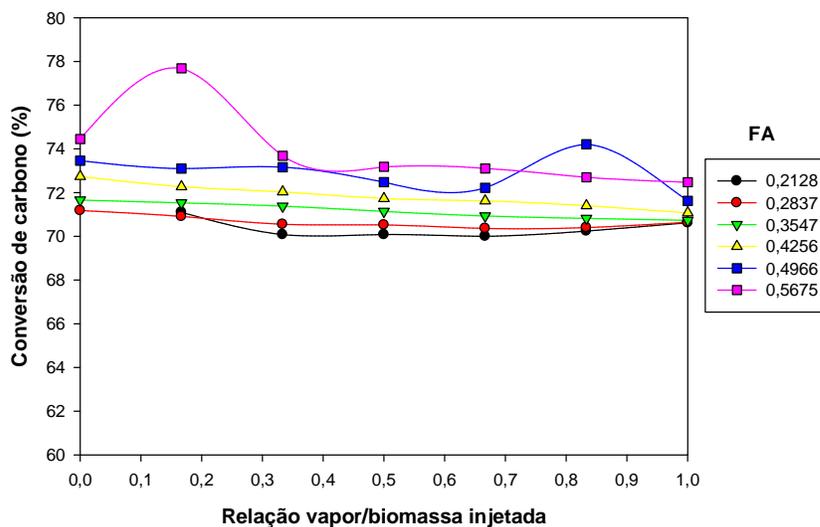


Figura 40. Conversão de carbono gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.

Na Figura 42 é mostrado o comportamento da relação molar  $H_2/CO$  ao aumentar a relação SB para um mesmo fator de ar. Valores de  $H_2/CO$  próximos a um, são atingidos para relações vapor/biomassa menores a 0,2. Isto coincide com o comportamento apresentado nos perfis de concentração de  $H_2$  e  $CO$  do gás gerado.

Analisando o poder calorífico inferior do gás de saída, se encontrou uma ligeira diminuição como o aumento do teor de água no gás gerado (relação vapor/biomassa). O valor

do PCI usando ar+vapor como agente de gaseificação é mais alto que o alcançado utilizando somente ar. Os maiores valores foram observados para baixos fatores de ar (Figura 43).

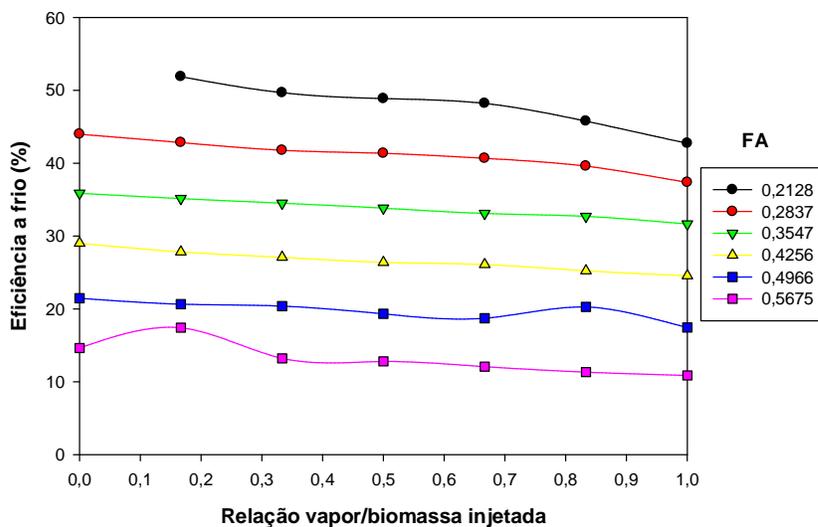


Figura 41. Eficiência a frio para diferentes vazões de ar+vapor.

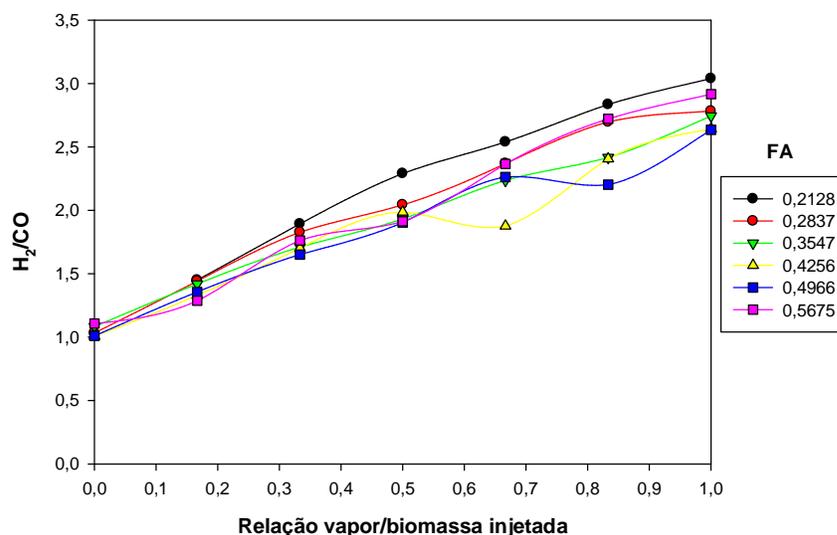


Figura 42. Relação molar  $H_2/CO$  para diferentes vazões de ar+vapor.

Finalmente, se estabeleceu que a relação vapor/biomassa injetada que mostrava os melhores resultados é de 0,167 quando é usado um fator de ar de 0,213, estes valores foram usados na realização das simulações seguintes. Os parâmetros de desempenho obtidos neste caso são: a eficiência a quente e a frio de 70,68 e 51,88%, respectivamente; a relação molar  $H_2/CO$  de 1,449; a composição do gás de saída foi, 24,8% de  $H_2$ , 17,12% de  $CO$ , 0,251% de  $CH_4$  e 0,0008% de alcatrão; e o poder calorífico do gás gerado  $4,90 \text{ MJ/m}^3_N$ .

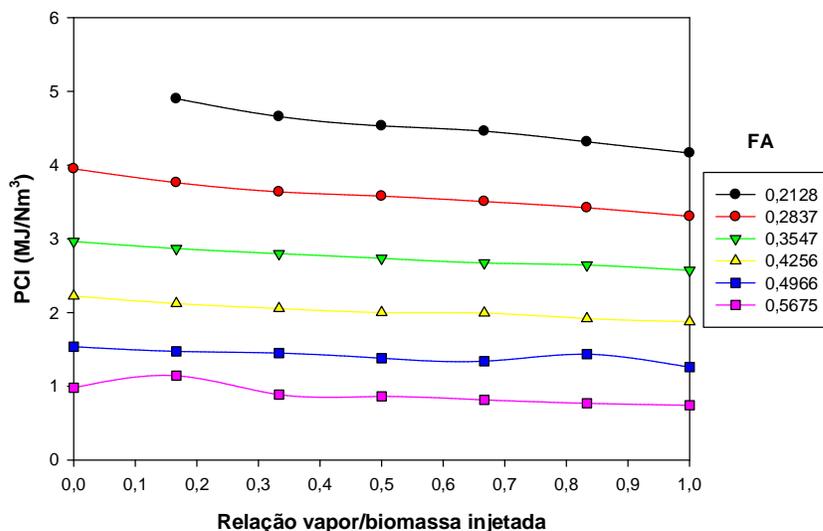


Figura 43. Poder calorífico inferior do gás de saída para diferentes vazões de ar+vapor.

### 5.2.2.2 Influência do ponto de injeção da biomassa

O comportamento quando modificada a altura do ponto de injeção da biomassa no gaseificador sobre os diferentes parâmetros de desempenho é muito similar quando é usado ar como agente oxidante que quando é utilizada uma mistura de ar+vapor. Os resultados obtidos são apresentados em seguida.

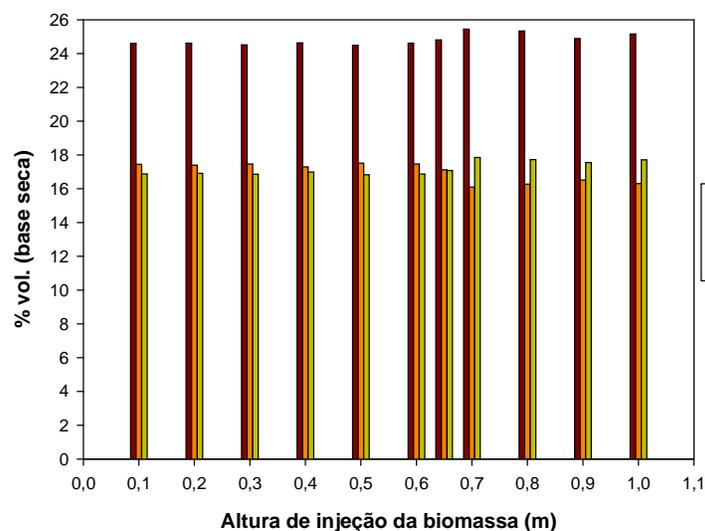


Figura 44. Concentração de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub> no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.

Ao igual que como foi explicado no item 5.2.1.3, a partir da altura de injeção de 0,65 m é apresentado um aumento na concentração de  $H_2$  e  $CO_2$  em quanto o  $CO$  decresce (Figura 44). No caso de usar ar+vapor os teores de  $H_2$  são maiores devido à adição de vapor ao gaseificador.

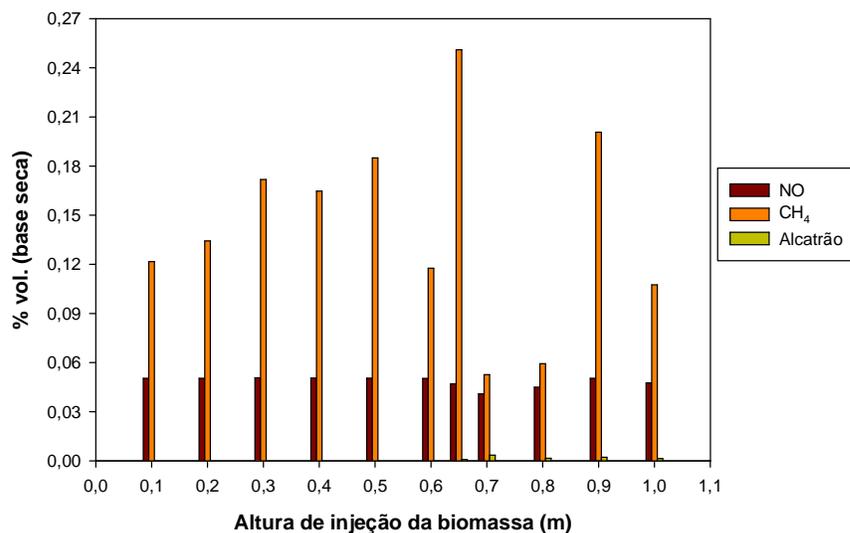


Figura 45. Concentração de  $CH_4$ ,  $NO$  e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.

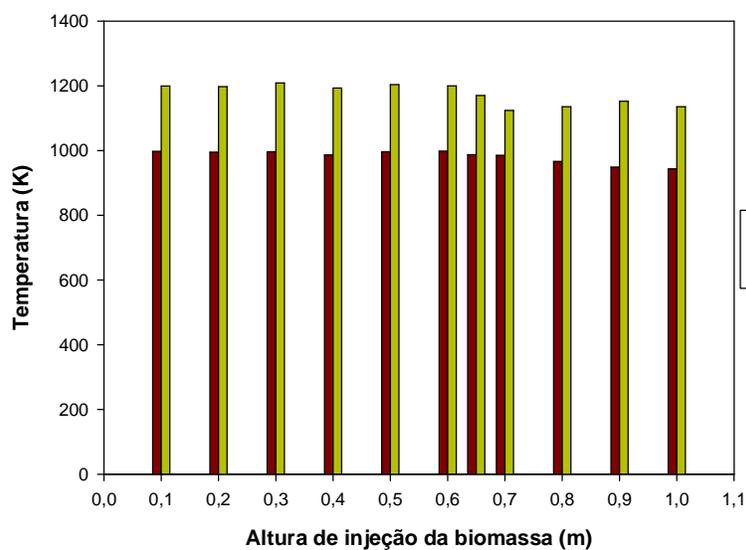


Figura 46. Temperatura do leito e do gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.

Em pontos de injeção baixos ( $< 0,5$  m), se tem um incremento no teor de  $\text{CH}_4$  (Figura 45). Na altura de 0,65 m é atingida a máxima concentração, tendo depois um contínuo decréscimo. Nota-se presença de alcatrão para pontos de injeção maiores de 0,65 m, coincidindo com a diminuição da temperatura no leito (Figura 46).

Observando a Figura 47, se encontrou que de maneira similar ao ar, a conversão de carbono e as eficiências a frio e a quente não dependem muito da posição do ponto de injeção da biomassa. Um pequeno decréscimo a partir de 0,70 m é percebido para os três parâmetros.

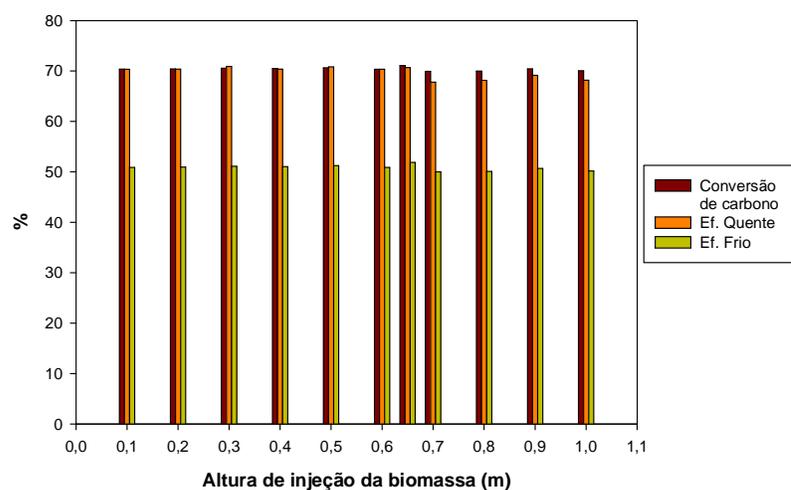


Figura 47. Conversão de carbono, eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.

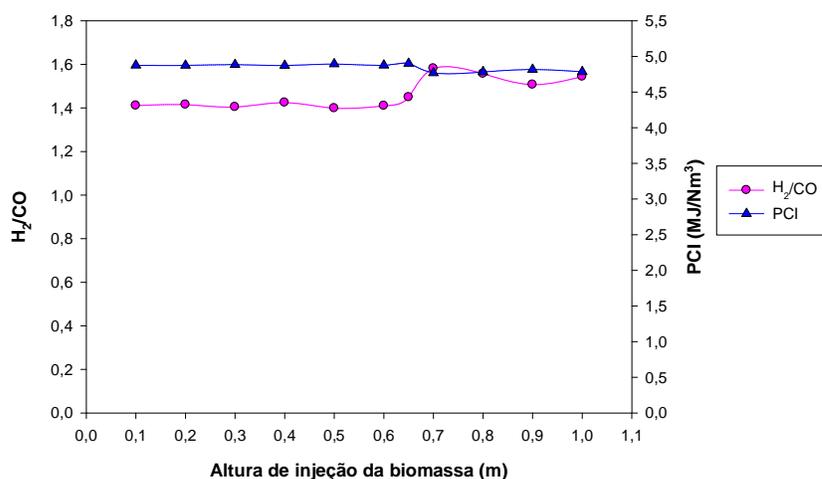


Figura 48. Relação  $\text{H}_2/\text{CO}$  e poder calorífico inferior do gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando FA de 0,213 e SB de 0,167.

Na Figura 48, é apresentado o comportamento da relação  $H_2/CO$  com a altura de injeção da biomassa, se observam pequenas variações para alturas menores a 0,70 m, a partir deste ponto têm-se relações maiores. O valor aproximado da relação é 1,4.

O poder calorífico inferior do gás gerado se mantém num valor próximo de  $5,0 \text{ MJ/m}^3_N$ , mostrando variações pequenas com a altura do ponto de injeção da biomassa (Figura 48).

Mais uma vez se encontrou que a altura de injeção adotada de 0,65 m apresenta bons resultados no desempenho do gaseificador.

### **5.2.3 Vapor-Oxigênio como Agente de Gaseificação**

O uso de oxigênio ( $O_2$ ) como agente de gaseificação, apresenta uma série de vantagens tais como: o gás gerado não é diluído, isto é devido à ausência de nitrogênio; ausência de partículas e alcatrão no gás como consequência das altas temperaturas de operação. A principal desvantagem deste agente é seu alto custo de produção, o que faz necessário o uso de misturas de  $O_2$  e vapor de água. A injeção de vapor além de favorecer a etapa de reformação, serve como moderador da temperatura.

#### **5.2.3.1 Influência da variação da vazão de vapor-oxigênio**

As concentrações mais altas de  $H_2$  e  $CO$  atingidas no gás de saída correspondem a fatores de ar (FA) baixos, quando é mantida constante a relação vapor/biomassa injetada (SB), como é mostrado nas Figuras 49 e 50. Observa-se que o  $H_2$  e o  $CO$  diminuem consideravelmente na medida em que aumenta o fator de ar. Para um valor dado de FA, o  $H_2$  se mantém quase invariável com o aumento da relação vapor/biomassa; enquanto o  $CO$  apresenta uma constante diminuição.

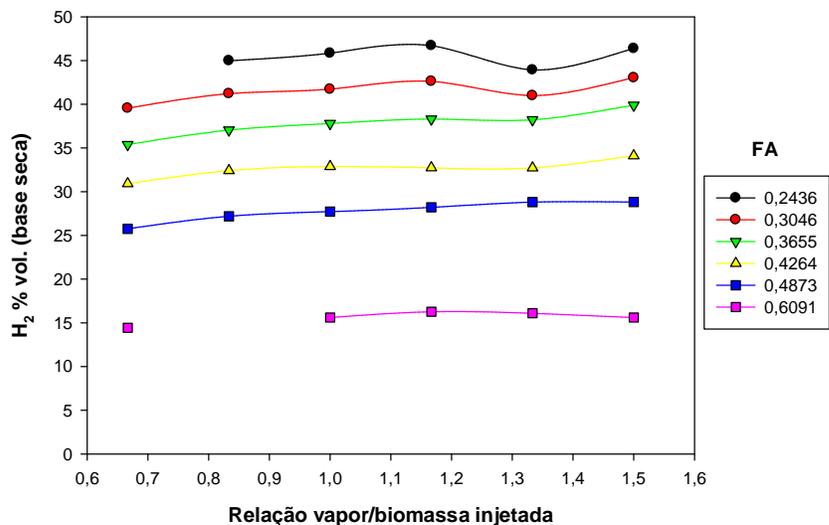


Figura 49. Concentração de  $H_2$  no gás de saída para diferentes vazões de vapor+ $O_2$ .

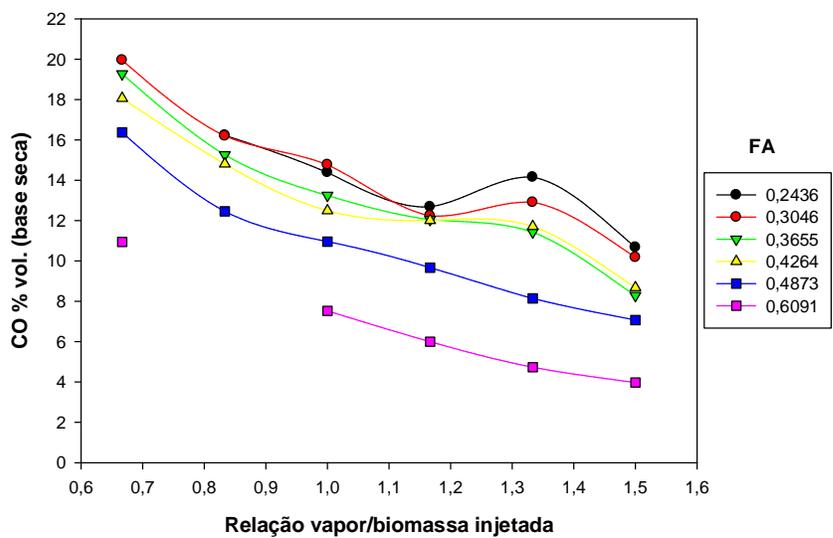


Figura 50. Concentração de CO no gás de saída para diferentes vazões de vapor+ $O_2$ .

No caso do dióxido de carbono, o crescimento da relação SB, para um mesmo fator de ar, produz pequenas modificações no seu teor, como é apresentado na Figura 51. As altas concentrações do dióxido são devidas à adição de oxigênio, pois as reações de combustão são favorecidas.

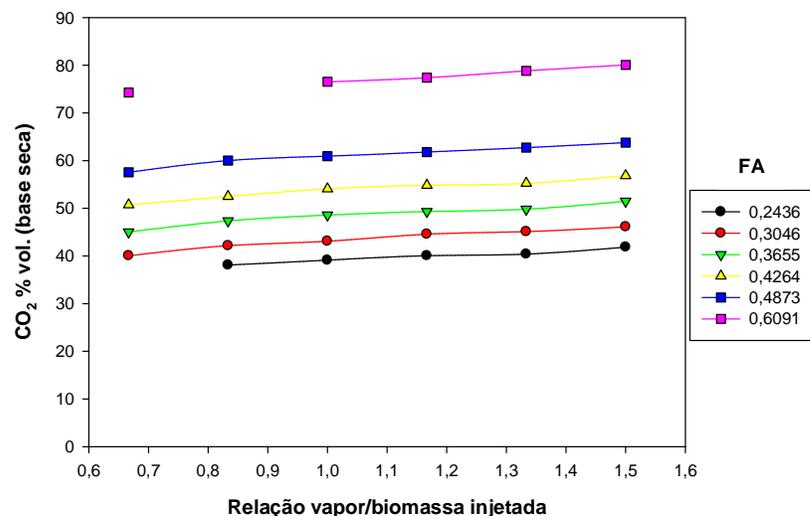


Figura 51. Concentração de  $\text{CO}_2$  no gás de saída para diferentes vazões de vapor+ $\text{O}_2$ .

Para fatores de ar baixos ( $< 0,3655$ ) o  $\text{CH}_4$  teve uma tendência a aumentar com a relação vapor/biomassa, sendo estes teores mais altos devido a adição de vapor. Enquanto para maiores fatores de ar, o teor de metano tendeu a diminuir com a relação SB (Figura 52).

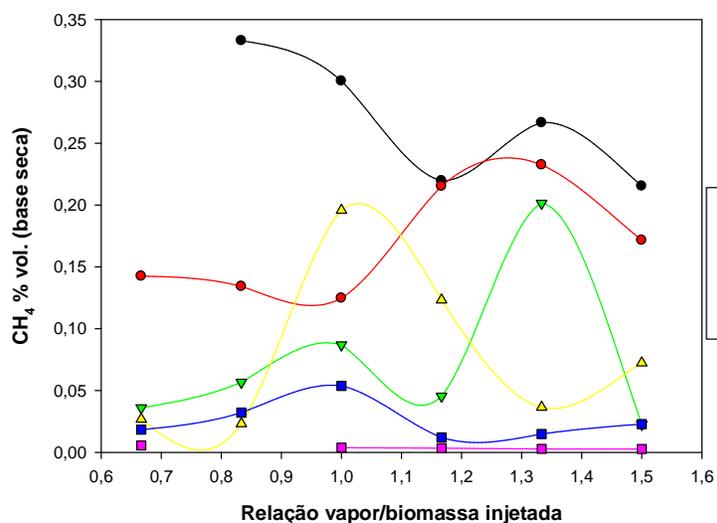


Figura 52. Concentração de  $\text{CH}_4$  no gás de saída para diferentes vazões de vapor+ $\text{O}_2$ .

A modelagem com o CSFMB indica a presença de alcatrão no gás para fatores de ar baixos, tendo-se um incremento na sua concentração com a relação SB para FA menores de 0,3655, o que é devido à diminuição na temperatura do leito como é observado nas Figuras 53 e 54.

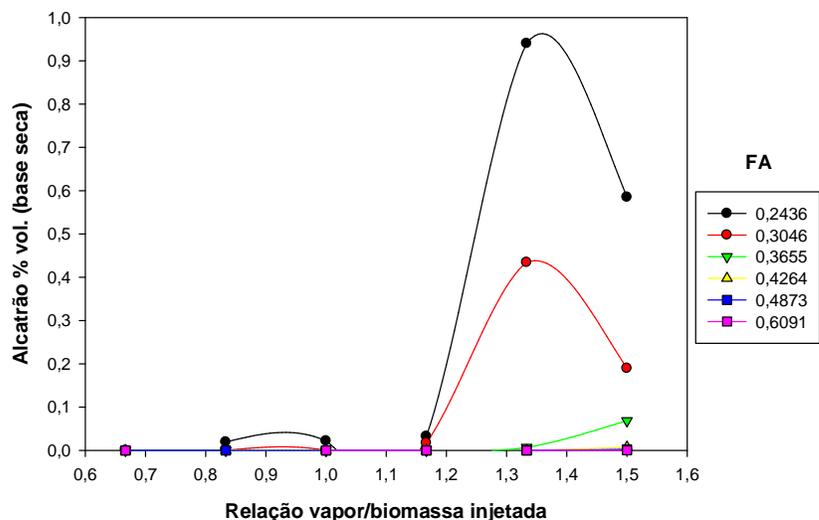


Figura 53. Concentração de alcatrão no gás de saída para diferentes vazões de vapor+O<sub>2</sub>.

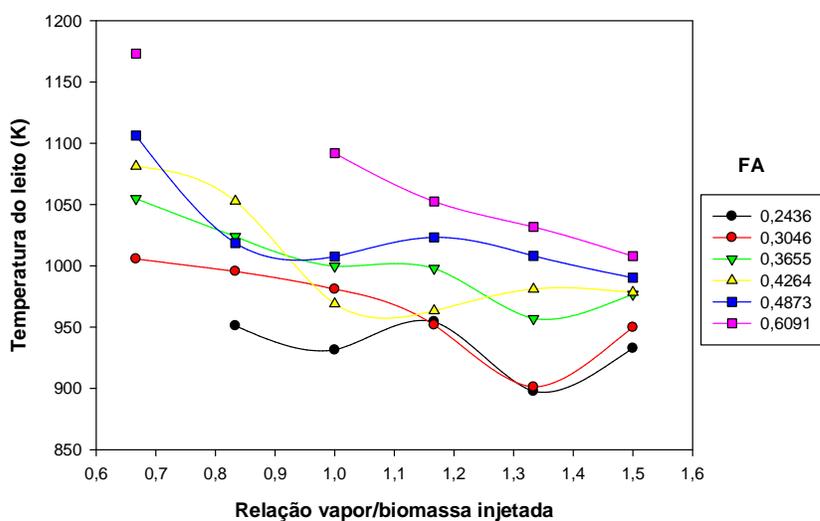


Figura 54. Temperatura do leito para diferentes vazões de vapor+O<sub>2</sub>.

A conversão de carbono aumenta com o fator de ar, enquanto diminui constantemente com a relação vapor/biomassa. Como é mostrado na Figura 55.

Na Figura 56 é apresentada a relação molar H<sub>2</sub>/CO. Em baixos fatores de ar e na medida em que a relação vapor/biomassa aumenta, a relação H<sub>2</sub>/CO atinge altos valores (~ 5).

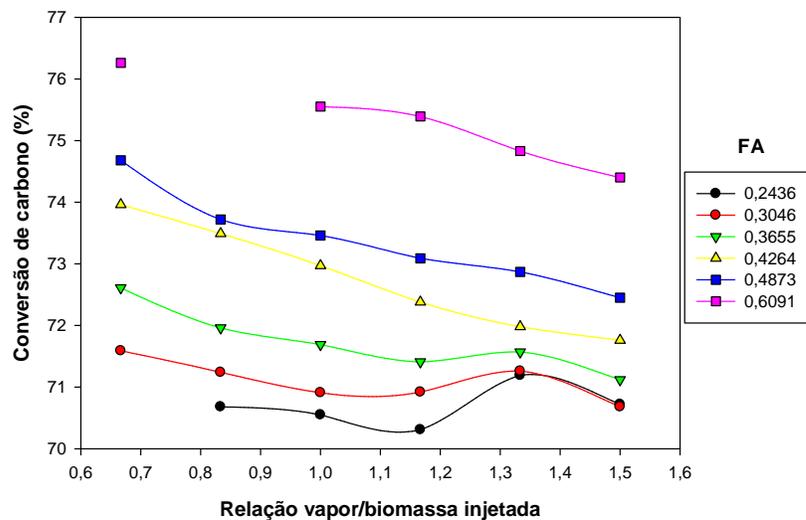


Figura 55. Conversão de carbono para diferentes vazões de vapor+O<sub>2</sub>.

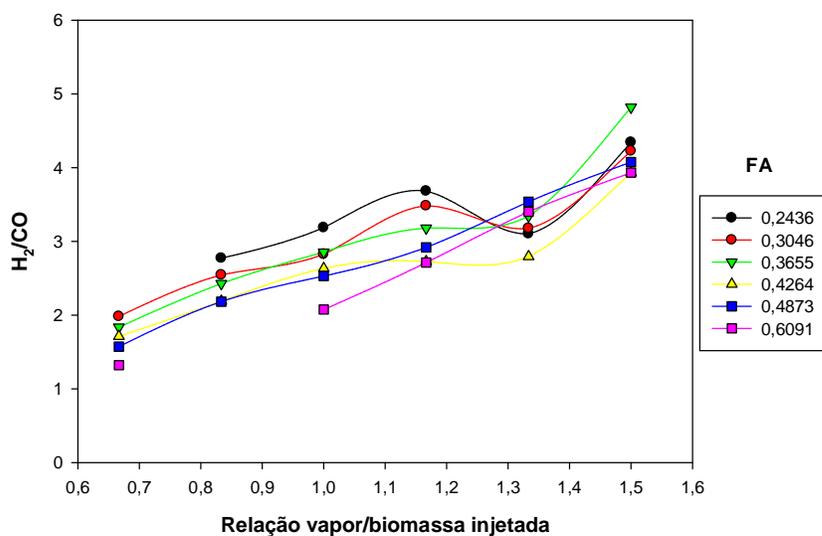


Figura 56. Relação molar H<sub>2</sub>/CO para diferentes vazões de vapor+O<sub>2</sub>.

Os maiores valores de poder calorífico inferior do gás gerado ( $\sim 7 \text{ MJ/m}^3_{\text{N}}$ ) foram alcançados utilizando fatores de ar baixos. Com o aumento na relação vapor/biomassa o PCI do gás diminuiu, devido ao incremento na concentração de água pela adição de vapor (Figura 57).

Se estabeleceu que a mistura vapor-oxigênio que apresenta os melhores resultados do desempenho do gaseificador projetado; corresponde a um FA de 0,305 e uma relação SB de 1, sendo a relação vapor+oxigênio/biomassa (GR) de 1,33. Estes valores foram usados na realização das simulações seguintes. Os parâmetros de desempenho obtidos são: eficiência a

quente e a frio de 66,02 e 40,18%, respectivamente; relação molar  $H_2/CO$  de 2,825; a composição do gás de saída foi, 41,7% de  $H_2$ , 14,77% de  $CO$ , 0,125% de  $CH_4$  e 0,000% de alcatrão; e o poder calorífico do gás gerado  $6,37 MJ/m^3_N$ .

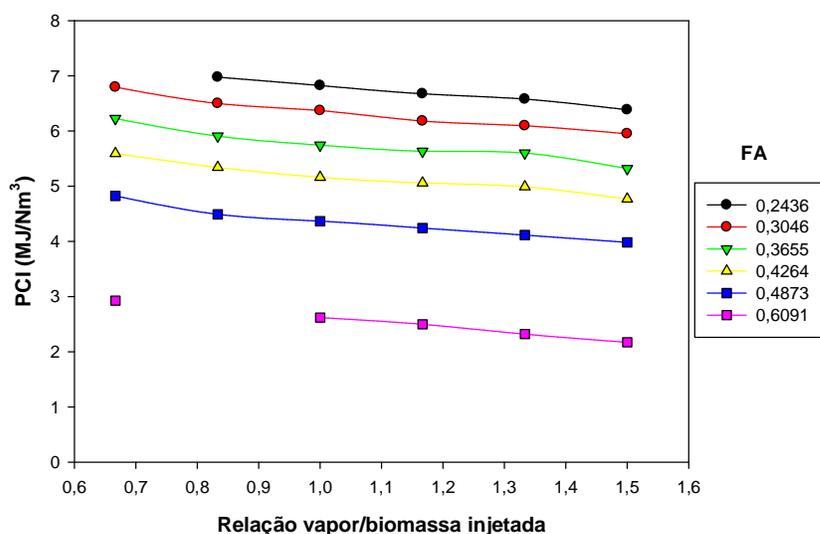


Figura 57. Poder calorífico inferior do gás de saída para diferentes vazões de vapor+ $O_2$ .

### 5.2.3.2 Influência do ponto de injeção da biomassa

Os resultados obtidos para os outros agentes oxidantes em relação à influência da altura do ponto de injeção da biomassa no gaseificador sobre os diferentes parâmetros de desempenho são os mesmos que quando são usadas misturas vapor-oxigênio. Os resultados mais relevantes são apresentados nas Figuras 58-61.

Pequenas variações nas concentrações de  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $NO$  e alcatrão com o ponto de injeção da biomassa são observadas nas Figuras 58 e 59. Maiores variações são encontradas no teor de  $CH_4$ . Em pontos de injeção baixos ( $< 0,5$  m), houve incrementos na concentração do metano. Na altura de 0,90 m é observada a presença de alcatrão, coincidindo com uma queda na temperatura ( $< 1.100$  K) nessa mesma altura.

Observando às Figuras 60 e 61, se encontrou que de maneira similar quando é usado outros agentes, as eficiências a frio e a quente e a relação molar  $H_2/CO$  parecem não depender muito da posição do ponto de injeção da biomassa. No caso da relação  $H_2/CO$  é encontrado um pequeno acréscimo a partir de 0,70 m.

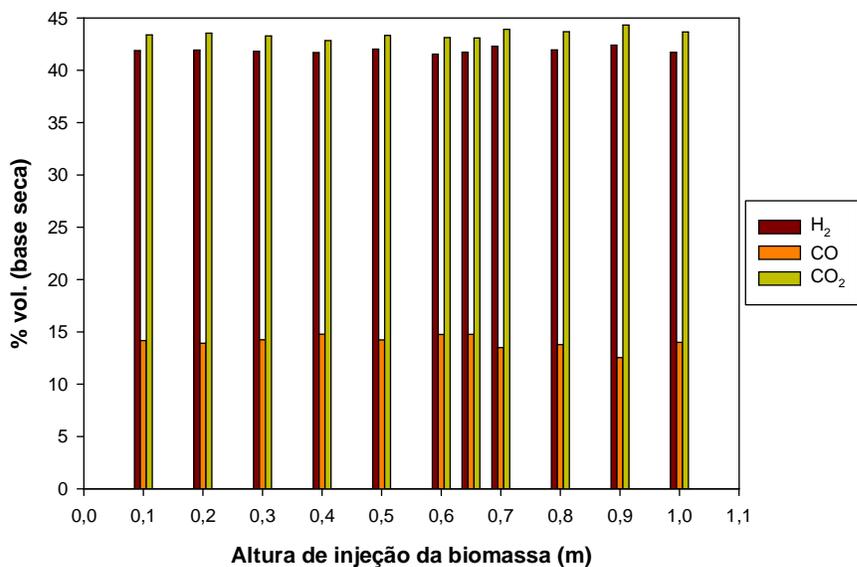


Figura 58. Concentração de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub> no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33.

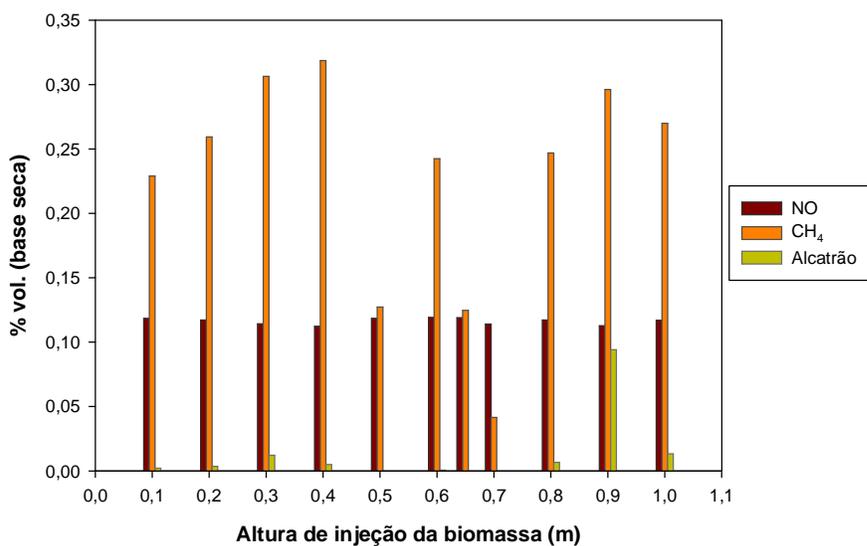


Figura 59. Concentração de CH<sub>4</sub>, NO e alcatrão no gás de saída para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33.

Com os resultados obtidos se observou que a altura, 0,65 m, utilizada nas simulações quando são usadas misturas vapor-oxigênio permite obter bons resultados no desempenho do gaseificador.

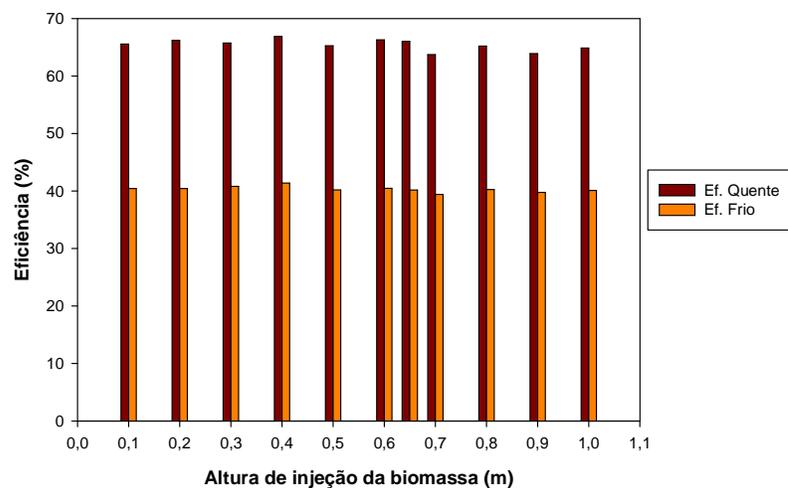


Figura 60. Eficiência a frio e a quente para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33.

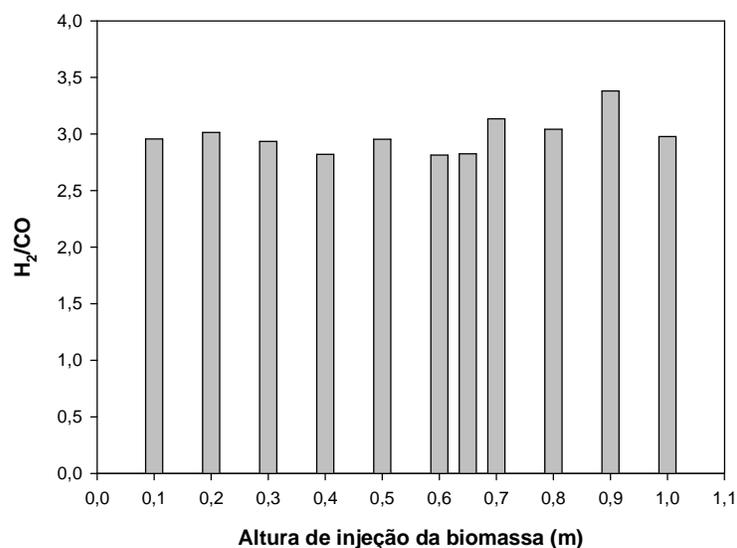


Figura 61. Relação H<sub>2</sub>/CO para diferentes alturas do ponto de injeção da biomassa, usando GR de 1,33.

## 5.2.4 Uso de Material Inerte no Leito

Não existe consenso na literatura com respeito ao uso ou não de material inerte em LFC. O CSFMB simulou com sucesso os ensaios da gaseificação de madeiras em leito fluidizado circulante sem inerte realizados pela Universidade da British Columbia. Segundo Souza-Santos, não há necessidade intrínseca de inerte para se ter uma boa operação neste tipo de

gaseificador. Por outro lado, se percebeu que no caso da simulação com adição de inerte este deve ser injetado de forma contínua; o CSFMB indicava sempre resfriamento do leito em casos de leito circulante com alimentação em batelada de inerte (ou seja, inerte alimentado de uma vez só). Porém, ignições são obtidas se a alimentação do inerte (ou catalisador) for contínua. Em leito circulante o pico da combustão não ocorre na região densa como em leito borbulhante, mas sim na região diluída. Nessa região é crítica a concentração de material combustível por unidade de volume. Se muitas partículas de inerte estão presentes, a concentração cai abaixo de um valor que sustente a combustão ou ignição (Souza-Santos).

O problema da modelagem do gaseificador com inerte deve considerar e incluir uma válvula tipo loop seal. Esta válvula regula o fluxo de inerte através do gaseificador. Uma solução simplificadora pode ser a adotada em que se assume um fluxo contínuo desconsiderando a existência do loop seal.

Em seguida serão apresentados os resultados obtidos da influência do uso de inerte na gaseificação de bagaço de cana usando diferentes agentes oxidantes. Para a análise foi usado o parâmetro WHSV, definido por Corella e Sanz (2005). Para uma dada vazão de biomassa injetada o WHSV indica a quantidade de inerte a ser utilizado (Equação 32).

#### 5.2.4.1 Ar como agente de gaseificação

Nas Figuras 62-64 são mostrados os resultados da influência do uso de areia quando é usado ar como agente de gaseificação.

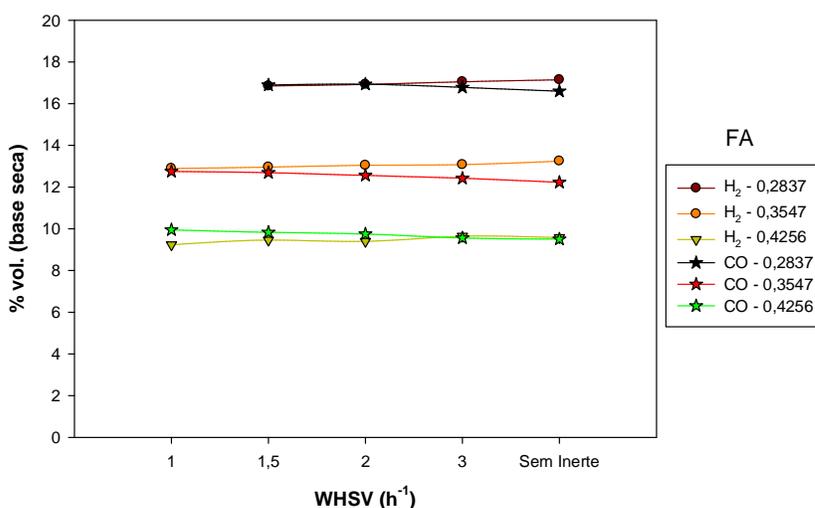


Figura 62. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes fatores de ar sobre a concentração de H<sub>2</sub> e CO.

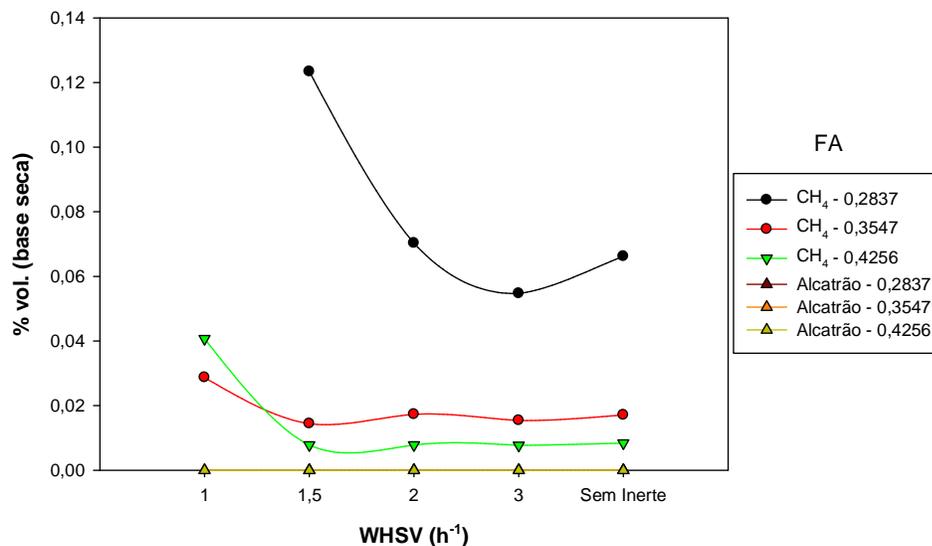


Figura 63. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes fatores de ar sobre a concentração de  $\text{CH}_4$  e Alcatrão.

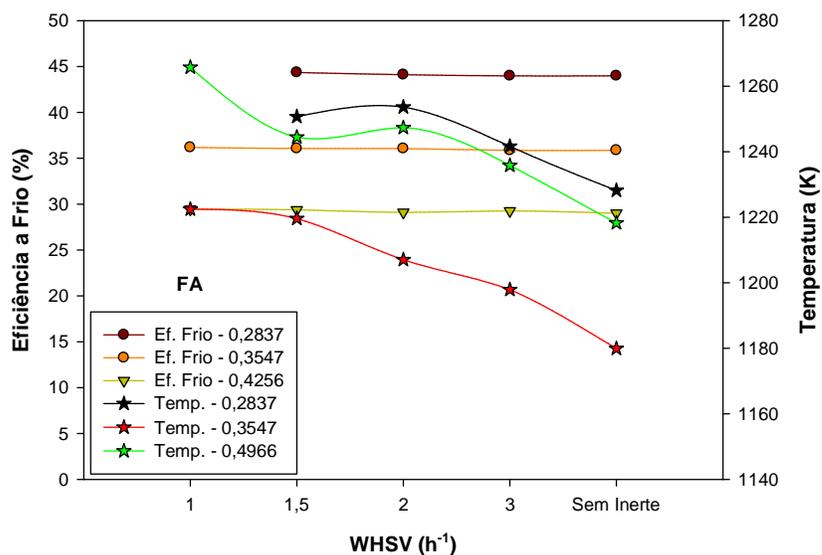


Figura 64. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes fatores de ar sobre a eficiência a frio e a temperatura dos gases de saída.

#### 5.2.4.2 Ar-vapor como agente de gaseificação

A influência do material inerte no leito durante a gaseificação usando ar-vapor como agente oxidante sobre os principais parâmetros de desempenho do gaseificador são apresentados nas Figuras 65-67.

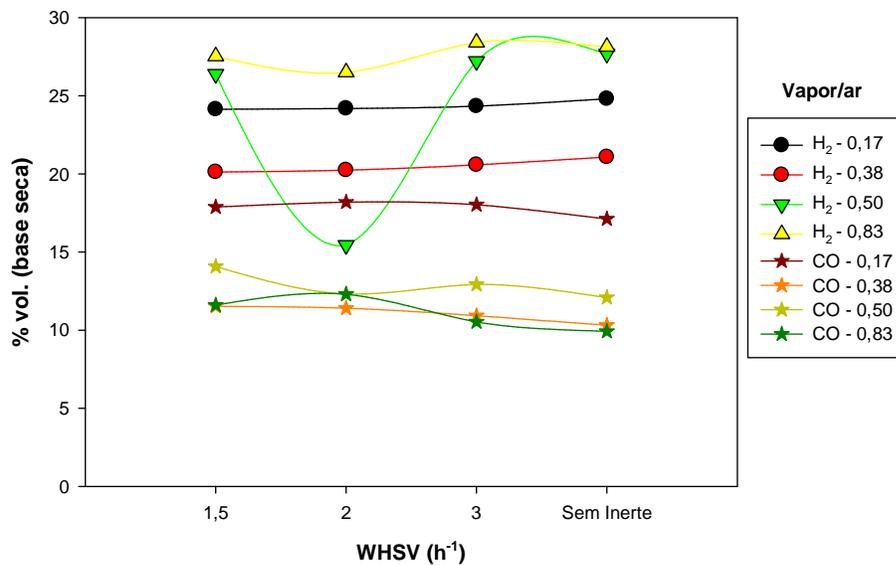


Figura 65. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor/ar sobre a concentração de H<sub>2</sub> e CO.

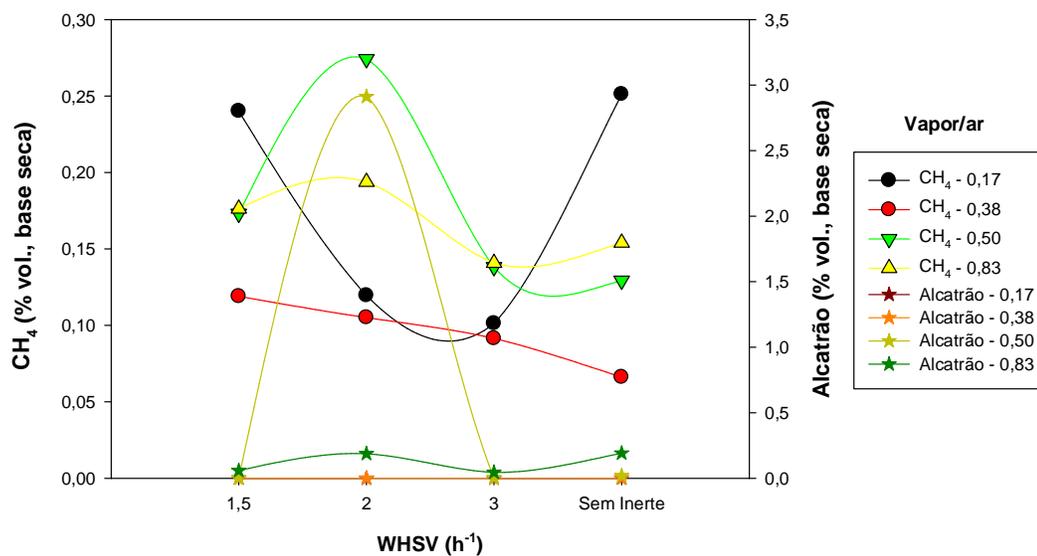


Figura 66. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor/ar sobre a concentração de CH<sub>4</sub> e alcatrão.

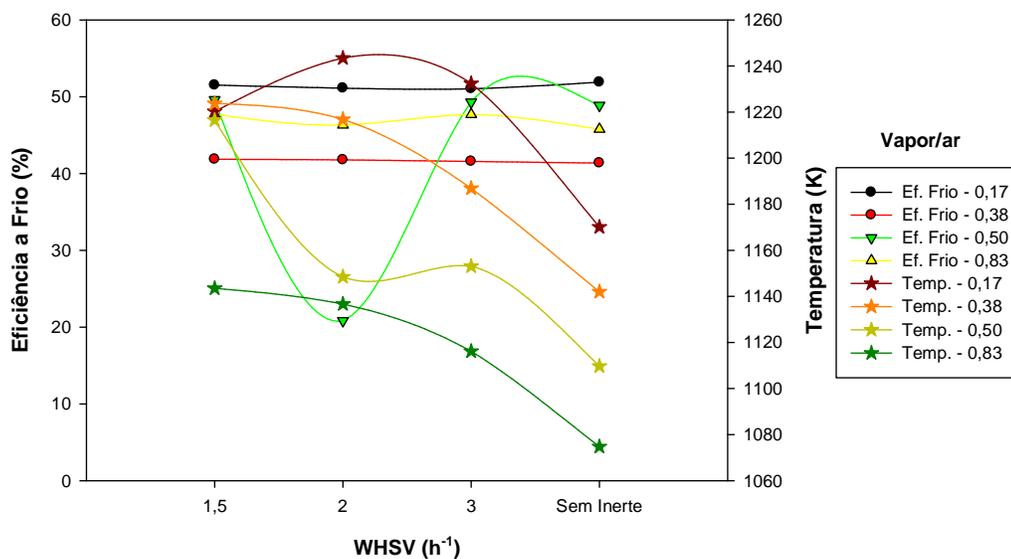


Figura 67. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor/ar sobre a eficiência a frio e a temperatura dos gases de saída.

### 5.2.4.3 Vapor-oxigênio como agente de gaseificação

Finalmente são mostrados os resultados da influência do material inerte no leito durante a gaseificação usando misturas de vapor-oxigênio como agente oxidante.

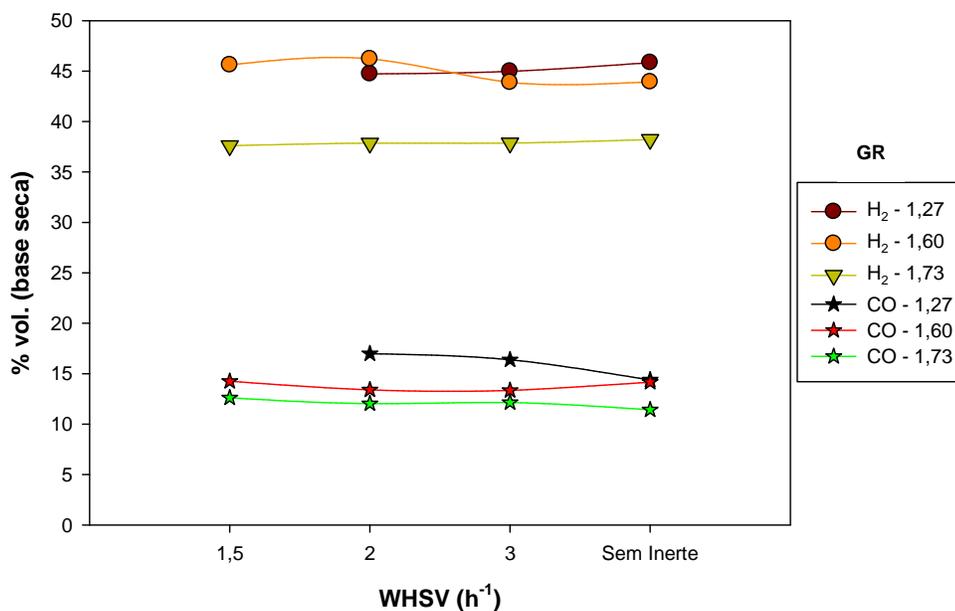


Figura 68. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor + oxigênio/biomassa sobre a concentração de H<sub>2</sub> e CO.

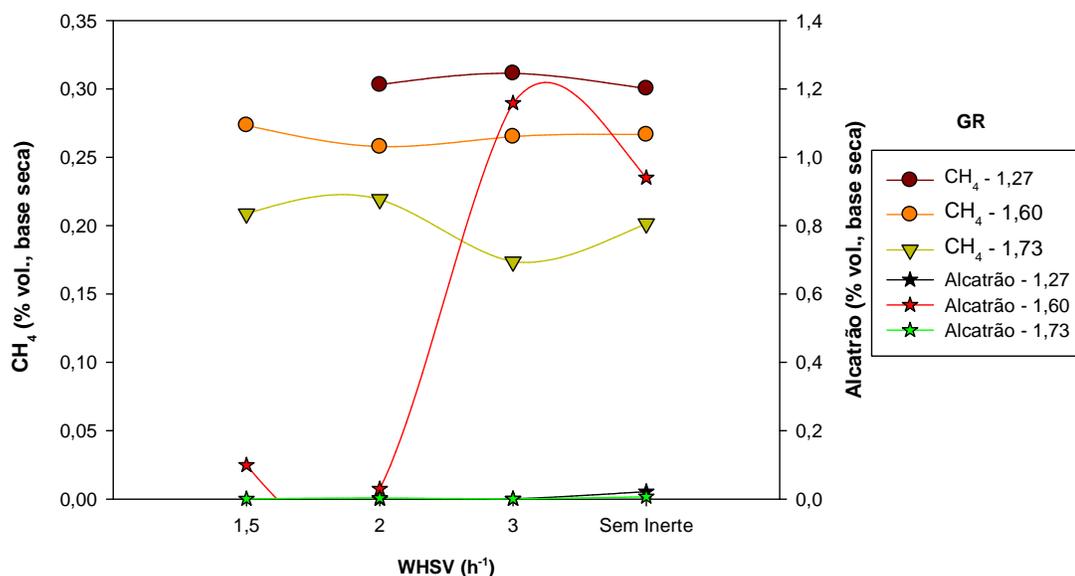


Figura 69. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor + oxigênio/biomassa sobre a concentração de  $\text{CH}_4$  e alcatrão.

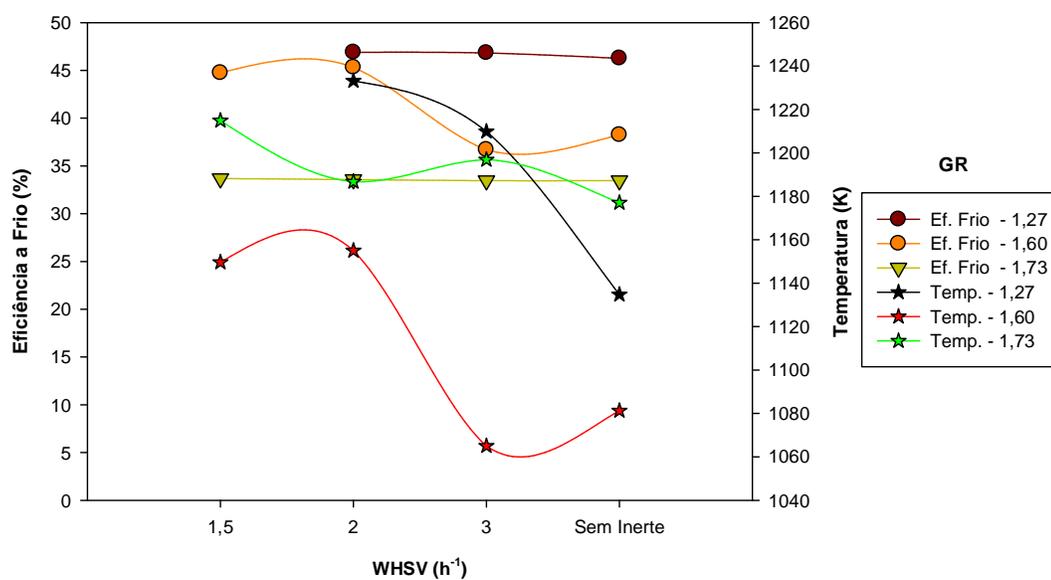


Figura 70. Efeito da adição de inerte (expressado como WHSV) usando diferentes relações vapor + oxigênio/biomassa sobre a eficiência a frio e a temperatura dos gases de saída.

Dos resultados apresentados nas Figuras 62-70 se observa que o uso de material inerte no leito, neste caso areia, não tem influência significativa na composição do gás ( $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ , alcatrão), assim como não afeta a eficiência a frio do gaseificador. As variações

observadas são muito pequenas. Observando as Figuras 63, 66 e 69, se aprecia uma ligeira variação no teor de metano para os três agentes de gaseificação analisados.

Em geral, a concentração de alcatrão foi baixa, sendo quase nula. Na Figura 63, pode-se observar que a adição de inerte quando é usado ar como agente gaseificante não influi na concentração do alcatrão, pois seu teor sempre foi nulo. Em quanto à gaseificação com ar+vapor, a injeção de inerte influencia dita concentração (Figura 66). Apesar do teor de alcatrão ser baixo, na ordem de  $10^{-2}$ , tem-se que o uso de material inerte apresenta as menores concentrações que quando não é utilizado o inerte. Quando é usado vapor+oxigênio como agente oxidante, observa-se presença de alcatrão para a relação GR de 1,60, sendo maior o teor para pequenas quantidades de areia (Figura 69).

A temperatura de saída dos gases diminui com o decréscimo da quantidade de inerte adicionado (incremento do WHSV), para todos os casos como é mostrado nas Figuras 64, 67 e 70. Isto concorda com o fato que o inerte atua como volante térmico, ou seja, as partículas de inerte quentes (que foram aquecidas durante o período de alta ignição) ajudam a manter o gás aquecido ao longo do reator. É por isso que as maiores temperaturas se apresentam quando é usada uma maior quantidade de inerte.

Uma análise baseada na máxima eficiência do reator, a relação molar  $H_2/CO$ , a maior conversão de carbono, a composição e temperatura do gás de saída foi realizada a partir dos resultados apresentados anteriormente. Os melhores resultados obtidos para os diferentes tipos de agentes de gaseificação (ar, ar+vapor, oxigênio+vapor) analisados são mostrados na seguinte tabela.

Tabela 29. Resultados da gaseificação de bagaço de cana utilizando diferentes tipos de agentes oxidantes, usando o software CSFMB.

Parâmetro	Ar	Ar+Vapor	O <sub>2</sub> +Vapor
Vazão de injeção de ar (kg/s)	0,04	0,03	-
Vazão de injeção de oxigênio (kg/s)	-	-	0,01
Vazão de injeção de vapor (kg/s)	-	0,005	0,03
Fator de oxigênio - FA	0,28	0,21	0,30
Relação de gaseificação - GR	-	-	1,33
Relação vapor/biomassa - SB	-	0,17	1,00
Relação oxigênio/biomassa	0,311	0,23	0,33
Conversão de carbono (%)	71,18	71,10	70,91
Eficiência a frio (%)	43,98	51,88	40,18
Relação $H_2/CO$	1,032	1,449	2,825
Vazão do gás de saída (m <sup>3</sup> /s)	0,22	0,20	0,24
Temperatura do gás de saída (K)	1228,18	1170,14	1191,92
Poder calorífico inferior do gás - PCI (MJ/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> )	3,95	4,90	6,37

Tabela 29. Continuação...Resultados da gaseificação de bagaço de cana utilizando diferentes tipos de agentes oxidantes, usando o software CSFMB.

<i>Composição volumétrica do gás de saída (% base seca)</i>			
H <sub>2</sub>	17,144	24,807	41,725
CO	16,599	17,116	14,767
CO <sub>2</sub>	15,672	17,077	43,089
CH <sub>4</sub>	0,066	0,2511	0,125
N <sub>2</sub>	50,359	40,509	0,0005
Alcatrão	0,000	0,001	0,0000
H <sub>2</sub> O	19,667	24,784	63,198
H <sub>2</sub> S	0,005	0,006	0,008
NH <sub>3</sub>	0,072	0,096	0,122
NO	0,061	0,047	0,119
NO <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000
SO <sub>2</sub>	0,004	0,003	0,007

Pode-se observar que a mistura oxigênio-vapor como agente gaseificante apresentou, como era de esperar, o maior poder calorífico inferior do gás gerado, alta concentração de hidrogênio e um teor quase nulo de nitrogênio.

Grandes flutuações e valores baixos foram encontrados no teor de metano atingido pelos três agentes. O que se explica pelo fato que o metano depende de muitos fatores, ele é obtido a partir da pirólise da biomassa, assim como da reação entre o hidrogênio e o carbono. Análises bidimensionais não são suficientes para chegar a conclusões. Igualmente o teor de alcatrão produzido é muito baixo.

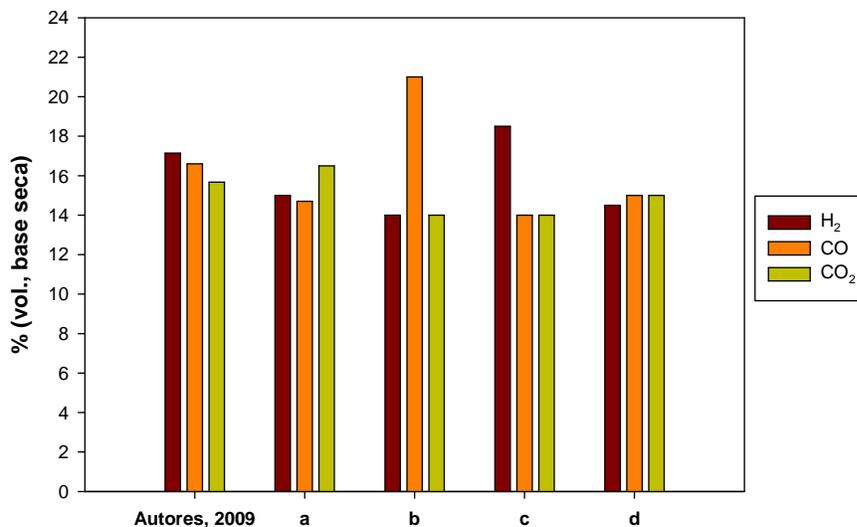
As relações molares H<sub>2</sub>/CO encontradas atingiram valores muito altos quando utilizadas misturas ar+vapor e oxigênio+vapor. Visando à obtenção de biocombustíveis líquidos via Fischer-Tropsch são requeridas relações H<sub>2</sub>/CO próximas de 1,0, relações maiores permitem a obtenção de hidrocarbonetos de cadeia mais longa, como no caso da produção de metano que precisa relações de 3.

Nas seguintes figuras, os resultados da Tabela 29 são comparados com dados encontrados na literatura.

**Ar como agente gaseificante** – Nas Figuras 71-73, os resultados da modelagem do gaseificador LFC dimensionado são comparados com os obtidos nos trabalhos realizados por Corella e Sanz, 2006, Hasler e Nussbaumer, 1999, Boerrigter e Rauch, 2006 e Berger, 2003.

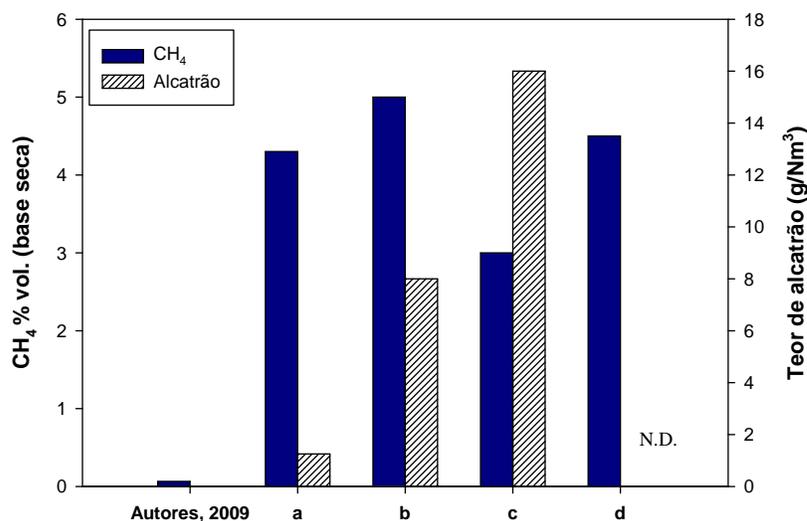
As composições de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub> apresentam bons resultados quando comparadas com as obtidas pelos outros autores. Neste caso, os resultados estão mais próximos aos resultados de Corella e Sanz, 2006 e Berger, 2003. As pequenas diferenças são apreciadas na Figura 71.

Em quanto a concentração do CH<sub>4</sub> e o teor de alcatrão atingidos nas simulações com o CSFMB apresentam grandes diferenças respeito aos resultados dos outros autores (Figura 72).



a. Corella e Sanz, 2006; b. Hasler e Nussbaumer, 1999; c. Boerrigter e Rauch, 2006; d. Berger, 2003

Figura 71. Comparação da composição de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub> obtidos na modelagem do GLFC usando ar como agente gaseificante.



a. Corella e Sanz, 2006; b. Hasler e Nussbaumer, 1999; c. Boerrigter e Rauch, 2006; d. Berger, 2003

Figura 72. Comparação da composição de CH<sub>4</sub> e alcatrão obtidos na modelagem do GLFC usando ar como agente gaseificante.

Comparando a relação H<sub>2</sub>/CO (Figura 73), se aprecia que seu valor é próximo ao valor obtido por Corella e Sanz, 2006 e Berger, 2003, concordando com os resultados da Figura 71.

Igualmente, o poder calorífico inferior é parecido com os resultados destes mesmos autores, além com o valor obtido por Boerrigter e Rauch, 2006.

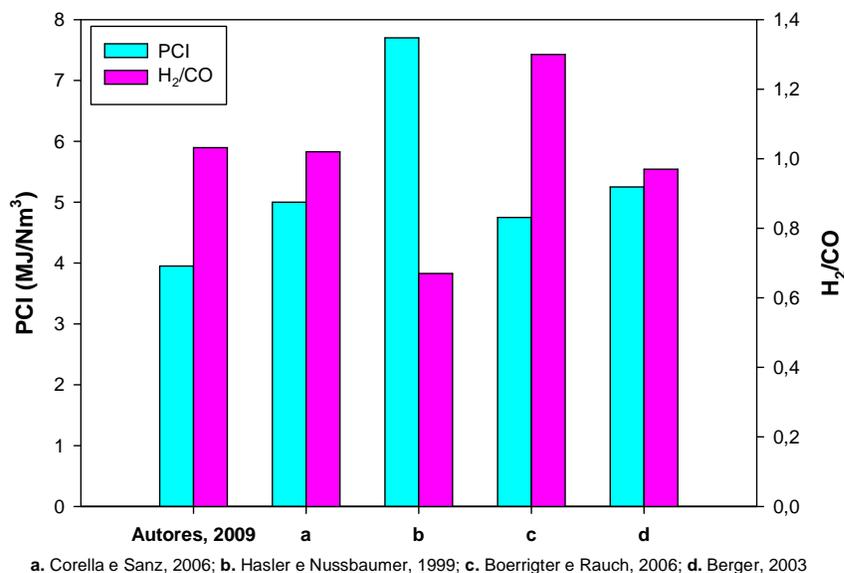


Figura 73. Comparação da relação H<sub>2</sub>/CO e do poder calorífico inferior obtidos na modelagem do GLFC usando ar como agente gaseificante.

**Ar-Vapor como agente oxidante** – Os resultados obtidos usando este tipo de agente gaseificante são comparados com Bolhar-Nordenkampf *et al.*, 2004, Koroneos *et al.*, 2007 e Saiga *et al.*, 2004, como é mostrado nas Figuras 74 e 75.

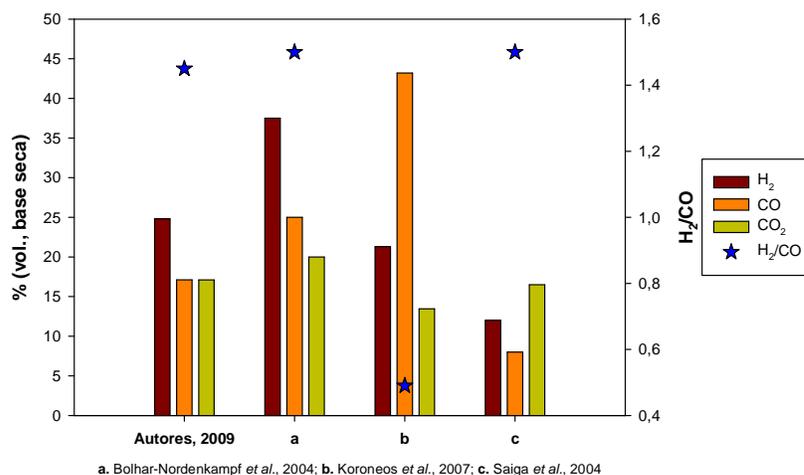


Figura 74. Comparação da composição de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub>, e da relação H<sub>2</sub>/CO obtidos na modelagem do GLFC usando ar+vapor como agente gaseificante.

Na Figura 74, observa-se que as concentrações de  $H_2$  e  $CO$  apresentam diferenças quando comparadas com os outros autores. Em quanto, a composição do dióxido de carbono e a relação  $H_2/CO$ , têm valores muito próximos aos obtidos nos outros trabalhos.

Da mesma forma que quando é usado ar no processo de gaseificação, a composição de  $CH_4$  e o teor de alcatrão atingidos nas simulações realizadas apresentam grandes diferenças quando comparadas à literatura (Figura 75).

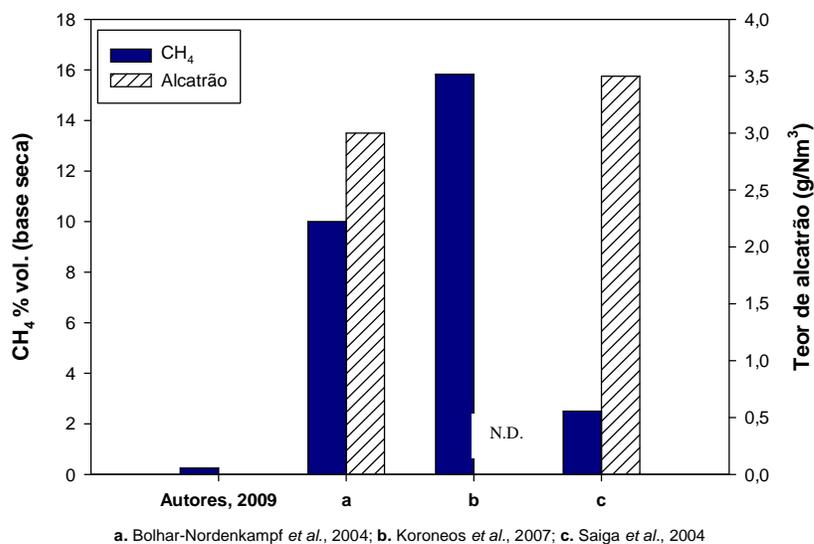
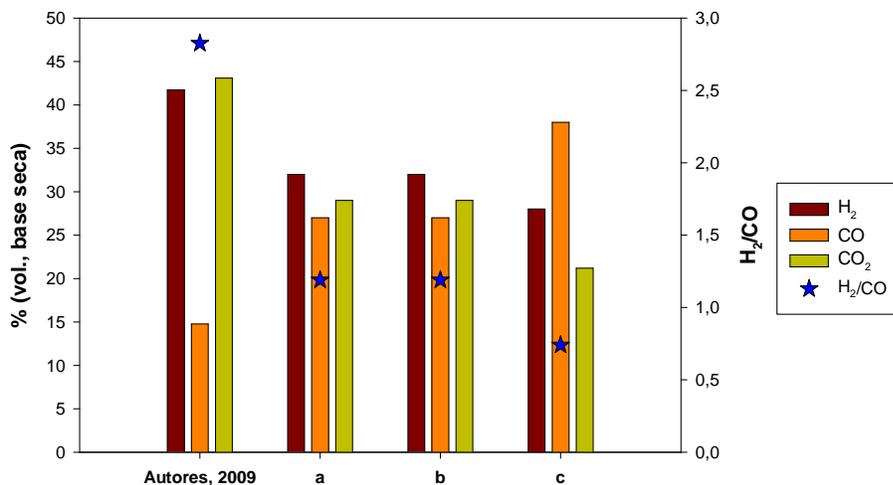


Figura 75. Comparação da composição de  $CH_4$  e alcatrão obtidos na modelagem do GLFC usando ar+vapor como agente gaseificante.

**Oxigênio-Vapor como agente oxidante** – Nas Figuras 76 e 77, é apresentada a comparação dos resultados da modelagem do GLFC, usando oxigênio-vapor como agente de gaseificação, com os trabalhos realizados por Uil *et al.*, 2004, Boerrigter e Rauch, 2006 e Leible *et al.*, 2007.

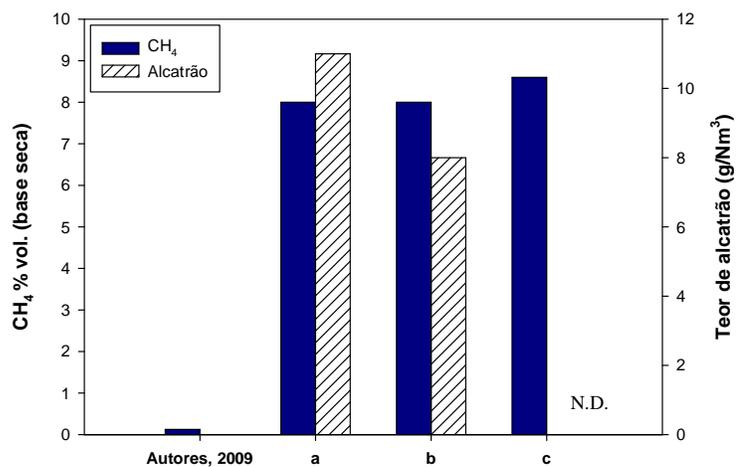
Da Figura 76, se observa que o teor de  $H_2$  e  $CO_2$  atingidos com o software CSFMB são maiores; em quanto a composição de  $CO$  é menor, quando comparados aos resultados dos outros autores. Em consequência disso, a relação  $H_2/CO$  apresenta uma grande diferença, sendo maior quase 1,6 respeito aos outros.

Novamente o teor de metano e de alcatrão diferem significativamente quando comparados com a literatura. A concentração de metano sempre esteve muito baixa, menor a 1%, sendo o menor valor encontrado na literatura de 2% quando é usado ar como agente oxidante. Na maioria dos casos simulados o teor de alcatrão no gás produzido foi muito baixo, quase nulo, mesmo quando as temperaturas no topo do gaseificador não alcançavam as temperaturas necessárias para o craqueamento térmico do alcatrão (1273 K - 1473 K).



a. Uil et al., 2004; b. Boerrigter e Rauch, 2006; c. Leible et al., 2007

Figura 76. Comparação da composição de H<sub>2</sub>, CO e CO<sub>2</sub>, e da relação H<sub>2</sub>/CO obtidos na modelagem do GLFC usando O<sub>2</sub>+vapor como agente gaseificante.



a. Uil et al., 2004; b. Boerrigter e Rauch, 2006; c. Leible et al., 2007

Figura 77. Comparação da composição de CH<sub>4</sub> e alcatrão obtidos na modelagem do GLFC usando O<sub>2</sub>+vapor como agente gaseificante.

## Capítulo 6

# CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS FUTURAS

Seguindo as recomendações para o projeto do gaseificador de leito fluidizado circulante destinado para a produção de gás de síntese encontradas na literatura, foi dimensionado um gaseificador LFC de 150 mm de diâmetro e 6,5 m de altura para a gaseificação de bagaço de cana de açúcar. O ponto de alimentação da biomassa está localizado a 0,65 m sobre o distribuidor.

A máxima eficiência do reator, a maior conversão de carbono e os melhores resultados respeito à composição do gás de saída foram preditos a partir da avaliação do desempenho do gaseificador usando o software CSFMB. Os melhores resultados foram encontrados quando utilizado um fator de ar de 0,28 para o ar como agente gaseificante, de 0,21 e 0,30 para as misturas ar+vapor e oxigênio+vapor, respectivamente. A melhor relação vapor/biomassa-SB foi de 0,17 para a mistura ar+vapor e de 1,00 para oxigênio+vapor. No caso do oxigênio+vapor a relação de gaseificação-GR mais apropriada foi de 1,33. Os anteriores valores se encontram dentro dos intervalos recomendados na literatura.

Dos resultados da modelagem do gaseificador dimensionado se encontrou, como era de esperar, que o maior poder calorífico inferior do gás gerado é obtido quando são usadas misturas  $O_2$ +vapor como agente gaseificante; assim mesmo, se observam uma alta concentração de  $H_2$  e um teor quase nulo de nitrogênio (41,725 e 0,0005, respectivamente), resultados característicos da utilização deste tipo de agente de gaseificação. Quando comparados os resultados obtidos nas simulações com a literatura, se pode observar que as composições de  $H_2$ , CO e  $CO_2$  atingidas na gaseificação com ar como fluido de trabalho, apresentam bons resultados. No caso dos outros agentes gaseificantes (ar+vapor e  $O_2$ +vapor),

notam-se diferenças na concentração do gás gerado respeito à literatura. Em quanto a relação  $H_2/CO$ , esta difere significativamente com às relações encontradas por outros autores quando é usada a mistura oxigênio+vapor na gaseificação.

As flutuações na concentração de metano encontradas nas simulações, são explicadas pelo fato de que o metano depende de muitos fatores, participa de muitas reações, é produzida na reação entre o carbono e o hidrogênio, assim como na pirólise, fazendo do metano uma função não monotônica, ou seja, que não pode ser estudado mediante análises bidimensionais. Quando comparado o teor de metano com a literatura, foram encontradas grandes discrepâncias. A concentração de metano atingida pelos três agentes gaseificantes sempre esteve muito baixa, menor a 1%, sendo o menor valor encontrado na literatura de 2% quando é usado ar como agente oxidante.

Ao comparar o poder calorífico inferior do gás, se observam diferenças no valor atingido, o que pode ser atribuído neste caso ao baixo teor de metano nos resultados das simulações, pois é o componente que mais contribui no cálculo do PCI do gás gerado. Na maioria dos casos simulados o teor de alcatrão no gás produzido foi muito baixo, quase nulo, mesmo quando as temperaturas no topo do gaseificador não alcançavam as temperaturas necessárias para o craqueamento térmico do alcatrão (1273 K - 1473 K). Para sistemas de gaseificação LFC teores de alcatrão na faixa de 1,0-30  $g/m^3_N$  são reportados na literatura. Os teores dos outros contaminantes, tais como o  $H_2S$ , encontram-se dentro do rango encontrado para sistemas de gaseificação na literatura estudada.

Com respeito ao uso ou não de material inerte no LFC, pode-se concluir que depende das condições de operação, pois atua como volante térmico. Observando os resultados obtidos nas simulações e tomando como referencia a eficiência do gaseificador, pode-se dizer que não é indispensável seu uso, pois o desempenho do gaseificador não é significativamente alterado.

Futuros estudos poderiam considerar a otimização do gaseificador buscando a obtenção de relações molares  $H_2/CO$  próximas de 1,0 visando à obtenção de biocombustíveis líquidos via Fischer-Tropsch, maiores eficiências da conversão de carbono e maximizando a produção de gases em função da quantidade de material combustível alimentado. O programa oferece a possibilidade de ser calibrado, pelo qual se sugere sua calibração a partir de resultados experimentais e assim ser utilizado mais propriamente para uma otimização.

Mais uma vez foi comprovado que o CSFMB é uma excelente ferramenta computacional para a simulação de gaseificadores de leito fluidizado circulante, além de uma grande variedade de equipamentos.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALMUTTAHAR, A., TAGHIPOUR, F. (2008)**, “Computational Fluid Dynamics of a Circulating Fluidized Bed under Various Fluidization Conditions”, *Chemical Engineering Science*, vol. 63, pp. 1696-1709.
- ARNAO, J. H. S. (2007)**, *Caldeiras Aguatubulares de Bagaço - Estudo do Sistema de Recuperação de Energia*, Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas.
- BABU, S. P., LEADER, T. (2006)**, “Work Shop No. 1: Perspectives on Biomass Gasification”, *IEA Bioenergy Agreement, Task 33: Thermal Gasification of Biomass*.
- BASU, P. (2006)**, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, Taylor & Francis Group, LLC, USA.
- BASU, P., CHENG, L. (2000)**, “An Analysis of Loop Seal Operations in a Circulating Fluidized Bed”, *Trans IChemE*, vol. 78, pp. 991-998.
- BATTACHARYA, S. C., SIDDIQUE, A. H., PHAM, H. L. (1999)**, “A Study on Wood Gasification for Low-Tar Gas Production”, *Energy*, vol. 24, pp. 285-296.
- BELGIORNO, V., DE FEO, G., DELLA ROCCA, C., NAPOLI, R. M. A. (2003)**, “Energy from Gasification of Solid Wastes”, *Waste Management*, vol. 23, pp. 1-15.
- BERGER, R. (2003)**, “Gasification of Biomass to Generate Renewable Hydrogen – Conventional and New Approaches”, *Sino-German Workshop on Energy Utilization of Biomass*, Beijing.

- BOERRIGTER, H. (2005)**, “OLGA - Tar Removal Technology”, *The Energy research Centre of the Netherlands*, ECN-C- 05-009.
- BOERRIGTER, H., RAUCH, R. (2006)**, “Review of Applications of Gases from Biomass Gasification”, *ECN, Biomass, Coal & Environmental Research*.
- BOERRIGTER, H., VAN DER DRIFT, B. (2005)**, “Biosyngas Key-intermediate in Production of Renewable Transportation Fuels, Chemicals, and Electricity: Optimum Scale and Economics Prospects of Fischer-Tropsch Plants”, *14<sup>th</sup> European Biomass Conference and Exhibition*, 17-21 Outubro, Francia.
- BOLHAR-NORDENKAMPF, M., VOGEL, A., HOFBAUER, H., KALTSCHMITT, M. (2004)**, “Analysis and Evaluation of the Production of Fischer-Tropsch-Fuels from Biomass”, *2<sup>nd</sup> World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*, 10-14 Maio, Rome, Italy, pp. 1151-1154.
- BRIDGWATER, A. V. (1995)**, “The Technical and Economic Feasibility of Biomass Gasification for Power Generation”, *Fuel*, vol. 74, pp. 631–653.
- BRIDGWATER, T. (2007)**, “Gasification Progress for Liquids Fuels from Biomass”, *SYNBIOS II*, Stockholm, 23-24 May.  
Disponível em: <http://www.ecotraffic.se/SYNBIOSII/presentations/23/TonyBridge.pdf>
- BTG (2008)**, “Biomass gasification in supercritical water”  
Disponível em: <http://www.btgworld.com/technologies/supercritical-gasification.html>  
Acessado o 07/05/2008.
- CARDENAS, D. C. (2006)**, *Methanol and Hydrogen Production. Energy and Cost Analysis*, Dissertação de Mestrado, Department of Applied Physics and Mechanical Engineering, Lulea University of Technology.
- CHALERMSINSUWAN, B., KUCHONTHARA, P., PIUMSOMBOON, P. (2009)**, “Effect of Circulating Fluidized Bed Reactor Riser Geometries on Chemical Reaction Rates by using CFD Simulations”, *Chemical Engineering and Processing*, vol. 48, pp. 165-177.

**CHEN, G., ANDRIES, J., SPLIETHOFF, H. (2003)**, “Biomass Conversion into Fuel Gas Using Circulating Fluidized Bed Technology: The Concept Improvement and Modelling Discussion”, *Renewable Energy*, vol. 28, pp. 985-994.

**CHRISGAS**, Disponível em: <http://www.chrisgas.com/>. Acessado em 3 de março de 2008.

**CIFERNO, J. P., MARANO, J. J. (2002)**, “Benchmarking Biomass Gasification Technologies for Fuels, Chemicals and Hydrogen Production”, *U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory*.

**COLL, R., SALVADO, J., FARRIOL, X., MONTANE, D. (2001)**, “Steam Reforming Model Compounds of Biomass Gasification Tars: Conversion at Different Operating Conditions and Tendency Towards Coke Formation”, *Fuel Process Technology*, vol. 74, pp. 19–31.

**CONCHA, J. G. (2007)**, *Tratamento de Revestimentos Gastos de Cuba Eletrolítica da Indústria de Alumínio*, Dissertação de Mestrado, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, pp 68-78.

**CONSONNI, S., LARSON, E. (1994)**, “Biomass-Gasifier/Aeroderivative Gas Turbine Combined Cycles. Part A: Technologies and Performance modeling. Part B: Performance Calculations and Economic Assessment”, in *Proceeding of Mechanical Engineers, 8<sup>th</sup> congress on Gas Turbines in Cogeneration and Utility, Industrial and Independent Power Generation*, Portland, Oregon.

**CORELLA, J., SANZ, A. (2005)**, “Modeling Circulating Fluidized Bed Biomass Gasifiers. A Pseudo-Rigorous Model for Stationary State”, *Fuel Processing Technology*, vol. 86, pp. 1021-1053.

**CORELLA, J., SANZ, A. (2006)**, “Modeling Circulating Fluidized Bed Biomass Gasifiers. Results from a Pseudo-rigorous 1-Dimensional Model for Stationary State”, *Fuel Processing Technology*, vol. 87, pp. 247-258.

**CORELLA, J., TOLEDO, J. M., MOLINA, G. (2006)**, “Calculation of the Conditions to Get Less than 2 g tar/m<sup>3</sup> in a Fluidized Bed Biomass Gasifier”, *Fuel Processing Technology*, vol. 87, pp. 841-846.

- CORELLA, J., TOLEDO, J., MOLINA, G. (2008)**, “Biomass Gasification with Pure Steam in Fluidised Bed: 12 Variables that Affect the Effectiveness of the Biomass Gasifier”, *Int. J. Oil, Gas and Coal Technology*, vol. 1, N. ½, pp. 194-207.
- DOHERTY, W., REYNOLDS, A., KENNEDY, D. (2008)**, “Simulation of a Circulating Fluidised Bed Biomass Gasifier Using ASPEN Plus – A Performance Analysis”, in Proceeding, *ECOS 2008*, Polônia, Junho 24-27.
- 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.
- FAO - Food And Agriculture Organization Of The United Nations**, Wood gas as engine fuel. Forestry Department, 1986. <<http://www.fao.org/docrep/t0512e/t0512e00.htm>>.
- FERNANDEZ, M. C. (2004)**, *Investigação experimental de gaseificação de biomassa em leito fluidizado*, Tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.
- FILIPPIS, P., BORGIANNI, C., PAOLUCCI, M., POCHEZZI, F. (2004)**, “Gasification Process of Cuban Bagasse in a Two-Stage Reactor”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 27, pp. 247-252.
- FLETCHER, D. F., HAYNES, B. S., CHRISTO, F. C., JOSEPH, S. D. (2000)**, “A CFD Based Combustion Model of an Entrained Flow Biomass Gasifier”, *Mathematical Modelling*, vol. 24, pp. 165-182.
- GARCÍA, P., CABANILLAS, A., SÁNCHEZ, J. M. (2004)**, “Gasification of Leached Orujillo (Olive Oil Waste) in a Pilot Plant Circulating Fluidized Bed Reactor. Preliminary Results”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 27, pp. 183-194.
- GRANATSTEIN, D. L. (2002)**, “Case Study on BioCoComb Biomass Gaseification Project Zeltweg Power Station, Austria”. *IEA Bioenergy Agreement*.
- HAMELINCK, C., FAALJ, A. (2002)**, “Future prospects for production of methanol and hydrogen from biomass”, *Journal of Power Sources*, vol. 111, n. 1, pp. 1-22.

- 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. H. (1999)**, “Gas Cleaning for IC Engine Application from Fixed Bed Biomass Gasification”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 16, pp. 385-395.
- HASSUANI, S., REGIS, M., CARVALHO, I. (2005)**, “Biomass Power Generation: Sugar Cane Bagasse and Trash”, *PNUD-CTC*, Piracicaba.
- HORST, B. (1983)**, "Bagasse Steam Generators. Experiences and Trends", *Mitteilungen aus dem Kraftwerkanlagenbau der DDR*, vol. 23, No. 1, pp. 30-33.
- ISING, M., GIL, J., UNGER, C. (2000)**, “Gasification of Biomass in a Circulating Fluidized Bed with Special Respect to Tar Reduction”, *1<sup>st</sup> World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry*, Sevilla, España, Junho 5-9, pp. 1775-1778.
- JENKINS, B. M., BAXTER, L. L., MILES Jr., T. R., MILES, T. R. (1998)**, “Combustion Properties of Biomass“, *Fuel Processing Technology*, vol. 54, pp. 17-46.
- JENKINS, B. M. (2007)**, “Bioenergy, Biofuels, and Potentials for Sustainable Development”, Energy Lecture Series, *Department of Biological and Agricultural Engineering*, 14 de março. Disponível em:  
[http://bioenergy.ucdavis.edu/materials/Presentations/Jenkins%20031407%20-%20EnergyLecture\\_Biofuels.pdf](http://bioenergy.ucdavis.edu/materials/Presentations/Jenkins%20031407%20-%20EnergyLecture_Biofuels.pdf)
- KAISE, S., LÖFFLER, G., BOSH, K., HOFBAUER, H. (2008)**, “Hydrodynamics of Dual Fluidized Bed Gasifier. Part II: Simulation of Solid Circulation Rate, Pressure Loop and Stability”. Disponível em: [http://member.com.at/biomasse/solid\\_cic.pdf](http://member.com.at/biomasse/solid_cic.pdf). Acessado em 02 de fevereiro de 2008.
- KATOFSKY, R. E. (1993)**, “The Production of Fluid Fuels from Biomass”, Princeton, N.J.
- KLEIN, A. (2002)**, “Gasification: An Alternative Process for Energy Recovery and Disposal of Municipal Solid Wastes”, *Department of Earth and Environmental Engineering, Fu Foundation School of Engineering and Applied Science*, Columbia University.

- KNOEF, H. (2002)**, “Review of Small-scale Biomass Gasification, Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste Expert Meeting”, Strasbourg, France, 2002.  
Disponível em: <http://www.ienica.net/usefulreports/pyrolysis3.pdf>
- KORONEOS, C., DOMPROS, A., ROUMBAS, G. (2007)**, “Hydrogen Production Via Biomass Gasification – A Life Cycle Assessment Approach”, *Chemical Engineering and Processing*, vol. 47, pp. 1261-1268.
- KUNII, D., LEVENSPIEL, O. (1969)**, *Fluidization Engineering*, John Wiley and Sons, New York.
- LEIBLE, L., KÄLBER, S., KAPPLER, G., LANGE, S., NIEKE, E., PROPLESCH, P., WINTZER, D. FÜRNISS, B. (2007)**, “Kraftstoff, Strom und Wärme aus Stroh und Waldrestholz – Eine systemanalytische Untersuchung – Wissenschaftliche Berichte“, FZKA 7170, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe.
- LI, X., CHUANG, Z., SHUN, P., YONG, C. (2002)**, “Design and Operation of a CFB Gasification and Power Generation System for Rice Husk”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 23, pp. 181-187.
- LI, X. T., GRACE, J. R., LIM, C. J., WATKINSON, A. P., CHEN H. P., KIM, J. R. (2004)**, “Biomass Gasification in a Circulating Fluidized Bed”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 26, pp. 171-193.
- LV, P.M., XIONG, Z.H., CHANG, J., WU, C.Z., CHEN, Y. (2004)**, “An Experimental Study on Biomass Air–Steam Gasification in a Fluidized Bed”, *Bioresource Technology*, vol. 95, pp. 95–101.
- MAGASINER, N. (1991)**, “Notes on the Design and Operation of Cane Sugar Factory Boilers”, *Symposium on Sugar Factory Boilers*, Mauritius, pp. 15-24.
- MCKENDRY, P. (2002)**, “Energy Production from Biomass (Part 3): Gasification Technologies”, *Bioresource Technology*, vol. 83, Issue 1, pp. 55-63.

- MESA, M., FREIRE, W. (2004)**, “Características Físicas e Mecânicas de Misturas de Solo, Cimento e Cinzas de Bagaço de Cana-de-Açúcar”, *Eng. Agríc. Jaboticabal*, vol. 24, No. 3, pp. 484-492.
- NEBRA, S. A.; MACEDO, I. (1988)**, “An Experimental Study about Typical Shapes and Sizes for Sugar Cane Bagasse Particles and about their Free Settling Velocity”, *International Sugar Journal*, United Kingdom, vol. 90, pp. 168-170.
- NIKOO, M. B., MAHINPEY, N. (2008)**, “Simulation of Biomass Gasification in Fluidized Bed Reactor using ASPEN PLUS”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 32, pp. 1245-1254.
- NOGUEIRA, L. A. H., LORA, E. E. (2003)**, “Dendroenergia: Fundamentos e Aplicações.” 2ª edição.
- OLIVA, L., PACHECO, P., ROCA, G., SILVA, E., BEATÓN, P., RECIO, A., BRITO, A., MARTÍNEZ, A., BOIZÁN, M., MIJAILOVICH, S.**, “Transporte Neumático, Secado, Clasificación y Combustión del Bagazo”.
- OLIVARES, E. (1996)**, *Projeto, Construção e Avaliação Preliminar de um Reator de Leito Fluidizado para Gaseificação de Bagaço de Cana de Açúcar*, Dissertação de Mestrado, Faculdade de Engenharia Agrícola Universidade Estadual de Campinas.
- OLOFSSON, I., NORDIN, A., SÖDERLINDU. (2005)**, “Initial Review and Evaluation of Process Technologies and Systems Suitable for Cost-Efficient Medium-Scale Gasification for Biomass to Liquid Fuels”, University of Umeå.  
Disponível em: [http://www.biofuelregion.se/dokument/5\\_95.pdf](http://www.biofuelregion.se/dokument/5_95.pdf)
- OPET FINLAND (2002)**, “Review of Finnish Biomass Gasification Technologies”, *Technical Research Centre of Finland*, pp. 10-13.
- PAISLEY, M. A., OVEREND, R. P., WELCH, M. J., IGOE, B. M. (2004)**, “FERCOS’S Silvagas Biomass Gasification Process Commercialization Opportunities for Power, Fuels and Chemicals”, *2nd World Conferences on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*, Maio 10-14, Roma, Itália, pp.1665-1668.

- PERRY, R., GREEN, D., MALONEY, J. (1987)**, “Perry`s Chemical Handbook”, sexta edição, MacGraw-Hill Book Co.
- RABOU, L. P. L. M. (2005)**, “Biomass Star Recycling and Destruction In a CFB Gasifier”, *Fuel*, vol. 84, pp. 577-581.
- RUDLOFF, M. (2005)**, “The Case of Choren Carbo V Gasifier”, *1<sup>st</sup> European Summer School on Renewable Motor Fuels*, Birkenfeld, Germany.
- SAIGA, A., ITO, M., KATAOKA, S. (2004)**, “The Development of CFB Gasification System for Sewage Sludge (Part1: Experiment at the Pilot Scale CFB Gasifier)”, *2<sup>nd</sup> World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*, 10-14 May, Rome, Italy, pp. 1031-1034.
- SIEDLECKI, M., SIMEONE, E., DE JONG, W., VERKOOIJEN, A. H. M. (2007)**, “Characterization of Gaseous and Condensable Components in the Product Gas Obtained During Steam-Oxygen Gasification of Biomass in a 100 Kwth CFB Gasifier”, *15<sup>th</sup> European Biomass Conference & Exhibition*, Berlin, Alemanha, Maio 7-11, pp. 1120-1127.
- SILVA, E. (2000)**, *Controle da Poluição do Ar na Indústria Açucareira*, STAB, Itajubá, Brasil, pp. 83-90.
- SILVA, E. (2008)**, “Projeto Programa de Pesquisa em Políticas Públicas. Paineil 3: Gaseificação de Biomassa”, *Workshop de Tecnologias BTL (Biomass to Liquid)*, São Paulo, Fevereiro 26.
- SOUZA-SANTOS, M. (2004)**, *Solid Fuels Combustion and Gasification, Modeling, Simulation and Equipment operation*, Marcel Dekker, USA, pp. 48-60.
- SOUZA-SANTOS, M. L. (2007)**, “A New Version of CSFB, Comprehensive Simulator for Fluidised Bed Equipment”, *Fuel*, vol. 86, pp. 1684-1709.
- SOUZA-SANTOS, M. (2008)**, “Comprehensive Simulator (CSFMB) Applied to Circulating Fluidized Bed Boilers and Gasifiers”, *The Open Chemical Engineering Journal*, vol. 2, pp. 106-118.

<http://www.csfb.com/>, acessado em 01 de outubro de 2008.

**SOUZA-SANTOS, M. (2009)**, “CSFB Applied to Fluidized-Bed Gasification of Special Fuels”, *Fuel*, vol. 88, pp. 826-833.

**STAHL, R., HENRICH, E., KÖGEL, A., RAFFELT, K., STEINHARDT, J., WEIRICH, F., DINJUS, E. (2004)**, “Pressurized Entrained Gasification of Slurries from Biomass”, *2<sup>nd</sup> World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*, 10-14 May, Rome, Italy, pp. 813-816.

**STEVENS, D. J. (2001)**, “Hot Gas Conditioning: Recent Progress With Larger-Scale Biomass Gasification Systems”, *U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory*.

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

**TIJMENSEN, M. J. A (2000)**, *The Production of Fisher-Tropsch Liquids and Power Through Biomass Gasification*. Tese de Doutorado, Utrech University.

**TURN, S. Q., KINOSHITA, C. M., ISHIMURA, D. M., ZHOU, J., HIRAKI, T. T., MASUTANI, S. M. (1998)**, “A Review of Sorbent Materials for Fixed Bed Alkali Getter Systems in Biomass Gasifier Combined Cycle Power Generation Applications”, *Journal of the Institute of Energy*, vol. 71, pp. 163-177.

**VAN DER DRIFT, A., VAN DER MEIJDEN, C. M. (2002)**, “Ways to Increase the Carbon Conversion of a CFB Gasifier”, *Contributions ECN Biomass to the 12<sup>th</sup> European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*, Amsterdam, Holanda, Junho 17-21, pp. 48-50.

**VAN SWAAIJ, W., KERSTEN, S., VAN DEN AARSEN, F. (2004)**, “Routes for Metanol from Biomass”, *Int. 2-day Business Conference on Sustainable Industrial Developments*, Delfzijl, Netherlands, Abril.

**VERSCHOOR, M., MELMAN, A. G. (1991)**, “System Study High-Temperature Gas Cleaning at IGCC Systems, Summary of a system study by ECN, Kema, Stork Boilers

and TNO as part of the Netherlands Clean Coal Programme”, Novem brochure SO2.28 91.06, 1991.

**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*, pp. 1-9.

**WHITE, L. R., TOMPKINS, T. L., HSIEH, K. C., JOHNSON, D. D. (1992)**, “Ceramic Filters for Hot Gas Cleanup”, *International Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition*, Cologne, Germany.

**WYMAN, C., BAIN, R. HINNAN, N., STEVENS, D. (1993)**. Ethanol and Methanol from Cellulosic Biomass In JOHANSSON, Thomas. *Renewable Energy: Sources for Fuel and Electricity*. Washington, D. C.: Island Press.

**YUE, G. (2008)**, Professor da Universidade de Tsinghua, China. Comunicação pessoal.

**ZUBERBÜHLER, U., SPECHT, M., BANDI, A. (2006)**, “Gasification of Biomass – An Overview on Available Technologies”, *Renew – 1<sup>st</sup> European Summer School on Renewable Motor Fuels*, Agosto 29-31., Stuttgart, Alemanha, Disponível em: [http://www.zsw-bw.de/topics/fuel/REGbiomassconversion/renew\\_zu\\_en.pdf](http://www.zsw-bw.de/topics/fuel/REGbiomassconversion/renew_zu_en.pdf)