

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

TESE DE DOUTORADO

**Estudo experimental da gaseificação do
eucalipto em gaseificador co-corrente de duplo
estágio com ar, vapor saturado e oxigênio para
produção de gás de síntese**

Autor: MSc. Cristina Ap^a Vilas Bôas de Sales Oliveira

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Co-Orientador: Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Itajubá, Abril de 2015

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

CRISTINA APARECIDA VILAS BÔAS DE SALES OLIVEIRA

**Estudo experimental da gaseificação do eucalipto em
gaseificador co-corrente de duplo estágio com ar, vapor
saturado e oxigênio para produção de gás de síntese.**

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para
obtenção do Título de Doutor em Ciências em
Engenharia Mecânica

Área de Concentração: **Conversão de Energia**

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

Co-orientador: **Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade**

Abril de 2015
Itajubá

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

CRISTINA APARECIDA VILAS BÔAS DE SALES OLIVEIRA

**Estudo experimental da gaseificação do eucalipto em
gaseificador co-corrente de duplo estágio com ar, vapor
saturado e oxigênio para produção de gás de síntese.**

Tese aprovada por banca examinadora em 13 de abril de 2015,
conferindo ao autor o título de *Doutor em Ciências em
Engenharia Mecânica*

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora (Orientador)

Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade (Co-Orientador)

Prof. Dr. José Carlos Escobar Palácio

Prof. Dr. Vladimir Rafael Melian Cobas

Prof. Dr. Edgardo Olivares Gómez

Prof. Dr. Arnaldo Martín Martín Reyes

Itajubá

2015

Dedicatória

Á minha querida mãe Elizabeth, razão deste trabalho.

Ao meu querido pai Idalino e minha irmã Juliana, meu apoio incondicional

Ao meu esposo Alisson, meu maior incentivador

Agradecimentos

Ao meu Orientador, Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora, pela dedicação, paciência, amizade, pela confiança na realização deste trabalho e pela oportunidade de trabalhar no NEST. Agradeço por ter disponibilizado o Prof. René e os técnicos do laboratório para me ajudar.

Agradeço meu co-orientador Prof. Drº Rubenildo Vieira Andrade.

A CAPES/FAPEMIG/CEMIG pelo apoio financeiro na realização deste trabalho.

Aos meus amigos que me ajudaram na realização deste trabalho, em especial Arquimedes Renó, Diego Yepes e Reginaldo Leme pela colaboração nos testes experimentais e pela amizade. Foi muito bom contar com a disponibilidade de vocês. Todo agradecimento é muito pouco.

Aos professores Drº René Lesme e Drº Arnaldo Martínéz pela grandiosa colaboração nos testes experimentais, na redação da tese, as valiosas orientações e principalmente pela disponibilidade em virem ao Brasil me ajudar.

Ao Prof. Gilbert e Daniel Assis pela colaboração na preparação das amostras de biomassa. Aos professores da UNIFEI pela ajuda na realização deste trabalho, em especial aos professores Vladimir, Osvaldo e José Carlos.

As minhas queridas amigas Lucilene Rodrigues, Luciana Melo (in memoriam) e Karina Salomon pelos encontros, incentivo e amizade.

A Camila Almeida pela colaboração e amizade.

Ao meu amigo Tiago pela ajuda com as disciplinas do programa e pela amizade

Ao meu amigo Mateus pelas dicas, explicações e pela amizade de anos.

Ao Silvio Romero e Garcia da empresa AGTHERM pela colaboração com as instalações do gaseificador.

Ao Maurish pela preparação da biomassa.

Ao programa de pós-graduação em Engenharia Mecânica e aos amigos do Doutorado.

Aos funcionários da Universidade Federal de Itajubá, especialmente aos funcionários do laboratório da Mecânica, da biblioteca e a Regina.

Ao pessoal da FAPEPE, em especial a Patrícia, Fernanda, Natália, Humberto, Vanessa e Marcela.

A minha família pela diária dedicação, carinho, atenção, incentivo e apoio na realização deste trabalho.

Ao meu esposo Alisson, pelo grande apoio, amizade, incentivo, compreensão pela ausência e paciência nos momentos difíceis, sem o qual eu não teria conseguido.

A todos que colaboraram com o desenvolvimento deste trabalho.

A Deus sobre todas as coisas.

Resumo

SALES, C.A.V.B. (2014). Estudo experimental da gaseificação de eucalipto em gaseificador co-corrente de duplo estágio com ar, vapor e oxigênio para produção de gás de síntese, Itajubá, 159p. Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica-Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

O objetivo deste estudo foi avaliar o processo de gaseificação de biomassa por meio de diferentes fluidos de gaseificação. Foi utilizada uma planta piloto de gaseificação de biomassa alimentada por eucalipto existente nos laboratórios do NEST/UNIFEI. Foram considerados dois fluidos de gaseificação, misturas de ar + vapor e vapor + oxigênio.

A planta de gaseificação foi equipada com uma unidade de caldeira a vapor e cilindros de oxigênio. Para a avaliação do processo de gaseificação do ponto de vista da melhoria da qualidade do gás de síntese foram utilizadas diferentes concentrações de vapor e oxigênio. A operação do gaseificador usando misturas de ar + vapor e vapor + oxigênio como fluidos de fluidização foram realizados para um intervalo de ER de 0,30 a 0,40 e uma SBR de 0,4 a 1,0. Para cada caso, foi analisada a composição, o poder calorífico e o teor de alcatrão e particulado do gás. A condição operacional que apresentou melhor resultado para ambos agentes de gaseificação foi para uma ER de 0,35 e SBR de 0,4, a mesma condição onde se obteve a máxima eficiência do reator utilizando ar como fluido de gaseificação. O poder calorífico do gás quando se utilizou misturas de ar + vapor foi de 3,50 - 5,11 MJ/Nm³, e para misturas de vapor + oxigênio foi de 6,91-8,48 MJ/Nm³. O teor de hidrogênio quando se utiliza vapor + ar misturas variou entre 16,0% - 21,63% e com a utilização da mistura de vapor + oxigênio foi de 27,43% - 35,94%. A razão H₂/CO utilizando ar + vapor e vapor+ oxigênio variou entre 1,50-2,49, e 1,12-1,88, respectivamente. Foram calculados os balanços de massa e energia para as condições operacionais consideradas, utilizando misturas ar +

vapor e vapor + oxigênio. Os resultados do balanço de massa utilizando mistura ar+ vapor apresenta um rendimento entre 1,95 e 2,58kg gás/kg biomassa, e para a mistura vapor+ oxigênio entre 1,17 e 1,32 kg gás/kg biomassa. A gaseificação utilizando mistura ar + vapor apresentou uma eficiência média 44,8% e para vapor + oxigênio uma eficiência média de 73%.

Palavras-chave: Biomassa, Gaseificação, Vapor, Oxigênio, Poder calorífico

Abstract

SALES, C.A.V.B. (2014). Experimental study of eucalyptus gasification in two-stage co-current gasifier using air, steam and oxygen to the synthesis gas production, Itajubá, 159p. Thesis in Mechanical Engineer - Institute of Mechanical Engineering, Federal University of Itajubá.

The goal of this study is to carried out a comparative evaluation the biomass gasification process using different gasification fluids. A biomass gasification pilot plant feeded by eucalypt existing at NEST/UNIFEI laboratories was used. Two gasification fluids were considered, air + steam and steam+ oxygen pure mixtures.

The gasification plant was equipped with a steam boiler unit and oxygen cylinders. For the evaluation of the gasification process from the point of view of the synthesis gas quality improvement, there were used different concentrations of steam and oxygen. The gasifier operation using air + steam and steam + oxygen pure mixtures as fluidization fluids were carried out with an ER in the range 0,30 to 0,40 and SBR from 0,4 to 1,0. For each case, it was analyzed the gas composition, the syngas heating value and tar and particulate content.

The optimum operating conditions for both cases corresponded to an ER of 0,35, the same point of highest efficiency for gasifier tested with air and SBR of 0,4. The syngas low heating value when using air+ steam mixtures varied between 3,50 - 5,11 MJ/Nm³, and for steam + oxygen mixtures it was 6,91-8,48 MJ/Nm³. The hydrogen content when using steam+ air mixtures varied between 16,0% - 21,63% and when using steam+ oxygen mixture was 27,43% - 35,94%. The H₂/CO ratio obtained when using air+ steam and steam+ oxygen varied between 1,50-2,49 e 1,12-1,88. The mass and energy balance showed the yield between

1,95 and 2,58kg_{gás}/kg_{biomass} to air+ steam mixtures and 1,17 and 1,32 kg_{gás}/kg_{biomassa} to steam+ oxygen mixtures.

Keywords: Biomass, Gasification, Steam, Oxygen, Hydrogen

SUMÁRIO

Simbologia.....	1
Siglas, Subscritos.....	1
Capítulo 1.....	1
INTRODUÇÃO.....	1
Objetivos.....	6
1.1 OBJETIVO GERAL.....	6
1.1.1 Objetivos Específicos.....	6
ESTRUTURA DA TESE.....	8
Capítulo 2.....	9
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	9
2.1 ENERGIA DA BIOMASSA.....	9
2.2 CARACTERIZAÇÃO ENERGÉTICA DA BIOMASSA.....	10
2.1.1 Análise Elementar da Biomassa.....	11
2.1.2 Análise Imediata da Biomassa.....	11
2.1.3 Poder Calorífico da Biomassa.....	12
2.1.4 Umidade.....	14
2.3 TECNOLOGIAS DE APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DA BIOMASSA.....	16
2.4 GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA.....	17
2.4.1 Tipos de Gaseificadores.....	22
2.4.2 Parâmetros operacionais do gaseificador.....	25
2.4.3. Gaseificação em duplo estágio.....	28
2.4.4 Gaseificação de biomassa com misturas ar + vapor.....	37
2.4.5 Gaseificação de biomassa com misturas vapor + oxigênio.....	44
2.5 APLICAÇÕES DO GÁS.....	49

Capítulo 3	54
METODOLOGIA DE EXPERIMENTOS.....	54
3.1 PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL	54
3.2. DESCRIÇÃO DA BIOMASSA UTILIZADA NOS EXPERIMENTOS	58
3.2.1 Preparação da biomassa	58
3.2.2 Caracterização da biomassa	59
3.3 DESCRIÇÃO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO	61
3.3.1 Gaseificação com misturas Ar + Vapor, Vapor + Oxigênio.	64
3.4. PARTIDA DO REATOR.....	73
3.4.1. Partida do gaseificador utilizando ar	73
3.4.2. Partida do processo utilizando ar +vapor.....	73
3.4.3. Partida do processo utilizando vapor +O ₂	73
3.5. CÁLCULOS DA QUANTIDADE DE FLUIDO DE GASEIFICAÇÃO E SER UTILIZADA	74
3.5.1. Cálculo da quantidade de ar utilizada no processo	74
3.5.2. Cálculo da quantidade de ar + vapor utilizada no processo	75
3.5.3. Cálculos da quantidade de vapor + oxigênio utilizada no processo	76
3.6. ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO DO GÁS.....	77
3.6.1. Análise de alcatrão e material particulado	77
3.6.2. Determinação da composição do gás.....	80
3.6.3. Determinação do Poder calorífico do gás	81
Capítulo 4	82
RESULTADOS	82
4.1 TESTES PRELIMINARES	82
4.1.1 Testes preliminares com ar.....	82
4.2.1 Testes preliminares com ar + vapor.....	85
4.2 RESULTADOS DA OPERAÇÃO COM MISTURA AR+ VAPOR	88
4.3 RESULTADOS DA OPERAÇÃO COM MISTURA VAPOR + OXIGÊNIO....	97
4.4 RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE ALCATRÃO E PARTICULADO NO GÁS.....	104
4.5 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA	106
4.5.1 Balanço de Massa para misturas de ar+ vapor e vapor + oxigênio	107
4.5.2 Balanço de energia para mistura vapor + ar e vapor + oxigênio	112
CONCLUSÕES	117

RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	120
PUBLICAÇÕES	120
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	121
ANEXO A	136
ANEXO B	147
ANEXO C	158

Lista de Figuras

Figura 1. Concentração de hidrogênio do gás da gaseificação com vapor para diferentes espécies de biomassa.....	21
Figura 2. Efeito do teor de umidade da biomassa na qualidade do gás.	21
Figura 3. Tipos de gaseificadores	23
Figura 4. Gaseificação em duplo estágio	28
Figura 5. Esquema de gaseificação de duplo estágio.....	29
Figura 6. Gaseificador com duplo estágio de alimentação do agente de gaseificação. ..	29
Figura 7. Gaseificador de leito fluidizado de duplo estágio.....	30
Figura 8. Comparação do teor de alcatrão com e sem pré-aquecimento do ar.....	32
Figura 9. Gráfico de partida do gaseificador a partir da temperatura ambiente	34
Figura 10. Análise de gases combustíveis do gaseificador.	34
Figura 11. Efeito da temperatura sobre a composição do gás	39
Figura 12. Efeito da relação vapor/biomassa na produção de gás hidrogênio.	39
Figura 13. Efeito da relação vapor/biomassa no poder calorífico do gás.	40
Figura 14. Variação da eficiência de gaseificação para diferentes relações de vapor/biomassa.	40
Figura 15. Variação de temperatura da gaseificação em função da relação vapor/biomassa.	41
Figura 16. Efeito do SBR sobre a produção do gás e sua composição Li (2012)	42
Figura 17. Efeito do SBR sobre a produção de hidrogênio.....	42
Figura 18. Esquema do gaseificador co-corrente utilizado nos testes com vapor.....	43
Figura 19. Gaseificador co-corrente de simples estágio.	46

Figura 20. Esquema do reator co-corrente utilizado nos testes com vapor e oxigênio...	48
Figura 21. Aplicações do processo de gaseificação.....	49
Figura 22. Madeira de Eucalipto utilizada nos testes	58
Figura 23. Preparação da Biomassa.....	58
Figura 24. Preparação das amostras de eucalipto	59
Figura 25. Analisador elementar CHNSO e balança	60
Figura 26. Analisador Termogravimétrico- TGA e amostras de biomassa depois da análise.....	60
Figura 27. Gaseificador de Leito Fixo de Duplo Estágio.....	61
Figura 28. Esquema geral do gaseificador de leito fixo tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de fluido de gaseificação	61
Figura 29. Termopares para controle de Temperatura.....	63
Figura 30. Ciclone e queimador de gás.....	64
Figura 31. Sistema de condicionamento das amostras do gás.....	64
Figura 32. Câmara de mistura de agente de gaseificação - Situação atual	65
Figura 33. Modificação proposta para entrada de vapor no processo	66
Figura 34. Módulo de Geração de Vapor – Caldeira elétrica, reservatório de água, balança digital, bomba hidráulica.	67
Figura 35. Manômetro e pressostato para controle da pressão da caldeira	67
Figura 36. Tubulação de fornecimento de vapor ao gaseificador.....	68
Figura 37. Válvula de regulação da vazão de vapor	68
Figura 38. Calibração da válvula de regulação da vazão de vapor.....	69
Figura 39. Cilindros de O ₂ e rotâmetro para controle de fluxo de oxigênio do processo	70
Figura 40. Sistema de amortecimento de sobrecarga do sistema	71
Figura 41. Mangueira para fornecimento de CO ₂	72
Figura 42. Cilindro de CO ₂	72
Figura 43. Sistema de amostragem de alcatrão	78
Figura 44. Sistema de extração de soxlet e evaporação do alcatrão.....	78
Figura 45. Sistema de análise gases.	80
Figura 46. Sistema de aquisição de dados.....	81
Figura 47. Perfil de temperaturas do gaseificador durante os testes com ar.	83
Figura 48. Composição do gás durante os testes preliminares com ar.	83

Figura 49. Comportamento térmico do gaseificador durante os testes com ar + vapor com pressão 3 bar (ER=35, SBR=1.5).....	86
Figura 50. Composição do gás durante os testes preliminares com ar + vapor com pressão 3 bar (ER=35, SBR=1.5)	86
Figura 51. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=0,4	88
Figura 52. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=0,4	89
Figura 53. Porcentagem de hidrogênio no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas ar+ vapor	92
Figura 54. Porcentagem de monóxido de carbono no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas ar+ vapor.....	93
Figura 55. Poder calorífico do gás para diferentes condições operacionais utilizando mistura ar+ vapor.....	94
Figura 56. Relação H ₂ /CO para diferentes condições operacionais utilizando mistura ar+ vapor.....	94
Figura 57. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior concentração de hidrogênio utilizando mistura ar+ vapor	95
Figura 58. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior poder calorífico utilizando mistura ar+ vapor.....	96
Figura 59. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=0,4 com vapor +oxigênio	97
Figura 60. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio	98
Figura 61. Porcentagem de hidrogênio no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas vapor+ oxigênio.....	101
Figura 62. Porcentagem de monóxido de carbono no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas vapor+ oxigênio	101
Figura 63. Poder calorífico do gás para diferentes condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio	102
Figura 64. Relação H ₂ /CO para diferentes condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio	102
Figura 65. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior teor de hidrogênio utilizando mistura vapor+ oxigênio.....	103
Figura 66. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior poder calorífico utilizando mistura vapor+ oxigênio	104

Figura 67. Impingers e filtro após análise de alcatrão utilizando mistura ar+ vapor....	105
Figura 68. Impingers e filtro após análise de alcatrão utilizando mistura vapor+ oxigênio	105
Figura 69. Volume de controle do gaseificador	106
Figura 1. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=1,0	137
Figura 2. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=1,0	138
Figura 55. Perfil de temperaturas para ER=0,40 e SBR=0,4	139
Figura 56. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=0,40	140
Figura 57. Perfil de temperaturas para ER=0,40 e SBR=1,0	141
Figura 58. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=1,0	142
Figura 59. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=0,40	143
Figura 60. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=0,40	144
Figura 61. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=1,0	145
Figura 10. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=1,0	146
Figura 82. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=1,0 com mistura vapor +oxigênio.....	148
Figura 74. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=1,0 com vapor +oxigênio	149
Figura 75. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio.....	150
Figura 76. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio	151
Figura 77. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=1,0 com mistura vapor +oxigênio.....	152
Figura 78. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=1,0 com mistura vapor +oxigênio	153
Figura 79. Perfil de temperaturas para ER=0,40 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio.....	154
Figura 80. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio	155
Figura 81. Perfil de temperatura para ER=0,40 e SBR=1,0 com vapor +oxigênio	156
Figura 82. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=1,0 com vapor +oxigênio	157

Lista de Tabelas

Tabela 1. Análise elementar, imediata e PCI de diferentes tipos de biomassa.	15
Tabela 2. Reações do processo de gaseificação	18
Tabela 3. Características dos gaseificadores	24
Tabela 4. Estudos realizados com misturas ar + vapor	27
Tabela 5. Gaseificação de biomassa em gaseificadores de duplo estágio.....	31
Tabela 6. Influência do segundo estágio no teor de alcatrão do gás.....	32
Tabela 7. Efeito do fornecimento de ar no segundo estágio sobre o teor de alcatrão de gás.	33
Tabela 8. Concentração de CO, CH ₄ , H ₂ e PCI para Ra = 0%, 40% e 80%	35
Tabela 9. Teor de alcatrão e partículas no gás para Ra = 0%, 40% e 80%.....	35
Tabela 10. Gaseificação com misturas de ar + vapor	38
Tabela 11. Publicações de pesquisas em gaseificação com misturas de vapor + oxigênio.	44
Tabela 12. Produção de hidrogênio	45
Tabela 13. Composição do gás de gaseificação de biomassa com ar.	47
Tabela 14. Composição do gás de gaseificação de biomassa com oxigênio/vapor.....	47
Tabela 15. Qualidade do gás para seu uso em turbinas a gás.....	50
Tabela 16. Plantas demonstrativas utilizando a tecnologia IGCC.....	51
Tabela 17. Matriz de experimentos para o planejamento fatorial 2 ³	55
Tabela 18. Fatores e domínio experimental	55
Tabela 19. Matriz de experimento para o planejamento fatorial 2 ³ do processo de gaseificação com diferentes agentes de gaseificação.....	56
Tabela 20. Experimentos intermediários para o processo de gaseificação	56
Tabela 21. Composição elementar do eucalipto (base seca e úmida - valores médios) .	60

Tabela 22. Análise Imediata do eucalipto (valores médios)	60
Tabela 23. Características do Gaseificador Utilizado.....	62
Tabela 24. Calibração da válvula de regulação da vazão de vapor	70
Tabela 25. Quantidade de ar utilizada no processo.	74
Tabela 26. Cálculo da fração de combustível livre de umidade e cinzas.....	75
Tabela 27. Quantidade de vapor a ser utilizada no processo.....	75
Tabela 28. Quantidade de ar + vapor utilizada no processo.....	76
Tabela 29. Cálculo da quantidade de vapor e oxigênio utilizada no processo.....	76
Tabela 30. Resultados experimentais dos testes do gaseificador com ar.	84
Tabela 31. Novo planejamento experimental.....	87
Tabela 32. Matriz de experimento processo de gaseificação com diferentes agentes de gaseificação	87
Tabela 33. Resultados dos testes com misturas de ar + vapor.....	91
Tabela 34. Comparação dos resultados dos testes com misturas de ar+ vapor com outros autores	92
Tabela 35. Resultados dos testes com misturas de vapor+ oxigênio	99
Tabela 36. Comparação dos resultados dos testes com misturas de vapor+ oxigênio com outros autores.....	100
Tabela 37. Concentração de material particulado e alcatrão para diferentes fluidos de gaseificação	105
Tabela 38. Resultado do balanço de massa para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ ar.....	110
Tabela 39. Resultado do balanço de massa para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio.....	111
Tabela 40. Calor específico dos gases que compõe o gás de gaseificação	114
Tabela 41. Resultado do balanço de energia para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ ar.....	115
Tabela 42. Resultado do balanço de energia para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio.....	115

Simbologia

Siglas, Subscritos

ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
A	Cinzas
A'	Representa as cinzas produzidas no processo
AIT	Asian Institute of Technology
BEN	Balanço Energético Nacional
BIG-GT	Biomass Integrated Gasifier - Gas Turbine
bs	Base seca
BTL	Biomass to Liquid
bu	Base úmida
C	Carbono
C _A	Concentração de alcatrão no gás
CF	Carbono Fixo
CH ₄	Metano
C _{nq}	Carbono não queimado
CO	Monóxido de Carbono
CO ₂	Dióxido de Carbono
cp	Calor específico a pressão constante
C _p	Concentração de particulado no gás
cp _c	Calor específico das cinzas
cp _{H2O}	Calor específico da água
DE	Duplo estágio
DEM	Duplo estágio com ar-gás previamente misturado
DME	Éter dimetílico
dT	Diferença de temperatura
E _{ar}	Fluxo de energia do ar
E _b	Fluxo de energia da biomassa
E _c	Fluxo de energia das cinzas
E _g	Energia do gás kW

$E_{gás}$	Fluxo de energia do gás produzido
$E_{p=}$	Fluxo de energia das perdas
ER	Equivalence ratio (Razão de Equivalencia)
E_s	Energia sensível do gás kW
E_u	Energia útil do gás kW
E_v	Fluxo de energia do vapor
FT	Fischer-Tropsch
G_{ar}	Vazão de ar (kg/h)
G_{ar}	Vazão de ar (kg_{ar}/h)
G_{bt}	Vazão de biomassa kg/h
GEE	Gases de Efeito Estufa
$G_{gás}$	Vazão de gás (kg/h)
GLP	Gás liquefeito de petróleo
GR	Gasifying Ratio
GTL	Gas to Liquids
G_v	Vazão de vapor (kg/h)
G_{vapor}	Vazão de vapor (kg_{vapor}/h)
G_x	Fluxo molar de cada elemento (kmol/h)
H_2	Hidrogênio
H_2O	Água
H_2S	Acido sulfídrico
har	Entalpia do ar
hg	Calor latente de vaporização a 25°C e 1 atm. (kJ/kg)
hi	Entalpia do elemento i
hvapor	Entalpia do vapor
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle
LHV	Low heating value
M_A	Massa do alcatrão
mcomb	Massa de combustível
mH_2O	Massa de água da biomassa
MME	Ministério de Minas e Energia
M_P	Massa de particulado
N_2	Nitrogenio
NEST	Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída
NH_3	amônia
Nox	óxidos de nitrogenio
NREL	National Renewable Energy Labortory
n_x	fluxo molar de cada elemento ($kmol_x/kg_{bt}$)
PCI	Poder calorífico inferior
PCS	Poder calorífico superior
PMar	peso molecular do ar

PM_B	Peso molecular da biomassa
PM_C	Peso molecular do carbono
PM_{CH_4}	Peso molecular do metano
PM_{CO}	Peso molecular do Monóxido de Carbono
PM_{CO_2}	Peso molecular do Dióxido de Carbono
PM_g	Peso molecular do gás
PM_H	Peso molecular do hidrogênio
PM_{H_2}	Peso molecular do hidrogênio gasoso
PM_{H_2O}	Peso molecular do vapor
PM_N	Peso molecular do Nitrogênio
PM_{N_2}	Peso molecular do nitrogênio gasoso
PM_O	Peso molecular do Oxigênio
PM_{vapor}	Peso molecular do vapor
PM_x	Peso molecular do elemento x
PNUMA	Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente
QC_{nq}	Vazão de carbono não queimado
R (A/C) esteq	Relação ar/combustível estequiométrica
R (A/C) real	Relação ar/combustível real
Ra	Razão de distribuição de ar nos estágios
ρ_{ar}	Densidade do ar
$\rho_{gás}$	Densidade do gás
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
SBR	steam-to-biomass ratio
SE	Simple estágio
SO_2	dióxido de enxofre
SOFC	solid oxide fuel cell (células de combustível de óxido sólido)
T	Temperatura
T_c	Temperatura das cinzas
T_{comb}	Temperatura combustão
T_{final}	Temperatura final
TGA	Thermogravimetric analyser
T_{gaseif}	Temperatura gaseificação
$T_{inicial}$	Temperatura inicial
T_{piro}	Temperatura pirólise
T_{sec}	Temperatura secagem
V	Voláteis
V_{ar}	Volume de ar
V_g	Volume do gás
V_{O_2}	Volume teórico de oxigênio
x1	Volume de gás seco ($kmol_{gás\ seco/h}$);

x_2	Fração molar de CO_2 ($\text{kmol}_{\text{CO}_2}/\text{gás seco}$);
x_3	Fração molar de N_2 ($\text{kmol}_{\text{N}_2}/\text{gás seco}$)
x_4	Fração molar de H_2O ($\text{kmol}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{gás seco}$)
y_C	Fração mássica de carbono ($\text{kg}_C/\text{kg}_{bt}$)
y_{CH_4}	Fração molar de CH_4 ($\text{kmol}_{\text{CO}_2}/\text{gás seco}$);
y_{CO}	Fração molar de CO ($\text{kmol}_{\text{CO}_2}/\text{gás seco}$);
y_H	Fração mássica de hidrogênio ($\text{kg}_H/\text{kg}_{bt}$)
y_{H_2}	Fração molar de H_2 ($\text{kmol}_{\text{CO}_2}/\text{gás seco}$);
$y_{\text{H}_2\text{O}}$	Fração mássica de água ($\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{bt}$)
y_i	Entalpia do elemento i
y_N	Fração mássica de nitrogênio ($\text{kg}_N/\text{kg}_{bt}$)
y_O	Fração mássica de oxigênio ($\text{kg}_O/\text{kg}_{bt}$)
y_x	Porcentagem do elemento x que compõe a biomassa ($\text{kg}_x/\text{kg}_{bt}$)
ω	Porcentagem de umidade da biomassa
ω_{bs}	Porcentagem de umidade da biomassa em base seca
ω_{bu}	Porcentagem de umidade da biomassa em base úmida
β	Fluxo molar de vapor ($\text{kmol}_{\text{vapor}}/\text{h}$)
δ	Fluxo molar de ar ($\text{kmol}_{\text{ar}}/\text{h}$)
γ	Fluxo molar de dióxido de carbono ($\text{kmol}_{\text{CO}_2}/\text{h}$)
η_{frio}	Eficiência a frio

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

A busca por alternativas eficientes de produção e distribuição de energia é um elemento essencial para o desenvolvimento econômico, principalmente nos dias atuais em que se busca a sustentabilidade, frente à dependência de combustíveis fósseis como petróleo, gás natural e carvão. O desenvolvimento econômico sustentável e o padrão de vida que a população requer, deve garantir a disponibilidade de abastecimento adequado de energia. Diante dessa dependência de recursos energéticos, surge a necessidade de diversificar a utilização das fontes energéticas.

Atualmente, o petróleo é a principal fonte utilizada na geração de energia, entretanto, a biomassa é empregada muito antes da descoberta do “ouro negro”. A utilização da lenha como fonte energética se dá desde o início da civilização.

Considera-se biomassa todo material de origem orgânica resultado direto ou indireto da fotossíntese, como madeira, detritos animais e resíduos orgânicos. De acordo com a Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima, biomassa é o material não fossilizado e biodegradável de matéria orgânica proveniente de plantas, animais e micro-organismos, o que inclui também os produtos, subprodutos, resíduos de agricultura, silvicultura, indústria e afins, bem como, a fração não fóssil e biodegradável de resíduos industriais e municipais (UNFCCC, 2005).

Entre as principais vantagens da biomassa pode-se destacar o baixo custo de operação, proporciona o reaproveitamento dos resíduos, tem alta conversão de carbono,

além de ser uma fonte renovável e emitir gases menos poluentes. Outra vantagem, é que se trata de uma fonte de energia distribuída em todo o mundo, não apenas concentrada por regiões como acontece com os combustíveis fósseis, diminuindo assim a dependência energética dos países.

Segundo dados do Balanço Energético Nacional - BEN (MME, 2014), no Brasil cerca de 41,0% da oferta interna de energia tem origem em fontes renováveis e 59,0% em fontes não- renováveis. De acordo com dados no BEN a produção de eletricidade registrou um acréscimo de 3,6% superior ao ano de 2013, totalizando cerca de 601TWh.

A matriz energética brasileira está distribuída da seguinte forma: 70,6% de energia hidráulica (incluindo a importação de eletricidade de fontes renováveis), 2,6% de carvão e derivados, 2,4% em energia nuclear, 4,4% de derivados de petróleo, 11,3% de gás natural, 1,1% eólica e finalmente 7,6% de biomassa (inclui lenha, bagaço de cana, lixo). (MME, 2014).

A produção de energia primária no Brasil no ano de 2013 apresentou uma participação da biomassa (biomassa da cana, lenha e carvão vegetal) da ordem de 24,4%, sendo a segunda fonte energética com maior representatividade, superada apenas pela participação do petróleo e derivados que representam 39,3%.

Embora a matriz energética brasileira apresente bastante diversidade, a importância do uso da biomassa se deve principalmente à possível utilização em comunidades isoladas, redução na dependência de combustíveis fósseis, baixa emissão de gases causadores do efeito estufa (GEE) se comparada aos combustíveis fósseis bem como a variedade de tecnologia que se beneficia com seu aproveitamento.

O aproveitamento da biomassa na geração de eletricidade é possível através de duas rotas, a conversão termoquímica ou a biológica. Os processos termoquímicos se dividem em combustão, gaseificação, pirólise, e os processos biológicos se dividem em fermentação e digestão. Dentre as tecnologias de conversão termoquímica da biomassa em energia destaca-se a gaseificação de biomassa, visando à produção de H₂ e CO e aplicação em células a combustível, turbinas a gás e motores de combustão interna além de ser aplicado na síntese de produtos químicos.

A gaseificação é um processo termoquímico no qual um material com alto teor de carbono é convertido em um gás combustível através de reações químicas que ocorrem na presença de um agente oxidante (ar, oxigênio ou vapor d'água) em condições sub-estequiométricas, a uma determinada temperatura.

A gaseificação ocorre em reatores chamados gaseificador que são classificados em leito fixo, leito fluidizado e leito arrastado. O tipo de combustível utilizado, a tecnologia (reator), o agente de gaseificação bem como as condições operacionais são os parâmetros que determinam o teor energético do gás (poder calorífico) e sua composição.

A principal vantagem da gaseificação para a geração de energia elétrica é a aplicação direta do gás em motores, após um sistema de limpeza, não havendo a necessidade do uso de um ciclo a vapor e grande consumo de água. De acordo com LORA (2006) esta tecnologia encontra-se em escala comercial para pequenas capacidades, possui alta eficiência térmica, a queima dos gases produzidos é feita de forma relativamente limpa, livre de odores e fumaças não requisitando equipamentos para troca de calor. É uma alternativa à dependência dos combustíveis fósseis, além de ser possível a combustão do gás em fornos e fornalhas de geradores de vapor sem maiores modificações nos equipamentos.

Apesar da gaseificação ser uma tecnologia promissora ela apresenta algumas desvantagens a serem consideradas, entre elas: requer a instalação de dispositivos de segurança pois o gás produzido é tóxico, a instalação dos gaseificadores deve ser feita em locais bem ventilados caso ocorra vazamentos, há uma redução na eficiência energética global do sistema devido a perda de calor no reator e consumo de energia por parte dos sopradores e geradores de vapor (para o caso da utilização do vapor como fluido de gaseificação).

O grupo de pesquisa NEST/UNIFEI, vem desenvolvendo vários trabalhos na área de gaseificação de biomassa, motores de combustão interna e célula a combustível tipo SOFC, os quais incluem estudos experimentais realizados por pesquisadores do grupo, entre eles: Restrepo, 2013, Noguera, 2012, Martínéz et al 2011, Martínéz, 2009; Andrade, 2007. O NEST também desenvolveu estudos teóricos, dentre os quais podemos citar os trabalhos realizados por Centeno, 2010; Gualdrón, 2009 nos quais foram avaliados o desempenho de gaseificadores de leito fixo e fluidizado e dos conjuntos gaseificador/motor, além de estudos teóricos de desempenho da célula a combustível SOFC (González, 2007; Cobas, 2006;).

Os objetivos dos trabalhos e/ou projetos citados acima foram determinar as melhores condições operacionais no processo de gaseificação com ar em um gaseificador co-corrente (*downdraft*) de duplo estágio bem como avaliar o teor de

alcatrão e particulados visando cumprir os requerimentos da aplicação em motores de combustão interna e célula a combustível.

No Brasil e no mundo esta tecnologia está em processo de desenvolvimento, sendo necessária a obtenção de um gás de melhor qualidade e menor teor de impurezas para ser aproveitada na geração de eletricidade ou síntese de produtos químicos e combustíveis. Isto é possível através da utilização de misturas ar + vapor e vapor + oxigênio.

Estima-se, dependendo das condições operacionais consideradas, que a utilização de misturas ar, vapor e oxigênio no processo de gaseificação produz um gás com maior poder calorífico, maior teor de hidrogênio (H_2) e monóxido de carbono (CO). A utilização destes fluidos de gaseificação aumenta a temperatura nas zonas de reação do gaseificador e, portanto, produz um gás com menor teor de alcatrão.

Até o momento as pesquisas desenvolvidas utilizando mistura ar+ vapor e vapor+ oxigênio se limitaram ao gaseificador do tipo fluidizado, e para os poucos trabalhos com leito fixo, a proposta da pesquisa se limitava a avaliar o teor de alcatrão, monitoramento de temperatura, caracterização de cinzas e carvão. Os poucos trabalhos que apresentam uma análise da composição do gás, do comportamento do processo, do teor de alcatrão e a utilização de duplo estágio de fornecimento de agente de gaseificação.

A proposta da pesquisa é avaliar o desempenho do gaseificador co-corrente de duplo estágio do NEST/UNIFEI utilizando as diferentes misturas de fluidos de gaseificação.

O gaseificador foi anteriormente testado com ar e avaliado a composição do gás, conteúdo de alcatrão e material particulado. Nesta tese propõe-se um estudo experimental da gaseificação de eucalipto para avaliar a influência de diferentes fluidos de gaseificação na composição do gás (H_2 , CO e CH_4), teor de alcatrão e particulado. Propõe-se ainda a realização do balanço de massa e energia para avaliar o desempenho do gaseificador.

Os resultados deste estudo permitirá fazer comparações em relação á composição do gás de acordo com os diferentes tipos de fluido de gaseificação, possibilitando aperfeiçoar o processo para maximizar a produção de hidrogênio, de interesse para o NEST pela possibilidade de conectar o gaseificador com a célula a combustível e gerar eletricidade, tecnologia em desenvolvimento no mundo, bem como aumentar o teor de

monóxido de carbono e o poder calorífico do gás para o aproveitamento em motores de combustão e microturbinas.

OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GERAL

- Avaliação experimental da gaseificação de eucalipto em um gaseificador co-corrente de duplo estágio utilizando misturas do ar + vapor e vapor+ oxigênio para obter as condições de operação que maximizam a qualidade do gás de síntese (% H₂ e % CO, teor de alcatrão e material particulado).

1.1.1 Objetivos Específicos

- Estudar o estado da arte da gaseificação de biomassa com misturas ar + vapor e vapor + oxigênio.
- Realizar uma avaliação experimental da gaseificação da biomassa com diferentes misturas de agentes de gaseificação: mistura ar + vapor, mistura vapor + oxigênio no gaseificador do tipo co-corrente de duplo estágio do NEST/UNIFEI.
- Determinar a composição do gás (teor de H₂, CO e PCI) para as diferentes misturas de agentes de gaseificação.

- Obter a melhor condição operacional para os diferentes fluidos de gaseificação nos dois estágios de fornecimento do gaseificador a fim de maximizar a produção de hidrogênio, monóxido de carbono e poder calorífico do gás.
- Fazer réplica de duas das melhores condições operacionais utilizando misturas ar+ vapor e vapor+ oxigênio.
- Fazer uma análise experimental do teor de alcatrão e particulado para as melhores condições obtidas.
- Realizar o balanço de massa e energia do processo para as condições analisadas visando determinar os parâmetros de desempenho do gaseificador com os diferentes fluidos de trabalho.

ESTRUTURA DA TESE.

No capítulo 1 é apresentada uma introdução ao tema da gaseificação de biomassa.

No capítulo 2 apresenta-se a fundamentação teórica relacionada com a gaseificação de biomassa e a qualidade do gás, tendo em conta trabalhos disponíveis na literatura científica internacional. Inclui-se o estado da arte da gaseificação com misturas ar + vapor, vapor + oxigênio. Qualidade do gás e aplicação com ênfase na maximização de Hidrogênio e Monóxido de Carbono. Este capítulo apresenta a caracterização da biomassa utilizada.

No capítulo 3 são apresentados os materiais e métodos utilizados no desenvolvimento da tese. O capítulo inclui a descrição dos equipamentos usados nos experimentos, na caracterização e análise do gás, tais como o gaseificador, os analisadores de gases, o sistema de amostragem de alcatrão e particulado. Inclui também a descrição das características da biomassa e dos equipamentos de caracterização da mesma. Apresenta-se o planejamento experimental para a realização dos testes.

No capítulo 4 apresentam-se os resultados dos testes experimentais, a composição do gás, o balanço de massa e energia para determinar a eficiência do processo utilizando as diferentes misturas, os resultados da composição de alcatrão e particulado.

O capítulo 5 apresenta as conclusões do trabalho, seguida de recomendações e propostas de pesquisas futuras.

Os anexos A e B apresentam os perfis de temperatura e composição do gás para duas misturas utilizadas no processo, ar+ vapor e vapor+ oxigênio.

O anexo C apresenta a metodologia de operação do gaseificador utilizando as duas misturas de agente de gaseificação.

Capítulo 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

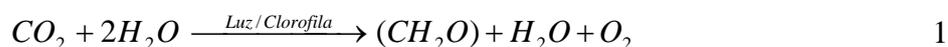
2.1 ENERGIA DA BIOMASSA

De acordo com a Agência Nacional de Energia Elétrica - ANEEL, o termo biomassa se refere a qualquer matéria orgânica decorrente direta e indiretamente do processo de fotossíntese, que possa ser transformada em energia mecânica, térmica ou elétrica. A biomassa pode ser classificada de acordo com a sua origem: florestal (madeira, principalmente), agrícola (soja, arroz e cana-de-açúcar, entre outras) e rejeitos urbanos e industriais (sólidos ou líquidos, como o lixo). (ANEEL, 2008).

A biomassa é sintetizada por fotossíntese através da conversão do dióxido de carbono (CO_2) presente na atmosfera em compostos orgânicos por meio da energia solar na presença de clorofila e água. As plantas absorvem a energia solar num processo denominado fotossíntese. Na presença de luz solar as plantas verdes quebram moléculas de água para obter elétrons e prótons e utilizam para transformar CO_2 em glicose (CH_mO_n), liberando O_2 para a atmosfera. (Basu, 2010)

Os principais fatores que influenciam a fotossíntese são a radiação solar, temperatura e disponibilidade hídrica, e esta varia com a latitude e com as estações do ano.

A reação química simplificada da fotossíntese é representada pela equação 1.



O dióxido de carbono (CO_2) fixado pelas plantas através da fotossíntese, disponível no ar atmosférico, forma os carboidratos dos tecidos vegetais e libera oxigênio. Os carboidratos são degradados pela respiração e o carbono é devolvido ao ambiente na forma de CO_2 . Uma parte do CO_2 emitido para atmosfera combina-se com a chuva formando o ácido carbônico (H_2CO_3) que no solo se transforma em bicarbonato (HCO_3^-) e carbonato (CO_3^-) reagindo com ácidos presentes no solo e liberando mais CO_2 para a atmosfera. Este fenômeno é conhecido como ciclo do carbono, principal constituinte de qualquer matéria orgânica e, portanto, essencial ao equilíbrio da vida na terra.

A queima dos combustíveis fósseis, além das queimadas, desmatamento e atividades industriais interferem diretamente no ciclo do carbono, pois transferem o carbono à atmosfera na forma de monóxido e dióxido de carbono.

De acordo com o relatório do Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente (PNUMA) as emissões de carbono são cada vez maiores, e para evitar que a temperatura média do planeta ultrapasse 2°C , limite a partir do qual se agravam as consequências de aquecimento global, as emissões não deveriam ultrapassar os 44 Gt até 2020. Entretanto os níveis de emissões estão acima deste valor em 14%, o que exige medidas mitigadoras no sentido de reduzir os efeitos negativos no clima (Unep, 2012).

Dentre os setores que mais contribuem para a emissão de Gases de Efeito Estufa (GEE) é o setor de energia seguido pelo setor industrial e transporte. As emissões do setor de energia são resultantes da utilização de petróleo e gás natural, mineração e uso de carvão mineral, fontes móveis e pontuais. Em consequência disso pesquisas têm sido desenvolvidas com o objetivo de encontrar alternativas energéticas para a redução das emissões de GEE em países em desenvolvimento.

As fontes alternativas de energia, entre elas a biomassa, são possibilidades estratégicas para aumentar a segurança de fornecimento de eletricidade além de contribuir significativamente na temática das mudanças climáticas.

2.2 CARACTERIZAÇÃO ENERGÉTICA DA BIOMASSA

Segundo Basu, (2010), a biomassa é formada por uma grande quantidade de compostos orgânicos constituídos por quatro principais elementos (Carbono, Hidrogênio, Oxigênio e Nitrogênio), umidade, e compostos inorgânicos como, por exemplo, as cinzas. É necessário conhecer a composição de combustível, bem como seu conteúdo energético para o processo

de pirólise, combustão e ou gaseificação. As características mais importantes da biomassa são determinadas através da análise elementar, análise imediata, poder calorífico.

2.1.1 Análise Elementar da Biomassa

A análise elementar é uma técnica que consiste na determinação dos elementos constituintes de uma amostra orgânica, permitindo a definição da fórmula empírica dos mesmos. O método baseia-se na combustão completa de uma amostra que contenha principalmente carbono (C), hidrogênio (H), nitrogênio (N), enxofre (S) e oxigênio (O) e da subsequente análise dos gases resultantes do processo de combustão, essencialmente dióxido de carbono (CO₂), água (H₂O), óxidos de nitrogênio (NO_x) e dióxido de enxofre (SO₂).

Esta análise permite quantificar a relação ar-combustível necessária para o processo e estimar a composição dos gases na saída do processo de combustão ou gaseificação.

A análise elementar para carbono, hidrogênio, nitrogênio e enxofre é realizada segundo Norma ASTM D-3.176 e ASTM E777, E775 e E778. A porcentagem de oxigênio é determinada pela diferença. (Sánchez, 2010)

O resultado da análise elementar gera uma parcela de resíduo que é considerada cinzas, valor que difere da análise imediata devido aos erros de cada tipo de técnica utilizada.

Uma análise elementar típica é representada pela equação 2.

$$C + H + O + N + S + A + \omega = 100\% \quad 2$$

O teor de enxofre na biomassa lignocelulósica é relativamente baixo, o que torna uma grande vantagem à utilização deste combustível para a geração de energia, pois a emissão de SO₂ é baixa. (Basu, 2010)

A composição elementar é apresentada em base úmida ou base seca, esta informação deve ser declarada para a utilização correta dos valores nos cálculos estequiométricos.

2.1.2 Análise Imediata da Biomassa

A análise imediata corresponde à parcela de umidade, voláteis, cinzas e carbono fixo em peso de uma amostra. São utilizadas a norma ASTM D-3172 para coque e carvão e a norma ASTM D 1.102, ASTM E 870 a E872 para resíduos e biomassas.

A fração de umidade (ω) é determinada de acordo com a norma ASTM D-3173 através de um forno com circulação natural de ar a uma temperatura de 100 a 110°C até que a variação de peso das amostras estabilize.

O teor de voláteis de uma amostra é quantificado de acordo com a norma ASTM E872 medindo-se a fração de massa da biomassa que volatiliza durante o aquecimento em atmosfera inerte, até temperaturas de aproximadamente 950 °C num forno por aproximadamente 7 minutos. Após a extração dos voláteis o material restante é o carbono fixo e as cinzas. A fração em massa inicial de combustível é volatilizada, ou seja, convertida em gás durante seu aquecimento. A quantidade de voláteis define a reatividade do combustível e alguns parâmetros dos processos de combustão e gaseificação. Os voláteis têm um papel importante durante a ignição e as etapas iniciais de combustão.

De acordo com a norma ASTM D- 3.174 a fração de cinzas é determinada aquecendo a amostra a 750°C por duas horas ou para amostras mais sensíveis a 600°C em um forno mufla fazendo o controle de massa, temperatura, tempo e atmosfera. Uma quantidade de biomassa, sem umidade e voláteis, é colocada num cadinho e levada ao interior do forno mufla por cerca de 750 °C por aproximadamente duas horas. No final do processo restam apenas as cinzas.

O teor de Carbono Fixo (CF) é um parâmetro importante porque na maioria dos gaseificadores a taxa de conversão do carbono em gás, determina a taxa de gaseificação e o seu rendimento. Esta reação de conversão é usada para determinar o tamanho do gaseificador. (Basu, 2010; Sánchez, 2010)

O carbono fixo (CF) é calculado pela diferença, como representado pela Equação 3.

$$CF = 100 - \omega - V - A(\%) \quad 3$$

2.1.3 Poder Calorífico da Biomassa

Poder calorífico é a quantidade de calor (energia térmica) liberada através da combustão de uma unidade de massa ou volume de combustível (kJ/kg ou kJ/m³).

O poder calorífico é considerado superior (PCS) quando leva em consideração o calor latente de vaporização e o poder calorífico inferior (PCI) quando esse valor não é considerado. O valor do PCS é 10 a 20 % maior que o do PCI. Para determinação do PCS há dois métodos disponíveis: utilizando uma bomba calorimétrica ou calculando a partir da análise elementar.

O poder calorífico é determinado através da combustão de uma amostra em uma bomba calorimétrica onde é feito num ambiente com oxigênio puro a uma pressão de 3.000 kPa segundo a norma ASTM D-2015.

A análise consiste em queimar uma quantidade de biomassa seca num volume fechado imerso numa massa de água que possui temperatura monitorada. A quantidade de calor liberado pela reação de combustão é absorvida pela água onde sua temperatura é elevada. Quando a temperatura atinge a estabilidade a quantidade de calor absorvida é determinada através da Equação 4, na qual m_{H_2O} é a massa de água, c é o calor específico da água e T_{final} e $T_{inicial}$ são as temperaturas iniciais e finais da água.

$$Q = m_{H_2O} \times cP_{H_2O} (T_{final} - T_{inicial}) \quad 4$$

Assumindo que o calor absorvido pela água é igual ao calor de reação e dividindo este valor pela massa de biomassa tem-se o PCS do combustível.

$$PCS = \frac{Q}{m_{comb}} [kJ / kg] \quad 5$$

Caso não seja possível realizar a análise de poder calorífico através da bomba calorimétrica, existe uma relação matemática que pode ser utilizada para seu cálculo, tendo como referência a composição elementar do combustível. (Basu, 2010)

Existem algumas equações que permitem calcular o poder calorífico do combustível a partir da sua composição elementar, como mostra a Equação 6, que apresenta uma correlação para o cálculo do PCS da biomassa, onde C, H, S, O refere-se à porcentagem de carbono, hidrogênio, enxofre, oxigênio, respectivamente, através da análise elementar da biomassa. (Mendeliev, 1949 apud Suris, 2011).

$$PCS = (339 \times C) + (1030 \times H) - (109 \times (O - S)) [kJ / kg] \quad 6$$

A relação entre PCS e PCI é dada pela Equação 7 (Basu, 2010).

$$PCI = PCS - h_g \times \left(\frac{9H}{100} + \frac{w}{100} \right) \quad 7$$

Em que:

PCS= poder calorífico superior (kJ/kg)

PCI= poder calorífico inferior (kJ/kg)

H= porcentagem mássica de hidrogênio da biomassa

ω = porcentagem mássica de umidade da biomassa

h_g = calor latente de vaporização a 25°C e 1 atm. (2520 kJ/kg)

A diferença entre os dois valores, o de PCS e PCI, é exatamente a entalpia de vaporização da água formada na combustão do elemento hidrogênio e da água presente no combustível na forma de umidade.

2.1.4 Umidade

Corresponde à quantidade de água presente numa amostra de biomassa, sendo expressa tanto em base úmida (bu) quanto em base seca (bs).

O teor de umidade (ω) na base úmida (bu) é calculado segundo a Equação 8, sendo m_{H_2O} a massa de água contida na amostra e $m_{bioseca}$ corresponde à massa de biomassa seca.

$$\omega_{bu} = \frac{m_{H_2O}}{(m_{H_2O} + m_{bioseca})} * 100(\%bu) \quad 8$$

O teor de umidade (ω) na base seca (bs) é calculado segundo a Equação 9.

$$\omega_{bs} = \frac{m_{H_2O}}{(m_{bioseca})} * 100(\%bs) \quad 9$$

Na Tabela 1 são apresentados os valores correspondentes à composição imediata e elementar e poder calorífico de diferentes tipos de biomassas utilizadas na geração de energia. (Alauddin, 2010).

Tabela 1. Análise elementar, imediata e PCI de diferentes tipos de biomassa.

Tipo de Biomassa	Análise Elementar (base seca %)					Análise Imediata (%)				PCI (base seca) (MJ/kg)
	C	H	O	N	S	Cinzas	Voláteis	Carbono Fixo	Umidade	
Madeira de cedro	51,10	5,90	42,50	0,12	0,02	0,3	80–82	18–20	-	19,26
Serragem de madeira	46,2	5,1	35,4	1,5	0,06	1,3	70,4	17,9	10,4	18,81
Resíduo de óleo de oliva	50,7	5,89	36,97	1,36	0,3	4,6	76	19,4	9,5	21,2
Casca de arroz	45,8	6,0	47,9	0,3	-	0,8	73,8	13,1	12,3	13,36
Palha de arroz	38,61	4,28	37,16	1,08	0,65	12,64	65,23	16,55	5,58	14,40
Serragem de pinho	50,54	7,08	41,11	0,15	0,57	0,55	82,29	17,16	-	20,54
Pellets de madeira	49,3	5,9	44,4	0,1	-	0,3	74,2	17,1	8,4	18,5
Casca de café	46,8	4,9	47,1	0,6	0,6	1,0	74,3	14,3	10,4	16,54
Café em pó	52,97	6,51	36,62	2,8	0,05	1,0	71,8	16,7	10,5	22
Resíduos de poda da videira	46,97	5,8	44,49	0,67	0,01	2,06	78,16	19,78	-	17,91
Bagaço de cana	48,58	5,97	38,94	0,2	0,05	1,26	67–70	28,74–30,74	-	19,05
Sabugo de milho	40,22	4,11	42,56	0,39	0,04	2,97	71,21	16,11	9,71	16,65
Palha de trigo	46,1	5,6	41,7	0,5	0,08	6,1	75,8	18,1	-	17,2
Haste de algodão	42,8	5,3	38,5	1,0	0,2	4,3	72,3	15,5	7,9	15,2
Gramma	36,57	4,91	40,70	0,57	0,14	8,61	64,98	17,91	8,5	14,6

2.3 TECNOLOGIAS DE APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DA BIOMASSA

O aproveitamento energético da biomassa é realizado através de determinados processos de conversão sendo uma alternativa capaz de reduzir o impacto ambiental na geração de energia. O tipo de biomassa, a forma de energia requerida, a utilização final além de aspectos econômicos e ambientais são fatores determinantes na escolha do processo de conversão a ser empregado.

Os processos de conversão são classificados em três grupos: processos físicos, termoquímicos e biológicos. Os processos físicos são a densificação, secagem, redução granulométrica e prensagem mecânica.

A rota termoquímica inclui a combustão; gaseificação; pirólise, enquanto que a biológica inclui a digestão (produção de biogás) e fermentação (produção de etanol).

A combustão é um processo de oxidação exotérmica que ocorre a alta temperatura. É um método de conversão de biomassa em um gás que pode ser utilizado diretamente para fornecer calor ou alimentar uma caldeira para gerar vapor. (McKendry, 2002).

A pirólise é a conversão da biomassa em produtos líquidos, sólidos e gasosos pelo aquecimento da biomassa em ausência de oxigênio numa temperatura em torno de 500°C. A pirólise é empregada na produção de bio-óleo com aplicações em motores, turbinas, caldeiras, entre outros.

A gaseificação é a conversão térmica da biomassa em gás combustível através da oxidação parcial à alta temperatura. O gás produzido no gaseificador pode ser queimado diretamente ou através de um processo de limpeza ser utilizado como combustível em motores, turbinas a gás e célula a combustível. O gás pode ainda ser utilizado como gás de síntese na produção do metanol e outros produtos químicos.

Tanto a gaseificação quanto a combustão convertem o material carbonáceo em gases, sendo que o processo de gaseificação ocorre em ambiente com pouco oxigênio (condições subestequiométricas) e a combustão com excesso de oxigênio. O objetivo da combustão é fazer a destruição térmica do material e gerar calor, a gaseificação produzir um gás combustível. A gaseificação oferece inúmeras vantagens em relação à combustão sob o ponto de vista ambiental. Por exemplo, as emissões de óxidos de enxofre e nitrogênio, os precursores da chuva ácida, são significativamente reduzidas.

2.4 GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA

O processo de gaseificação é resultado de interações físico-químicas que ocorrem no interior de um gaseificador que produz um gás composto principalmente por monóxido de carbono e hidrogênio.

O teor energético do gás produzido no processo de gaseificação depende do tipo de fluido de gaseificação utilizado, da tecnologia, do tipo de biomassa e das condições operacionais. Os tipos mais comuns de agente oxidante são: ar, vapor e oxigênio e a misturas deles. A oxidação parcial realizada com ar gera um gás diluído em nitrogênio atmosférico cujo poder calorífico pode variar entre 3 e 5 MJ/Nm³. Este valor é considerado muito baixo para ser aplicado em turbinas a gás, por exemplo, que utilizam o gás natural o qual tem um poder calorífico em torno de 38 MJ/Nm³. Uma alternativa possível seria a utilização do gás produzido no processo de gaseificação em conjunto com outro combustível de melhor qualidade. A principal vantagem da utilização do ar é a disponibilidade do mesmo, o fator econômico e a possibilidade de um processo autossustentável.

Alguns processos são realizados com ar enriquecido com oxigênio puro com o objetivo de produzir um gás com maior poder calorífico como consequência da redução do teor de nitrogênio no gás. (Mastellone et al., 2010).

A oxidação parcial com oxigênio puro produz um gás de síntese livre de nitrogênio atmosférico e com um poder calorífico entre 12-28 MJ/Nm³. Os custos de investimentos e operação para produção de gás de síntese com oxigênio se justificam apenas para grande escala. (Basu, 2010). Há estudos envolvendo misturas vapor+ oxigênio que apresentam valores de poder calorífico variando entre 4,0 – 13,0 MJ/Nm³ (Thanapal et al , 2012, Campoy et al, 2009, Lv et al, 2007). O poder calorífico depende das condições operacionais utilizadas.

A gaseificação utilizando vapor puro, dependendo das condições operacionais consideradas, produz um gás com elevada concentração de hidrogênio e um poder calorífico da ordem de 10 a 18 MJ/Nm³, e trata-se de um processo que não inclui reações exotérmicas o qual requer fonte externa de energia para as reações de gaseificação (Basu, 2010). Uma alternativa encontrada para a utilização do vapor, seria a mistura deste com ar. Estudos apresentam valores para o poder calorífico do gás utilizando vapor + ar variando de 3,0-13,0 MJ/Nm³ dependendo das condições operacionais (Ran et al, 2012; Chen et al , 2013; Sreejith, et al, 2013)

O vapor é menos reativo que o oxigênio e as reações de reforma são endotérmicas e mais lentas que as reações de combustão, exigindo como mencionado acima o fornecimento de energia de uma fonte externa, aumentando os custos de investimento. (Hernández, 2012).

Uma alternativa seria a utilização de uma mistura de ar e vapor de modo a aumentar a eficiência do processo e a redução dos custos com o fornecimento externo de energia para a realização das reações exotérmicas.

As reações de combustão associadas à injeção de ar no processo fornecem o calor necessário para as reações de reforma a vapor. Como consequência, aumenta a eficiência global do processo termodinâmico devido à complementação entre as reações endotérmicas e exotérmicas. (Hernández, 2012)

O processo de gaseificação segue uma sequência de etapas, primeiramente a biomassa é aquecida para remoção da umidade e submetida a uma degradação térmica chamada de pirólise. Os produtos da pirólise reagem entre si para formar os produtos da gaseificação. As reações químicas do processo são apresentadas na Tabela 2 (Basu, 2010).

De acordo com Basu, 2010 e Rezaiyan, 2005, a maior parte do oxigênio injetado no reator é consumida nas reações R4, R5 e R8 para fornecer o calor necessário à etapa de secagem e pirólise do combustível, quebra de ligações químicas e aumentar a temperatura do reator para conduzir as reações de gaseificação.

A reação R2 conhecida como reação de gás d'água é a principal reação de gaseificação, é endotérmica e favorece altas temperaturas e baixas pressões.

Tabela 2. Reações do processo de gaseificação

Tipos de reações	Reações	
Reações do Carbono		
R1 (<i>Boudouard</i>)	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	+ 172 kJ/mol
R2 (reação gás d'água)	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	+ 131 kJ/mol
R3	$C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$	-74,8 kJ/mol
R4	$C + 0,5 O_2 \rightarrow CO$	-111 kJ/mol
Reações de Oxidação		
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394 kJ/mol
R6	$CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2$	-284 kJ/mol
R7	$CH_4 + 2 O_2 \rightarrow CO_2 + 2 H_2O$	-803 kJ/mol
R8	$H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O$	-242 kJ/mol
Reações de Shift		
R9 (reação de deslocamento de água-gás)	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	-41,2 kJ/mol
Reações de Metanização		
R10	$2 CO + 2 H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	-247 kJ/mol
R11	$CO + 3 H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	-206 kJ/mol
R14	$CO_2 + 4 H_2 \rightarrow 2 H_2O + CH_4$	-165 kJ/mol
Reações de reforma a vapor		
R12	$CH_4 + 2 H_2O \rightarrow CO + 3 H_2$	+ 206 kJ/mol
R13	$CH_4 + 0,5 O_2 \rightarrow CO + 2 H_2$	- 36 kJ/mol

A R1, conhecida por reação de *Boudouard*, é endotérmica e mais lenta que a reação de combustão R5 na mesma temperatura e na ausência de um catalisador. A R3 é uma reação ainda mais lenta exceto à altas pressões.

A R9 conhecida como reação de deslocamento água-gás é a reação mais importante quando o objetivo é a produção de hidrogênio. A reação de metanação (R11) prossegue muito lentamente em baixas temperaturas na ausência de catalisador.

O processo de gaseificação ocorre em várias etapas, em função das reações químicas descritas acima.

- Aquecimento e secagem da biomassa:

A umidade da biomassa in natura varia entre 30 e 60%. E para cada quilo de umidade da biomassa são necessários 2.260 kJ de energia extra do gaseificador para vaporizar a água, e esta energia não é recuperável. Para solucionar o problema da umidade, é necessária a remoção deste excesso através de uma etapa de pré-secagem da biomassa antes de alimentá-la ao gaseificador. A umidade aceitável para garantir a produção de um gás de boa qualidade é entre 10-20%. (Basu, 2010)

A secagem final da biomassa ocorre dentro do reator quando recebe o calor decorrente das demais reações do processo. O calor das reações remove a umidade da biomassa. À medida que a temperatura aumenta os produtos de baixo peso molecular começam a volatilizar. Este processo prossegue até que uma temperatura de 200°C seja atingida (Ruiz, 2013; Basu, 2010).

- Pirólise

A etapa de pirólise, que precede a etapa de gaseificação, ocorre em temperatura até 700°C e envolvem reações de craqueamento térmico, transferência de calor e massa e a produção de gases permanentes (H_2 , CO, CO_2 , CH_4), alcatrão e carvão (resíduos sólidos devolatilizados).

A quebra das moléculas de hidrocarbonetos é influenciada pelo tamanho da partícula, temperatura, pressão e tempo de residência do processo.

As reações de devolatilização liberam muitos componentes e o hidrogênio é utilizado para as ligações moleculares, com isso o nível de H_2 é reduzido nesta etapa. Um produto da pirólise é o alcatrão formado através de condensação do vapor condensável produzido no processo. (Arena, 2012, Basu, 2010, Ruiz, 2013).

- Oxidação

Nesta etapa o carbono da biomassa reage com O₂ do ar produzindo CO₂, CO e vapor de H₂O. A temperatura da combustão varia de 700 a 1.200°C, e a reação libera a energia necessária para as reações de secagem, pirólise e gaseificação. Como parte das reações da gaseificação é endotérmica, a energia para as outras fases é proveniente desta etapa. A reação R5 ($C + O_2 \rightarrow CO_2$) é a que libera maior quantidade de calor 394 kJ/kmol de carbono queimado. A reação R4 ($C + 1/2O_2 \rightarrow CO$) produz CO e libera aproximadamente 111 kJ/mol de calor.

- Redução ou Gaseificação

A fase de redução ou gaseificação é uma reação endotérmica que ocorre a temperatura de 500 a 800°C. Nesta fase o carvão é convertido principalmente em CO e CH₄.

Os fatores que influenciam o processo de gaseificação são (Lora e Venturini, 2012):

- A razão de equivalência ou fator de ar: é a razão entre a relação ar/combustível real utilizada no processo e a relação ar/combustível teórica ou estequiométrica.
- O tipo de agente de gaseificação.
- O tempo de residência, para gaseificadores de leito fluidizado é influenciado pela velocidade de fluidização e para os de leito fixo, pelo tipo de grelha utilizada.
- As características do combustível.
- A utilização ou não de catalisadores.

As pesquisas demonstram que o tipo de biomassa influencia na composição do gás. A Figura 1 mostra conteúdo de hidrogênio do gás produzido para diferentes tipos de biomassas (Udomsirichakorn, 2014).

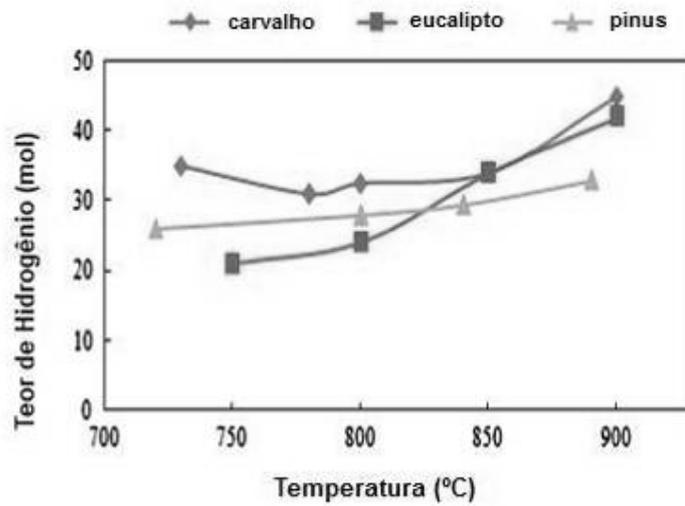


Figura 1. Concentração de hidrogênio do gás da gaseificação com vapor para diferentes espécies de biomassa.

Um aumento no teor de umidade da biomassa provoca um efeito negativo sobre a qualidade do gás produzido, causa uma redução na temperatura do processo, reduzindo a concentração de hidrogênio e poder calorífico do gás como mostra a Figura 2 (Kaushal et al, 2011)

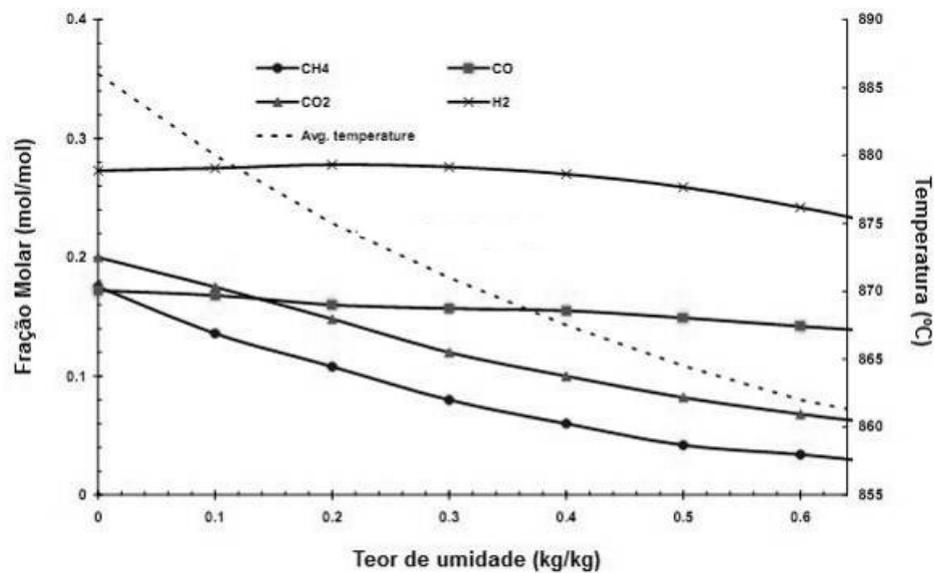


Figura 2. Efeito do teor de umidade da biomassa na qualidade do gás.

2.4.1 Tipos de Gaseificadores

O tipo de gaseificador depende do tipo de combustível utilizado e da forma de injeção de fluido de gaseificação. Os gaseificadores são classificados segundo a pressão em atmosféricos ou pressurizados, e segundo o tipo de leito como em movimento (fixo) ou fluidizado. Os gaseificadores de leito em movimento se dividem em co-corrente, contra-corrente e fluxo cruzado, os de leito fluidizado se dividem em borbulhante e circulante (Panwar et al, 2011).

2.4.1.1 Gaseificador de Leito Fixo

Os gaseificadores do tipo leito fixo consistem de um reator cilíndrico no qual o combustível segue fluxo descendente e o gás produzido tem fluxo descendente ou ascendente dependendo da configuração do gaseificador. São equipamentos de construção simples e geralmente operam com alta conversão de carbono, tem longo tempo de residência, baixa velocidade do gás e reduzido arraste de cinzas.

Dependendo da direção relativa do fluxo do ar e de biomassa, os gaseificadores de leito em movimento (fixo) são classificados em: contra-corrente (“updraft”), co-corrente (“downdraft”) ou fluxo cruzado (“cross-flow”). São sistemas eficientes recomendados para trabalhar com combustíveis de alta densidade e granulometria entre 10-100 mm.

A temperatura na zona de combustão pode alcançar valores até de 1.200 °C (Belgiorno, et al., 2003). A vantagem desse tipo de gaseificador é sua alta eficiência na conversão de carbono, e a produção de um gás com baixo teor de alcatrão (co-corrente) e cinzas (contra-corrente) (Midilli, et al., 2001; Zuberbühler, 2007).

2.4.1.2 Gaseificador de Leito Fluidizado

Esta configuração possibilita um bom contato entre os sólidos e o gás e uma boa circulação das partículas de biomassa além de alta velocidade de reação. As zonas de reação não estão bem definidas como acontece nos reatores de leito fixo.

Esse tipo de gaseificador normalmente utiliza um leito de material inerte, normalmente areia, que intensifica a troca de calor entre as fases gás/sólido e aumenta a eficiência do processo.

Os gaseificadores de leito fluidizado tem boa transferência de calor entre o gás e o sólido devido à boa distribuição de temperatura. Esses gaseificadores são recomendados para plantas com maior capacidade, pois tem melhores características de escalonamento se comparados aos gaseificadores de leito fixo. A desvantagem dessa configuração é que os gases produzidos contem grande concentração de material particulado e alcatrão devido ao processo de fluidização que arrasta este material junto ao gás.

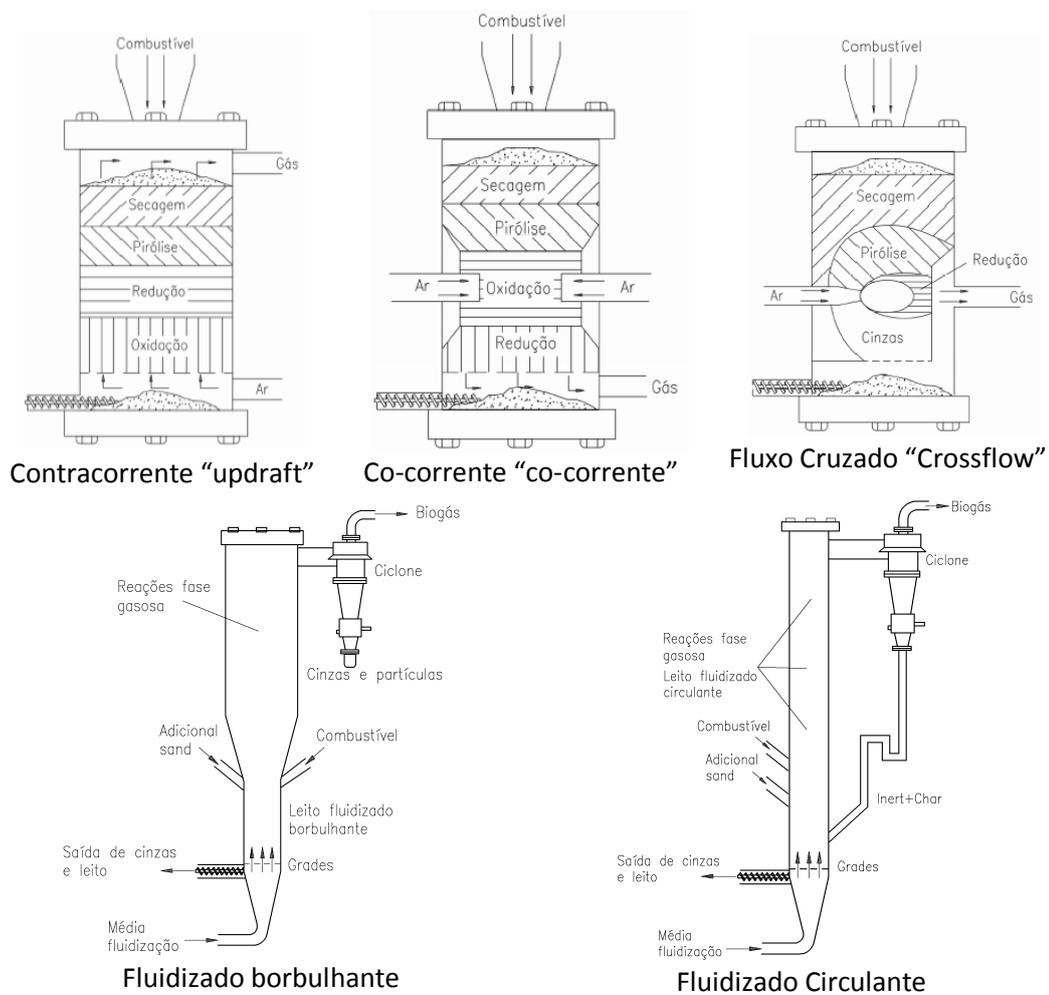


Figura 3. Tipos de gaseificadores

Algumas características dos gaseificadores de leito fixo e fluidizado são apresentadas na Tabela 3 (McKendry, 2002; Van der Drift, et al., 2004; Olofsson, et al., 2005; Abdul Salam, et al., 2010; Gómez-Barea, et al., 2010; Higman, et al., 2008; Rensfelt, 2005)

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

Tabela 3. Características dos gaseificadores

	Co-corrente	Contracorrente	Fluxo cruzado	Circulante	Borbulhante	Arrastado
Temperatura no reator, °C	900 - 1000	300-1000	300- 900	600 - 1000	650 - 950	1100 - 1600 °C
Pressão	Atmosférica	Atmosférica	Atmosférica	1 - 19 bar	1 - 35 bar	20- 50 bar
Tempo de partida (min)	10 - 30	15 - 60	10 - 20	-	-	-
Granulometria biomassa (mm)	20 - 100	5 - 100	40 - 80	13 - 20	50	< 100 µm
Vazão biomassa (ton./dia) base seca	<10	<15	<1	5-180	10-110	-
Velocidade superficial	-	-	-	> 5 m/s	1 - 2 m/s	-
Umidade (% w)	< 15 - 20	< 50	< 7	-	<15	-
Temperatura gás, °C	700	200 - 400	-	-	300;800	900
Eficiência a frio (%)	70	-	-	> 80	75 - 80	-
Escala de aplicação	1 kW _{th} - 1 MW _{th}	1 - 10 MW _{th}	-	20 - 100 MW _{th}	10 - 100 MW _{th}	> 100 MW _{th}

Referência: (McKendry, 2002; Van der Drift, et al., 2004; Olofsson, et al., 2005; Abdul Salam, et al., 2010; Gómez-Barea, et al., 2010; Higman, et al., 2008; Rensfelt, 2005)

2.4.2 Parâmetros operacionais do gaseificador

As condições operacionais do processo de gaseificação são importantes na composição e qualidade do gás gerado. Um dos principais parâmetros que influenciam a mesma é a quantidade de agente oxidante utilizado.

Agente de gaseificação: Os agentes ou fluidos de gaseificação mais utilizados no processo de gaseificação são ar, vapor, oxigênio e misturas deles. O agente oxidante é um dos principais parâmetros que influenciam o processo de gaseificação. Para o processo de gaseificação com ar o indicador utilizado é o Fator de ar (FA), ou Razão de equivalência ou *Equivalence Ratio* (ER). Para a utilização do oxigênio puro, o termo utilizado é razão de gaseificação ou em inglês *Gasifying Ratio* (GR) que é similar ao fator de ar ou razão de equivalência. No processo de gaseificação com vapor o indicador utilizado é a relação vapor-biomassa, também conhecido como *steam-to-biomass ratio* (SBR).

▪ **Razão de Equivalência (ER) ou Fator de Ar (FA)** – é a relação entre a razão ar/combustível real pela razão ar/combustível estequiométrica como apresenta a Equação 10. O Fator de Ar define a fração de combustível gaseificado (oxidação parcial) em relação à proporção de combustível queimado (combustão completa) (Tinaut et al, 2006, Hernández et al, 2006).

$$ER = \frac{(R^{A/C})_{real}}{(R^{A/C})_{esteq}} \quad 10$$

O volume teórico de oxigênio necessário para queimar completamente 1kg de combustível é dado pela Equação 11. (Basu, 2000)

$$VO_2 = (1,866 \times \frac{C}{100} + 5,56 \times \frac{H}{100} + 0,7 \times \frac{S}{100} - 0,7 \times \frac{O}{100}) Nm^3 / kg_{comb} \quad 11$$

Como o ar contem cerca de 21% de O₂ por volume, quando 1 kg de combustível sólido, líquido ou gasoso é queimado completamente, este requer uma quantidade de ar em volume dada pela Equação 12.

$$(R A / C)_{esteq} = Var = \frac{1}{0,21} (1,866 \times \frac{C}{100} + 5,56 \times \frac{H}{100} + 0,7 \times \frac{S}{100} - 0,7 \times \frac{O}{100}) Nm^3 / kg_{comb} \quad 12$$

A relação ar/combustível estequiométrico é portando, determinada em m³/kg nas condições normais de temperatura e pressão (1atm e 0°C) de acordo com a Equação 10.

$$(R A / C)_{esteq} = 0,0889 \times (C + 0,375S) + 0,265 \times H - 0,0330Nm^3 / kg_{comb} \quad 13$$

A relação ar/combustível real é calculada considerando a quantidade de biomassa consumida na operação do reator (m_b), a vazão volumétrica de ar (V_{ar}) e o tempo de operação (t) como mostra a Equação 14 (Makray, 1984).

$$(R A / C)_{real} = \frac{(V_{ar} \times t)}{m_b} \quad 14$$

Neste trabalho, será definido o intervalo para o ER e a partir desta consideração, calculado a vazão real de ar a ser utilizada no processo como mostra a Equação 10.

De acordo com Narváez (1996) a razão de equivalência adequada ao processo de gaseificação varia entre 0,2 e 0,4, ou seja, para cada kg de combustível são necessários de 20 a 40% da quantidade estequiométrica requerida na combustão. Valores inferiores a 0,2 ocasionam problemas decorrentes da gaseificação incompleta como a formação excessiva de carbono fixo e um gás de baixo poder calorífico. Um fator de ar superior a 0,4 provoca formação de produtos decorrentes da combustão, por exemplo, CO₂ e H₂O ao invés de CO e H₂, reduzindo o poder calorífico do gás, (Basu, 2010).

- **ER_{eq} ou GR- (RE_{H2O+O2})-** A razão de gaseificação GR (Gasifying Ratio, [(kgH₂O+O₂/h)/(kg biomassa/h)]) é o equivalente a razão de equivalência (ER) ou fator de ar, desconsiderando a parcela de nitrogênio presente no ar, como apresenta a Equação 11. Para efeito de simplificação, neste trabalho o gasifying ratio será chamado de ER_{eq}. (Fator de ar equivalente) ou apenas ER. E a mistura vapor+ oxigênio será composta do somatório da quantidade de oxigênio puro e o vapor.

- **Razão vapor/biomassa injetada** – A utilização de vapor no processo de gaseificação tem por objetivo aumentar os teores de hidrogênio no gás produzido, O vapor favorece a reação de *water-gas-shift* que ocorrem no interior do reator e são as responsáveis

pela formação de H₂ e CO. O intervalo mais estudado da razão SBR (*Steam to biomass fed ratio*), [(kg H₂O)/(kg biomassa)] está entre 0,2 a 2,0 (Corella, 2008). No estudo realizado por Lv et al (2007) para gaseificador do tipo co-corrente foram considerados valores entre 0,32 e 0,69.

A relação *Steam-to-biomass* (SBR) é calculada Segundo a Equação 15 (Siedlecki, 2011). Neste trabalho a faixa de valores para SBR será de 0,4- 1,5.

$$SBR = \frac{\text{Fluxo massa do vapor} + \text{fluxo massa de umidade do combustível}}{\text{Fluxo de combustível fornecido livre de cinza}} \quad 15$$

Na Tabela 4 são apresentados os resultados de alguns estudos realizados por pesquisadores com misturas de ar + vapor e o teor de hidrogênio no gás obtido. (Adaptado de Corella, 2008).

Tabela 4. Estudos realizados com misturas ar + vapor

Relação vapor Biomassa	Referência	Teor de H₂ (%)	Teor de Alcatrão (g/Nm³)	PCI (MJ/Nm³)
0,40 - 2,6	Corella et al (1991)	50-60	70	-
0,40 - 1,5	Corella et al (1994)	45-60	40	-
0,20 - 1,2	Wei et al (2006 e 2007)	36-45	1,5	-
0,40 - 2,6	Herguido et al (1992)	50-60	10-60	10-14
0,45 - 0,80	Franco et al (2003)	21-35	-	-
0,28 - 0,90	Pfeifer et al (2004 e 2006)	41-45	-	-
0,40 - 1,2	Wang et al 2007	20-54	-	11-14,7
0,85 - 1,5	Siedlick (2010)	19,4-35,9	5,9-7,5	-
0,32 - 0,69	Pengmei Lv, et al (2007)	26,42-30,51	2,77-7,86	9,04-9,92
0,5 - 1,5	Chang et al (2011)	13,5-18,56	-	6,5-7,6

2.4.3. Gaseificação em duplo estágio

Um dos grandes problemas da tecnologia de gaseificação da biomassa é a formação de alcatrão devido ao alto teor de substâncias voláteis. Outro problema encontrado nesta tecnologia é a formação de material particulado, enxofre e nitrogênio, ambos contaminantes que necessitam ser removidos do gás para determinadas aplicações. (Cui et al, 2010).

Uma alternativa ao problema descrito anteriormente, é a utilização da gaseificação com duplo estágio de fornecimento de agente oxidante para reduzir o teor de alcatrão.

A gaseificação em duplo estágio consiste no fornecimento de agente de gaseificação na região de pirólise e redução. O processo de gaseificação em duplo estágio é realizado em dois estágios sendo que no primeiro são liberados os voláteis presentes na biomassa, e no segundo estágio os produtos formados na etapa de pirólise são gaseificados em alta temperatura. O fornecimento do ar no segundo estágio aumenta a temperatura na região de redução, obtendo-se teores de alcatrão em torno de 40 vezes menores aos produzidos num gaseificador de simples estágio sob as mesmas condições (Devi, *et al.*, 2003).

A Figura 4 apresenta um esquema do processo de gaseificação em duplo estágio.

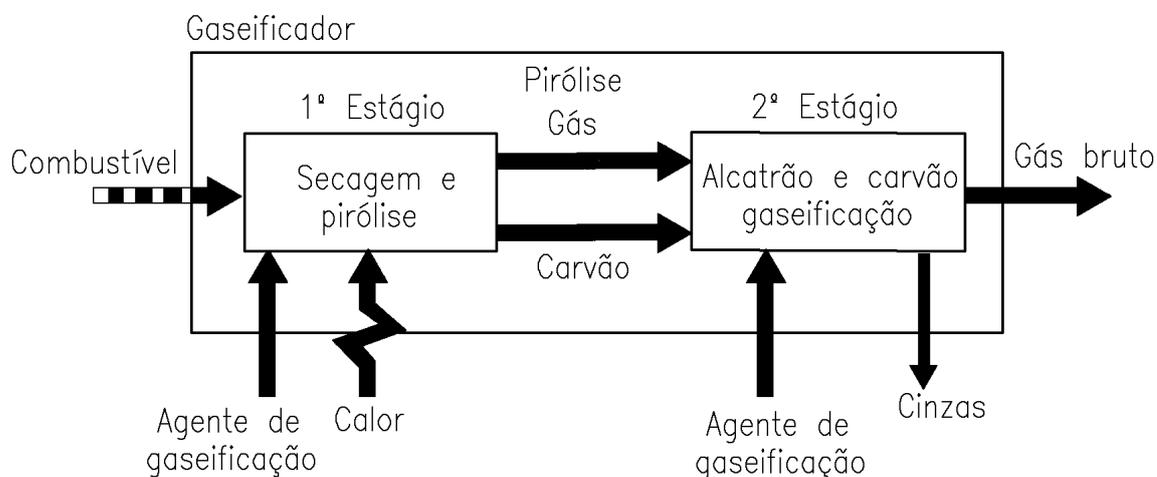


Figura 4. Gaseificação em duplo estágio

Existem algumas configurações para esta tecnologia, por exemplo, à existência de duas câmaras de reação separadas fisicamente (Figura 5). (Henriksen, 2006)

O projeto de gaseificação em duplo estágio desenvolvido pela Universidade da Dinamarca consiste de uma unidade de pirólise onde os voláteis são liberados, aquecida externamente pelos gases de exaustão de um motor conectado ao sistema. Há uma segunda câmara, o gaseificador propriamente dito, onde ocorre a gaseificação e o craqueamento do

alcatrão formado na etapa anterior. O gás produzido neste equipamento tem uma concentração média de alcatrão em torno de $35\text{mg}/\text{Nm}^3$. (Bhattacharya, 2002)

O sistema conta com um sistema de limpeza de gases e um motor de combustão interna para geração de eletricidade. A Figura 5 apresenta um esquema desta configuração (Henriksen, 2006).

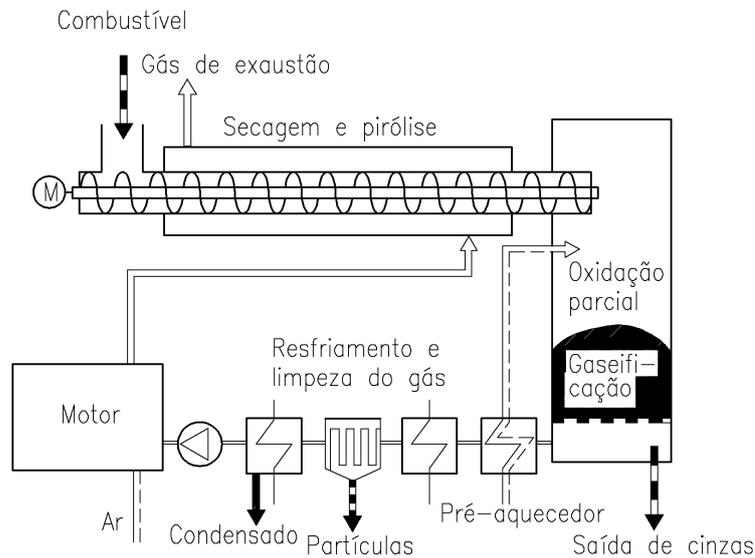


Figura 5. Esquema de gaseificação de duplo estágio

Outra configuração de gaseificador de duplo estágio, desenvolvido pelo *Asian Institute of Technology* (AIT) na Tailândia, consiste na injeção de agente oxidante em duas regiões de um único reator, a de pirólise e combustão. Os voláteis formados na região de pirólise devem passar pela região de alta temperatura (oxidação) onde ocorre o craqueamento térmico do alcatrão propiciando a produção de um gás mais limpo. A Figura 6 apresenta um esquema desta tecnologia. (Devi, 2003)

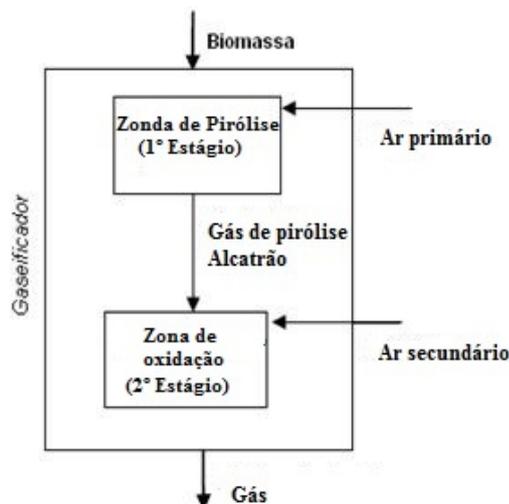


Figura 6. Gaseificador com duplo estágio de alimentação do agente de gaseificação.

Algumas modificações têm sido sugeridas para melhorar a qualidade do gás produzido em gaseificadores de leito fluidizado. Foi realizado um estudo num gaseificador de leito fluidizado circulante com o objetivo de produzir um gás com melhor poder calorífico e livre de nitrogênio.

O gaseificador de leito fluidizado foi dividido em duas zonas, uma zona de gaseificação com vapor como meio de fluidização e uma zona de combustão utilizando o ar. O material do leito permite a transferência de calor entre as duas regiões de reação. A biomassa e vapor são injetados na região de gaseificação e o ar na zona de combustão.

As reações exotérmicas na zona de combustão fornecem a energia necessária para as reações endotérmicas da gaseificação com vapor.

Um esquema desta tecnologia é representado na Figura 7 (Devi *et al*, 2003).

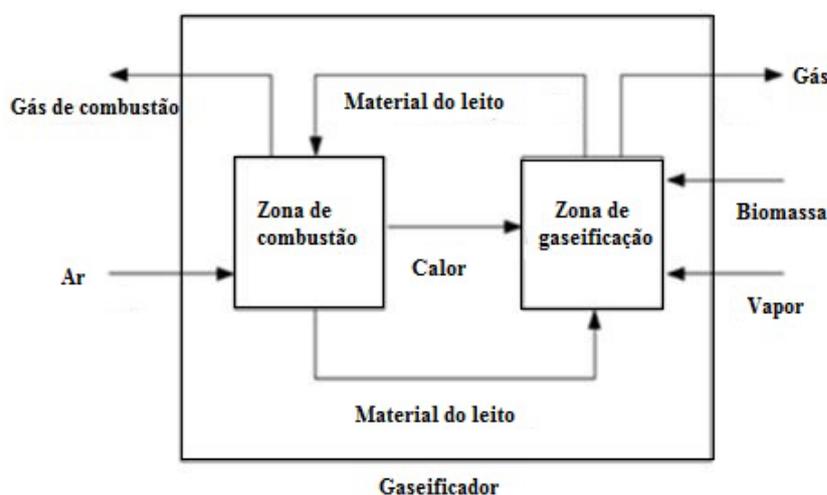


Figura 7. Gaseificador de leito fluidizado de duplo estágio.

Existem alguns estudos que apresentam uma avaliação experimental dos sistemas de gaseificação com duplo estágio utilizando ar como agente de gaseificação. Estas pesquisas mostram uma redução do teor de alcatrão quando se utiliza duplo estágio de fornecimento de fluido oxidante.

A Tabela 5 apresenta alguns estudos realizados com gaseificadores de duplo estágio.

Tabela 5. Gaseificação de biomassa em gaseificadores de duplo estágio

Gaseificadores/Biomassa	Temperatura da Operação	Teor de alcatrão	Injeção de ar no segundo estágio	Referência
Leito fluidizado/Madeira	840–880 °C	3,7 g/Nm ³	Acima do ponto de fornecimento de biomassa.	Pan et al 1999
Leito fluidizado/Madeira	910-950 °C	16-28 g/Nm ³	Região livre do leito fluidizado.	Narvaéz et al, 1996
Leito fluidizado/Madeira		50 mg/Nm ³		Milne, 1998
Co-corrente/Madeira		19,0 – 34,0 mg/Nm ³ 9,24 mg/Nm ³ (com armazenamento de gás e aumento de tempo de retenção)		Bhattacharya et al, 1999
Leito fluidizado/Madeira	750 - 860 °C	<10 mg/Nm ³	Região livre (recirculação dos gases)	Cao et al, 2006
Gaseificador de múltiplos estágios/Casca de coco.	700-900 °C	28 mg/Nm ³	Três estágios de fornecimento de ar	Bhattacharya et al, 2001
Reator de duas etapas/ Resíduos de plástico. Utilização de carvão ativado e dolomita no interior do gaseificador.	739-860 °C	0,2 – 5,75 mg/Nm ³	Ar primário aquecido até 800 °C Ar secundário no alimentador (zona de pirólise)	Kim et al, 2011
Co-corrente /Madeira	800 °C	43,2 mg/ Nm ³	Região de pirólise mistura ar - gás.	Jaonaruek et al, 2011
Co-corrente		< 0,1 g/Nm ³	Após a zona de pirólise. /Aquecimento externo.	Susanto et al, 1996
Duas etapas do gaseificador de leito fluidizado, craqueamento do alcatrão com carvão ativado.	820–829 °C	5-25 mg/Nm ³	Zona de pirólise. Ar primário aquecido até 750 °C	Mun et al, 2010
Gaseificador de leito fluidizado borbulhante pressurizado	650-850 °C	3-17g/Nm ³	Ar comprimido	Wu et al, 2003

Gaseificador de leito fluidizado borbulhante. Biomassa misturada com dolomita calcinada.	750-850 °C	2-28g/Nm ³	Ar (10%) pelo segundo nível.	Narváez et al, 1996
Gaseificação em Reatores separados.	700-1000 °C	5-15 mg/m ³	Fornecimento de ar na área de pirólise e gaseificação.	Haselbacher et al, 2005

Num estudo realizado por Jaojaruek et al (2011) observa-se que o fornecimento de ar secundário aumenta a temperatura na região de combustão e conseqüentemente uma redução do teor de alcatrão bem como um aumento do poder calorífico do gás. Outro aspecto a se observar é que o fornecimento de ar misturado com uma parcela do gás produzido no processo no estágio secundário também reduz o teor de alcatrão de 1.270 mg/Nm³ para 43,2 mg/Nm³ e aumenta o PCI do gás de 4,57 MJ/Nm³ para 6,47 MJ/Nm³ como mostra a Tabela 6. (Jaojaruek et al, 2011).

Tabela 6. Influência do segundo estágio no teor de alcatrão do gás.

Temperatura de gaseificação °C			Poder calorífico do gás MJ/Nm ³			Teor de alcatrão, mg/Nm ³		
SE	DE	DEM	SE	DE	DEM	SE	DE	DEM
712	760	800	4,57	5,45	6,47	1.270	114,4	43,2

SE. Simples estágio, DE. Duplo estágio, DEM. Duplo estágio com ar-gás previamente misturado.

Outro fator que influencia a composição do gás em processos de gaseificação é a utilização de pré-aquecimento do ar que ocasiona uma redução no teor de alcatrão devido ao aumento da temperatura na região de gaseificação.

A Figura 8 apresenta o teor de alcatrão do processo com e sem pré-aquecimento do ar.

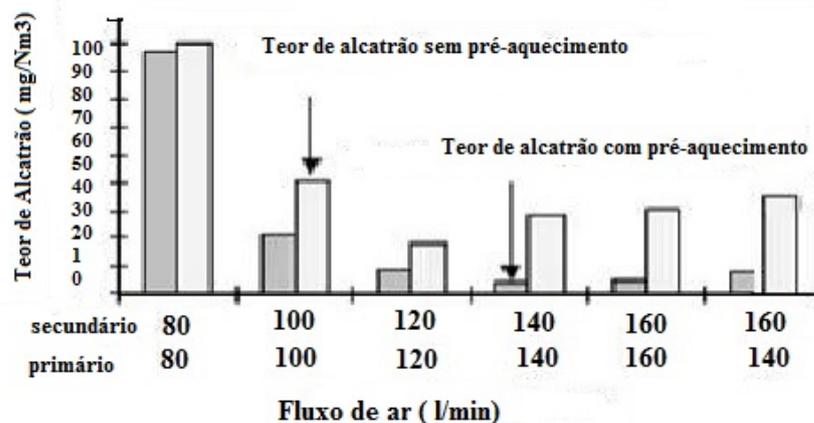


Figura 8. Comparação do teor de alcatrão com e sem pré-aquecimento do ar

Uma alternativa para a redução dos teores de alcatrão no gás é a injeção fixa de ar no primeiro estágio e um aumento do fluxo de ar no segundo como pode ser observado na Tabela 7 (Battacharya et al, 1999).

Tabela 7. Efeito do fornecimento de ar no segundo estágio sobre o teor de alcatrão de gás.

Ar primário, l/min	Ar secundário, l/min	Teor de alcatrão, mg/Nm ³
80	80	250
80	100	165
100	80	110
100	100	70
120	80	110
120	120	50

O NEST/UNIFEI como mencionado anteriormente tem desenvolvido pesquisas com gaseificação de duplo estágio. O gaseificador co-corrente de duplo estágio foi testado com lenha de eucalipto utilizando ar como agente de gaseificação e na Tabela 8 é apresentada a composição do gás e seu poder calorífico para as diferentes condições de operação (Martínez et al, 2011)

A Figura 9 apresenta o perfil de temperatura do reator desde sua partida até atingir a condição de gaseificação.

A temperatura da zona de combustão (região onde é injetado o ar de segundo estágio) aumenta mais rapidamente até atingir um regime estável com temperatura em torno de 700 a 850 °C, aproximadamente. Observa-se uma flutuação na temperatura nesta região do gaseificador durante toda a operação.

A temperatura da zona de pirólise tem uma variação maior do que na região de combustão, apresentando flutuações em torno de 400 °C. Esse fenômeno pode ser explicado pela queima, em determinados momentos, dos compostos materiais liberados durante a volatilização criando regiões de temperatura elevada e também pela movimentação mais rápida do material.

A região de redução (gaseificação) apresenta um comportamento mais estável, sendo a região de menor variação na temperatura, não se observando picos da mesma.

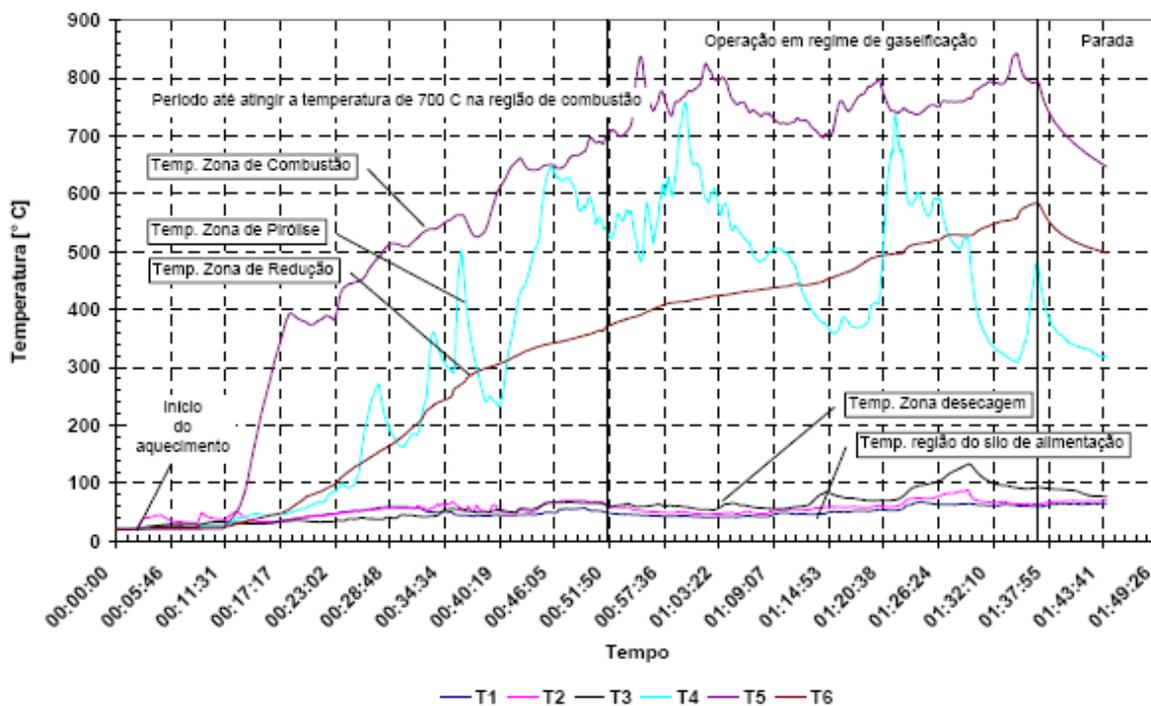


Figura 9. Gráfico de partida do gaseificador a partir da temperatura ambiente

A Figura 10 apresenta a composição dos gases produzidos no reator durante o processo. Observa-se que após uma hora de operação obteve-se um regime estável nas concentrações dos gases.

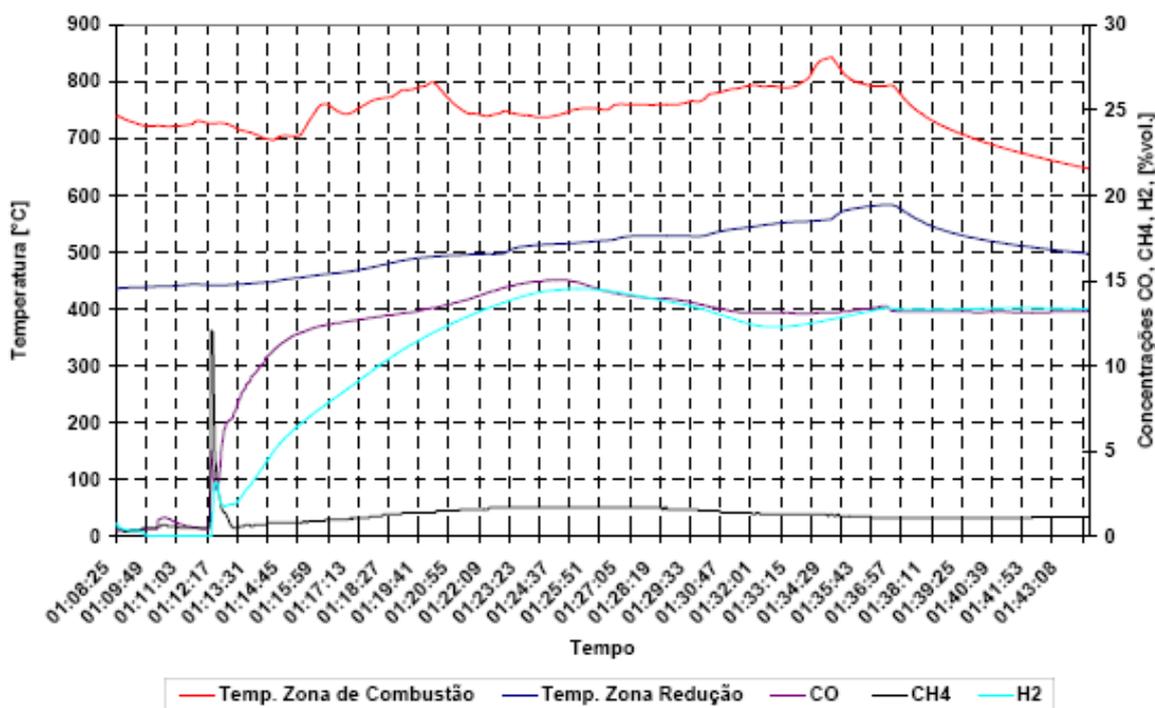


Figura 10. Análise de gases combustíveis do gaseificador.

Na Tabela 8 são apresentados os valores médios da composição do gás e o poder calorífico para as diferentes condições de operação.

Tabela 8. Concentração de CO, CH₄, H₂ e PCI para Ra = 0%, 40% e 80%

Nº teste	Ra (%)	Ar 1 (Nm ³ /h)	Ar 2 (Nm ³ /h)	Ar total (Nm ³ /h)	H ₂ (%vol)	CO (%vol)	CH ₄ (%vol)	CO ₂ (%vol)	PCI (MJ/Nm ³)
1	0	18,00	0,00	18	14,62	15,15	1,71	15,36	4,11
2		20,00	0,00	20	17,71	18,59	1,71	13,31	4,87
3		22,00	0,00	22	15,41	16,67	1,87	13,53	4,9
4	40	12,86	5,14	18	14,88	18,30	2,05	15,39	4,65
5		14,29	5,71	20	16,61	20,73	1,85	13,52	5,08
6		15,72	6,28	22	16,91	20,90	1,82	12,08	5,12
7	80	10,00	8,00	18	15,38	17,60	1,38	15,13	4,38
8		11,12	8,88	20	17,14	19,20	1,30	14,22	4,74
9		12,23	9,77	22	16,15	19,08	1,35	13,47	4,64

Nota: Ra, quociente das vazões de ar entre o primeiro e o segundo estágio.

A partir dos testes realizados no gaseificador do NEST/UNIFEI obteve-se um valor médio para o hidrogênio de 16,09 %v e para monóxido de carbono de 18,47 %v e a relação H₂/CO foi de 0,80-0,97.

O maior poder calorífico do gás (5,12 MJ/Nm³) foi obtido para uma vazão total ar de 22 Nm³/h (R_a=40%) e razão equivalente (ER) de 0,4.

Foram realizadas análises do teor de alcatrão e material particulado do gás produzido neste gaseificador e os resultados são apresentados na Tabela 9.

Tabela 9. Teor de alcatrão e partículas no gás para Ra = 0%, 40% e 80%.

Nº teste	Ra (%)	Ar total (Nm ³ /h)	Alcatrão (mg/Nm ³)	Particulado (mg/Nm ³)	T secagem (°C)	T pirólise (°C)	T oxidação (°C)	T redução (°C)
1	0	18,00	1269,64	216,44	91,58	527,25	715,81	553,97
2		20,00	418,95	146,03	88,3	683,4	663,71	540,95
3		22,00	144,71	141,63	83,51	592,64	706,39	586,12
4	40	12,86	76,091	142,39	114,42	608,06	743,99	577,16
5		14,29	104,99	107,16	112,89	633,64	727,03	587,26
6		15,72	78,57	164,99	138,71	689,39	793,56	696,74
7	80	10,00	158,49	97,19	43,16	644,16	772,71	552,32
8		11,12	54,25	102,4	63,01	686,69	757,95	579,83
9		12,23	90,24	264,2	156,42	768,92	777,96	668,77

O teor de alcatrão e material particulado diminui com o aumento da vazão de ar, o maior conteúdo de alcatrão (1.269,64 mg/Nm³) e partículas (216,44 mg/Nm³) foi obtido para uma vazão total de ar de 18 Nm³/h e R_a=0. Este resultado é devido à baixa temperatura na zona de pirólise associado ao fato do gaseificador trabalhar com simples estágio.

O menor teor de alcatrão obtido foi para uma vazão de ar de 20 Nm³/h e R_a=80%, entretanto este não é o resultado que apresenta maior poder calorífico.

Através de um balanço de massa e energia calcula-se a eficiência a frio e a potência do gás produzido no gaseificador. Deste trabalho concluiu-se que a condição que apresentou maior eficiência foi para um ER=0,35 e distribuição nos estágios Ra= 80%. Para Ra = 80%, e uma ER=0,35 a eficiência e a potência mostram valores de 70,78% e 50,26 kW, respectivamente. Para esta condição não se obteve o maior PCI, entretanto obteve-se o menor teor de alcatrão. (Martínez *et al*, 2011).

Na pesquisa de Noguera, 2012, foi realizada uma análise da composição do gás e teor de alcatrão e material particulado no gaseificador co-corrente com duplo estágio de fornecimento de ar. Os testes experimentais foram realizados variando as condições operacionais do gaseificador: a vazão de ar entre 18 e 22 Nm³/h e a relação de ar entre os dois estágios (Ra) entre 0% e 80%, com o objetivo de avaliar os efeitos destes no teor de alcatrão e material particulado e na composição do gás.

Os resultados mostraram que a relação de ar entre os dois estágios e a vazão de ar têm efeito significativo na variação da temperatura, permitindo uma redução do alcatrão em 87% na operação com duplo estágio de fornecimento de ar. A concentração de alcatrão no gás variou entre 54,25 a 1269,0 mg/Nm³ para diferentes condições operacionais consideradas. E o teor de material particulado foi de 97,19 a 216,44 mg/Nm³. Para a melhor condição operacional o gás apresentou teores de alcatrão e material particulado de 54,25 ± 0,66 mg/Nm³ e 102,4 ± 1,09 mg/Nm³ respectivamente, utilizando uma vazão total de ar de 20 ± 0,45 Nm³/h e uma relação de ar entre os dois estágios de 80%. Nesta condição o poder calorífico inferior do gás foi de 4,74 ± 0,5 MJ/Nm³.

Restrepo (2013) propôs avaliação experimental de um sistema de limpeza de gases do processo de gaseificação de eucalipto no reator co-corrente do NEST/UNIFEI com fornecimento de ar em duplo estágio para uso do gás combustível em uma célula de oxido sólido (SOFC). Os teores de alcatrão e material particulado antes do sistema de limpeza foi de 321,48 mg/Nm³, 178,46 /Nm³ respectivamente. Após os sistemas de limpeza propostos os teores de alcatrão e particulado reduziram para 18mg/Nm³ e 17mg/Nm³ respectivamente.

2.4.4 Gaseificação de biomassa com misturas ar + vapor

A gaseificação de biomassa utilizando vapor apresenta algumas vantagens, como por exemplo, o gás produzido tem alto teor de H₂, CO e poder calorífico dependendo das condições operacionais utilizadas. O gás pode ser usado como combustível ou gás de síntese de acordo com sua composição. Entretanto esta tecnologia requer o fornecimento externo de vapor além da necessidade de limpeza catalítica do gás por seu alto teor de alcatrão. (Li et al, 2012; He, et al, 2012)

A relação vapor /biomassa (SBR) é um parâmetro importante assim como a temperatura, pois ambos têm uma grande influência na composição do gás com relação aos teores de H₂ e CO.

Têm sido realizados trabalhos experimentais utilizando diferentes tipos de gaseificadores e de biomassa com o objetivo de investigar os efeitos da injeção de vapor na composição e poder calorífico do gás. O objetivo desses estudos é estabelecer a relação SBR que maximiza a produção de hidrogênio. Um resumo dos principais trabalhos realizados nos últimos anos é apresentado na Tabela 10.

Os trabalhos citados têm o objetivo de encontrar as condições ótimas de operação para garantir a maior produção de hidrogênio utilizando vapor. Os gaseificadores de leito fluidizado à pressão atmosférica são os mais utilizados, observando que os resultados são diferentes considerando as mesmas condições operacionais.

Os resultados mostram que parâmetros operacionais do gaseificador e as características da biomassa influenciam na composição e na qualidade do gás.

Tabela 10. Gaseificação com misturas de ar + vapor

Reator	Tipo de biomassa	ER	SBR	H ₂ (%)	CO (%)	gH ₂ /kg biom.	PCI gás (MJ/Nm ³)	Referência
Fluidizado	Pellets de madeira	0,33-0,38	0,22-0,60	8,7-16,2	11,9-15,9	17,8	4,76 - 5,15	Campoy et al, 2009
Fluidizado	Celulose	0,27	0-1,50	13,50-18,56	-	-	6,55 - 7,61	Chang et al, 2011
Fluidizado	Resíduos sólidos municipais	-	0-2,66	34,6	21,1	-	-	Li et al, 2012
Fluidizado	Resíduos de Palmeira	-	1,2-2,5	57,77-84,62	-	10,90-150,99	-	Yusup et al, 2014
Fluidizado	Aparas de madeira	-	0,75-1,60	34,1-37,7	16,8-24,4	-	-	Pfeifer et al, 2011
Fluidizado	Pellets de madeira	-	0,8	26-28	32-34	-	13	Saw, 2012
Fluidizado	Madeira de Pinho	-	0,8-2,0	56-58	16-21	31,83-45,23	-	Song et al, 2012
Updraft-contracorrente	Algaroba	0,23-0,37	0-0,45	3,0-11,0	8,0-20,0	45,05-135,4	8,10-13,40	Chen et al, 2013
Fluidizado	Serragem	0,277-0,424	0 - 2,5	10,5-28,3	18,9 - 26,2	3,0-59,0	3,15 - 4,50	Sreejith et al, 2013
Fluidizado	Gramma	-	1-1,1	41,66-45,89	23,98-25,64	-	-	Michel et al, 2011
Fluidizado	Lodo de esgoto	0,3	0,5-1,0	13,3-16,8	7,5-9,1	-	-	Andrés et al, 2011
Fluidizado	Resíduos derivados de animais	-	0,3-0,9	40-45	jul/13	-	8 - 10	Xiao et al, 2010
Fluidizado	Casca de arroz	-	-	38,80-42,62	19,98-29,26	-	10,8- 12,1	Boateng, et al, 1992
Fluidizado	Serragem	-	0,4-1,0	18,7-21,6	53,2-55,3	-	-	Detournay et al, 2011
Downdraft- cocorrente	Pinho	0,2-0,25	0,03-0,36	14,1-17,1	14,2-21,9	-	5,2 - 5,4	Ran et al, 2012

Legenda: (ER). *Equivalence Ratio*- Razão de equivalência-Relação ar combustível real/ ar combustível estequiométrica

(SBR). *Steam-to-biomass Ratio* -Relação vapor/biomassa.

A temperatura é um parâmetro importante para o aumento da concentração de H₂ e CO. O aumento da temperatura do processo favorece as reações de gás-água e Boudouard o que contribui para o acréscimo da concentração de H₂ e CO no gás. A diminuição no dióxido de carbono e no aumento de monóxido de carbono com o aumento da temperatura foi atribuído à reação de Boudouard. Este comportamento pode ser observado na Figura 11. (Smolinski et al, 2010; Wang et al, 2011, Nipattummakul et al, 2010).

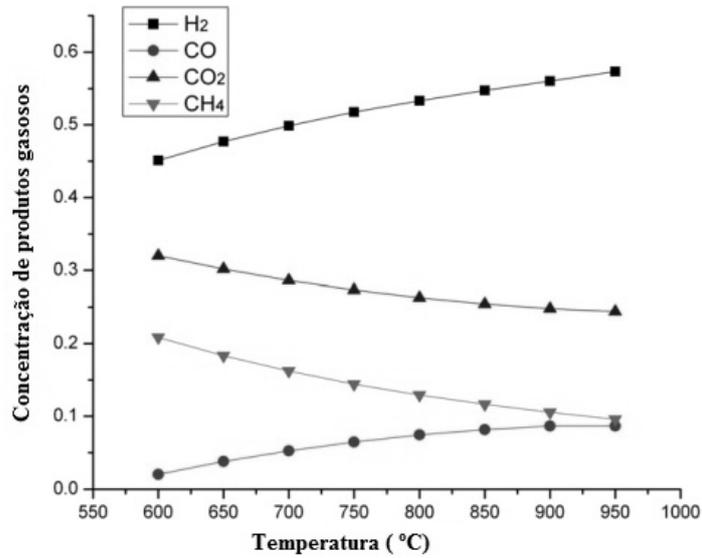


Figura 11. Efeito da temperatura sobre a composição do gás

As Figura 12 a Figura 14 mostram que o aumento da relação vapor-biomassa produz um gás com maior teor de H₂, maior poder calorífico e eficiência do processo, (Abaudala, 2010; Yoon, 2011; Wang et al, 2011; Wang, 1992).

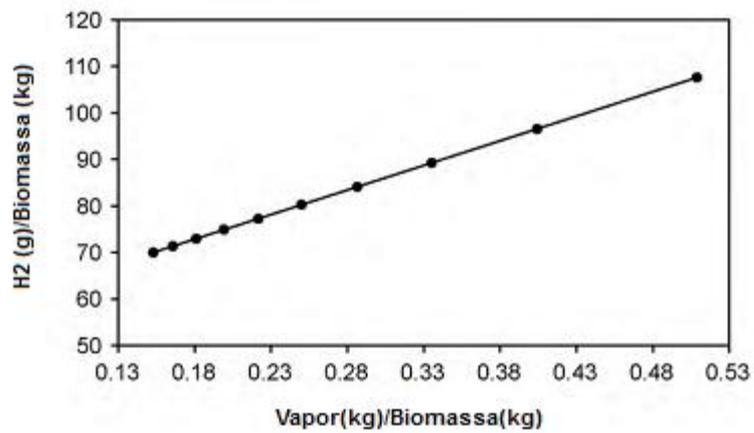


Figura 12. Efeito da relação vapor/biomassa na produção de gás hidrogênio.

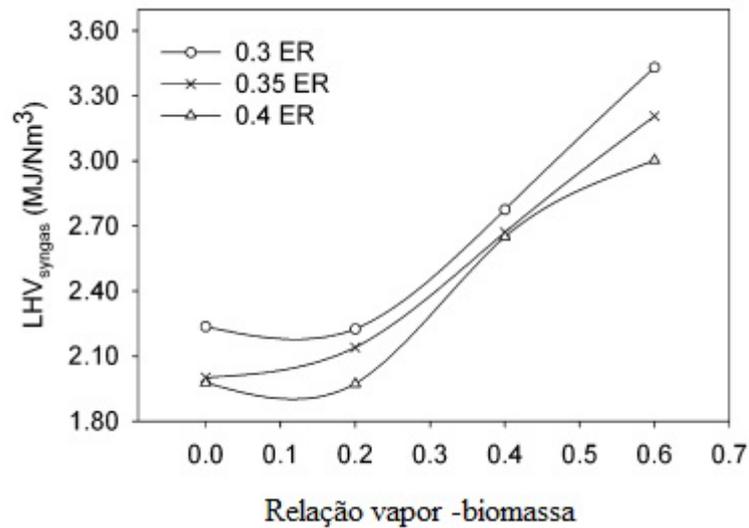


Figura 13. Efeito da relação vapor/biomassa no poder calorífico do gás.

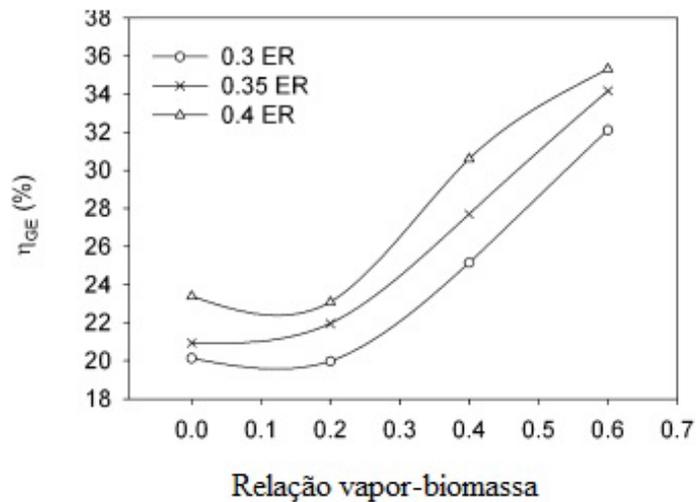


Figura 14. Variação da eficiência de gaseificação para diferentes relações de vapor/biomassa.

Embora o aumento na relação vapor - biomassa ocasione um aumento no teor de hidrogênio, o vapor saturado dependendo da temperatura e da quantidade utilizada, reduz a temperatura da região de gaseificação (Figura 15) (Yoon, 2011). Neste caso é necessário determinar as condições ótimas para a relação SBR para alcançar a máxima produção de hidrogênio.

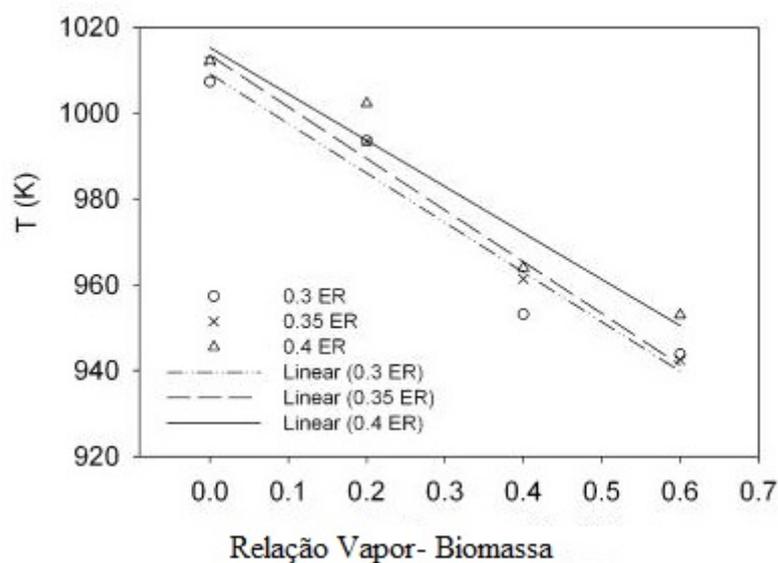


Figura 15. Variação de temperatura da gaseificação em função da relação vapor/biomassa.

De acordo com He (2012), a influência de SBR no desempenho da gaseificação pode ser explicada por dois aspectos. Num primeiro momento a presença de vapor contribui com o aumento da temperatura do reator e a produção de um gás com maiores teores de H_2 e CO. Numa segunda etapa do processo, o aumento da relação SBR reduz a temperatura do reator ocasionando redução nas concentrações de H_2 e CO e no poder calorífico do gás.

A gaseificação de carvão, resíduo da pirólise de biomassa, para uma ER=0,36 e SBR=0,45 obteve-se 3,72 $kg_{gás}/h$, o teor de hidrogênio foi de 19,25 $kg_{H_2}/kg_{gás}$ e poder calorífico de 4,16 MJ/Nm^3 . Deste estudo conclui-se que há um valor ótimo para SBR que garanta uma relação ótima de H_2/CO . (He, 2012).

O trabalho de Li (2012) confirma o apresentado nas pesquisas anteriores, no sentido de que há uma relação SBR ótima que favorece a maior produção de hidrogênio.

A Figura 16 apresenta o comportamento da produção do gás e sua composição com a variação do SBR durante a gaseificação de resíduos sólidos urbanos. Observa-se uma curva crescente de produção de hidrogênio e depois de se atingir o pico de produção há um decréscimo da mesma. Isto é devido a grande quantidade de vapor a baixa temperatura fornecida ao processo. Nota-se que a concentração de monóxido de carbono apresenta um comportamento decrescente, isto se deve ao fato de que há maior favorecimento a reações de reforma a vapor devido ao aumento da quantidade de vapor.

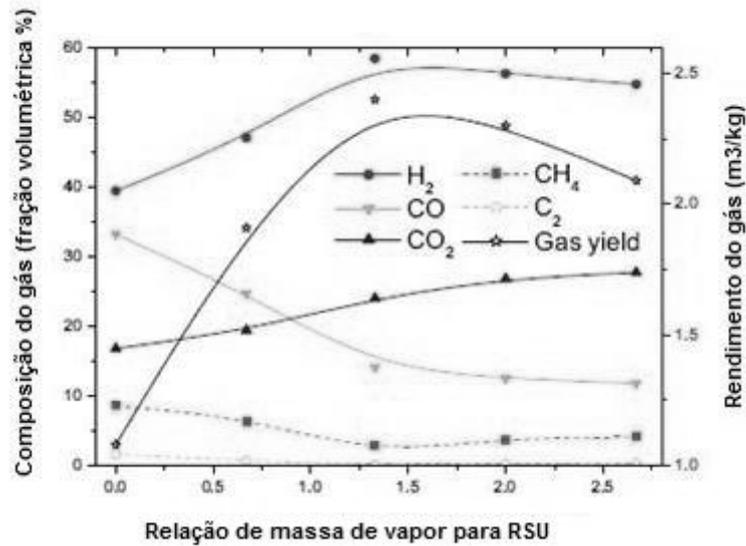


Figura 16. Efeito do SBR sobre a produção do gás e sua composição Li (2012)

Song et al (2012) durante a gaseificação de biomassa em reatores de leito fluidizado duplo obteve valores ótimos de SBR=1.4 para alcançar a máxima produção de hidrogênio a 820 °C como mostra a Figura 17.

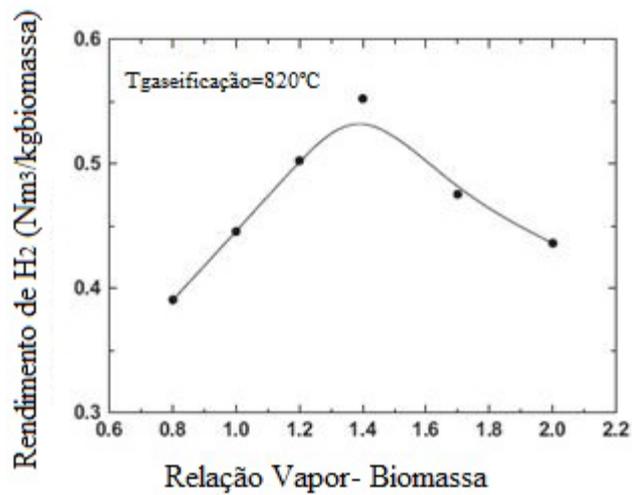


Figura 17. Efeito do SBR sobre a produção de hidrogênio

Experimentos foram realizados em um gaseificador co-corrente usando ar e vapor como agentes oxidantes (Figura 18) (Gai et al, 2012)

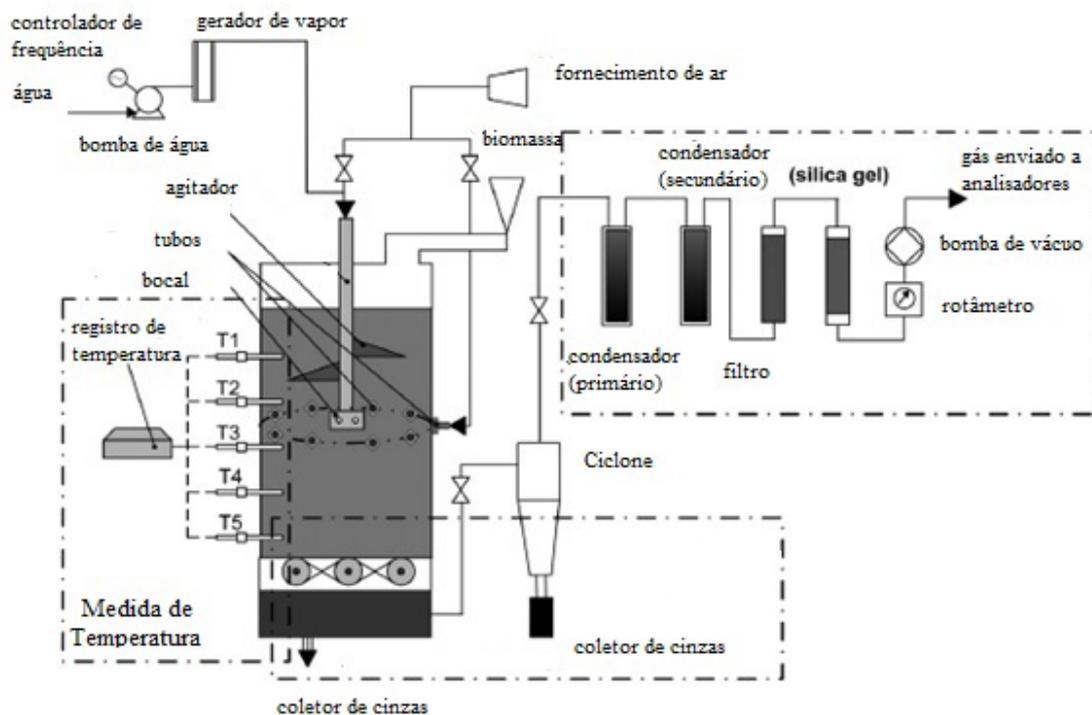


Figura 18. Esquema do gaseificador co-corrente utilizado nos testes com vapor.

O objetivo desta investigação foi avaliar a formação de enxofre durante a gaseificação de biomassa não lenhosa.

Foram avaliados três parâmetros operacionais, a razão de equivalência (ER), relação vapor-biomassa (SBR) e tamanho da partícula de biomassa. Foram analisadas faixas de valores para ER de 0,2 e 0,4; SBR de 0,8 e 1,2 e tamanho das partículas de biomassa de 2,5 e 8,5 mm.

Os resultados indicam que as condições operacionais influenciam significativamente a formação de compostos de enxofre, e a relação de equivalência foi o parâmetro que mais influenciou este comportamento.

2.4.5 Gaseificação de biomassa com misturas vapor + oxigênio

O uso de oxigênio (O₂) como agente de gaseificação apresenta uma série de vantagens tais como: o gás gerado não é diluído em nitrogênio e há um menor teor de partículas e alcatrão no gás como consequência das altas temperaturas de operação. A principal desvantagem da utilização de oxigênio se deve ao alto custo da sua produção (Tijmensen, 2000; Wang et al, 2008)

Enquanto a gaseificação com ar produz um gás com baixo teor de hidrogênio (8 - 14% vol) e baixo poder calorífico (4 - 6 MJ/Nm³), a gaseificação com vapor estimula a produção de hidrogênio e produz um gás com um poder calorífico moderado. Os custos operacionais com a utilização de vapor tomam valores entre os custos com ar e oxigênio.

A gaseificação com misturas de vapor/oxigênio produz um gás com elevado teor de hidrogênio e monóxido de carbono, alto poder calorífico e menor teor de alcatrão.

O H₂ e CO do gás de síntese produzido através da gaseificação de biomassa com misturas de vapor e oxigênio podem ser utilizados na produção de produtos químicos e combustíveis de alta qualidade. Esses produtos bem como os combustíveis podem ser produzidos através de processos de síntese de Fischer-Tropsch (F-T) e os processos de metanização com a possibilidade de reduzir as emissões de gás de efeito estufa (GEE). (Gardezi, et al, 2013)

Um gás com alta concentração de H₂ e CO resulta num alto rendimento na produção de metanol (CH₃OH), éter dimetílico (DME) e na geração de energia elétrica. (Lv et al, 2007; Pino et al, 2009; Stanczyk et al, 2011).

Foram realizados trabalhos com misturas vapor/oxigênio incluindo leito fixo, leito fluidizado e gaseificadores de fluxo arrastado, os principais resultados são apresentados na Tabela 11.

Tabela 11. Publicações de pesquisas em gaseificação com misturas de vapor + oxigênio.

Reator	Tipo de biomassa	ER/SBR	H ₂ (%)	CO (%)	H ₂ /CO	gH ₂ /kg biom.	LVH, MJ/Nm ³	Ref.
Fluidizado	-	0,2-0,3/ 0,32-0,69	63,27	72,6	0,87	32,02- 43,13	11,11	Wang et al, 2011
Fluidizado	-	0,2/ 0,85	33	13	2,54	42		González, et al, 2011
Leito arrastado.	Casca de arroz, serragem	-/ 0-2,66	29	38	0,78		12,0	Zhou et al, 2009
Fluidizado		-/ 0,61- 0,62	14,0- 29,6	29,6	0,5			Siedlecki et al, 2011
Fluidizado	Madeira	0,36-0,39/ 1,10-1,52	25	30	0,7- 1,4			Meng et al, 2011
Fluidizado	-	0,2-0,4/ 0,9-1,5	20	35	0,56			Siedlecki, 2011

Fluidizado	Madeira	0,31-0,46/ 0,50-0,75	15	12				Hannula, 2012
Fluidizado	Palha	-/ 0,4-0,9	49	10		45		Shen et al, 2008
Fluidizado	Lascas de pinho	0,24-0,51/ 0,48-1,11	13,8	31,7			10,3- 13,5	Gil et al, 1999
Fluidizado	Pellets de madeira	-/ 0,3-0,9	47,9	38,6	1,0- 2,2			Goransson et al, 2011
Fluidizado	Casca de arroz	-/0,60- 1,32	50,5	21,8	1,8- 3,2	78-90		Loha et al 2011
Fluidizado	Serragem	-/ 0,17- 0,51	58	17	5-6,4	97-105		Abuadala, 2010
Fluidizado	Serragem	0,30-0,42/ 0,41-0,51	19,30- 21,96	28,26- 36,64	0,53- 0,78	-	-	Li et al, 2010
Fluidizado	-	0,2-0,4/ 0,47-0,98	25-53	30-55	0,45- 1,77	-	11,6- 12,5	Wang, 1992
Fluidizado	Pellets de madeira	0,24-0,38/ 0,32-0,60	16,4- 27,5	15,3- 28,5	0,07- 2,44	27,8- 36,6	6-9,28	Campoy et al, 2009.
<i>Updraft- Contra- corrente</i>	Resíduos de compostagem	0,18 - 0,42/ 0-0,33	2,74- 11,85	4,64- 22,79	0,58- 2,55		5,6- 13,51	Thanapal et al, 2012
<i>Downdraft- Co-corrente</i>	madeira	0,22-0,26/ 0,32-0,69	26,42 - 30,51	36,85 - 42,65	0,7- 0,90	33,11- 44,13	9,04 - 11,11	Lv et al, 2007
Fluidizado	madeira	0,22-0,33/ 0,47-1,09	21-26	20-28	0,93- 1,05	-	4,14- 4,99	Ruoppolo, et al , 2013

Legenda:(ER). Relação oxigênio combustível real/ oxigênio combustível estequiométrica
(SBR). Relação vapor/biomassa.
(LHV). *Low heating value* - Poder calorífico inferior do gás.

Dos trabalhos realizados concluiu-se que:

- A temperatura, pressão e tipo de fluido de gaseificação são parâmetros que influenciam a qualidade do gás produzido, conversão de carbono, eficiência a frio do processo. Um aumento na temperatura do reator ocasiona um aumento significativo na produção de H₂ e CO. (Fermoso et al, 2009).
- Quando utilizamos uma mistura oxigênio + vapor no processo de gaseificação a relação ER também influencia na produção de hidrogênio (Tabela 12) (Campoy et al, 2009). Um aumento do ER aumenta a produção do hidrogênio e o poder calorífico do gás

Tabela 12. Produção de hidrogênio

Parâmetros	1	2	3	4	5	6
ER	0,35	0,25	0,34	0,26	0,35	0,26
SBR	0,60	0,31	0,56	0,63	0,36	0,30
H ₂ g/kg _{biom, seca}	30,1	27,8	32,6	34,3	32,2	30,8
PCI, MJ/Nm ³	6,00	7,19	6,75	7,81	7,83	9,28

Legenda: ER: relação entre a massa de oxigênio real e a estequiométrica.
SBR: relação vapor-biomassa (seca e livre de cinzas)

Um gaseificador co-corrente (*downdraft*) foi testado com misturas vapor e oxigênio. Lv et al, (2007) utilizaram pinheiro de dimensões 3cm x 3cm x 3cm num gaseificador do tipo co-corrente. O gaseificador de simples estágio de 1,3 m de altura e 35 cm de diâmetro interno operou com ar aquecido e vapor fornecido à pressão atmosférica numa faixa de temperatura entre 100-120°C. Um esquema do sistema de gaseificação com vapor e oxigênio é apresentado na Figura 19 (Lv et al, 2007).

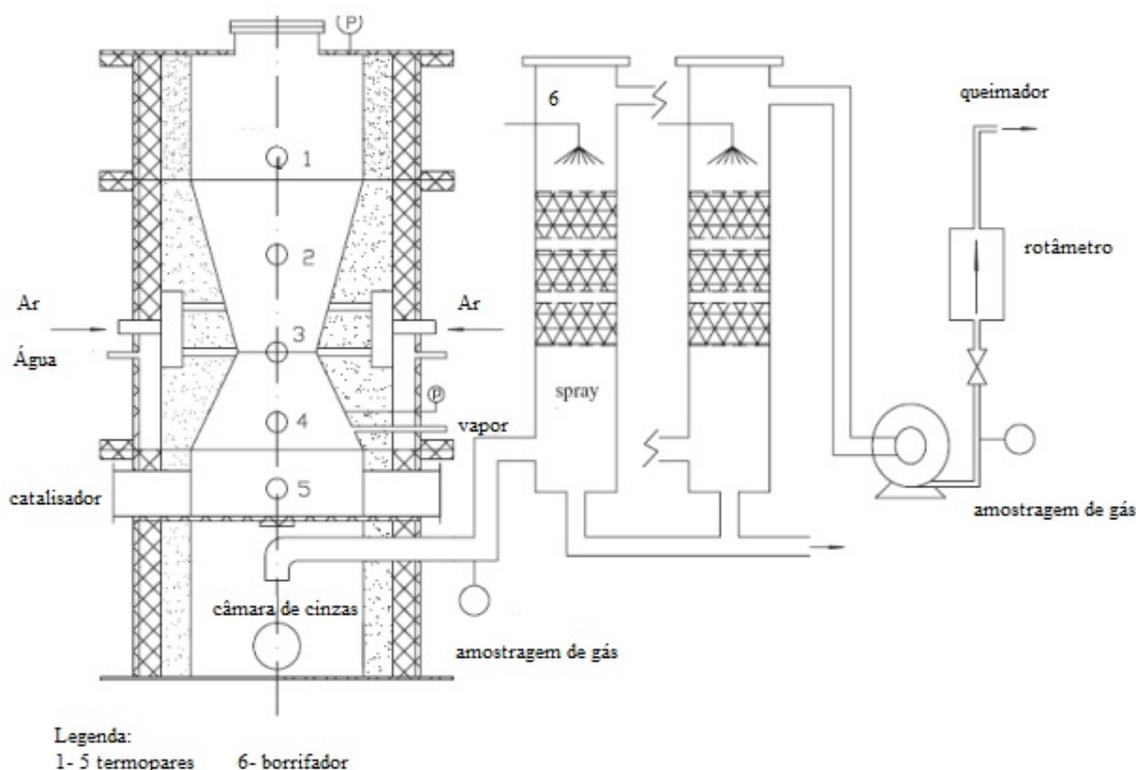


Figura 19. Gaseificador co-corrente de simples estágio.

O sistema de gaseificação conta com um soprador para a entrada do ar, medidores de vazão, cinco termopares distribuídos uniformemente ao longo da altura do gaseificador, limpeza e queimador de gás.

O vapor é fornecido num ponto localizado embaixo da entrada do ar pré-aquecido não se misturando com os demais fluxos antes de ser fornecido ao gaseificador. O gerador de vapor produz o vapor a pressão atmosférica numa temperatura de 100–120 °C.

O gaseificador foi testado primeiramente com ar e logo com misturas de vapor e oxigênio, os resultados são apresentados na Tabela 13 e Tabela 14 (Lv et 2007).

Tabela 13. Composição do gás de gaseificação de biomassa com ar.

Parâmetro	Número de testes				
	1	2	3	4	5
m_{biom} , (kg/h), base úmida	9,24	9,78	10,33	10,76	11,47
m_{ar} , Nm ³ /h	11,52	12,20	12,90	13,55	14,55
ER	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
Temperatura na garganta do gaseificador, °C	910	1025	1035	1015	1090
H ₂ (%)	31,88	31,47	31,17	29,16	27,12
O ₂ (%)	1,14	1,10	1,71	1,05	1,07
CO (%)	28,77	27,52	25,81	25,20	25,07
CH ₄ (%)	5,45	5,70	6,01	8,21	9,02
CO ₂ (%)	31,76	33,39	33,32	34,36	35,62
C ₂ H ₄ (%)	0,94	0,75	1,68	1,63	1,67
C ₂ H ₆ (%)	0,06	0,07	0,30	0,39	0,42
$m_{\text{gás}}$, Nm ³ /kg, base úmida	0,91	0,88	0,86	0,85	0,78
m_{H_2} , g/kg _{biom} , base úmida	25,51	22,39	21,18	22,13	29,70
Teor alcatrão, g/kg _{biom} , base úmida	7,04	7,84	8,96	1,13	16,52
PCI _{gás} MJ/Nm ³	4,78	4,60	4,82	5,05	5,26

Tabela 14. Composição do gás de gaseificação de biomassa com oxigênio/vapor

Parâmetro	1	2	3	4	5
Temperatura na garganta do gaseificador, °C	798	886	850	774	934
O ₂ Nm ³ /h (95%)	1,50	1,70	1,80	1,00	2,00
m_{biom} , (kg/h), base úmida	6,68	6,55	7,22	3,80	7,92
m_{vapor} , (kg/h)	4,14	4,50	4,40	1,20	3,20
ER	0,22	0,25	0,24	0,26	0,25
Vapor/Biomassa, base úmida.	0,62	0,69	0,61	0,32	0,40
H ₂ (%)	26,42	30,51	28,58	29,91	27,17
O ₂ (%)	0,97	0,65	1,01	0,94	1,16
CO (%)	36,85	39,21	38,66	42,65	37,65
CH ₄ (%)	3,52	3,29	6,01	3,58	4,78
CO ₂ (%)	31,96	25,75	24,45	22,29	28,89
C ₂ H ₄ (%)	0,22	0,28	1,01	0,43	0,29
C ₂ H ₆ (%)	0,05	0,31	0,28	0,21	0,06
$m_{\text{gás}}$, Nm ³ /kg, base úmida	1,50	1,62	1,47	1,24	1,32
m_{H_2} , g/kg _{biom} , base úmida	35,53	44,13	37,51	33,11	32,02
Teor alcatrão, g/kg _{biom} , base úmida	3,06	2,77	7,86	3,14	5,27
PCI _{gás} MJ/Nm ³	9,04	9,88	11,11	10,37	9,75

Os resultados experimentais indicam que a gaseificação de biomassa com mistura oxigênio/vapor aumenta PCI do gás e o rendimento mássico de hidrogênio. Para a gaseificação de biomassa com oxigênio + vapor, o teor de H₂ e CO foi de 30,51 e 39,21%, enquanto que na gaseificação com ar os valores de H₂ e CO foram da ordem de 31,88 e 28,77%, respectivamente.

A relação H₂/CO para a gaseificação de biomassa com oxigênio/vapor foi de 0,70 a 0,78, valor menor do que na gaseificação de biomassa com ar que foi de 1,08–1,21, isso se deve ao fato de que o processo utilizando mistura vapor+ oxigênio produz um gás com maior teor de CO devido ao favorecimento das reações de boudouard.

A mistura vapor+ oxigênio aumenta a produção de CO e conseqüentemente o gás tem maior PCI se comparado ao processo utilizando apenas ar. O PCI do gás com vapor+ oxigênio foi de 9,04 - 11,1 MJ/Nm³ e para gaseificação de biomassa com ar foi de 4,60 a 5,26 MJ/Nm³.

A gaseificação catalítica com vapor de resíduos sólidos urbanos (RSU) para a produção de gases ricos em hidrogênio combustível foi investigada em um reator de leito fixo usando três catalisadores metálicos. (Figura 20) (Li et al, 2012).

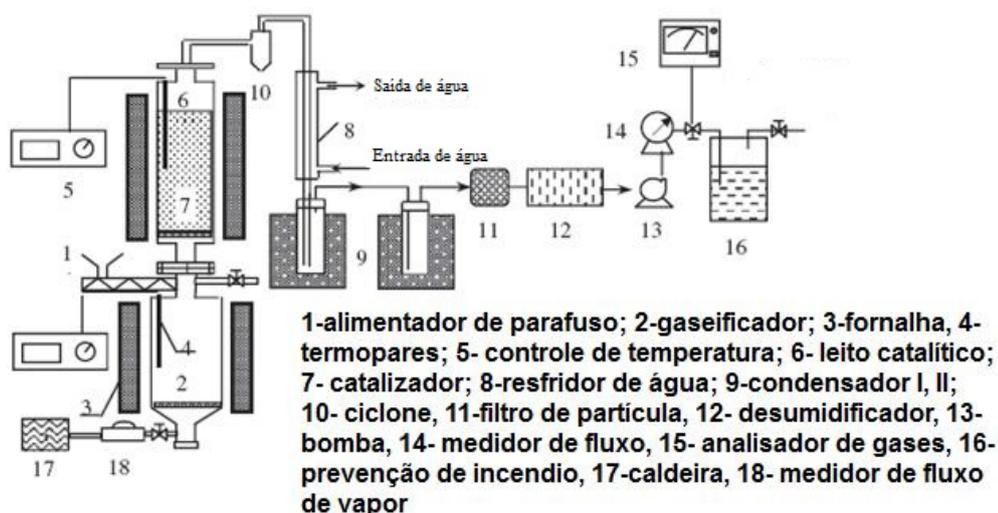


Figura 20. Esquema do reator co-corrente utilizado nos testes com vapor e oxigênio

O sistema consistiu num reator de leito fixo combinado com reator catalítico. O leito do reator tem 200 mm de diâmetro interno e 400 mm de altura, e o reator catalítico fixo tem 88 mm diâmetro e 1200 mm de altura, construído de aço inoxidável.

A relação vapor/RSU foi de 0 a 2,66, mantendo constante todas as outras condições, ou seja, a temperatura de gaseificador em 800°C e a temperatura do leito catalítico em 900 °C.

Os resultados indicam que o catalisador apresentou alta eficiência no craqueamento do alcatrão e hidrocarbonetos, elevando a qualidade do gás, bem como a produção de hidrogênio.

2.5 APLICAÇÕES DO GÁS

O gás produzido da gaseificação pode ser usado, dependendo da qualidade, tanto na produção de energia como na síntese de biocombustíveis. A utilização do gás de síntese é determinada pela relação H_2/CO , por exemplo, para aplicação do gás em célula combustível e para as reações de Fischer Tropsch esta relação deve ser próxima de 2 (Sattar et al , 2014). Na Figura 21 é apresentado um esquema geral da aplicação do gás produzido no processo de gaseificação de biomassa para diferentes tipos de agente de gaseificação. (Irena, 2012)

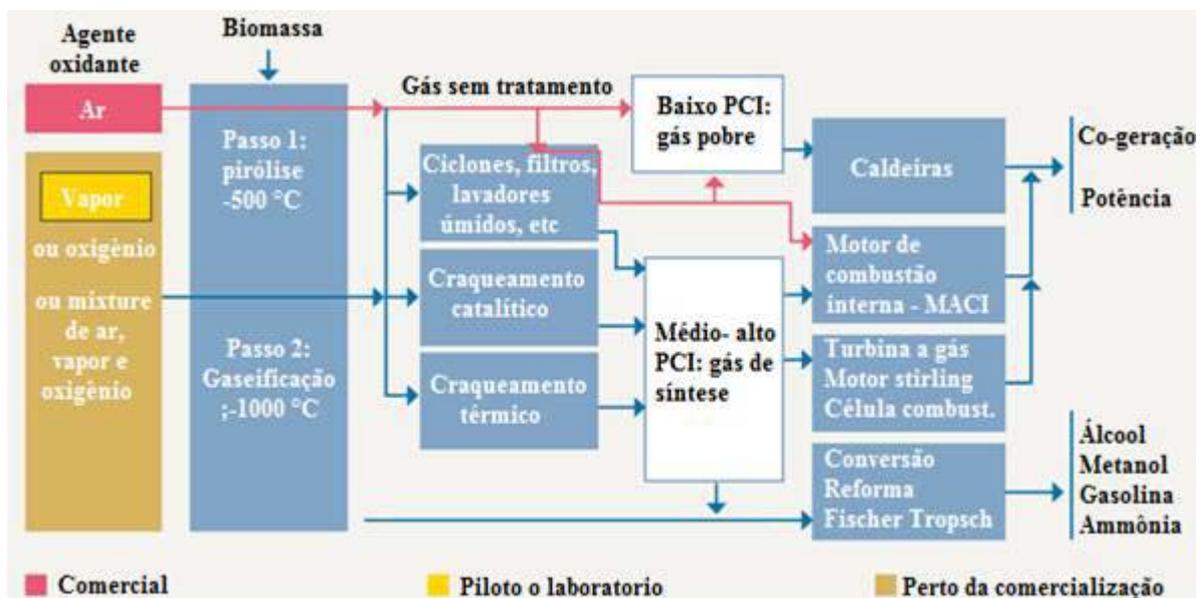


Figura 21. Aplicações do processo de gaseificação.

Sistemas para geração de calor e potência.

A gaseificação de biomassa para gerar eletricidade inclui varias etapas: a de pré-tratamento de biomassa, gaseificação de biomassa, limpeza do gás e alimentação de uma mistura de ar e gás combustível em uma máquina térmica (Motor de combustão interna turbina a gás ou célula a combustível). O gás produzido também pode ser queimado em uma caldeira para gerar vapor, que pode ser utilizado em uma turbina a vapor para fornecimento de potência.

Turbinas a gás

Em instalações de geração de eletricidade com turbina a gás é possível a utilização de um gás de poder calorífico médio (12-18 MJ/Nm³) resultado da gaseificação da biomassa com misturas de vapor e oxigênio.

O principal problema desta tecnologia são os pré-requisitos do gás para aplicação em turbinas, que deve ter baixo teor de contaminantes, alta temperatura e pressão tornando-se economicamente inviável para instalações de menor escala devido aos altos custos de limpeza e condicionamento do gás. Entretanto, os ciclos de cogeração têm maior eficiência e, portanto apresentam maior viabilidade. A Tabela 15 apresenta os requisitos do gás de síntese para seu uso em turbinas a gás, (Rezaiyan, et al., 2005).

Tabela 15. Qualidade do gás para seu uso em turbinas a gás.

Parâmetros	Requerimentos
Relação H ₂ /CO	Não importante
CO ₂	Diluyente
Hidrocarbonetos	Alto
N ₂	Baixo poder calorífico do gás
H ₂ O	Toleram altos níveis
Impurezas	Partículas < 30mg/Nm ³ , d < 5 µm Metais < 0.24 mg/Nm ³
Poder calorífico	12-18MJ/Nm ³
Temperatura, °C	500-600

O processo de gaseificação com um ciclo combinado conhecido por ciclos IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle) utiliza principalmente gaseificadores do leito fluidizado e seu principal desafio técnico é a remoção das impurezas presentes no gás, principalmente o alcatrão.

Trata-se de uma tecnologia atualmente em desenvolvimento para biomassa e em demonstração para gaseificação de carvão. Reporta-se uma alta eficiência dos sistemas integrados com gaseificação de biomassa apresentando eficiência elétrica superior a 30%. (Judex et al, 2012; Kim et al, 2011; Morris M, 2010; Yun Y et al, 2007, Mondal et al, 2013).

O desafio de hoje dos sistemas IGCC é reduzir os custos de capital, melhorar a estabilidade operacional e elevar a flexibilidade do combustível juntamente com o aumento da eficiência do processo e a redução das emissões atmosféricas. A Tabela 16 apresenta algumas plantas demonstrativas da tecnologia IGCC. (Kwant et al, 2002)

Tabela 16. Plantas demonstrativas utilizando a tecnologia IGCC

Localização	Plantas	Capacidade MWe
Vänamo, Suécia	Pressurizado CFB.	7
Chianti, Itália	CFB gaseificador.	6,7
Arbre, Yorkshire, UK	CFB gaseificador	9
Gussing, Áustria	Gaseificador do leito circulante	3
Bioelettrica, Itália	Pressurizado CFB.	8
Lahti Kymijärvi, Finlândia	CFB gaseificador	200
Siebelnhen Plant, Alemanha	CFB gaseificador	1,3
Burlinton Plant, USA	CFBG gaseificador	15

Células combustíveis

As células a combustível têm um grande potencial para aplicações de geração de eletricidade devido a alta eficiência de conversão. O fato das células a combustível converter diretamente o combustível em energia elétrica e com menores irreversibilidades faz com que estes dispositivos sejam capazes de produzir maior quantidade de eletricidade com a mesma quantidade de combustível e, portanto com maior eficiência em relação a combustão.

Dependendo do tipo de célula, é possível obter eficiências na faixa de 30 a 60%, até 70% para sistemas híbridos e 85% para sistemas de cogeração. (Fryda L et al, 2008; Karellas et al, 2007).

Os combustíveis gasosos contêm impurezas que podem ocasionar problemas na operação das células a combustível. É recomendado um gás com alto teor de hidrogênio e baixo teor de monóxido para diminuir os custos com sistemas de limpeza (Rezaiyan, et al., 2005).

A utilização do gás produto da gaseificação da biomassa em células a combustível está em desenvolvimento. No Projeto Europeu BioCellus, as células SOFCs tubulares foram testadas para determinar a influência do alcatrão e outras impurezas, tais como H₂S, no desempenho da célula. Outro objetivo do projeto é avaliar a integração do gaseificador com a célula. Foi desenvolvido um estudo que compara os diferentes ciclos combinando gaseificador acoplado a diferentes células a combustível. (Saule et al, Pierobon, et al, 2013, Hofmann et al, 2008, Karl et al, 2008)

Motores de combustão interna

A geração de eletricidade utilizando gás de biomassa como combustível em motores de combustão interna é a tecnologia mais desenvolvida neste momento.

Os motores que trabalham com gás de biomassa são do tipo a diesel convertidos em motores de ignição. Estes motores funcionam com misturas pobres e têm baixo consumo de combustível e baixas emissões de NO_x, além de serem recomendados para cogeração devido as altas temperaturas dos gases de escape. Para esta tecnologia são obtidas eficiências elétricas de até 30% e térmicas até 55 %. (Lesme et al, 2013, Andrade et al, 2011)

Produção de combustíveis de segunda geração a partir da biomassa

A produção de combustíveis líquidos a partir de biomassa através do gás de síntese (*Biomass to liquid*, BtL) é considerada uma tecnologia promissora em fase de desenvolvimento. Essa transformação ocorre através da síntese Fischer-Tropsch (FT), processo no qual ocorre a hidrogenação catalítica de CO para a produção de uma ampla gama de hidrocarbonetos, tais como gasolina, querosene, diesel, cera (Chiesa et al, 2005; Midilli et al, 2002, Buragohain et al, 2010). O processo de FT apresenta alta taxa de conversão de gás de síntese a hidrocarbonetos, cerca de 70%. (Lora, 2012)

Além do FT é possível a aplicação do gás na síntese de metanol, combustível que pode ser utilizado para meios de transporte. Possui a vantagem de ter maior teor de oxigênio na sua composição melhorando a combustão e reduzindo emissões de gases poluentes.

Outro produto obtido a partir da gaseificação de biomassa é Dimetil Éter (DME), um combustível sintético semelhante ao GLP (Gás liquefeito de petróleo). A obtenção de DEM a partir de gás de síntese é mais eficiente, pois depende apenas da síntese do metanol e desidratação do mesmo. É um processo com alta taxa de conversão (> 50%) (Lora, 2012)

Os experimentos mostram bons rendimentos dos produtos a partir do gás de síntese, bem como reduções de emissões de CO₂, enxofre e NO_x, mais é necessário proporções adequadas de H₂/CO que variam em torno de ± 2 .

Produção de Hidrogênio e outros produtos da indústria química

A gaseificação de biomassa com vapor é uma tecnologia promissora para a produção de hidrogênio. Hidrogênio é considerado como uma alternativa aos combustíveis fósseis por seus benefícios ambientais, alto poder calorífico, podendo ser utilizado com alta eficiência nas células a combustível, como combustível para motores de combustão interna além de ser considerada uma importante matéria-prima na indústria química. (Kirtay, 2011; Müller, 2011).

Capítulo 3

METODOLOGIA DE EXPERIMENTOS

Nesse capítulo é apresentada a descrição do sistema de gaseificação em leito fixo detalhando cada um dos elementos que compõe a instalação. Apresenta a metodologia utilizada nos experimentos e o procedimento de operação do gaseificador, bem como o planejamento dos experimentos.

O capítulo inclui a caracterização da biomassa utilizada, os cálculos de vazão de agente de gaseificação e a composição do gás (CO, H₂, CH₄) e teor de alcatrão.

3.1 PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL

Os experimentos são comumente realizados por pesquisadores com o intuito de compreender fenômenos e processos. De acordo com Montgomery (2009) o objetivo dos experimentos é obter uma relação de causa e efeito entre a variável resposta e as variáveis de entrada do processo.

Muitos experimentos envolvem o estudo de dois ou mais fatores, e a análise fatorial é a mais eficaz para a determinação da influência de fatores sobre a variável resposta.

Este tipo de análise reduz recursos necessários tais como tempo, material e número de experimentos.

De acordo com Giesbrecht e Gumpertz (2004) a grande vantagem de planejamento fatorial é a possibilidade de estudar uma série de fatores simultaneamente inclusive a interação entre eles.

Os planejamentos fatoriais são bastante empregados no desenvolvimento e melhorias de processos e o tipo mais utilizado é o de K fatores, cada um com dois níveis, representado por 2^k . Segundo Montgomery (2009) neste tipo de estudo, em cada repetição dos experimentos, são analisados todas as possíveis combinações dos níveis dos fatores.

Geralmente os níveis são classificados por baixo ou alto, presente ou ausente indicados pelos símbolos “-“ e “+”, ou “0” e “1” e “-1” e “+1”.

Para o estudo da gaseificação de biomassa com diferentes agentes de gaseificação, no caso ar + vapor e vapor + oxigênio será utilizada o planejamento fatorial 2^3 .

A Tabela 17 apresenta a matriz de planejamento para a análise fatorial do tipo 2^3 na qual consta o estudo de 3 fatores. A matriz compreende 2^k linhas, no caso 2^3 que resulta em 8 linhas, e k colunas que corresponde os k fatores a serem analisados neste estudo.

Tabela 17. Matriz de experimentos para o planejamento fatorial 2^3

No	X ₁	X ₂	X ₃
1	-	-	-
2	+	-	-
3	-	+	-
4	+	+	-
5	-	-	+
6	+	-	+
7	-	+	+
8	+	+	+

Os fatores bem como os níveis dos fatores a serem investigados nesta pesquisa são apresentados na Tabela 18.

Tabela 18. Fatores e domínio experimental

n°	Fatores	Domínio Experimental	
		Nível (-)	Nível (+)
1	Agente de gaseificação	Ar + vapor	O ₂ + vapor
2	ER	0,3	0,4
3	SBR	0,4	1,5

Para verificar o efeito de um fator sob um processo é recomendado fazer uma variação entre dois níveis, ou seja, variar o domínio experimental entre o nível -1 e +1,

ou “-“ e “+”. A matriz de experimento para o desenho fatorial 2^3 para o caso do estudo da gaseificação proposto neste trabalho é apresentado na Tabela 19.

Tabela 19. Matriz de experimento para o planejamento fatorial 2^3 do processo de gaseificação com diferentes agentes de gaseificação

Nº	Agente de gaseificação	ER	SBR
1	Ar + vapor	0,3	0,4
2	O ₂ + Vapor	0,3	0,4
3	Ar + vapor	0,4	0,4
4	O ₂ + Vapor	0,4	0,4
5	Ar + vapor	0,3	1,5
6	O ₂ + Vapor	0,3	1,5
7	Ar + vapor	0,4	1,5
8	O ₂ + Vapor	0,4	1,5

Da matriz de experimentos apresentada acima totalizam oito experimentos que correspondem à variação de 3 fatores em dois níveis de valores para o agente de gaseificação, para a relação de equivalência e para a relação vapor-biomassa utilizada no processo.

Com o objetivo de avaliar o processo numa condição intermediária propõe-se a realização de testes com valores de ER e SBR como mostra a Tabela 20, resultando num total de 10 experimentos.

Tabela 20. Experimentos intermediários para o processo de gaseificação

Nº	Agente de gaseificação	ER	SBR
1	Ar + vapor	0,35	1
2	O ₂ + Vapor	0,35	1

Os resultados experimentais reportados por Lv et al, (2007), em um gaseificador do tipo co-corrente, mostram que a relação ER que apresenta maior quantidade de gás hidrogênio, não corresponde com a relação ER que garante o menor teor de alcatrão e maior poder calorífico do gás. Os valores que correspondem maior produção de H₂ foram para uma ER= 0,25 e SBR= 0,7.

O planejamento experimental será composto por um teste com ar, para verificar as condições do rendimento máximo do gaseificador e para verificar o efeito da adição do vapor. Este teste foi feito para ER= 0,35 e Ra= 80%.

Além dos testes previstos no planejamento acima o estudo contempla a realização de réplicas das duas melhores condições operacionais para cada mistura utilizada (ar+vapor e vapor + oxigênio), totalizando 14 experimentos.

3.2. DESCRIÇÃO DA BIOMASSA UTILIZADA NOS EXPERIMENTOS

Os testes no gaseificador de leito fixo foram utilizando lenha de eucalipto, a mesma utilizada para os testes com ar realizados por Noguera (2012), Martínéz (2009) e Andrade (2007) com dimensão média de 5 cm como apresenta a Figura 22.



Figura 22. Madeira de Eucalipto utilizada nos testes

3.2.1 Preparação da biomassa

O eucalipto chega ao laboratório do NEST/UNIFEI em forma de sendo necessário o corte em tamanhos médios de 5 cm. Para isso são feitos cortes nas toras em forma de discos através de uma serra elétrica, e em seguida são cortados manualmente em tamanhos médios de 5 cm como apresenta a Figura 23.



Figura 23. Preparação da Biomassa

3.2.2 Caracterização da biomassa

3.2.2.1 Análise granulométrica da biomassa utilizada nos testes.

Foram utilizados pedaços de madeira escolhidos de forma aleatória de uma amostra de 1.000 kg aproximadamente (Figura 24).



Figura 24. Preparação das amostras de eucalipto

Para a realização da análise elementar (CHNS), amostras de eucalipto foram coletadas aleatoriamente e picadas num moinho de martelo para redução de sua granulometria, em sequência num moinho de esfera para obtenção de uma amostra em forma de pó, (Figura 24).

3.2.2.2 Análise Elementar e Imediata da biomassa

A determinação da composição elementar (C, H, N, S, O) foi realizada com o analisador CHNSO da Perkin Elmer series II 2400 do laboratório do NEST/UNIFEI.

A Figura 25 apresenta uma fotografia do analisador CHNSO utilizado para determinar a composição elementar em Carbono, Hidrogênio, Nitrogênio, Enxofre e Oxigênio da amostra. A Figura 25 apresenta uma foto da balança acoplada ao analisador CHNSO que faz a medição da massa da amostra que deve ser menor que 3 mg. O equipamento não está equipado para a determinação do valor de O₂, o qual foi determinado pela diferença.

O analisador CHNS permite analisar amostras entre 2-3 mg, portanto a necessidade da redução da granulometria e homogeneização para garantir melhor representatividade da amostra.

A análise imediata (cinzas, voláteis, carbono fixo) foi realizada utilizando um analisador termogravimétrico da marca LECO 701. A Figura 26(b) apresenta uma fotografia deste equipamento. A Figura 26(b) apresenta fotografias das amostras depois de realizada à análise termogravimétrica.

As Tabela 21 e Tabela 22 apresentam os resultados das análises elementar e imediata das amostras de eucalipto respectivamente.



Figura 25. Analisador elementar CHNSO e balança

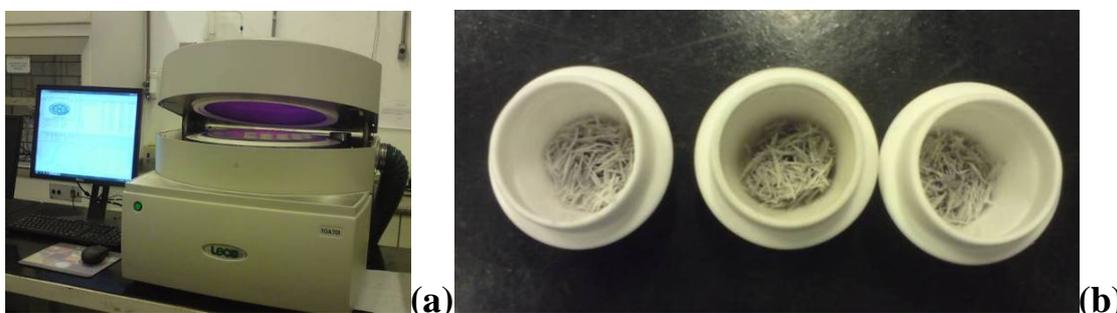


Figura 26. Analisador Termogravimétrico- TGA e amostras de biomassa depois da análise

Tabela 21. Composição elementar do eucalipto (base seca e úmida - valores médios)

Elementos da composição elementar da biomassa	%	Fração (base seca) (kg _{elemento} /kg _{bs})	Fração (base úmida) (kg _{elemento} /kg _{bt})
C	49,0	0,490	0,43520
H	6,30	0,063	0,05596
N	0,30	0,003	0,00267
O	44,4	0,444	0,39516

Tabela 22. Análise Imediata do eucalipto (valores médios)

Amostra Biomassa	Umidade (%)	Voláteis (%)	Cinzas (%)	Carbono Fixo (%)
Eucalipto	11,17	72,862	0,79	15,178

3.3 DESCRIÇÃO DO SISTEMA DE GASEIFICAÇÃO

O gaseificador utilizado neste estudo é o do tipo “downdraft” (Co-corrente), de leito fixo com duplo estágio de fornecimento do fluido de gaseificação (Figura 27).

A Figura 28 apresenta um esquema do sistema de gaseificação (Noguera, 2012).



Figura 27. Gaseificador de Leito Fixo de Duplo Estágio

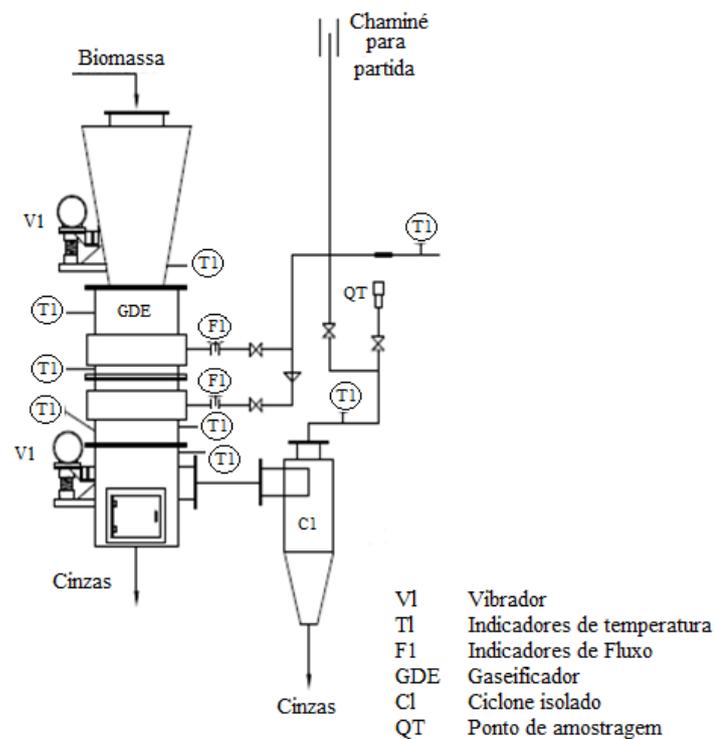


Figura 28. Esquema geral do gaseificador de leito fixo tipo co-corrente com duplo estágio de fornecimento de fluido de gaseificação

A Tabela 23 apresenta alguns parâmetros de operação do gaseificador utilizado neste estudo.

Tabela 23. Características do Gaseificador Utilizado

Características do Gaseificador (Termoquip ®)		
Potência Térmica Máxima	45	kWt
Consumo de Biomassa	12	kg/h

O gaseificador foi projetado e construído pela empresa TERMOQUIP e é composto por um silo de armazenamento de biomassa na parte superior, o reator propriamente dito e um coletor de cinzas na parte inferior. O mesmo é construído em módulos conectados por flanges para facilitar manutenção, eventuais modificações bem como a limpeza do sistema.

O gaseificador foi construído em aço carbono com revestimento de material refratário, com uma altura de 2,2 m, considerando o silo de biomassa e a parte destinada a retirada das cinzas produzidas no processo. O diâmetro externo do gaseificador tem 0,5m e o interno 0,3 m.

As medições de temperatura foram realizadas a partir de seis termopares do tipo K (Figura 29) distribuídos ao longo do reator permitindo o monitoramento da temperatura em diferentes pontos do equipamento, sendo este um importante parâmetro para adequação das condições de operação. Os termopares são instalados no reator de forma que o comprimento da haste fique no limite da parede interior do reator para não danificar o termopar. As medidas de temperatura correspondem à região próxima a parede interna do reator.

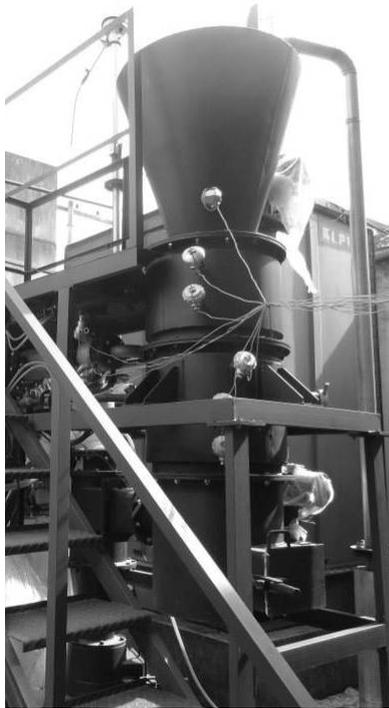


Figura 29. Termopares para controle de Temperatura

O gaseificador possui dois vibradores, um localizado no silo de armazenamento de biomassa o qual facilita o escoamento na biomassa e outro localizado sobre o coletor de cinzas, o qual contribui para a movimentação da grelha e a remoção das cinzas. O sistema conta com um ciclone com a função de remover partículas do gás.

O equipamento cujo sistema de alimentação é por batelada, tem capacidade para gaseificar 12 kg/h de biomassa.

O reator apresenta a possibilidade de trabalhar com dois estágios de fornecimento de fluido de gaseificação (ar, oxigênio ou vapor). No primeiro estágio, o oxidante é utilizado para a queima parcial da biomassa e para algumas reações endotérmicas do processo. O segundo estágio tem como principal finalidade o craqueamento térmico do alcatrão presente no gás produzido. Duas placas de orifício e dois termopares permitem a leitura da vazão de ar que entra no reator e a correspondente temperatura. A vazão de vapor é controlada por uma válvula e o de oxigênio a partir de um rotâmetro.

O gás sai do reator pela parte inferior e, em seguida, é direcionado para um ciclone, onde as partículas grossas são separadas e retidas em um cinzeiro. Após a passagem pelo ciclone o gás segue para o queimador ou para o reservatório de gás para ser armazenado (Figura 30).



Figura 30. Ciclone e queimador de gás

Para determinar a composição do gás (teores de hidrogênio, monóxido de carbono, metano) é feita uma amostragem no fluxo de gás e enviado aos analisadores contínuos de gases após um sistema de pré-limpeza apresentado na Figura 31. O sistema de pré-limpeza é constituído de um lavador de gases e filtro para remoção de umidade e material particulado.



Figura 31. Sistema de condicionamento das amostras do gás

3.3.1 Gaseificação com misturas Ar + Vapor, Vapor + Oxigênio.

O sistema de gaseificação foi adaptado para trabalhar com misturas ar + vapor e vapor e oxigênio com o objetivo de aumentar o teor de H_2 e CO do gás.

O gaseificador inclui um soprador para fornecimento de ar nos dois estágios e foi conectado a um gerador de vapor para operação com mistura ar + vapor e um conjunto de cilindros de oxigênio para a operação com misturas de vapor + oxigênio.

Foi projetado um dispositivo para receber todos os agentes de gaseificação (uma câmara de mistura) e fazer a mistura deles, permitindo a utilização individual e simultânea de ambos agentes oxidantes, como mostra a Figura 32.

Testes preliminares com ar e vapor ocasionaram a condensação do vapor no misturador e foi necessária a injeção direta do vapor na entrada dos estágios de fornecimento de ar como mostra a Figura 33. O fornecimento de ar e oxigênio no processo continuou o mesmo projetado anteriormente. O ar do soprador e oxigênio dos cilindros se misturam na câmara de mistura e são enviados para o reator.

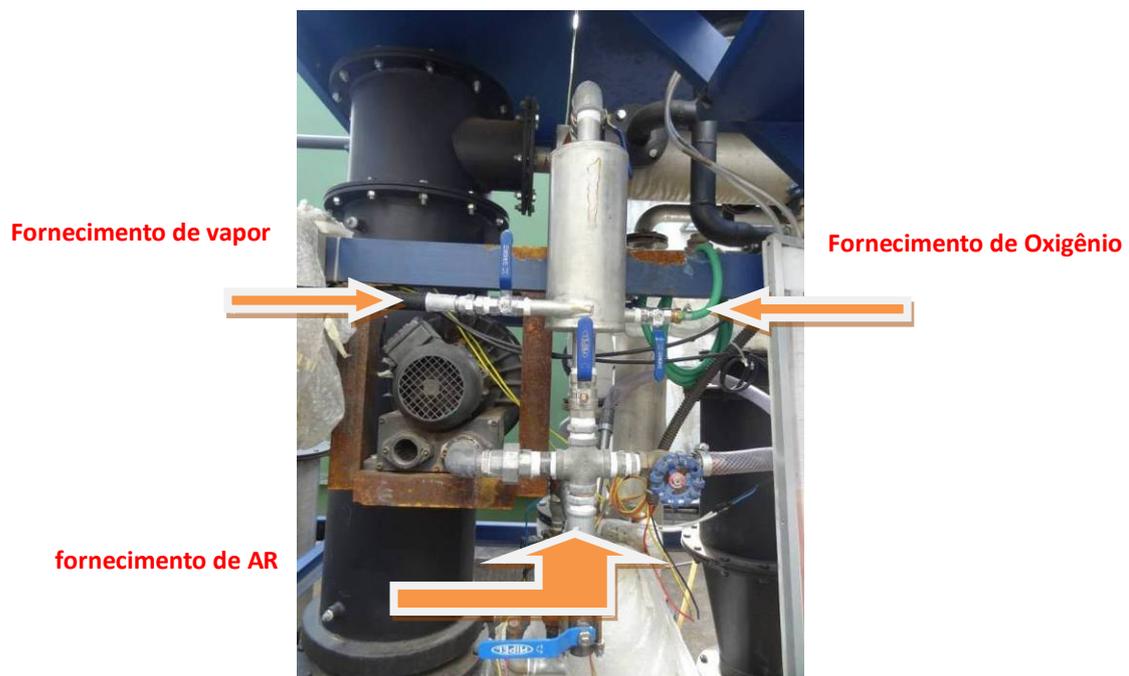


Figura 32. Câmara de mistura de agente de gaseificação - Situação atual

Fornecimento de vapor



Figura 33. Modificação proposta para entrada de vapor no processo

3.3.1.1 Módulo de Geração de vapor

O módulo de geração de vapor (Figura 34) é composto por uma caldeira elétrica, um reservatório de água posicionado em cima de uma balança digital, uma bomba hidráulica e uma válvula tipo agulha de $\frac{1}{4}$ de diâmetro. À medida que a água é consumida, a bomba hidráulica é acionada para manter o nível de água da caldeira, uma resistência elétrica aquece e evapora a água, e através de um pressostato é feito o controle e monitoramento da pressão na caldeira.



Figura 34. Módulo de Geração de Vapor – Caldeira elétrica, reservatório de água, balança digital, bomba hidráulica.

A caldeira foi ajustada para uma pressão de 3 bar que é automaticamente controlada ao longo do processo como apresenta a Figura 35. O vapor produzido na caldeira é enviado ao reator através de uma tubulação de cobre isolada para evitar perdas de calor (Figura 36).



Figura 35. Manômetro e pressostato para controle da pressão da caldeira



Figura 36. Tubulação de fornecimento de vapor ao gaseificador

3.3.1.2 Calibração do sistema de fornecimento do vapor.

Para garantir a vazão de vapor necessária ao processo foi feita uma calibração do sistema de geração de vapor com a ajuda da válvula de regulação colocada na saída da caldeira (Figura 37).

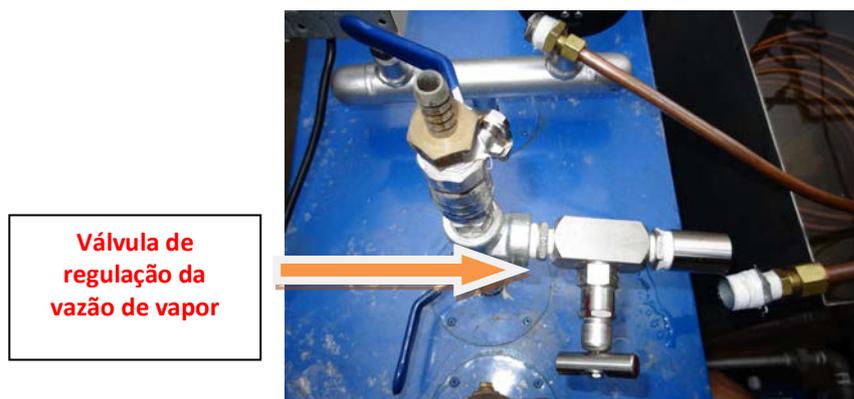


Figura 37. Válvula de regulação da vazão de vapor

O procedimento de calibração foi realizado seguindo algumas etapas:

- Instalação de um reservatório de água conectado a caldeira e localizado acima de uma balança digital.
- Preenchimento do reservatório com água;
- Instalação de tubulação de cobre no interior do reservatório de água conectada a válvula de regulação (da caldeira);
- Ajuste da pressão da caldeira para 3 bar;
- Abertura da válvula de regulação (aberturas fixadas em 25%, 33%, 75% e 100%);

- O vapor produzido na caldeira é enviado ao reservatório de água através da tubulação de cobre. É cronometrado o tempo de envio do vapor e anotado peso do reservatório depois do fechamento da válvula de regulação. Com esses dados é possível calcular a vazão de vapor para cada abertura da válvula.

A Figura 38 apresenta as instalações necessárias à calibração da válvula de regulação.



Figura 38. Calibração da válvula de regulação da vazão de vapor

A válvula foi ajustada para aberturas de 25%, 33% 50% e 100%. Os resultados da calibração da vazão de vapor são apresentados na Tabela 24.

Tabela 24. Calibração da válvula de regulação da vazão de vapor

Calibração da válvula de regulação da vazão de vapor						
Quantidade de vapor necessária no processo (kg/h)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Abertura da válvula	Tempo (minutos)	Massa de Vapor (kg)	Vazão de Vapor (kg/h)
3	3	142,9	25%	3	0,2	4
					0,15	3
					0,15	3
6	3	142,9	33%	3	0,3	6
					0,31	6
					0,31	6
9	3	142,9	50%	3	0,45	9
					0,4	8
					0,45	9
15	3	142,9	100%	3	0,7	14
					0,7	14
					0,7	14

3.3.1.3 Sistema de fornecimento do O₂

O sistema de fornecimento de oxigênio é composto por dois cilindros com reguladores de pressão, um manifold onde estão conectadas as saídas dos cilindros e um rotâmetro para controle da vazão. O rotâmetro tem capacidade para medir a vazão até 100 litros por minuto com escala de 2 litros/min. (Figura 39).

A vazão de oxigênio utilizada no processo foi calculada e esta apresentada no item 3.5.3.



Figura 39. Cilindros de O₂ e rotâmetro para controle de fluxo de oxigênio do processo

3.3.1.5 Equipamentos de segurança do processo

É necessária a adição de água ao sistema de segurança de sobrepresão do reator, que consiste de um tanque cilíndrico (Figura 40) preenchido com água, conectado ao reator através de uma tubulação. Se durante a operação houver formação de espaços vazios dentro do reator, os gases se acumulam provocando explosões. As ondas emitidas são amortecidas pela água no interior deste tanque.

O sistema conta com uma mangueira conectada a tubulação de segurança localizada na entrada do silo de armazenamento de biomassa (Figura 41). O objetivo é conduzir dióxido de carbono (CO_2) fornecido através de cilindros (Figura 42), para criar uma atmosfera inerte no topo do reator e evitar possíveis sobrecargas no interior do gaseificador (explosões). A utilização do CO_2 é também recomendada para regular a temperatura quando o processo de gaseificação com oxigênio ocasiona uma súbita elevação da temperatura. O fornecimento de CO_2 que é controlado através de válvulas de regulação deve ser iniciado antes da injeção de oxigênio no reator.

A injeção de CO_2 também tem a função de deslocar os vapores de água, que podem se condensar e umedecer a biomassa, bem como favorecer a reação entre CO_2 e Carbono (reação *Boudouard*) na região de gaseificação, formando monóxido de carbono (CO).



Figura 40. Sistema de amortecimento de sobrecarga do sistema



Figura 41. Mangueira para fornecimento de CO₂



Figura 42. Cilindro de CO₂

3.4. PARTIDA DO REATOR

3.4.1. Partida do gaseificador utilizando ar

A partida do gaseificador começa com a alimentação de biomassa (12 kg/h) no silo de armazenamento do reator.

É necessário fechar o silo de armazenamento e proceder com a partida do gaseificador pelo ponto de ignição do reator. Utiliza-se GPL/óleo diesel como combustível auxiliar.

Depois da partida, o soprador é ligado para fornecer ar em um dos estágios nas condições de combustão (excesso de ar), fazendo controle da temperatura nesta região.

Quando a temperatura na zona de combustão alcança 500-600 °C, ar começa a ser injetado lentamente no segundo estágio, até atingir as condições de gaseificação. Quando atingida a estabilidade do processo é iniciada a coleta das amostras de gases e realizada a análise da composição do gás.

3.4.2. Partida do processo utilizando ar +vapor

Atingida a temperatura de 500 – 700 °C na região de combustão e estabilizadas as condições de operação da gaseificação começa o fornecimento de vapor ao processo. O fornecimento de vapor deve ocasionar uma diminuição na temperatura do leito, pois o mesmo não está superaquecido e a quantidade a ser fornecida deve estar de acordo com a relação kg de vapor por kg da biomassa (SBR). Depois de ajustadas às condições de trabalho são feitas a amostragem e análise da composição do gás

3.4.3. Partida do processo utilizando vapor +O₂

Depois de alcançar um regime estável na operação com vapor + ar, deve-se primeiramente fornecer o CO₂ ao reator pela parte superior do mesmo para depois enviar o oxigênio ao reator. O ajuste da vazão de O₂ deve ser feito de forma gradual e lentamente para evitar explosões no interior do gaseificador. Deve se verificar o perfil de temperatura do processo para evitar uma súbita elevação da mesma. Depois de atingir um regime estacionário inicia-se a análise da composição do gás.

3.5. CÁLCULOS DA QUANTIDADE DE FLUIDO DE GASEIFICAÇÃO E SER UTILIZADA

3.5.1. Cálculo da quantidade de ar utilizada no processo

Para os testes realizados foi calculada a quantidade de agente de gaseificação conforme descrito no item 2.4.2.

A vazão de ar estequiométrica é calculada através da Equação 12. Para cada intervalo de ER definido no planejamento experimental (0,20-0,40) é calculada a vazão de ar real em (Nm³/kg) a ser utilizada no processo conforme a Equação 16.

$$(R A / C)_{real} = ER \times (R A / C)_{esteq} * V_{biomassa} \text{ (Nm}^3\text{/h)} \quad 16$$

Multiplicando o resultado pela densidade do ar (kg/Nm³) tem-se a vazão mássica de ar (Equação 17).

$$(R A / C)_{real} = (R A / C)_{real} \times \rho_{ar} \text{ (kg/h)} \quad 17$$

A quantidade de ar necessária no processo para as diferentes condições de ER é apresentada na Tabela 25.

Tabela 25. Quantidade de ar utilizada no processo.

Fluido de gaseificação	ER	V _{AR} real (Nm ³ /kg)	V _{AR} real (Nm ³ /h)	Vazão mássica de ar (kg/h)	Volume de ar nos estágios (Nm ³ /h)		Massa ar nos estágios (kg/h)	
					1° estágio	2° estágio	1° estágio	2° estágio
					0,30	1,334	16,0	20,7
0,35	1,556	18,7	24,10	8,30	10,37	10,73	13,41	
0,40	1,778	21,3	27,6	9,48	11,85	12,26	15,33	

3.5.2. Cálculo da quantidade de ar + vapor utilizada no processo

Para o cálculo da quantidade de ar + vapor a ser utilizado no processo é necessário usar a relação *steam-to-biomass* descrita na Equação 15, descrita no item 2.4.2.

Os cálculos da fração de combustível livre de umidade e cinzas são apresentados na Tabela 26. A vazão mássica de combustível é definida no projeto do gaseificador, informada pelo fabricante (12 kg/h) e comprovada nos testes anteriores realizados por Martínéz (2011) e Noguera (2014). Os valores de umidade e cinzas foram determinados no analisador TGA da marca LECO.

Tabela 26. Cálculo da fração de combustível livre de umidade e cinzas

Vazão de combustível (kg/h)	Umidade da biomassa (%)	Cinzas (%)	Vazão de combustível livre de umidade e cinzas (kg/h)
12	11	0,79	10,58
	Vazão de umidade do combustível (kg/h)		
	1,32		

As vazões de vapor calculadas para cada relação vapor-biomassa são apresentadas na Tabela 27.

Tabela 27. Quantidade de vapor a ser utilizada no processo

Relação Vapor-Biomassa (SBR)	Vazão de vapor (kg/h)
0,4	2,91
1,0	9,27
1,5	14,56

Tabela 28. Quantidade de ar + vapor utilizada no processo.

Agente de Gaseificação	Razão de Equivalência	Volume de Ar real (Nm ³ /h)	Vazão mássica de ar (kg/h)	Relação Vapor-Biomassa	Vazão de Vapor (kg/h)
Ar+ Vapor	0,25	13,3	17,24	0,7	6,07
				0,4	2,91
				1,0	9,27
	0,3	16,0	20,69	1,5	14,56
				0,4	2,89
				1,0	6,07
	0,35	18,7	24,14	1,5	14,53
				0,4	2,91
				1,0	9,27
	0,4	21,3	27,58	1,5	14,56
				1,0	9,27
				0,4	2,91

3.5.3. Cálculos da quantidade de vapor + oxigênio utilizada no processo

O princípio de cálculo para a quantidade de oxigênio utilizada no processo é o mesmo da razão de equivalência (ER), desconsiderando a parcela de nitrogênio presente no ar. A vazão de vapor+ oxigênio é apresentada na Tabela 29.

Tabela 29. Cálculo da quantidade de vapor e oxigênio utilizada no processo.

Agente de Gaseificação	Razão de Equivalência	Vazão de O ₂ (l/min)	Vazão de O ₂ (kg/h)	SBR	Vazão de Vapor (kg/h)
Oxigênio + Vapor	0,30	56,0	3,7	0,4	2,89
				1	6,07
				1,5	9,51
	0,35	65,3	4,3	0,4	2,89
				1	6,07
				1,5	9,51
	0,40	74,7	4,9	0,4	2,89
				1	6,07
				1,5	9,51

3.6. ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO DO GÁS

3.6.1. Análise de alcatrão e material particulado

O princípio da análise de alcatrão e particulado é baseado na amostragem de um volume de gás o qual contem alcatrão e particulado. O método de análise é dividido em duas etapas: amostragem e quantificação pelo método gravimétrico, como mostra a Figura 43.

A amostragem é dividida em quatro partes: pré-condicionamento de gás (módulo 1), coleta de partículas (módulo 2), coleta de alcatrão (módulo 3) e de medição de volume (módulo 4) (Neeft et al., 1999). A parte correspondente ao pré-condicionamento de gás, consiste numa sonda colocada na tubulação de saída do gás que tem uma resistência elétrica para aquecer o gás a temperatura de 250 °C e evitar a condensação de alcatrão no interior da sonda.

Na parte correspondente à coleta das partículas, o fluxo de gás conduzido pela sonda de amostragem, passa por um filtro onde é retido o material particulado presente no gás, o filtro usado é de microfibras de vidro com uma eficiência em retenção de partículas de 99,95%. O porta-filtro é aquecido a uma temperatura de aproximadamente 300°C usando uma resistência elétrica para evitar a condensação de alcatrão no interior do mesmo.

A etapa seguinte se refere à coleta de alcatrão. O fluxo de gás passa pelo condensador para condensar o alcatrão pesado e a umidade presente no gás, seguindo para um sistema de amostragem composto por seis frascos de captação chamados impingers, conectados em série. A distribuição dos impingers segue uma sequência, a qual é feita da seguinte maneira: o primeiro impinger está vazio, os quatro seguintes contêm cerca de 30 ml de isopropanol (solvente do alcatrão) e o último contem sílica gel cuja finalidade é reter alguma umidade ainda presente no gás. Os impingers são colocados num recipiente com gelo e sal para manter a temperatura abaixo de 0°C.

A última parte do sistema consiste na medição do volume de gás amostrado. Este módulo é constituído de uma bomba de vácuo para fazer a coleta do gás, um totalizador de vazão para determinar a quantidade total de gás amostrado e indicadores de temperatura que mostram a temperatura das resistências e do fluxo de gás.

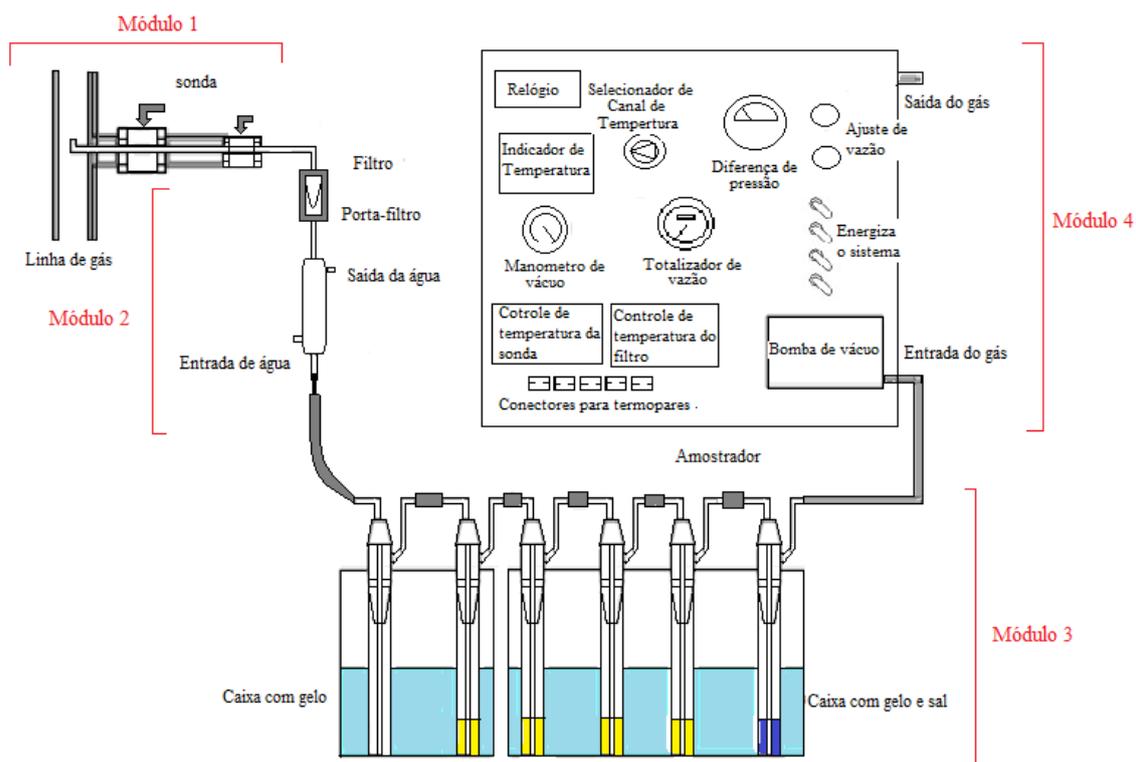


Figura 43. Sistema de amostragem de alcatrão

Depois de coletada a amostra de alcatrão e material particulado deverá ser realizada a extração do alcatrão contido no filtro e a remoção deste do solvente (isopropanol). O filtro deve ser enviado a um sistema de extração soxhlet, mantido em posição vertical para não haver perdas de material. Uma quantidade de solvente (isopropanol) é colocada num balão de fundo chato, que é aquecido através de uma manta aquecedora.



Figura 44. Sistema de extração de soxlet e evaporação do alcatrão

Os vapores da solução de solvente são condensados e caem gota por gota sobre o filtro, extraindo o alcatrão. Quando o nível do solvente atinge o topo do sifão, o solvente com o

alcatrão retorna para o balão. Esse processo é repetido várias vezes até completar a extração do alcatrão presente nesta amostra.

A mistura de isopropanol e alcatrão presente na solução dentro dos impingers são depositados num balão volumétrico e colocado num evaporador rotativo onde o solvente é evaporado e recuperado, restando no balão a massa de alcatrão. O sistema de extração e evaporação é apresentado na Figura 44.

A concentração de material particulado é determinada pela diferença de peso do filtro limpo e depois da extração e secagem, dividido pelo volume de gás amostrado. (Neeft, et al., 1999).

$$C_p = \frac{M_p}{V_g} \quad 18$$

Onde:

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

M_p = Massa das partículas em (mg)

V_g = Volume do gás (Nm³)

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

$$C_A = \frac{M_A}{V_g} \quad 19$$

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

M_A = Massa do alcatrão em (mg)

V_g = Volume do gás (Nm³)

3.6.2. Determinação da composição do gás

A composição do gás produzido no gaseificador é obtida utilizando analisadores contínuos da marca SIEMENS modelo ULTRAMAT 23 para análise de monóxido de carbono e metano e CALOMAT 6 para análise de hidrogênio. (Figura 45).

A incerteza dos analisadores é de $\pm 0,1\%$ para o Ultramat 23 e Calomat 6. Esses equipamentos são calibrados na fábrica, sendo necessária apenas uma calibração anual.



Figura 45. Sistema de análise gases.

3.5.2.1 - Sistema de aquisição de dados

Os valores de temperatura do gaseificador e os valores obtidos dos analisadores de gases são enviados a um computador através do sistema de aquisição de dados (Contempview®). As informações são armazenadas a cada dois segundos e podem ser vistas em tempo real durante o experimento, o que permite controlar e monitorar o comportamento do processo (Figura 46).

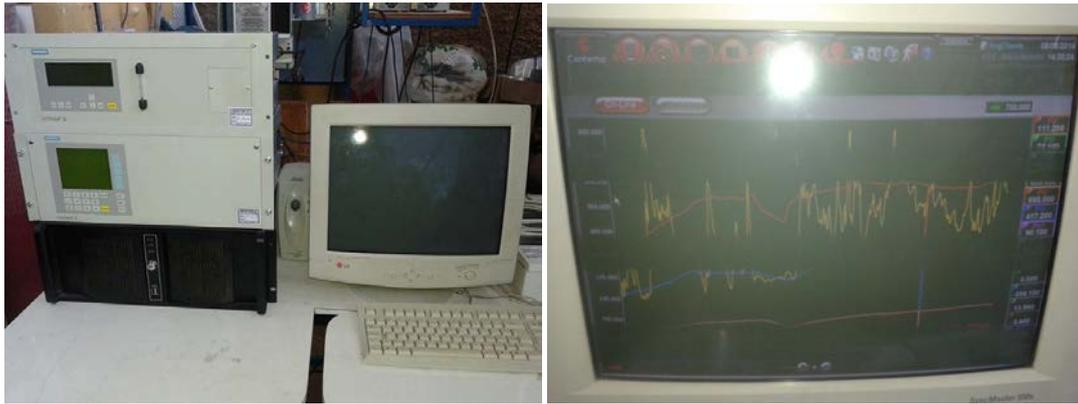


Figura 46. Sistema de aquisição de dados

3.6.3. Determinação do Poder calorífico do gás

O poder calorífico inferior (PCI) do gás é calculado a partir da fração volumétrica dos componentes do gás: CO, H₂ e CH₄.

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

A equação que determina o PCI (MJ/Nm³) é:

$$PCI = 12,622 \times y_{CO} + 10,788 \times y_{H_2} + 35,814 \times y_{CH_4} \quad 20$$

Onde:

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

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

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

Capítulo 4

RESULTADOS

Nesse capítulo são apresentados os resultados dos testes experimentais com os diferentes fluidos de gaseificação analisados neste trabalho, mistura ar+ vapor e vapor + oxigênio.

4.1 TESTES PRELIMINARES

4.1.1 Testes preliminares com ar.

Foram realizados testes preliminares no gaseificador co - corrente utilizando ar de acordo com o procedimento experimental descrito anteriormente. Os objetivos foram reproduzir as condições de máximo rendimento do gaseificador ($ER=0,35$; $Ra=80\%$), comparar os resultados com os testes anteriores realizados por outros pesquisadores do NEST/UNIFEI, verificar o estado técnico da instalação e dos instrumentos de medição.

Os perfis de temperatura e composição do gás para a condição de máximo rendimento do gaseificador são apresentados nas Figura 47, Figura 48 e na Tabela 30.

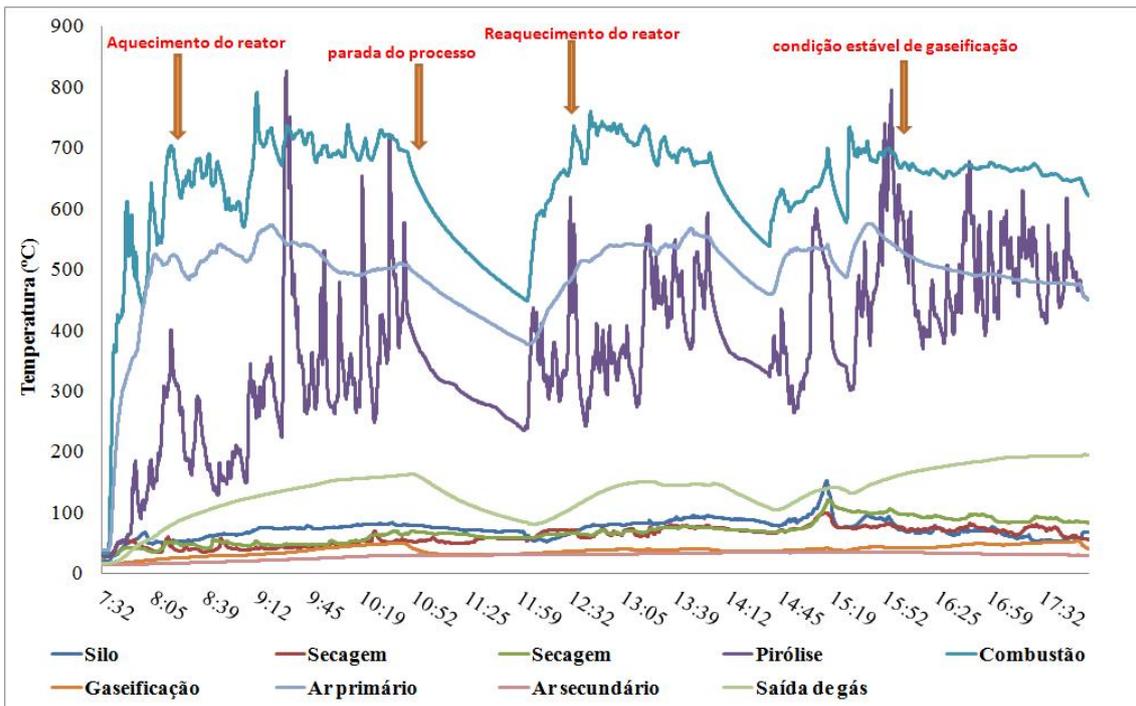


Figura 47. Perfil de temperaturas do gaseificador durante os testes com ar.

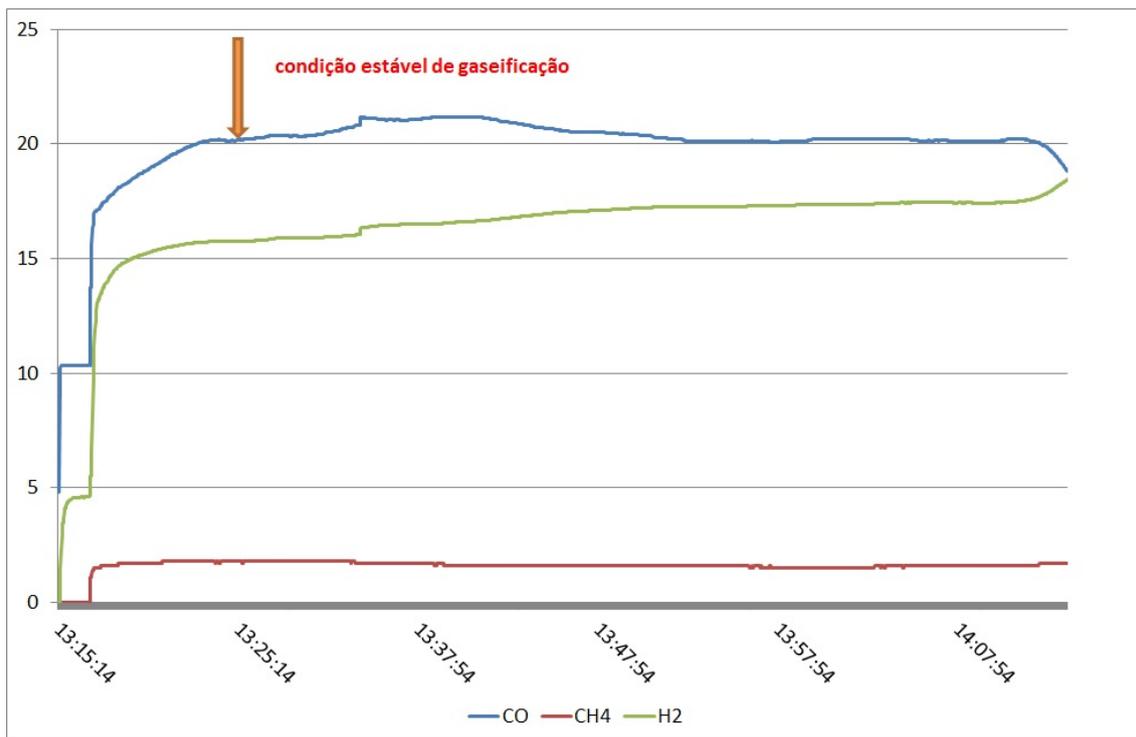


Figura 48. Composição do gás durante os testes preliminares com ar.

Tabela 30. Resultados experimentais dos testes do gaseificador com ar.

ER	Ra (%)	T_{sec} (°C)	T_{piro} (°C)	T_{comb} (°C)	T_{gaseif} (°C)	CO (%)	CH₄ (%)	H₂ (%)	Referência
0,35	80	90,21- 155,86	597,23- 731,04	749,51- 855,96	570,61- 733,14	15,56- 19,04	0,89- 1,76	14,54- 16,83	Martínez, 2009
0,35	80	60,00- 100,00	470,00- 800,00	700,00- 750,00	580,00- 620,00	17,00- 19,00	1,00- 1,50	15,00- 16,00	Andrade et al 2011
0,35	80	60,00- 120,00	690,00- 800,00	720,00- 750,00	590,00- 630,00	17,60- 19,20	1,30- 1,3	15,38- 17,14	Noguera, 2012
0,35	80	50,70- 52,90	697,60- 784,90	611,60- 705,30	558,40- 600,70	15,02- 21,00	1,10- 1,40	15,00- 17,43	Testes preliminares

Os resultados obtidos com os testes preliminares são similares aos testes realizados anteriormente no mesmo gaseificador por outros autores, sob as mesmas condições operacionais. Com isso é possível garantir a veracidade de futuras comparações com a utilização de outros agentes de gaseificação no processo.

4.2.1 Testes preliminares com ar + vapor

Os testes preliminares com misturas ar + vapor foram realizados para as condições mínimas e máximas de fornecimento do vapor. Os objetivos destes experimentos foram verificar o status do sistema de fornecimento de vapor, a temperatura do mesmo na entrada do reator, bem como o limite superior de fornecimento do vapor ($SBR = 1,5$). A importância da determinação do limite de fornecimento de vapor é devido ao fato de que a maior relação SBR pode conduzir a uma redução da temperatura no reator e afetar a qualidade do gás, bem como o desempenho do processo.

Durante os testes preliminares a pressão de vapor da caldeira foi ajustada para 0,3 MPa e a temperatura do vapor na entrada do reator foi medida através de um termopar e apresentou temperatura de 100 °C.

O fornecimento do vapor para a máxima condição ($SBR=1,5$) ocasionou uma súbita diminuição da temperatura de pirólise e um declínio gradual da temperatura de combustão e gaseificação, bem como uma redução acentuada do teor de hidrogênio e monóxido de carbono no gás como mostra a Figura 49 e Figura 50.

Para solucionar o problema apresentado na situação anterior optou-se por reduzir a quantidade de vapor para uma relação SBR intermediária, um SBR entre 0,4 - 1,0. O valor testado foi de 0,7 onde se obteve uma maior estabilidade da temperatura do reator e aumento das concentrações de H_2 como apresentado na Figura 49 e Figura 50.

Conclui-se que para a utilização da condição máxima de vapor ($SBR=1,5$) é necessário um aumento da temperatura do vapor para garantir que não ocorra a queda da temperatura no reator. Sugere-se a utilização de vapor superaquecido para a utilização da máxima quantidade de vapor proposta. Esta alternativa não é possível com o equipamento existente e optou-se por limitar o máximo fornecimento de vapor na relação $SBR=1,0$.

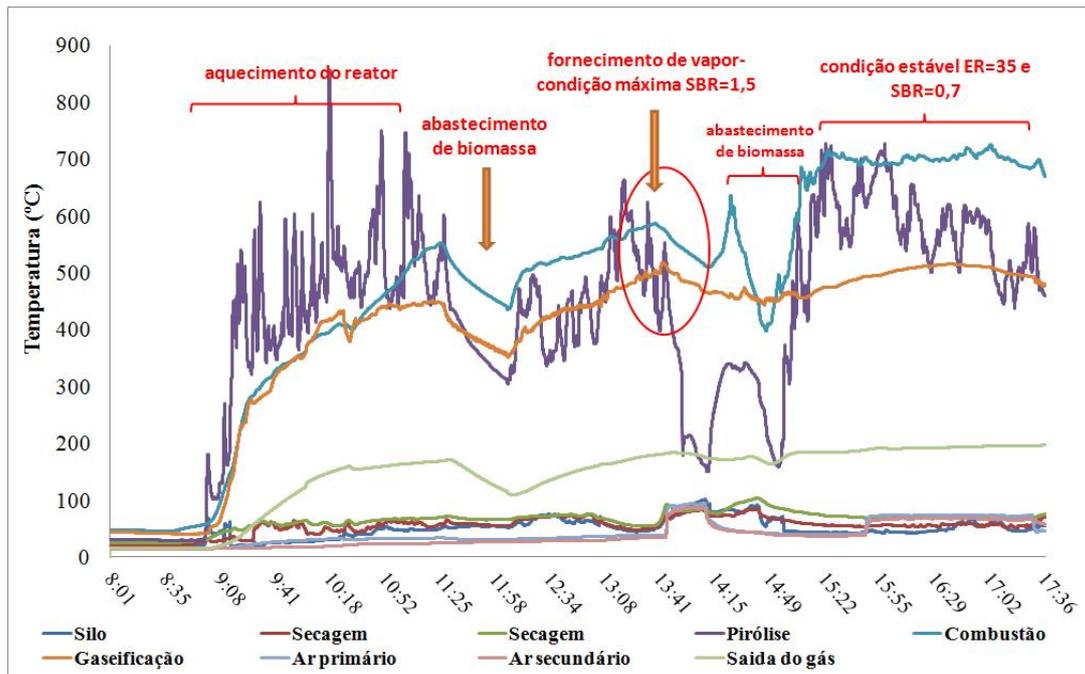


Figura 49. Comportamento térmico do gaseificador durante os testes com ar + vapor com pressão 3 bar (ER=35, SBR=1.5)

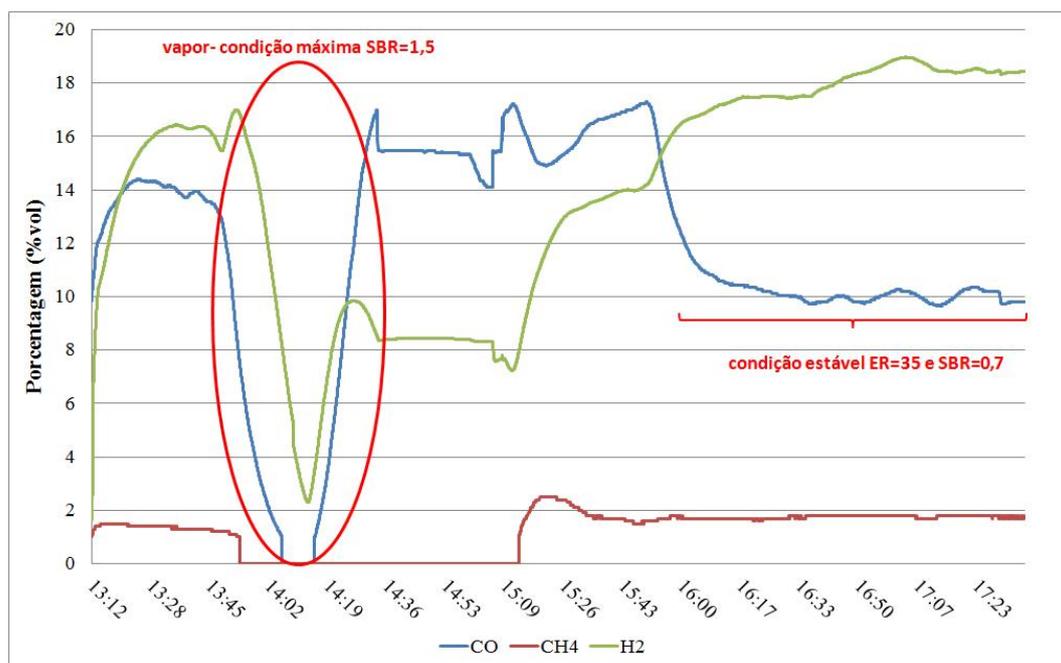


Figura 50. Composição do gás durante os testes preliminares com ar + vapor com pressão 3 bar (ER=35, SBR=1.5)

De acordo com os testes preliminares concluiu-se que o limite da relação SBR a ser utilizada é entre 0,4 e 1,0 para as diferentes razões de equivalência propostas. O novo planejamento experimental é apresentado na Tabela 31 e a matriz de experimentos na Tabela 32.

Tabela 31. Novo planejamento experimental

n°	Fatores	<i>Domínio Experimental</i>	
		Nível (-)	Nível (+)
1	Agente de gaseificação	Ar + vapor	O ₂ + vapor
2	ER	0,3	0,4
3	SBR	0,4	1,0

Tabela 32. Matriz de experimento processo de gaseificação com diferentes agentes de gaseificação

N°	Agente de gaseificação	ER	SBR
1	Ar + vapor	0,3	0,4
2	Ar + vapor	0,3	1,0
3	Ar + vapor	0,4	0,4
4	Ar + vapor	0,4	1,0
5	O ₂ + Vapor	0,3	0,4
6	O ₂ + Vapor	0,3	1,0
7	O ₂ + Vapor	0,4	0,4
8	O ₂ + Vapor	0,4	1,0

4.2 RESULTADOS DA OPERAÇÃO COM MISTURA AR+ VAPOR

Há muitos fatores que influenciam o processo de gaseificação com ar+ vapor, tais como a temperatura, razão de equivalência (ER), relação vapor- biomassa (SBR), umidade e granulometria da biomassa, entre outros. Neste trabalho os parâmetros utilizados para avaliar a composição do gás foram ER e SBR, sendo que a faixa de valores considerados para as condições operacionais variaram-se do valor mínimo ao máximo conforme descrito no planejamento experimental. A influência destes parâmetros na composição e poder calorífico do gás foram analisados e são apresentados os perfis de temperatura e a composição do gás para as diferentes condições operacionais.

A Figura 51 apresenta o perfil de temperatura para a condição mínima de relação de ar e da relação vapor-biomassa prevista no planejamento experimental, (ER= 0,30 e SBR 0,40). Observa-se uma pequena redução na temperatura nas zonas de reação de combustão e gaseificação. A Figura 52 apresenta o perfil da composição do gás para esta condição. Nota-se uma elevação no teor de hidrogênio e uma redução acentuada no teor de monóxido de carbono.

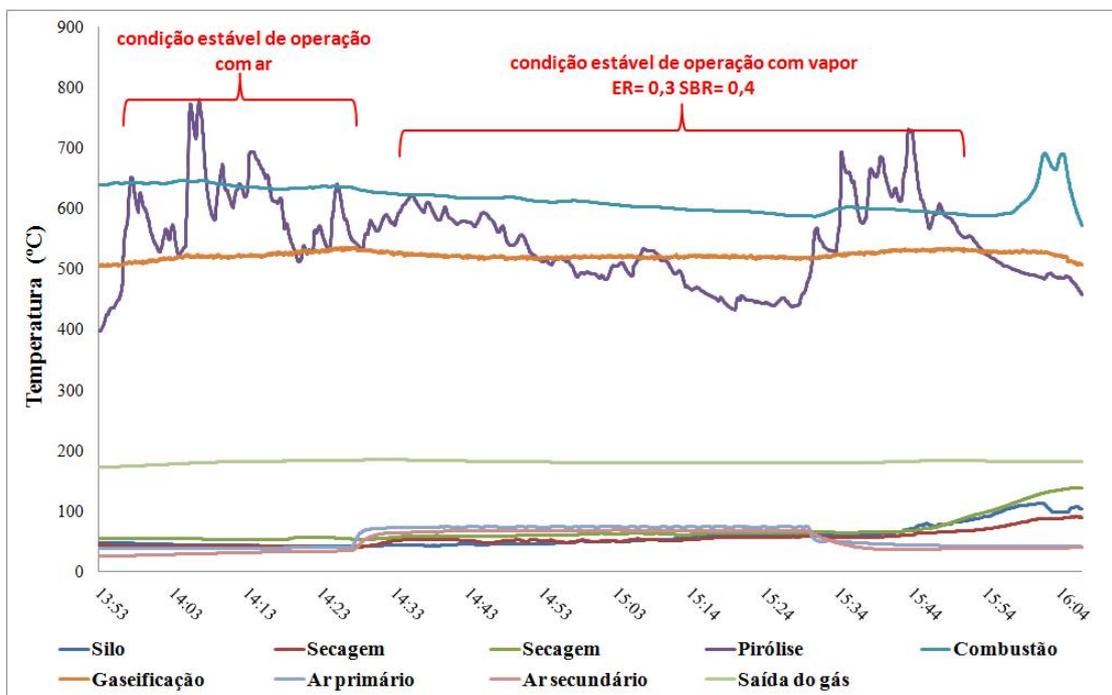


Figura 51. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=0,4

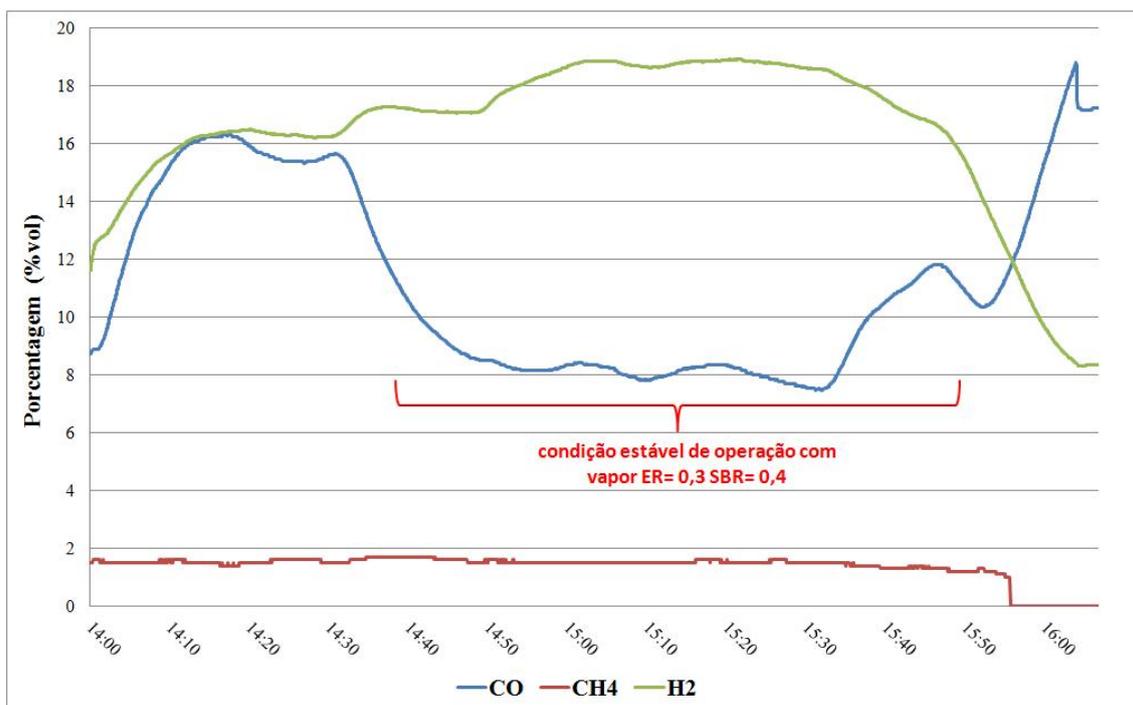


Figura 52. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=0,4

Os perfis de temperatura e composição do gás ao longo do tempo para as demais condições operacionais são apresentados no ANEXO A.

A Tabela 33 apresenta os resultados dos testes para as condições operacionais avaliadas, destacando-se a temperatura obtida no processo, o teor de H₂, CO e CH₄ bem como o aumento do teor de H₂ em relação a gaseificação com ar.

Para avaliar a influência da quantidade de vapor fornecida no processo sobre a composição do gás, variou-se a relação vapor-biomassa e a razão de equivalência. Observa-se um aumento no teor de hidrogênio e uma diminuição na concentração de monóxido de carbono. O acréscimo do teor de hidrogênio é devido ao favorecimento da reação de deslocamento gás- água ($CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$) que é decorrente do fornecimento de vapor ao processo.

Dos resultados do processo de gaseificação com mistura ar+vapor observa-se um incremento do teor de hidrogênio de 10 a 25% em relação ao gás produzido utilizando o ar.

Em altas temperaturas o carbono reage com o oxigênio formando CO e CO₂. A redução da temperatura do processo devido a utilização de vapor saturado desfavorece a reação de *Boudouard* potencializando a reação de deslocamento gás-água, por isso observa-se uma menor concentração de monóxido de carbono no gás produzido.

O poder calorífico inferior do gás não passou de 5 MJ/Nm³. Embora a concentração de hidrogênio tenha aumento em até 25%, o monóxido de carbono reduziu em mais de 50% influenciando significativamente no poder calorífico.

Tabela 33. Resultados dos testes com misturas de ar + vapor.

ER	SBR	T _{sec}	T _{piro}	T _{comb}	T _{gaseif}	CO		CH ₄		H ₂		%H ₂ (incremento de H ₂)		H ₂ /CO		PCI, MJ/Nm ³	
0,40	0	73,50-75,30	648,60-689,30	505,70-508,10	487,70-508,10	16,91	18,68	1,2	1,6	17	17,36			1,0	0,93	4,40	4,80
0,40	0,4	53,10-53,80	583,60-632,40	559,10-573,30	502,8	11,72	12,71	1,5	1,7	19	19,85	11,8	14,3	1,6	1,56	4,07	4,35
					507,1												
0,40	1	73,00-75,20	608,10-671,00	497,30-502,90	486,90-500,80	8,68	8,73	1,3	1,4	21,01	21,63	23,6	24,6	2,42	2,48	3,83	3,94
0,30	0	53,40-55,40	539,90-610,80	631,80-636,10	533,00-533,50	15,39	15,45	1,5	1,6	16,24	16,31			1,06	1,06	4,23	4,28
0,30	0,4	60,40-64,20	453,40-512,00	595,10-611,20	516,60-518,50	8,21	8,29	1,5	1,6	18	18,92	10,8	16,0	2,19	2,28	3,52	3,66
0,30	1	79,10-79,50	557,20-579,10	608,70-609,40	518,90-519,70	7,21	7,22	1,5	1,6	19	19,07	17,0	16,9	2,64	2,64	3,50	3,54
0,35	0	55,10-57,00	488,50-545,90	654,00-639,50	454,10-472,10	20,73	21,19	1,6	1,8	16	16,58			0,77	0,78	4,92	5,11
0,35	0,4	67,70-67,80	533,60-537,10	569,00-569,80	533,00-533,40	12,73	12,82	1,6	1,7	18	18,84	12,5	13,6	1,41	1,47	4,12	4,26
0,35	1	58,10-69,10	546,30-646,00	614,80-632,10	509,20-511,10	8,39	13,82	1,5	1,8	20	20,83	25,0	25,6	2,38	1,51	3,75	4,64
0,25	0,7	78,7-85,7	505,50-622,90	465,10-481,40	403,60-434,50	14,02	15,78	1,4	2,4	16,06	16,17			1,15	1,02	4,00	4,60
0,40	0,7	75,1-79,3	524,60-687,50	452,30-465,10	398,10-414,90	8,9	9	1,4	1,5	16,95	17,07			1,90	1,90	3,45	3,51

A Tabela 34 apresenta uma comparação entre os resultados obtidos utilizando mistura ar+ vapor com o de diferentes autores. Nota-se que os valores referentes aos parâmetros analisados estão no intervalo de dados obtidos por outro autor, embora as condições operacionais sejam diferentes.

Tabela 34. Comparação dos resultados dos testes com misturas de ar+ vapor com outros autores

Autores/ Parâmetros	Condições operacionais	CO	H ₂	PCI, MJ/Nm ³
Pesquisa Atual (2015)	ER =0,3-0,4 SBR= 0,4-1,0	7,21-15,45	16,06-21,63	3,45-4,64
Ran et al, (2012)	ER=0,20-0,25 SBR=0,4-0,5	14,20-21,90	14,10-17,10	5,20-5,40

A Figura 53 apresenta a variação do conteúdo de hidrogênio para as condições operacionais analisadas. Os parâmetros de ER variando de 0,3 a 0,4 e SBR de 0 a 1,0. Observa-se que a utilização de vapor aumenta a concentração de hidrogênio, sendo maior quantidade (21,63 %) encontrado para a máxima quantidade de vapor utilizada (SBR =1,0) e maior quantidade de ar (ER=0,4).

A utilização de vapor no processo produz um gás de maior teor de hidrogênio tendo sua aplicação mais recomendada para síntese de produtos químicos e aplicações em células a combustível.

A Figura 54 apresenta a variação do conteúdo de monóxido de carbono em relação ao ER e SBR, onde se observa que quanto maior a quantidade de SBR menor o teor de monóxido no gás.

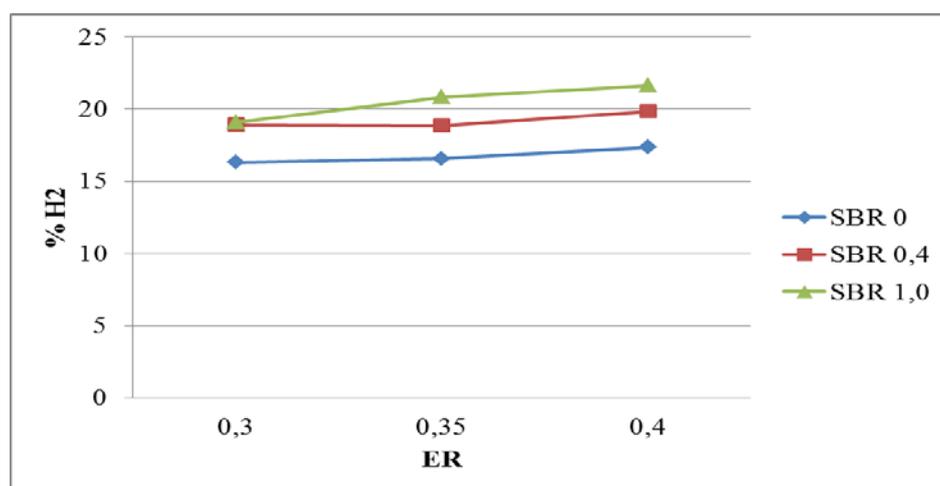


Figura 53. Porcentagem de hidrogênio no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas ar+ vapor

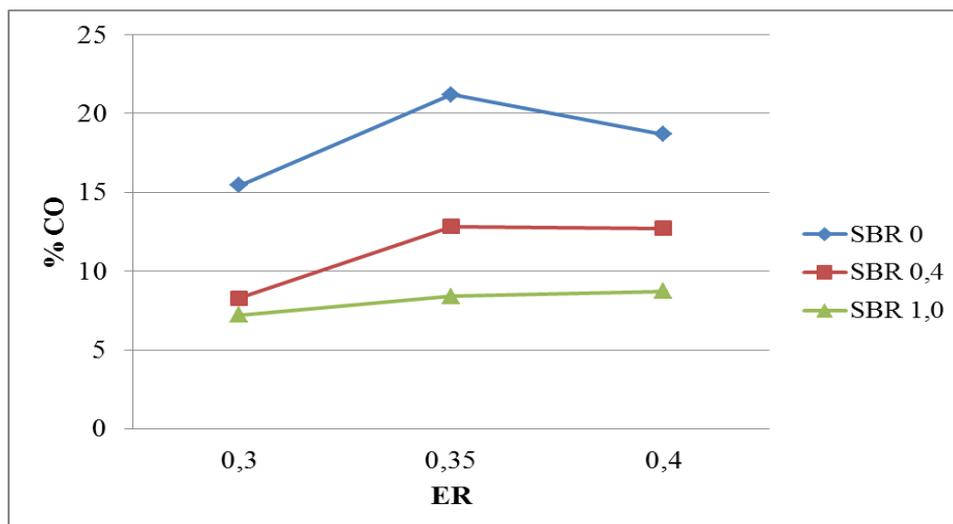
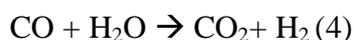
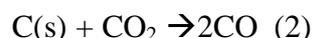
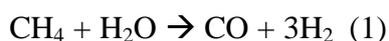


Figura 54. Porcentagem de monóxido de carbono no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas ar+ vapor

Numa condição de maior fornecimento de vapor, há o favorecimento da gaseificação a baixa temperatura e com isso uma maior formação de CO_2 e H_2 , e menor concentração de CO no gás. Esta tendência que se observa na Figura 53, ocorre porque uma temperatura mais elevada desloca o equilíbrio das reações endotérmicas ($\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$) para os reagentes e as reações exotérmicas ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$) para os produtos. (Chen, 2013).

Aumentando a temperatura do processo de gaseificação resultaria no equilíbrio das reações químicas 1,2 e 4 que favorecem a produção de hidrogênio e monóxido de carbono e deslocaria a reação 3 para formação de monóxido de carbono.



Com o aumento da temperatura as reações endotérmicas 1 e 2 prevaleceriam em relação à reação 4 aumentando a concentração de monóxido de carbono.

Como o processo é realizado em temperaturas baixas e com a utilização de vapor, este desloca o equilíbrio da reação de gás – água (4) favorecendo a formação de maior quantidade de hidrogênio.

A Figura 55 apresenta o poder calorífico do gás para as condições avaliadas. Nota-se que embora a concentração de hidrogênio no gás tenha aumentado o poder calorífico do gás diminuiu até valores inferiores aos correspondentes a gaseificação com ar. Isso se deve à baixa temperatura do vapor que desfavorece a reação de Boudouard responsável pela conversão do carbono da biomassa em monóxido de carbono.

A relação H_2/CO , quando se utiliza vapor, aumenta chegando a valores superiores a 2, sendo este um parâmetro importante para a aplicação do gás em processos de síntese de combustíveis e em células a combustível.

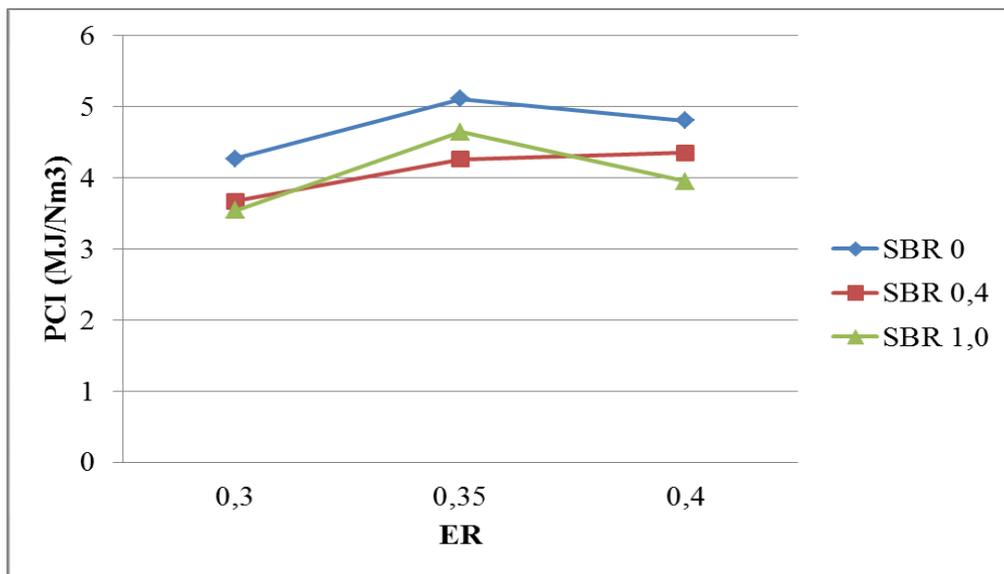


Figura 55. Poder calorífico do gás para diferentes condições operacionais utilizando mistura ar+vapor

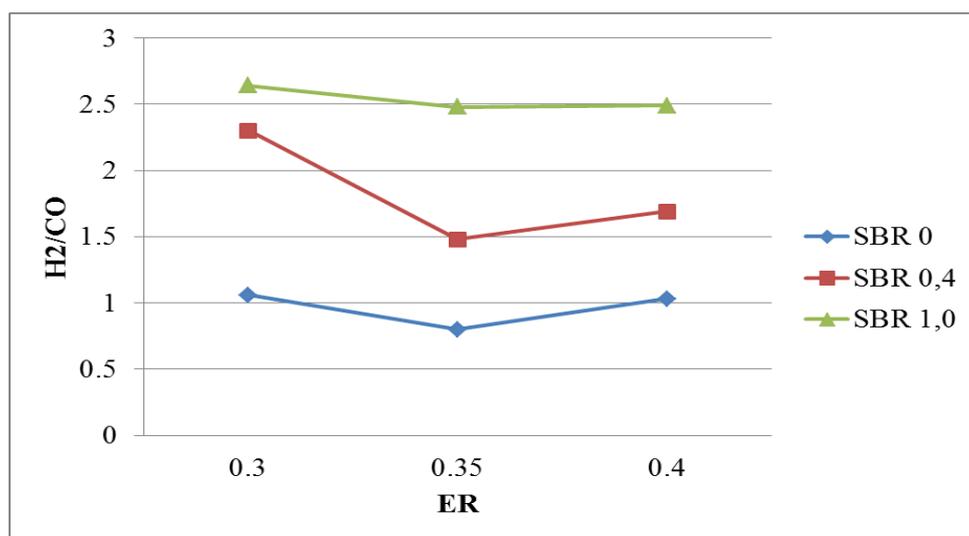


Figura 56. Relação H_2/CO para diferentes condições operacionais utilizando mistura ar+vapor

A seguir são apresentados os resultados das réplicas dos testes que apresentaram maior teor de hidrogênio e maior poder calorífico utilizando misturas ar+ vapor.

A Figura 57 apresenta a composição do gás para o teste e a réplica na condição ER =40 e SBR =1,0 que apresentou a maior concentração de hidrogênio no gás.

O valor médio dos teores de CO foi de 9,22% +/- 0,48; CH₄ foi de 1,63% +/- 0,13 e H₂ foi de 21,79% +/- 0,84. Nesta condição o PCI do gás variou de 4,08 e 4,11MJ/Nm³ para o teste e a réplica, respectivamente.

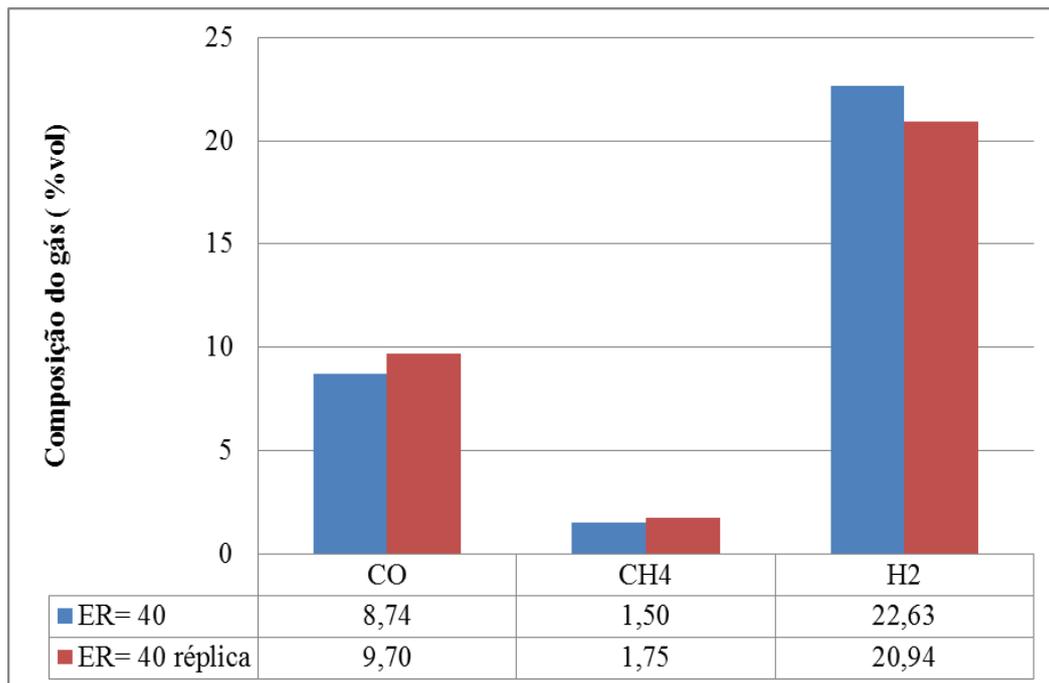


Figura 57. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior concentração de hidrogênio utilizando mistura ar+ vapor

A Figura 58 apresenta a composição do gás para o teste e a réplica na condição ER =35 e SBR =1,0 que apresentou o maior poder calorífico do gás. Nota-se que a composição do gás se manteve constante em ambos os experimentos, o valor médio de CO foi de 13,67% +/- 0,15; CH₄ foi de 1,76% +/- 0,13 e H₂ foi de 21,14% +/- 0,84. O poder calorífico do gás foi de 4,64 MJ/Nm³ para os dois casos.

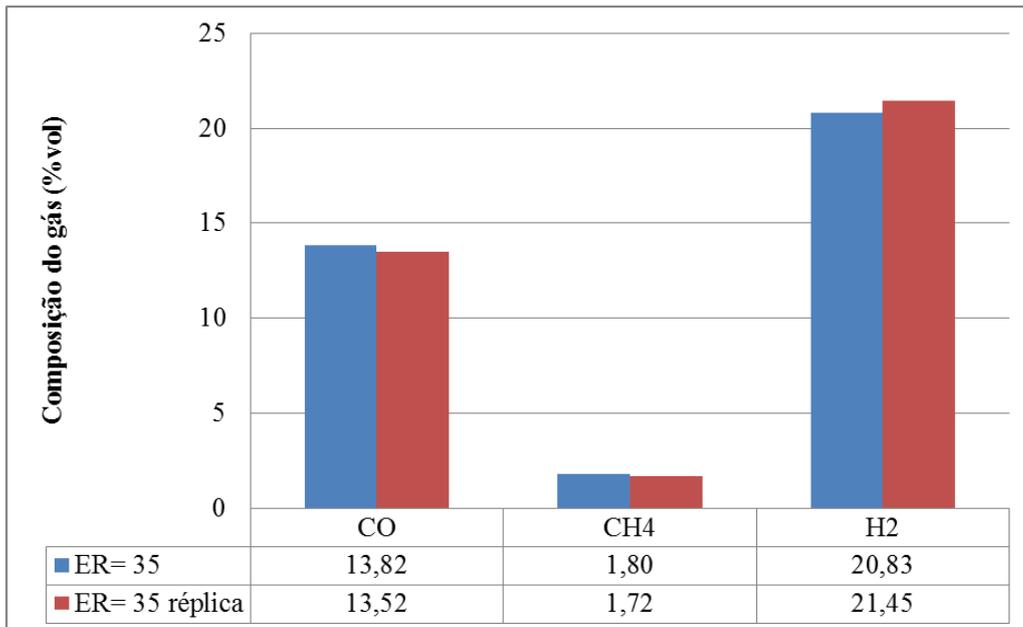


Figura 58. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior poder calorífico utilizando mistura ar+ vapor

4.3 RESULTADOS DA OPERAÇÃO COM MISTURA VAPOR + OXIGÊNIO

A Figura 59 apresenta o perfil de temperatura para a condição experimental mínima da relação vapor- biomassa e quantidade de oxigênio, ER= 30 e SBR =0,4. O fornecimento de oxigênio é feito gradualmente para evitar explosões no interior do reator.

Observa-se que a temperatura no interior do reator não sofre alteração significativa, apenas uma pequena redução na temperatura de gaseificação e se mantém estável ao longo do processo.

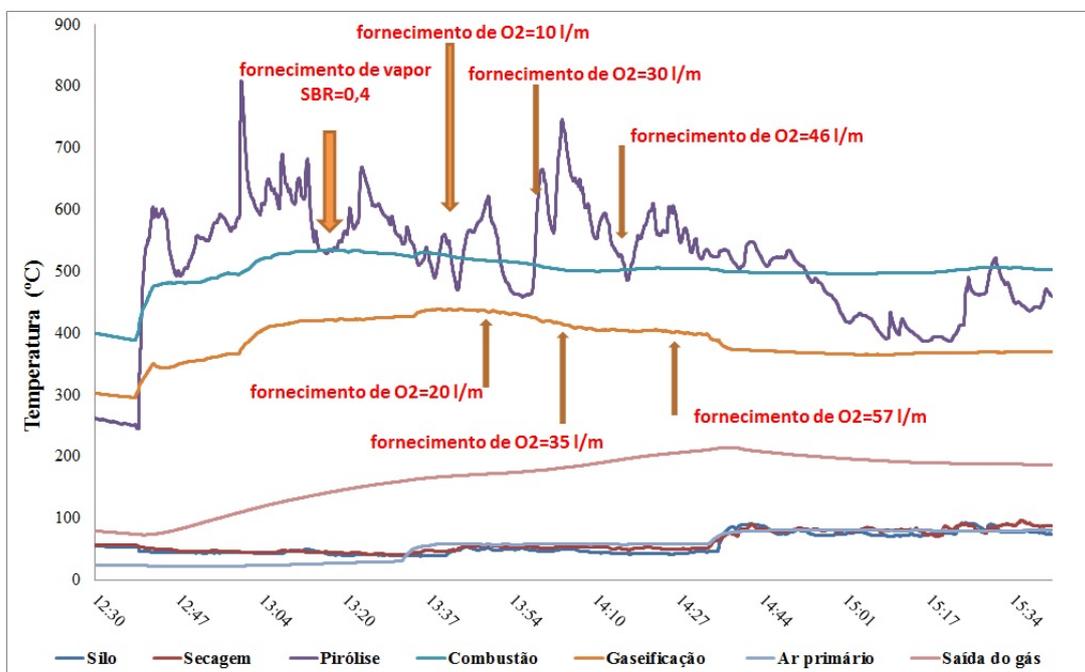


Figura 59. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=0,4 com vapor +oxigênio

A Figura 60 apresenta a composição do gás ao longo do tempo. Quando o vapor é adicionado ao processo o conteúdo de hidrogênio no gás aumenta e o de monóxido de carbono se reduz. Ao fornecer oxigênio puro o teor de monóxido de carbono e hidrogênio aumenta significativamente atingindo valores de 24,49% e 27,54 % respectivamente.

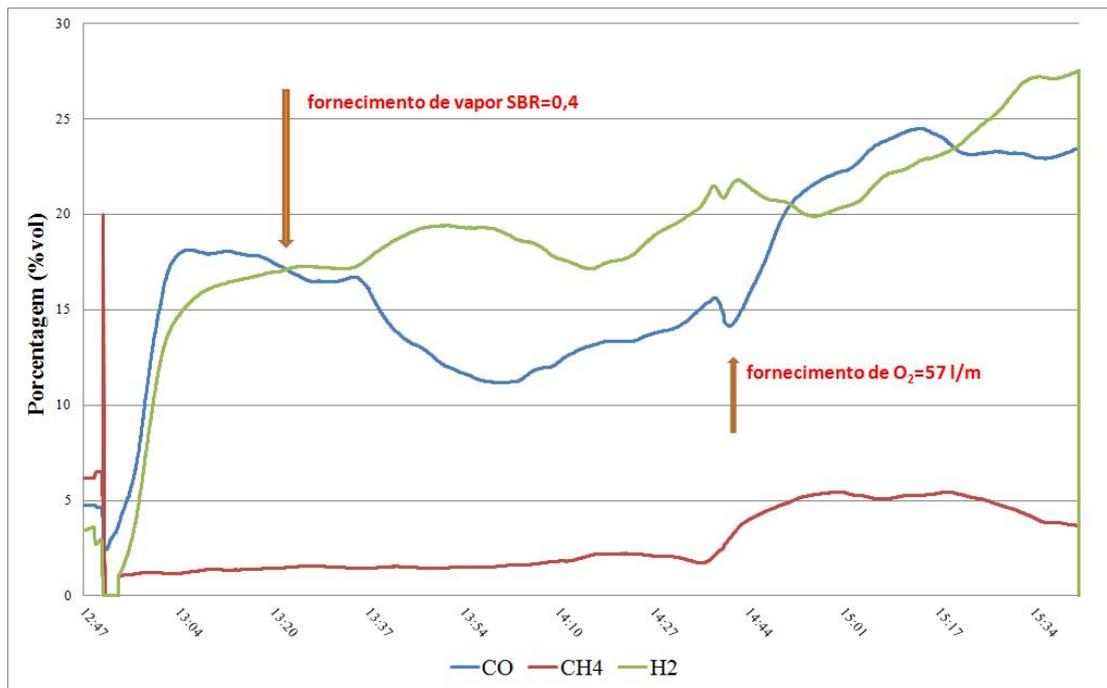


Figura 60. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio

Os perfis de temperatura e composição do gás ao longo do tempo para as demais condições operacionais são apresentados no ANEXO B.

A Tabela 35 apresenta os resultados dos testes realizados com misturas vapor+oxigênio.

Tabela 35. Resultados dos testes com misturas de vapor+ oxigênio

ER	SBR	T_{sec}	T_{pir}	T_{comb}	T_{gaseif}	CO	CH₄	H₂	H₂/CO	PCI, MJ/Nm³
0,4	0,4	114,40- 120,70	597,20- 628,80	627,30- 689,00	594,50- 610,00	23,06- 23,26	3,50- 3,58	34,06- 34,53	1,46-1,50	7,84-7,94
0,4	1,0	84,90- 89,20	562,90- 697,80	651,10- 688,30	598,50 615,10	20,76 20,85	3,15- 3,30	34,65- 35,94	1,66-1,73	7,49-7,69
0,3	0,4	88,70- 93,10	389,00- 523,00	503,10- 504,00	385,60- 398,00	24,01- 24,49	5,30- 5,44	27,43- 27,54	1,12-1,15	7,89-8,01
0,3	1,0	85,10- 85,50	552,50- 655,60	480,20- 490,60	385,30- 395,70	17,67- 17,85	3,25- 4,01	32,61- 32,73	1,83-1,85	6,91-7,28
0,35	0,4	93,00- 98,00	351,60- 794,80	541,00- 679,00	456,20- 584,30	24,57- 24,96	4,24- 4,78	33,01- 33,56	1,32-1,37	8,18-8,48
0,35	1,0	84,50- 85,10	443,20- 544,50	480,70- 490,60	399,00- 414,00	17,98- 18,05	3,37- 3,46	33,33- 33,79	1,85-1,88	7,07-7,16

A Tabela 36 apresenta uma comparação entre os resultados deste trabalho com o de diferentes autores. Nota-se que os valores referentes aos parâmetros analisados estão no intervalo de dados obtidos por outros autores, embora tenham sido usadas diferentes condições operacionais.

Tabela 36. Comparação dos resultados dos testes com misturas de vapor+ oxigênio com outros autores

Autores/ Parâmetros	Condições operacionais	CO	H₂	H₂/CO	PCI, MJ/Nm³
Pesquisa Atual, (2015)	ER =0,3-0,4 SBR= 0,4-1,0 T _{vapor} = 100°C Duplo estágio	17,67 - 24,96	27,43 - 35,94	1,35 - 1,88	6,91 - 8,48
Lv,et al (2007)	ER=0,22-0,26 SBR=0,32-0,69 T _{vapor} =100-120°C Simples estágio	36,85 - 42,65	26,42 - 30,51	0,70 - 0,90	9,04 - 11,11

A Figura 61 apresenta o conteúdo de hidrogênio para as condições operacionais analisadas utilizando misturas vapor+ oxigênio. Os parâmetros de ER variando de 0,3 a 0,4 e SBR de 0,4 a 1,0. Observa-se que a utilização de mistura vapor + oxigênio produz um gás com maior concentração de hidrogênio, sendo o maior teor 35,94% para a condição de máxima quantidade de vapor (SBR =1,0) e oxigênio (ER=0,40).

A utilização de vapor no processo produz um gás de maior teor de hidrogênio e a presença de oxigênio puro favorece a reação de Boudouard produzindo maior quantidade de monóxido de carbono. A utilização de vapor + oxigênio produz um gás com maior poder calorífico tendo sua aplicação recomendada para motores e turbinas a gás.

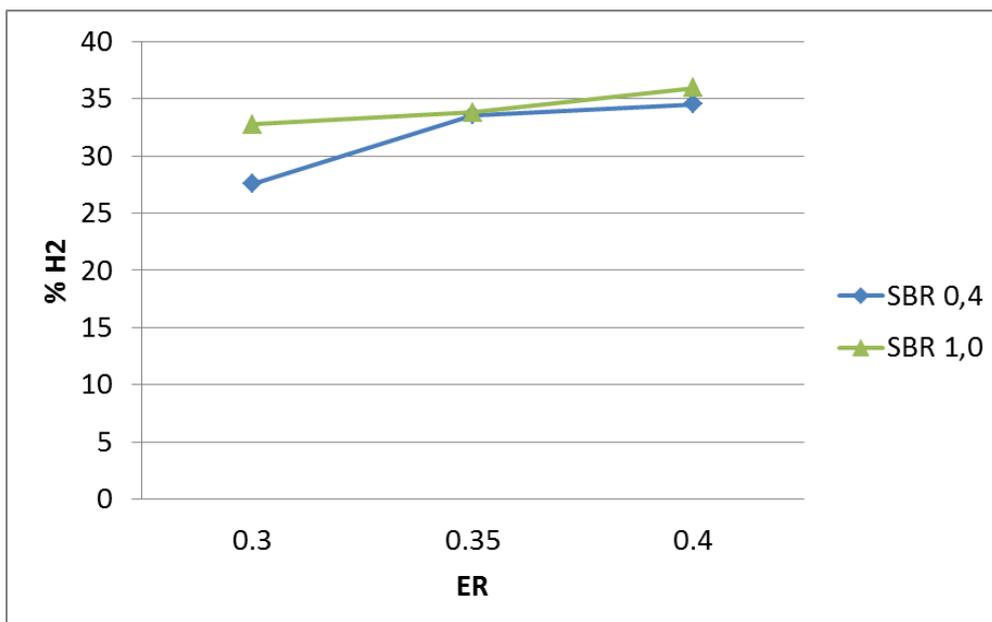


Figura 61. Porcentagem de hidrogênio no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas vapor+ oxigênio

A Figura 62 apresenta o teor de monóxido de carbono para diferentes condições operacionais. Observa-se que a maior concentração de monóxido é obtida para uma menor quantidade de vapor (SBR=0,4).

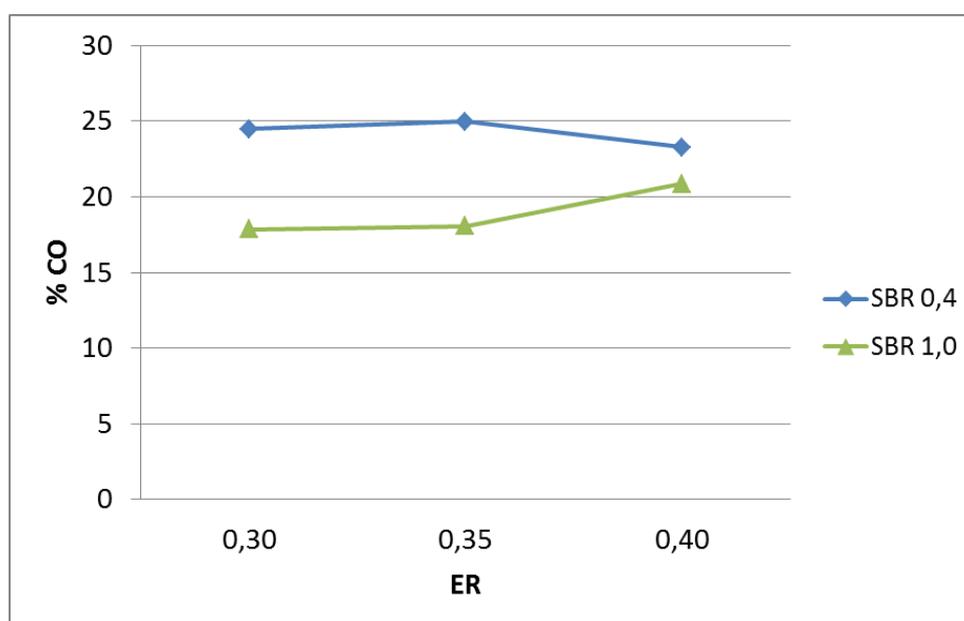


Figura 62. Porcentagem de monóxido de carbono no gás para diferentes condições operacionais utilizando misturas vapor+ oxigênio

A Figura 63 apresenta o poder calorífico do gás para as condições operacionais estudadas utilizando misturas vapor+ oxigênio, na qual produziu um gás com poder calorífico entre 7,16 – 8,48 MJ/Nm³.

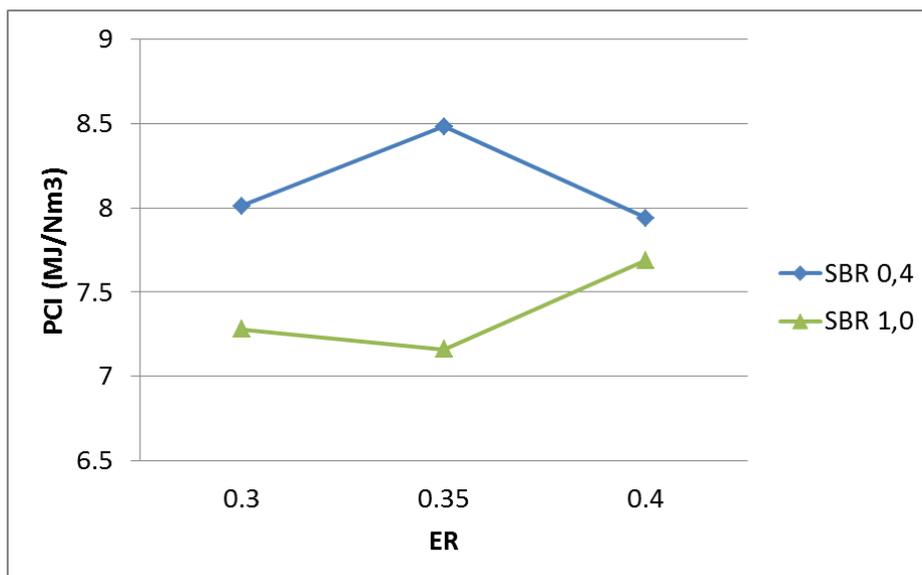


Figura 63. Poder calorífico do gás para diferentes condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio

As espécies H_2 e CO são os principais componentes do gás de síntese que determinam a qualidade do mesmo, sendo um parâmetro importante na escolha da aplicação do gás.

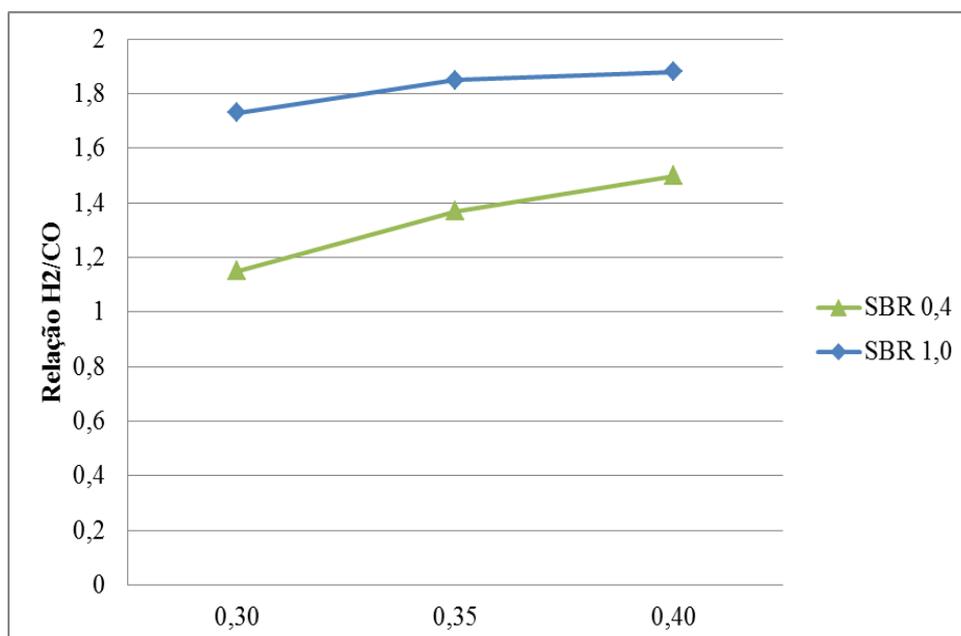


Figura 64. Relação H_2/CO para diferentes condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio

É desejado ter razão H_2/CO elevada para o gás de síntese para determinadas aplicações, dentre as quais se destacam: a síntese de amônia, aplicações em célula a combustível, na síntese de combustíveis líquidos através de processos Fischer-Tropsch que requer uma relação H_2/CO próxima de 2.

Com a utilização da mistura vapor+ oxigênio, apesar de melhorias significativas nos teores de H₂ e CO, observa-se através da Figura 64 que nesta condição todos os testes apresentaram valores para a relação H₂/CO inferiores a 2.

Observa-se que a utilização de uma maior quantidade vapor (SBR=1,0) ocasiona um aumento da razão H₂/CO, devido à utilização de vapor que favorece a reação química de produção de hidrogênio.

A seguir são apresentados os resultados das réplicas dos testes que apresentaram maior teor de hidrogênio e maior poder calorífico utilizando misturas vapor + oxigênio.

A Figura 65 apresenta a composição do gás para o teste e a réplica na condição ER =40 e SBR =1,0 que apresentou a maior concentração de hidrogênio no gás.

O valor médio dos teores de CO foi de 19,85% +/- 0,93; CH₄ foi de 1,63% +/- 0,13 e H₂ foi de 21,79% +/- 0,84. Nesta condição o PCI do gás variou de 7,68 e 7,74 MJ/Nm³ para o teste e a réplica, respectivamente.

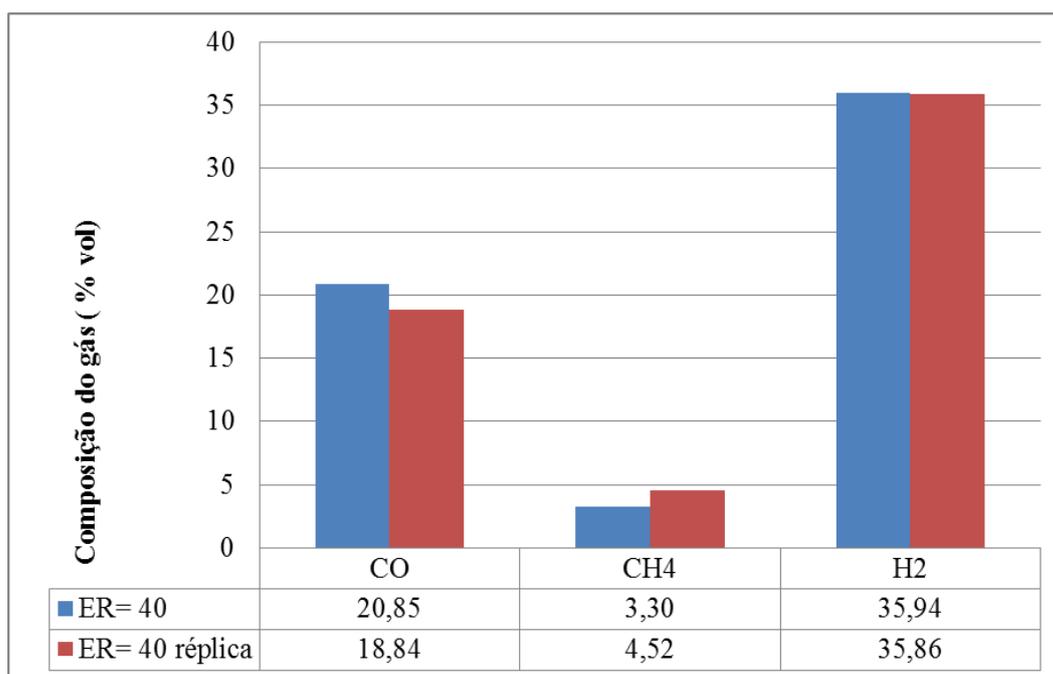


Figura 65. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior teor de hidrogênio utilizando mistura vapor+ oxigênio

A Figura 66 apresenta a composição do gás para o teste e a réplica na condição ER =35 e SBR =0,4 que apresentou o maior poder calorífico do gás. Nota-se que a composição do gás se manteve constante em ambos os experimentos, e o poder calorífico do gás foi de 8,48 e 8,68 MJ/Nm³ para o teste e réplica. Os valores médios dos teores de CO foi de 25,88% +/- 0,91, CH₄ 1,63% +/- 0,13 e H₂ 21,795 +/- 0,84.

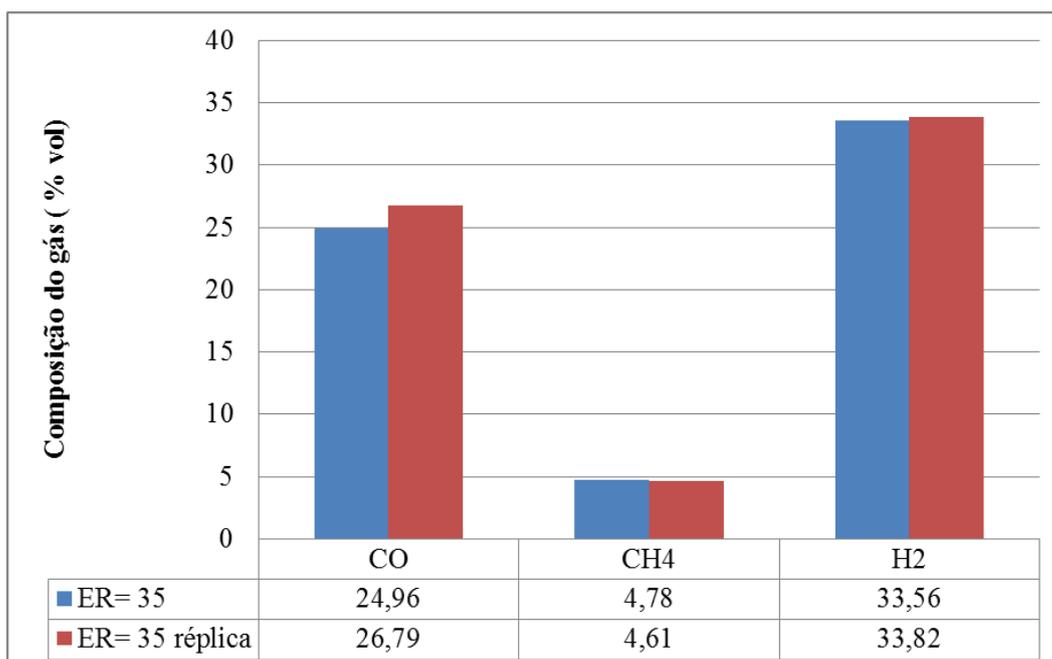


Figura 66. Composição do gás para a réplica do teste que apresentou maior poder calorífico utilizando mistura vapor+ oxigênio

4.4 RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE ALCATRÃO E PARTICULADO NO GÁS

A Tabela 37 apresenta os resultados das análises de alcatrão e material particulado para as duas condições operacionais utilizando misturas ar+ vapor e vapor + oxigênio que apresentaram um gás de melhor qualidade.

A utilização de vapor no processo favorece as reações de reforma a vapor reduzindo a concentração de alcatrão no gás. Uma redução adicional é possível, na presença de catalisador, o que favorece a reação de reforma do alcatrão, podendo ser catalisador dolomita, de metal alcalino, e níquel. Para este estudo não foi considerado o catalisador.

Os valores correspondentes a concentração de alcatrão e particulado para mistura ar+ vapor variou de 91,41 - 91,95 mg/Nm³ e 53,40 - 61,95mg/Nm³, respectivamente.

A utilização de mistura vapor+ oxigênio produz um gás com menor teor de alcatrão se comparado a mistura ar + vapor, pois o oxigênio propicia o craqueamento térmico do alcatrão devido a maior temperatura do processo.

Os resultados da concentração de alcatrão e particulado para mistura vapor+ oxigênio variou de 58,74 – 64,18 mg/Nm³, e 45,85 – 46, 88 mg/Nm³, respectivamente.

Tabela 37. Concentração de material particulado e alcatrão para diferentes fluidos de gaseificação

TESTE	Fluido de gaseificação	Condição ER/SBR	mg particulado /Nm ³ de gás	mg alcatrão /Nm ³ de gás
1	Ar+ vapor	ER = 0,35 SBR= 1,0	53,40	91,41
2	Ar+ vapor	ER= 0,40 SBR =1,0	61,95	91,95
3	Vapor+ oxigênio	ER = 0,35 SBR =0,4	45,85	58,74
4	Vapor + oxigênio	ER=0,40 SBR =1,0	46,88	64,18

As figuras Figura 67 e Figura 68 apresentam os impingers e filtros após a análise de alcatrão para as misturas ar+ vapor e vapor+ oxigênio, respectivamente.



Figura 67. Impingers e filtro após análise de alcatrão utilizando mistura ar+ vapor



Figura 68. Impingers e filtro após análise de alcatrão utilizando mistura vapor+ oxigênio

4.5 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

O volume de controle considerado nesta análise é apresentado na Figura 69.

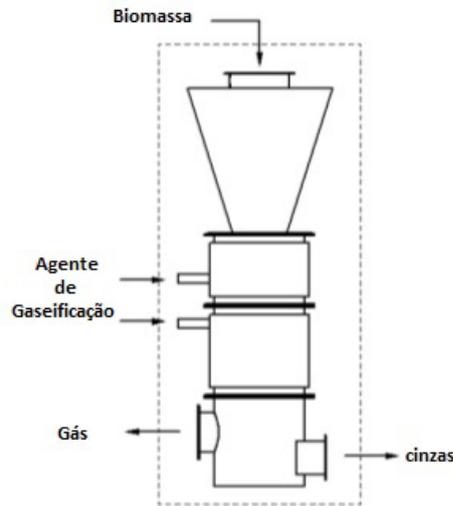


Figura 69. Volume de controle do gaseificador

O balanço de massa é realizado pelo princípio de conservação da massa de um sistema, considerando regime permanente como apresenta a Equação 21.

Considera-se que o regime permanente é alcançado quando há estabilidade das temperaturas na zona de gaseificação do reator.

$$\left(\frac{dm_s}{dt} \right)_t = \left(\frac{dm_e}{dt} \right)_t + \oint_{sc} d\dot{m} \quad 21$$

Em regime permanente:

$$\left(\frac{dm_s}{dt} \right)_t = 0 \quad 22$$

$$\left(\frac{dm_e}{dt} \right)_t = 0 \quad 23$$

Dessa forma, o balanço de massa geral é expresso pela Equação 24.

$$\oint_{sc} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s = 0 \quad 24$$

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

Onde:

\dot{m}_b - Fluxo mássico de biomassa que entra no reator (kg/h)

\dot{m}_a - Fluxo mássico de ar/oxigênio que entra no reator (kg/h)

\dot{m}_v - Fluxo mássico de vapor que entra no reator (kg/h)

\dot{m}_g - Fluxo mássico de gás produzido (kg/h)

\dot{m}_r - Fluxo mássico de resíduos sólidos gerados no reator (kg/h)

4.5.1 Balanço de Massa para misturas de ar+ vapor e vapor + oxigênio

Para determinação do balanço de massa utilizando ar+ vapor foi calculado a vazão de cada agente de gaseificação utilizada no processo com dados da composição elementar da biomassa conforme apresentado na Tabela 21. Os dados de saída do processo foram às espécies CO, CH₄, O₂ e H₂ medidos através de analisadores contínuos. O volume de gás e as demais espécies presentes são determinados através do balanço de massa.

A equação química que representa o processo de gaseificação com vapor+ ar é dada pela Equação 26.

$$G_{bt}(y_c C + y_H H + y_N N + y_O O + y_{H_2O} H_2O + A) + G_v H_2O + G_{ar}(O_2 + 3,76N_2) = x_1(y_{co} CO + y_{H_2} H_2 + y_{CH_4} CH_4 + y_{O_2} O_2 + x_2 CO_2 + x_3 N_2 + x_4 H_2O) + A' C \quad 26$$

onde:

G_{bt} = vazão de biomassa(kg/h)

y_C = fração mássica de carbono (kg C/kg_{bt})

y_H = fração mássica de hidrogênio (kg H/kg_{bt})

y_N = fração mássica de nitrogênio (kg N/kg_{bt})

y_O = fração mássica de oxigênio (kg O/kg_{bt})

y_{H_2O} = fração mássica de água (kg H₂O/kg_{bt})

A = cinzas da biomassa

G_v = vazão de vapor (kg/h)

G_{ar} = vazão de ar (kg/h)

x_1 = representa o volume de gás seco (kmol_{gás seco}/h);

y_{CO} = representa a fração molar de CO (kmol_{CO}/gás seco);

y_{H_2} = representa a fração molar de H₂ (kmol_{H₂}/gás seco);

y_{CH_4} = representa a fração molar de CH₄ (kmol_{CH₄}/gás seco);

y_{O_2} = representa a fração molar de O₂ (kmol_{O₂}/gás seco);

x_2 = representa a fração molar de CO₂ (kmol_{CO₂}/gás seco);

x_3 = representa a fração molar de N₂ (kmol_{N₂}/gás seco);

x_4 = representa a fração molar de H₂O (kmol_{H₂O}/gás seco)

A' = representa as cinzas geradas no final do processo (kg/h)

Os números de moles de cada elemento (C,H,N,O) que compõe a biomassa são calculados segundo a Equação 27.

$$n_x = \frac{y_x}{PM_x} \text{ (kmol}_x\text{/kg}_{bt}) \quad 27$$

onde:

n_x = fluxo molar de cada elemento (kmol_x/kg_{bt})

y_x = porcentagem do elemento x que compõe a biomassa (kg_x/kg_{bt})

PM_x = peso molecular do elemento x

O fluxo molar de cada elemento que compõe a biomassa é calculado multiplicando pela vazão de biomassa como mostra a Equação 28.

$$G_x = G_{bt} \times n_x \quad 28$$

Onde:

G_{bt} = vazão de biomassa kg/h

n_x = numero de moles do elemento x

Os números de moles de vapor são calculados segundo a Equação 29.

$$\beta = \frac{G_{vapor}}{PM_{vapor}} \text{ (kmol}_{vapor}\text{/h)} \quad 29$$

onde:

β = fluxo molar de vapor (kmol_{vapor}/h)

G_{vapor} = vazão de vapor (kg_{vapor}/h)

PM_{vapor} = peso molecular do vapor

Os números de moles de ar são calculados segundo a Equação 39.

$$\delta = \frac{G_{\text{ar}}}{PM_{\text{ar}}} \text{ (kmol}_{\text{O}_2}\text{/h)} \quad 30$$

onde:

δ =fluxo molar de ar (kmol_{ar}/h)

G_{ar} = vazão de ar (kg_{ar}/h)

PM_{ar} = peso molecular do ar

A reação química da gaseificação em base molar é representada pela Equação 31.

$$G_{bt} (n_c C + n_H H + n_N N + n_O O + n_{H_2O} H_2O) + \beta H_2O + \delta (O_2 + 3,76N_2) = x_1 (y_{co} CO + y_{H_2} H_2 + y_{CH_4} CH_4 + y_{O_2} O_2 + x_2 CO_2 + x_3 N_2 + x_4 H_2O) + A' C \quad 31$$

Balanco de Carbono:

$$n_c G_{bt} = x_1 (y_{CO} + y_{CH_4} + x_2) + A' \quad 32$$

Balanco de Hidrogênio:

$$G_{bt} (n_H + n_{H_2O}) + 2\beta = x_1 (y_{H_2} + 4y_{CH_4} + 2x_4) \quad 33$$

Balanco de Nitrogênio:

$$n_N G_{bt} + 2 \times 3,76\delta = 2x_1 x_3 \quad 34$$

Balanco de Oxigênio:

$$G_{bt} (n_O + n_{H_2O}) + \beta + 2\delta = x_1 (y_{co} + 2y_{O_2} + 2x_2 + x_4) \quad 35$$

O peso das cinzas após o término do processo dividido pela quantidade de biomassa utilizada representa a vazão de cinzas em kg_{cinzas}/kg_{biomassa}.

A quantidade de cinzas do processo subtraída das cinzas da biomassa representa o carbono não queimado.

$$C_{nq} = A' - A \quad 36$$

$$QC_{nq} = \frac{(C_{nq} \times G_{bt})}{PM_c} (kmolC_{nq}/h) \quad 37$$

Como o carbono não queimado não participa das reações químicas para produção do gás, para efeito de simplificação do balanço de massa, será subtraída a parcela de Carbono não queimado da parcela de Carbono da biomassa.

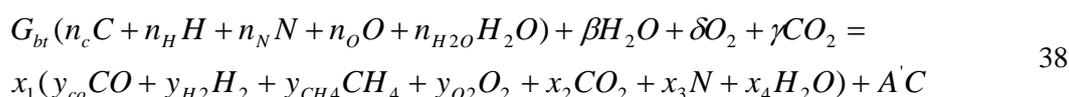
Resolvendo as equações do balanço pra determinar as incógnitas resulta no balanço de massa apresentado na Tabela 38.

Tabela 38. Resultado do balanço de massa para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ ar.

Teste	Balanço de Massa					Rendimento do gás kg gás/kg _{biomassa}
	M _{biomassa}	M _{ar}	M _{vapor}	M _{gás}	M _{cinzas}	
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	
ER=30; SBR=0,4	12,0	20,69	3,1	35,59	0,20	2,97
ER=30; SBR=1,0	12,0	20,69	9,51	42,00	0,20	3,50
ER=35; SBR=0,4	12,0	24,14	3,1	39,02	0,20	3,25
ER=35; SBR=1,0	12,0	24,14	9,51	45,43	0,20	3,79
ER=40; SBR=0,4	12,0	27,58	3,1	42,45	0,20	3,54
ER=40; SBR=1,0	12,0	27,58	9,51	48,86	0,20	4,07

Dos resultados do processo de gaseificação com mistura ar+ vapor o rendimento do gás foi de 2,97 a 3,79 kg_{gás}/kg_{biomassa}.

Para os cálculos do balanço de massa utilizando mistura vapor + oxigênio a parcela de nitrogênio presente no ar é nula, e é acrescentado CO₂ para evitar as explosões no interior do reator e, portanto a equação química que representa o processo é dada pela Equação 38.



Os números de moles de oxigênio são calculados segundo a Equação 39.

$$\delta = \frac{G_{O_2}}{PM_{O_2}} \text{ (kmol}_{O_2}\text{/h)} \quad 39$$

onde:

δ = fluxo molar de oxigênio (kmol_{O₂}/h)

G_{O₂} = vazão de oxigênio (kg_{O₂}/h)

PM_{O₂} = peso molecular do oxigênio

Os números de moles de dióxido de carbono são calculados segundo a Equação 40.

$$\gamma = \frac{G_{CO_2}}{PM_{CO_2}} \text{ (kmol}_{CO_2}\text{/h)} \quad 40$$

onde:

γ = fluxo molar de dióxido de carbono (kmol_{CO₂}/h)

G_{CO₂} = vazão de dióxido de carbono (kg_{CO₂}/h)

PM_{CO₂} = peso molecular do dióxido de carbono

Balanco de Carbono:

$$n_c G_{bt} + \gamma = x_1 (y_{CO} + y_{CH_4} + x_2) + A' \quad 41$$

Balanco de Hidrogênio:

$$G_{bt} (n_H + n_{H_2O}) + 2\beta = x_1 (y_{H_2} + 4y_{CH_4} + 2x_4) \quad 42$$

Balanco de Nitrogênio:

$$n_N G_{bt} = x_1 x_3 \quad 43$$

Balanco de Oxigênio:

$$G_{bt} (n_O + n_{H_2O}) + \beta + 2\delta + 2\gamma = x_1 (y_{CO} + 2y_{O_2} + 2x_2 + x_4) \quad 44$$

Resolvendo o sistema de equações para determinar as incógnitas resulta no balanço de massa apresentado na Tabela 39.

Tabela 39. Resultado do balanço de massa para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio.

Teste	M _{biomassa}	M _{O₂}	M _{vapor}	M _{gás}	M _{cinzas}	Rendimento do gás
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg gás/kg biomassa
ER=30; SBR=0,4	12,0	3,7	3,1	19,99	0,20	1,56
ER=30; SBR=1,0	12,0	3,7	9,51	26,40	0,20	2,09
ER=35; SBR=0,4	12,0	4,3	3,1	21,53	0,20	1,61

ER=35; SBR=1,0	12,0	4,3	9,51	27,00	0,20	2,14
ER=40; SBR=0,4	12,0	4,9	3,1	21,19	0,20	1,66
ER=40; SBR=1,0	12,0	4,9	9,51	27,60	0,20	2,19

Dos resultados do processo de gaseificação com mistura vapor+ oxigênio o rendimento do gás foi de 1,56 a 2,14 kg_{gás}/kg_{biomassa}.

4.5.2 Balanço de energia para mistura vapor + ar e vapor + oxigênio

O balanço de energia considerando regime permanente é apresentado na equação 45.

$$E_b + E_{ar} + E_v = E_c + E_g + E_p \quad 45$$

E_b =Fluxo de energia da biomassa

E_{ar} = Fluxo de energia do ar

E_v = Fluxo de energia do vapor

E_c = Fluxo de energia das cinzas

$E_{gás}$ = Fluxo de energia do gás produzido

E_p = Fluxo de energia das perdas

A parcela de energia referente a biomassa é determinada pelo produto da vazão mássica da biomassa (kg/s) e poder calorífico inferior da biomassa (kJ/kg) como apresenta a equação 46.

$$E_b = G_{bt} \times PCI_b \quad 46$$

Onde:

G_{bt} = Vazão de biomassa (kg/h)

PCI_b = Poder calorífico da Biomassa (kJ/kg)

O cálculo do poder calorífico da biomassa é feito através da equação 47 de Mendeliev, 1949:

$$PCS = (339 \times C) + (1030 \times H) - (109 \times (O - S)) [kJ / kg] \quad 47$$

$$PCI = PCS - h_g \times \left(\frac{9H}{100} + \frac{\omega}{100} \right) \quad 48$$

A parcela de energia referente ao ar é determinada pelo produto da vazão mássica de ar (kg/h) e a entalpia do ar (kJ/kg) à temperatura de entrada no processo (70°C) como apresenta a equação 49.

$$E_{ar} = G_{ar} \times h_{ar} \quad 49$$

A energia do vapor é determinada pelo produto da entalpia do vapor (kJ/kg) pela vazão de vapor (kg/h) utilizada no processo como mostra a equação 50.

$$E_v = G_v \times h_{vapor} \quad 50$$

O cálculo da energia referente às cinzas é determinado pelo produto entre a vazão de cinza (kg/h), o calor específico da cinza (kJ/kg°C) e pela diferença de temperatura (°C) como mostra a equação 51.

$$E_c = m_c \times cp_c \times (T_c - T_{ref}) \quad 51$$

A parcela de energia referente ao gás considera a energia sensível e energia útil em kW, como mostra a Equação 52.

$$E_g = E_u + E_s \quad 52$$

A parcela da energia sensível é calculada pelo produto da vazão mássica de gás (kg/h) pelo número de moles de cada elemento que compõe o gás e sua respectiva entalpia (kJ/kmol) dividida pelo peso molecular do gás (kg/kmol) como mostra a equação 53.

$$E_s = \frac{G_{gas}}{PM_g} \times \sum_i^n (y_i \times h_i) \quad 53$$

A entalpia de cada componente é calculada pela equação 54.

$$h_i = \int cp \times dT \quad 54$$

Na Tabela 40 apresentam – se os calores específicos para os gases considerados no cálculo da energia sensível do gás. (Perry, 1984).)

Tabela 40. Calor específico dos gases que compõe o gás de gaseificação

Gás	Calor específico do gás (kJ/kgK)
Cp CO =	27,63+0,005T
Cp CO2 =	43,29 + 0,0115T – 818519,4 / T ²
Cp H2 =	27,72 + 0,0034T
Cp N2 =	27,21 + 0,0041T
Cp O2 =	34,6513 + 0,00108102T – 786463/T ²
Cp H2O =	34,41 + 0,00063T + 0,0000056T ²
Cp CH4 =	22,36 + 0,048T

O peso molecular do gás é calculado pela Equação 55.

$$PM_g = \sum_i^n (y_i \times PM_i) \quad 55$$

A parcela de energia útil é determinada pelo produto da vazão de gás (k/h) pelo poder calorífico do gás (kJ/Nm³) dividido pela densidade (kg/Nm³). O poder calorífico do gás é determinado pela equação 20.

$$E_u = \frac{G_{gas}}{\rho_g} \times PCI_g \quad 56$$

A eficiência a frio do gaseificador é calculada pela razão entre a energia útil sobre a energia da biomassa como apresenta a equação 57

$$\eta_{frio} = \frac{E_u}{E_b} * 100 = \frac{m_g * PCI_g}{\rho_g * m_b * PCI_b} * 100 \quad 57$$

Os resultados do balanço de energia para as diferentes condições operacionais utilizando mistura ar+ vapor é apresentado na Tabela 41. A eficiência do processo variou entre 36,0 a 52,0%. As perdas do processo são relativamente altas variando entre 29 a 39 kW.

Tabela 41. Resultado do balanço de energia para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ ar.

Condição operacional	E _{biomassa}	E _{ar}	E _{vapor}	E _{gás}	E _{cinzas}	Q _{ma}	Eficiência
	kW	kW	kW	kW	kW	kW	%
ER=0,30; SBR=0,4	60,0	1,9	2,3	32,7	0,020	31,5	48,0%
ER=0,30; SBR=1,0	60,0	1,9	7,1	36,2	0,020	32,7	52,0%
ER=0,35; SBR=0,4	60,0	2,3	2,3	32,0	0,000	32,5	43,9%
ER=0,35; SBR=1,0	60,0	2,3	7,1	30,6	0,020	38,7	45,7%
ER=0,40; SBR=0,4	60,0	2,6	2,3	35,2	0,020	29,7	46,1%
ER=0,40; SBR=1,0	60,0	2,6	7,1	30,7	0,020	39,0	36,2%

Com a utilização de mistura vapor+ oxigênio as eficiências foram de 68 a 76% e as perdas de calor para o meio ambiente foram menores que na operação com ar+ vapor e foram de 23 a 35 kW como apresenta a Tabela 42.

Tabela 42. Resultado do balanço de energia para as condições operacionais utilizando mistura vapor+ oxigênio.

Condição operacional	E _{biomassa}	E _{O2}	E _{vapor}	E _{gas}	E _{cinzas}	Q _{ma}	Eficiência
	kW	kW	kW	kW	kW	kW	%
ER=0,30; SBR=0,4	60,0	8,92	2,30	47,44	0,020	23,75	76,44
ER=0,30; SBR=1,0	60,0	8,92	7,07	47,86	0,020	28,10	76,37
ER=0,35; SBR=0,4	60,0	10,4	2,3	45,29	0,020	27,35	72,46
ER=0,35; SBR=1,0	60,0	10,4	7,1	45,65	0,020	31,76	72,49
ER=0,40; SBR=0,4	60,0	11,8	2,3	43,08	0,020	31,007	68,75
ER=0,40; SBR=1,0	60,0	11,8	7,1	43,59	0,020	35,262	68,53

Os resultados do balanço de energia apresentam uma redução na eficiência dos testes realizados com mistura ar+ vapor se comparados aos testes com mistura vapor+ oxigênio, devido ao fato de que a presença do vapor reduz o conteúdo de monóxido de carbono influenciando no poder calorífico do gás. E o cálculo da eficiência do processo

é influenciado principalmente pelo poder calorífico do gás. A utilização de oxigênio+vapor produz com maior teor de monóxido de carbono devido às reações de boudouard que são favorecidas pela presença do oxigênio puro.

As perdas são devidas principalmente ao calor perdido pelas paredes do reator e as cinzas formadas no processo. Uma alternativa para reduzir as perdas de calor pelas paredes é fazer o isolamento do reator, substituir os refratários existentes por material mais eficiente, melhorar o projeto da grelha para reduzir o carvão formado no processo embora esta parcela não seja significativa.

CONCLUSÕES

Os testes preliminares realizados com mistura ar+ vapor saturado permitiram estabelecer limites para a quantidade máxima de vapor fornecida ao reator. Valores para a relação SBR maior que 1,0 ocasionaram redução significativa na temperatura do processo e alteração na composição do gás. O nível de hidrogênio e monóxido de carbono reduziu a níveis próximos de zero, inviabilizando o processo com essa quantidade de vapor à temperatura de 100°C.

Os resultados dos testes com mistura ar+ vapor saturado apresentam maiores teores de hidrogênio e uma acentuada redução do teor de monóxido de carbono. O incremento da concentração de hidrogênio varia de 10 a 25% em relação ao gás produzido com apenas ar. O poder calorífico inferior do gás foi menor que 5 MJ/Nm³, devido à redução da concentração de monóxido de carbono em mais de 50%. A relação H₂/CO aumentou chegando a valores superiores a 2, sendo recomendada a aplicação do gás em processos de síntese de combustíveis e geração de eletricidade em célula a combustível.

O poder calorífico do gás com a utilização de vapor variou entre 3,50 e 4,64 MJ/Nm³, valores inferiores à gaseificação com ar, limitando a aplicação deste gás na geração de eletricidade. A relação H₂/CO foi de 1,45 a 2,64, recomendado a aplicação do gás em processos de síntese e em célula a combustível.

Na gaseificação com mistura ar+ vapor a condição que apresentou maior concentração de hidrogênio (21,01 - 21,63%) foi para uma ER= 0,40 e SBR= 1,0. A condição que apresentou maior poder calorífico (3,75 - 4,64 MJ/N³) foi para uma ER= 0,35 e SBR=1,0.

Uma vez estabelecidas às condições ótimas dos testes, foi possível, utilizando as mesmas condições operacionais obter resultados comparáveis, isto é, que apresentem boa repetibilidade e reprodutibilidade.

Foram feitas réplicas dos experimentos que apresentaram os melhores resultados em relação ao teor de hidrogênio e poder calorífico do gás e os resultados obtidos foram

próximos. O valor médio do teor de hidrogênio no gás foi de 22,63 e 20,94% e o poder calorífico variou entre 4,08 e 4,11 MJ/Nm³, para uma ER=0,40 e SBR =1,0. Para a condição ER=0,35 e SBR=1,0 que apresentou o maior poder calorífico do gás, o teor de hidrogênio foi de 20,83 e 21,45 % para o teste e réplica respectivamente. O poder calorífico foi de 4,64 MJ/Nm³. Dos testes e réplicas, respeitando as condições operacionais garantimos a qualidade do gás em ambos os experimentos.

A utilização de vapor no processo se mostrou eficiente na produção de um gás com maior teor de hidrogênio, porém com baixo teor de monóxido de carbono e metano, como consequência um gás com baixo poder calorífico. O baixo teor de monóxido de carbono presente no gás é devido à utilização de vapor em baixa temperatura que desfavoreceu as reações de boudouard responsáveis pela produção do monóxido. Sugere-se a utilização de vapor superaquecido para aumentar a temperatura do processo e conseqüentemente as reações químicas de produção de CO.

Na condição de gaseificação de biomassa utilizando mistura vapor+ oxigênio, devido a ausência de nitrogênio não há diluição do gás e a presença de oxigênio favorece as reações de gaseificação que produz um gás com maior teor de hidrogênio e monóxido de carbono. A utilização de mistura vapor+ oxigênio produziu um gás com maior concentração de hidrogênio, variando entre 27,43 e 35,94%, e maior teor de monóxido de carbono, variando entre 17,67 e 24,96% produzindo um gás com um poder calorífico inferior entre 6,91 e 8,48MJ/Nm³. O conteúdo energético do gás utilizando mistura vapor + oxigênio foi 50% maior se comparado à mistura ar+ vapor. Na gaseificação com vapor+ oxigênio a condição que apresentou maior teor de hidrogênio (34,65%- 35,94%) foi para uma ER =0,40 e SBR= 1,0, e a condição que apresentou maior poder calorífico foi ER= 0,35 e SBR =0,4 para valores variando de 8,18-8,48 MJ/Nm³.

Foram feitas réplicas dos testes utilizando vapor + oxigênio que apresentaram o maior teor de hidrogênio e poder calorífico do gás e os resultados obtidos foram próximos. O teor de monóxido de carbono no gás foi de 18,84 e 20,85%, o de hidrogênio foi de 35,86-35,94% e o poder calorífico variou entre 7,68 e 7,74 MJ/Nm³, para uma ER=0,40 e SBR =1,0. Para a condição ER=0,35 e SBR=1,0 que apresentou o maior poder calorífico do gás, o teor de monóxido de carbono foi de 24,96-26,79%, o teor de hidrogênio foi de 33,56- 33,82% para o teste e réplica respectivamente. O poder calorífico foi de 8,49 e 8,68 MJ/Nm³. Dos testes e réplicas, respeitando as condições

operacionais, foram obtidas a mesma composição e teor energético do gás em ambos os experimentos.

Das análises de alcatrão e material particulado utilizando misturas ar+ vapor a concentração média de alcatrão no gás foi de 91,68 mg/Nm³ e 57,65mg/Nm³ e 53,40 e 61,95mg/Nm³ de particulado, valores menores que a utilização com ar o que mostra a eficácia da utilização do vapor no craqueamento de alcatrão. A utilização da mistura vapor+ oxigênio produz um gás com menor teor de alcatrão. Os valores correspondentes a concentração de alcatrão e particulado foram 58,74 e 64,18 mg/Nm³ e 45,85 e 46,88mg/Nm³, respectivamente.

A gaseificação na condição de vapor+ oxigênio produz um gás com teor de alcatrão cerca de 40% menor, sendo recomendada sua aplicação em motores e microturbinas. O craqueamento do alcatrão é o resultado de uma série de complexas e simultâneas reações químicas. A utilização de oxigênio no processo aumenta a temperatura das reações sendo uma alternativa ao craqueamento do alcatrão.

Os resultados do balanço de massa utilizando mistura ar+ vapor apresenta um rendimento entre 1,95 e 2,58kg gás/kg biomassa, e para a mistura vapor+ oxigênio entre 1,17 e 1,32 kg gás/kg biomassa. A gaseificação utilizando mistura ar+ vapor apresentou uma eficiência média de 44,8% e para vapor+ oxigênio uma eficiência média de 73%. A maior eficiência apresenta através da utilização de mistura vapor+ oxigênio é devido ao maior poder calorífico do gás obtido nesta condição.

RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Testes experimentais utilizando vapor superaquecido para avaliar seu efeito na composição do gás e poder calorífico do gás.

Testes experimentais com a aplicação do gás em motores de combustão interna, turbinas a gás e célula a combustível.

Realizar um estudo de viabilidade econômica da operação do sistema de gaseificação de biomassa com mistura ar+ vapor e vapor + oxigênio.

PUBLICAÇÕES

- Economic Evaluation of Conventional and Advanced Technological Routes for Electricity Production Through Biomass Gasification. Proceedings of the 19th European Biomass Conference, Berlim, Alemanha, 6-10 Junho de 2011
- Experimental study on biomass gasification (eucalyptus) in a two-stage downdraft gasifier using air, steam and oxygen mixtures. (Em preparação)

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABDUL S. P., KUMAR S. E SIRIWARDHANA M. The status of biomass gasification .- Thailand and Cambodia : Energy Environment Partnership (EEP), Mekong Region, 2010.
- ABUADALA, A., DINCER, I., Efficiency evaluation of dry hydrogen production from biomass gasification. *Thermochimica Acta* v. 507–508 pp.127–134, 2010.
- ALAUDDIN, Z.A.B., LAHIJANI, P., MOHAMMADI, M., MOHAMEDB, A.R. Gasification of lignocellulosic biomass in fluidized beds for renewable energy development: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14 : 2852–2862, 2010.
- ANDRADE, R. V. Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental. Tese Doutorado, Universidade Federal de Itajubá, Instituto de Engenharia Mecânica, Itajubá, 205 p., 2007.
- ANDRADE, R.V., LORA, E.E.S., LESME, R. J. Análise da operação de um gaseificador co-corrente de duplo estágio acoplado a um motor de combustão interna de ignição por centelha. *Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica. CIBIM Portugal*, 2011.

- ANDRÉS, J. M., NARROS, A., RODRÍGUEZ, M.E., Behaviour of dolomite, olivine and alumina as primary catalysts in air–steam gasification of sewage sludge. *Fuel* v.90 521-527, 2011.
- ANEEL, Atlas de energia elétrica do Brasil. Agência Nacional de Energia Elétrica. 3. ed. – Brasília, 2008.
- ARENA, U. Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A Review. *Waste Management*, 32(4):625–639, 2012.
- BASU, P. Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory. Burlington (EUA): Elsevier, 365 p., 2010.
- BASU, P. Boilers and Burners. Design and Theory. Springer, 2000.
- BELGIORNO V; DE FEO, G; DELLA ROCCA, C; NAPOLI, R.M.A. Energy from gasification of solid wastes. *Waste Management*. Vol. 23.- pp. 1–15, 2003
- BHATTACHARYA, S.C., DUTRA, A. Two- stage gasification of wood with preheated air supply: A promising technique for producing gas of low tar content. *Energy Program*. Asian Institute of technology, Thailand, 2002.
- BHATTACHARYA, S.C., HLA, S S., PHAM H.L., A study on a multi-stage hybrid gasifier-engine system. *Biomass and Bioenergy* v. 21 pp. 445–460, 2001.
- BHATTACHARYA, S.C., SIDDIQUE, A.H.MD. M. R., PHAM, H. L. A study on wood gasification for low-tar gas production. *Energy* v.24 285–296, 1999.
- BOATENG, A. A., WALAWENDER, W.P., FAN, L. T., CHEE, C. S. Fluidized-Bed Steam Gasification of Rice Hull. *Bioresource Technology* v.40 pp. 235-239, 1992.
- BURAGOHAIN, B., MAHANTA, P., MOHOLKAR, V.S., Thermodynamic optimization of biomass gasification for decentralized power generation and Fischer- Tropsch synthesis. *Energy*, v. 35, pp. 2557-2579, 2010.
- CAMPOY, M., GÓMEZ-BAREA, A., VIDAL, F.B, OLLERO, P. Air–steam gasification of biomass in a fluidised bed: Process optimisation by enriched air. *Fuel Processing Technology* v.90 pp.677–685. 2009.
- CAO, Y., WANG, Y., RILEY, J.T., PAN, W. A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas. *Fuel Processing Technology* v.87 pp. 343 – 353. 2006.

- CENTENO, F.O, Avaliação do Desempenho de um Sistema Integrado Motor Ciclo Otto/Gaseificador Co-corrente Utilizando Modelagem Matemática. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Itajubá. 188p. 2010.
- CHANG A. C. C, CHANG H., LIN F., LIN K.H, CHEN C.H. Biomass gasification for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*; v.36, pp.14252–60. 2011.
- CHEN, W., THANAPAL, S.S., ANNAMALAI, K., ANSLEY, R. J., MIRIK, M., Updraft Gasification of Mesquite Fuel Using Air/Steam and CO₂/O₂ Mixtures. *Energy Fuels*, v. 27, pp. 7460–7469. 2013.
- CHIESA P., CONSONNIA, S.; KREUTZ, T.; WILLIAMS, R. Co-production of hydrogen, electricity and CO₂ from coal with commercially ready technology. Part A: Performance and emissions. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 30, pp. 747-767, 2005.
- CHIESA, P., STEFANO, C., KREUTZ, T., WILLIAMS, R. Co-production of hydrogen, electricity and CO₂ from coal with commercially ready technology. Part A: Performance and emissions. *International Journal of Hydrogen Energy*. Vol. 30. pp. 747-767. 2005.
- COBAS V.. Análise de sistemas híbridos com células a combustível de oxido sólido e Microturbinas a gás. Tese de doutorado Universidade Federal de Itajubá. Itajubá, 145p. 2006.
- CORELLA, J., AZNAR, M.P., DELGADO, J. AND ALDEA, E. ‘Steam gasification of cellulosic wastes in a fluidized bed with downstream vessels’, *Industrial and Engineering Chemical Research*, Vol. 30, pp.2252–2262. 1991
- CORELLA, J., HERGUIDO, J. AND GONZALEZ-SAIZ, J. ‘Modelling a bubbling fluidized bed steam gasifier of biomass in stationary state’, in D.O. Hall, G. Grassi and H. Scheer (Eds). *Biomass for Energy and Industry*, [7th EC Conference (Florence, Italy, October 1992)], Bochum, Germany: Ponte Press Verlags, pp.848–856. 1994.
- CORELLA, J., TOLEDO, J.M., MOLINA, G., Biomass gasification with pure steam in fluidized bed: 12 variables that affect the effectiveness of the biomass gasifier. *International Journal of Oil, Gas and Coal Technology*, v. 1, pp. 194-207, 2008.

- CORTEZ, A. B, LORA, E.E.S., GÓMEZ, E.O., Biomassa Para Energia. Editora Unicamp, 736 p. 2008
- CUI, H., TURN S. Q, KEFFER, V., EVANS, D., TRAN, T., FOLEY, M. Contaminant Estimates and Removal in Product Gas from Biomass Steam Gasification. *Energy Fuels* v. 24, pp.1222–1233. 2010.
- DETOURNAY, M., HEMATI, M., ANDREUX, R., Biomass steam gasification in fluidized bed of inert or catalytic particles: Comparison between experimental results and thermodynamic equilibrium predictions. *Powder Technology* v. 208 pp: 558-567, 2011.
- DEVI L., PTASINSKI K.J. E JANSSEN F.J.J.G. A Review of the Primary Measures for Tar Elimination in Biomass Gasification Processes . *Biomass and Bioenergy*. v. 24.- pp. 125-140. 2003.
- KIM, J., MUN, T., KIM, J., KIM, J, Air gasification of mixed plastic wastes using a two-stage gasifier for the production of producer gas with low tar and a high caloric value. *Fuel*, v. 90, pp.2266-2272, 2011.
- FERMOSO, J., ARIAS, B., PLAZA, M.G., PEVIDA, C., RUBIERA, F., PIS, J.J., GARCÍA-PEÑA, F., CASERO, P., High-pressure co-gasification of coal with biomass and petroleum coke. *Fuel Processing Technology* v. 90, pp. 926–932, 2009.
- FRANCO, C., PINTO, F., GULYURTLU, I., CABRITA, I. The study of reactions influencing the biomass steam gasification process, *Fuel* v.82, pp. 835–842, 2003.
- FRYDA L., PANOPOULOS, K.D. E KAKARAS, E. Integrated CHP with autothermal biomass gasification and SOFC–MGT. *Energy Conversion and Management*, v. 49, pp. 281-290, 2008.
- GAI, C., DONG, Y. Experimental study on non-woody biomass gasification in a downdraft gasifier. *International Journal of hydrogen Energy* v. 37, pp. 4395-4944, 2012.
- GARDEZI, S.A., JOSEPH, B. PRADO, F., BARBOSA, A., Thermochemical biomass to liquid (BTL) process: Bench-scale experimental results and projected process economics of a commercial scale process. *Biomass and Bioenergy*, v. 59, pp. 168-86, 2013.

- GIESBRECHT, F. G; GUMPERTZ, M.L. Planning, construction, and statistical analysis of comparative experiments. Hoboken: John Wiley & Sons, 693pag. 2004.
- GIL, J., CORELLA, J., AZNAR, M. P., CABALLEROA, M. A., Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution. *Biomass and Bioenergy* v.17, pp. 389-403, 1999.
- GÓMEZ-BAREA A.; LECKNER B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed. *Progress in Energy and Combustion Science*. - 2010. - Vol. 36.- pp. 444–509.
- GONZÁLEZ, A.M., Desenvolvimento de um Modelo Matemático para uma Célula a Combustível de Oxido Sólido de Configuração Tubular. Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Itajubá, 158p., 2007.
- GONZÁLEZ, M.I., KRAUSHAAR-CZARNETZKI, B., SCHAUB, G. Process comparison of biomass-to-liquid (BtL) routes Fischer–Tropsch synthesis and methanol to gasoline. *Biomass Conv. Bioref.* v. 1 pp. 229–243, 2011.
- GÖRANSSON, K., SÖDERLIND, U., ZHANG, W. Experimental test on a novel dual fluidised bed biomass gasifier for synthetic fuel production. *Fuel* v. 90, pp. 1340–1349, 2011.
- GUALDRÓN M. Projeto e avaliação computacional do desempenho de um gaseificador de leito fluidizado circulante para obtenção de gás de síntese a partir de bagaço de cana de açúcar. Dissertação de mestrado. Universidade Federal de Itajubá. 144p. 2009.
- HANNULA, I., KURKELA, E. A parametric modelling study for pressurised steam/O₂-blown fluidised-bed gasification of wood with catalytic reforming. *Biomass and Bioenergy*, v. 38 pp. 58-67, 2012.
- HASELBACHER, P., TIMMERER, H., SUYITNO, LETTNER,F., RASCH, B. Experimental gas quality results from staged biomass gasification. 14th European Biomass Conference, 17-21, Paris, France. 2005.
- HE, P. LUO, S., CHENG, G., XIAO, B., CAI, L., Wang, J., Gasification of biomass char with air-steam in a cyclone furnace. *Renewable Energy*, v. 37, pp. 398-402, 2012.
- HENRIKSEN U.; AHRENFELDT, J.; JENSEN, T. K.; GØBE, B.; BENTZEN, J. D.; HINDSGAUL, C.; SØRENSEN, L. H.. The design, construction and operation of a 75 kW two-stage gasifier. *Energy*. v. 31.- pp. 1542–1553. 2006.

- HERGUIDO, J., CORELLA, J., GONZALÉZ-SAIZ, J. Steam Gasification of Lignocellulosic Residues in a Fluidized Bed at a Small Pilot Scale. Effect of the Type of Feedstock Ind. Eng. Chem. Res. v.31, pp. 1274-1282, 1992.
- HERNÁNDEZ, J.J., ARANDA, G., BARBA, J., MENDOZA, J.M., Effect of steam content in the air–steam flow on biomass entrained flow gasification. Fuel Processing Technology, 99:43–55, 2012.
- HERNÁNDEZ, J.J., SERRANO, C., PEREZ, J. Prediction of the Autoignition Delay Time of Producer Gas from Biomass Gasification. Energy & Fuels, v.20, pp. 532-539, 2006.
- HIGMAN, C.; VAN DER BURGT, M. Gasification .- : Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier, 2008.- 2ª Edição.
- HOFMANN, PH., PANOPOULOS, K.D., FRYDA, L.E., SCHWEIGER, A., OUWELTJES, J.P., KARL, J., Integrating biomass gasification with solid oxide fuel cells: Effect of real product gas tars, fluctuations and particulates on Ni-GDC anode. International Journal of Hydrogen Energy, v. 33, pp. 2834-2844, 2008.
- IRENA. International Renewable Energy Agency. Renewable energy technologies: cost analysis series IRENA. Junho de 2012. setembro de 2012. Disponível em http://www.irena.org/DocumentDownloads/Publications/RE_Technologies_Cost_Analysis-BIOMASS.pdf.
- JAJARUEK, K., JARUNGTHAMMACHOTE, S., GRATUITO., M. K. B., WONGSUWAN, H., HOMHUAL. S., Experimental study of wood downdraft gasification for an improved producer gas quality through an innovative two-stage air and premixed air/gas supply approach. Bioresource Technology v.102 pp. 4834–4840. 2011.
- JUDEX, J., WELLINGER, M., LUDWIG, C., SERGE, M.A. Gasification of hay in a bench scale fluidised bed reactor with emphasis on the suitability for gas turbines. Biomass and Bioenergy v.46, pp 739-749, 2012.
- KARELLAS S., KARL J. E KAKARAS E. An innovative biomass gasification process and its coupling with micoturbine and fuel cell systems . Energy, v. 33 pp. 284-291, 2007.

- KARL, J., KARELLAS, S., FRANK, N., SPLIETHOFF, H., Highly Efficient Conversion of Syngas from Biomass Gasification in Solid Oxide Fuel Cells. Institute for Energy Systems Technische Universität München, 2008.
- KAUSHAL, P., PROELL, T., HOFBAUER H., Application of a detailed mathematical model to the gasifier unit of the dual fluidized bed gasification plant. *Biomass and Bioenergy* 35. p. 2491-2498. 2011.
- KIM, J. MUN,T., KIM,J., KIM. J., Air gasification of mixed plastic wastes using a two-stage gasifier for the production of producer gas with low tar and a high caloric value. *Fuel* v. 90. pp. 2266–2272. 2011.
- KIM,Y.S.; LEE, J. J., KIM, T. S.; SOHN, J. L., Effects of syngas type on the operation and performance of a gas turbine in integrated gasification combined cycle . *Energy Conversion and Management*. v. 52, pp. 2262-2271, 2011.
- KIRTAY, E.. Recent advances in production of hydrogen from biomass. *Energy Conversion and Management*, v. 52, pp. 1778–1789, 2011.
- KWANT, K.W., KNOEF, H., Status of Gasification in countries participating in the IEA and GasNet, 2002.
- LESME, J. R, IGLESIAS Y, VAILLANT A, OLIVA, R. L, RECIO, A, FERRÁN, S, PALACIOS, A, BARREDA, REVILLA, D, SUAREZ, DUPUY, R. Gasification and electric generation in sawmill “El Brujo”. Santiago de Cuba. 12th World Wind Energy Conference & Renewable Energy Exhibition. ISBN 978-3-940683-07-6. Habana, Cuba. 3-5 June 2013.
- LI, J., LIAO, S., DAN, W., JIA, K., ZHOU, X., Experimental study on catalytic steam gasification of municipal solid waste for bioenergy production in a combined fixed bed reactor. *Renewable Energy* v.46, pp.174-180. 2012.
- LI, K., ZHANGA, R., BIA, J. Experimental study on syngas production by co-gasification of coal and biomass in a fluidized bed. *International Journal of Hydrogen Energy* v. 35 pp. 2722 – 2726, 2010.
- LOHA, C., CHATTOPADHYAY, H., CHATTERJEE, P.K, Thermodynamic analysis of hydrogen rich synthetic gas generation from fluidized bed gasification of rice husk. *Energy* v. 36 pp. 4063-4071, 2011.
- LORA, E. S.; HADDAD, J. Geração Distribuída Aspectos Tecnológicos, Ambientais e Institucionais. RIO DE JANEIRO: INTERCIÊNCIA, 2006.

- LORA, E.E.S.; VENTURINI, O.J. Biocombustíveis. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2V.; 1 ed., 1158 pp., 2012.
- LV, P., YUAN, Z., MA, L., WU, C., CHEN, Y., ZHU, J., Hydrogen-rich gas production from biomass air and oxygen/steam gasification in a downdraft gasifier. *Renewable Energy* v. 32, pp. 2173–2185, 2007.
- MAKRAY, T. Z. Gaseificação de Madeira em Gaseificador Co- Corrente para Produção de Gás de Médio Poder Calorífico e Gás de Síntese, Tese de Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, UNICAMP, 246p, 1984.
- MARTINÉZ, J.D. Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador de Biomassa em Reator Co-corrente com Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor de Combustão Interna. Dissertação de Mestrado. Instituto de Engenharia Mecânica; Universidade Federal de Itajubá- 2009.
- MARTINÉZ J.D., LORA E.E.S., ANDRADE, V. R., JAÉN, R. L Experimental study on biomass gasification in a double air stage co-corrente reactor. *Biomass and Bioenergy* - Vol. 35.- pp. 3465-3480. 2011.
- MASTELLONE M.L., SANTORO D., ZACCARIELLO L., ARENA U.. The effect of oxygen enriched air on the fluidized bed co-gasification of coal, plastics and wood. 3rd Int. Symposium on Energy from Biomass and Waste, Venice, Italy, 8–11 November, 2010
- MCKENDRY P. Energy Production from Biomass (Part 3): Gasification Technologies. *Bioresource Technology*.- Vol. 83.- pp. 55-63. 2002
- MENDELEEV, D. Sochineniya (Collection of Works), Moscow: Akad. Nauk SSSR, 1949.
- MENG, X., JONG, W., FU, N., VERKOOIJEN, A. H.M., Biomass gasification in a 100 kWth steam-oxygen blown circulating fluidized bed gasifier: Effects of operational conditions on product gas distribution and tar formation. *Biomass and Bioenergy* v. 35, pp. 2910-2924, 2011.
- MICHEL, R., RAPAGNÁ, S., BURG, P., CELSO, G.M., COURSON, C., ZIMNY, T., GRUBER, R., Steam gasification of Miscanthus X Giganteus with olivine as catalyst production of syngas and analysis of tars (IR, NMR and GC/MS). *Biomass and Bioenergy* v. 35, pp.2650-2658, 2011.

- MIDILLI A; DOGRU, M.; AKAY, G.; HOWARTH, C. R. Hydrogen production from sewage sludge via a fixed bed gasifier product gas. *International Journal of Hydrogen Energy*. Vol. 27. pp. 1035-1041. 2002.
- MIDILLI A; DOGRU, M.; HOWARTH, C. R.; LING, M. J.; AYHANA, T. Combustible Gas Production from Sewage Sludge with a Co-current Gasifier. *Energy Conversion & Management*.- Vol. 42.- pp. 157-172. 2001.
- MILNE, T.A, EVANS, R.J., Biomass Gasification ‘‘Tars’’: Their Nature, Formation and Conversion. NREL, Golden, CO, USA, Report no. NREL/TP-570-25357. 1998.
- MME. Balanço Energético Nacional. Ministério de Minas e Energia. Secretaria de Planejamento e Desenvolvimento Energético. Balanço Energético Nacional 2013. Empresa de Pesquisas Energéticas. Rio de Janeiro: EPE, 284 p., 2014.
- MONDAL, P., GHOSH, S., Thermal performance of an indirectly heated biogasification based combined cycle plant employing reciprocating compressor. *International Journal of Emerging Technology and Advanced Engineering*. v 3, Special Issue 3, pp. 186-192, 2013.
- MONTGOMERY, D.C., Design and analysis of experiments, 7th ed. New York: John Wiley & Sons, 656pag. 2009.
- MORRIS M., LARS, W. Update on project ARBRE, UK - A wood-fuelled combined-cycle demonstration plant. November de 2010. <http://www.icheme.org>.
- MÜLLER, S., STIDL, M., PRÖLL, T., RAUCH, R., HOFBAUER, H. Hydrogen from biomass: large-scale hydrogen production based on a dual fluidized bed steam gasification system. *Biomass Conv. Bioref*, v.1 pp.55–61, 2011.
- MUN, T., SEON, P., KIM, J. Production of a producer gas from woody waste via air gasification using activated carbon and a two-stage gasifier and characterization of tar. *Fuel* v. 89 pp. 3226–3234. 2010.
- NARVÁEZ, I., ORÍO, A., AZNAR, M.P., CORELLA, J. Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed. Effect of Six Operational Variables on the Quality of the Produced Raw Gas. *Ind. Eng. Chem. Res.* v.35, 2110. 1996.
- NEEFT, J., KNOEF, H., ZIELKE, U., SJÖSTRÖM, K., HASLER, P., SIMELL, P., SUOMALAINEN, M. Guideline for Sampling and Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gases. Energy project ERK6-CT1999-20002 (Tar protocol), 61 p, 1999.

- NIPATTUMMAKUL, N., AHMED, I. I, KERDSUWAN, S., GUPTA, A. K., Hydrogen and syngas production from sewage sludge via steam gasification. *international journal of hydrogen energy* v. 35 pp. 11738-11745, 2010.
- NOGUERA, A. L. G. Análise dos efeitos das condições operacionais de um gaseificador co-corrente de duplo estágio na qualidade operacional de um gaseificador co-corrente. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Itajubá. 129p. 2012.
- OLOFSSON I, NORDIN A.; SODERLIND U. Initial Review and Evaluation of Process Technologies and Systems Suitable for Cost-Efficient Medium-Scale Gasification for Biomass to Liquid Fuels.- University of Umeå, 2005.- disponível em : http://www.biofuelregion.se/dokument/5_95.pdf.
- PAN, Y.G., ROCA, X., VELO, E., PUIGJANER, L., Removal of tar by secondary air injection in fluidized bed gasification of residual biomass and coal, *Fuel* v.78 pp. 1703–1709. 1999.
- PANWAR, N.L., KAUSHIK, S.C., KOTHARI, S., Role of renewable energy sources in environmental protection: A review . *Renewable energy*, v. 15, pp. 1513–1524 2011.
- PERRY, “Chemical Engineer Handbook”, 6ta ed. McGraw-Hill, New York, 1984
- PFEIFER, C., RAUCH, R. AND HOFBAUER, H. ‘In-bed catalytic tar reduction in a dual fluidized bed biomass steam gasifier’, *Industrial and Engineering Chemical Research*, Vol. 43, No. 7, pp.1634–1640. 2004 a.
- PFEIFER, C., RAUCH, R. AND HOFBAUER, H. ‘Hydrogen-rich gas production with a catalytic dual fluidized bed biomass gasifier’, in M. Van Swaaij, T. Fjällström, P. Helm and A. Grasi (Eds). 2nd World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Rome, 10–14 May, W.P., ETA-Florence, Florence, Italy, ISBN: 88-89407-01-2, pp.1168–1171. 2004 b
- PFEIFER, C., RAUCH, R., HOFBAUER, H., SWIERCZYN SKI, D., COURSON, C. AND KIENNEMANN, A. ‘Hydrogen-rich gas production with a Ni-catalyst in a dual fluidized bed biomass gasifier’, in A.V. Bridgwater and D.G.B. Boocock (Eds). *Proceedings of the International Conference Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion*, Newbury Berks, UK: CPL Press, Vol. 1, ISBN: 1-872691-97-8, pp.677–690. 2006.

- PFEIFER, C., KOPPATZ, S., HOFBAUER, H. Steam gasification of various feedstocks at a dual fluidized bed gasifier: Impacts of operation conditions and bed materials. *Biomass Conv. Bioref.* v.1: pp.39–53, 2011.
- PIEROBON, L., ROKNI, M., LARSEN, U., HAGLIND, F., Thermodynamic analysis of an integrated gasification solid oxide fuel cell plant combined with an organic Rankine cycle. *Renewable Energy*, v.60, pp. 226-234, 2013.
- PINO, G., PAOLUCCI, M., MARCECA, R., GERI, F., FILIPPIS, P., BORGIANNI, C., Syngas Production by three-Stage Gasifier fed by municipal and industrial Wastes. 5th DUBROVNIK CONFERENCE ON SUSTAINABLE DEVELOPMENT OF ENERGY WATER AND ENVIRONMENT SYSTEMS. 30 de setembro -03 de outubro, Dubrovnik, Croatia, 2009.
- RAN, J., LI, C. High temperature gasification of woody biomass using regenerative gasifier. *Fuel Processing Technology* v. 99 pp. 90-96, 2012.
- RENSFELT, E. State of the Art of Biomass Gasification and Pyrolysis Technologies . SYNBIOS - the Syngas Route to Automotive Biofuels.- Stockholm: [s.n.], 2005. disponível em : http://www.ecotraffic.se/synbios/konferans/presentationer/19_maj/gasification/synbios_rensfelt_erik.pdf.
- RESTREPO, S. Y. R, Avaliação de um Sistema de Limpeza integrado a um Conjunto Gaseificador de Biomassa/Célula SOFC. Tese de doutorado. Universidade Federal de Itajubá. 187 p. 2013.
- REZAIYAN J E CHEREMISINOFF N.P Gasification Technologies. CRC Press. Taylor & Francis, 2005
- RUIZ, J.A.; JUÁREZ, M.C.; MORALES, M.P.; MUÑOZ, P.; MENDÍVIL, M.A. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technologies barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 18(2):174–183, 2013.
- RUOPPOLO, G., MICCIO, F., BRACHI, P., PICARELLI, A., CHIRONE, R., Fluidized Bed Gasification of Biomass and Biomass/Coal Pellets in Oxygen and Steam Atmosphere. *Chemical Engineering Transactions*. vol. 32, pp. 595-600, 2013
- SANCHÉZ, C.G., Gaseificação de Biomassa. Editora Átomo. 432p. 2010.

- SATTAR, A., LEEKE, G., A., HORNUNG, A., WOOD, J., Steam gasification of rapeseed, wood, sewage sludge and miscanthus biochars for the production of a hydrogen-rich syngas. *Biomassa & Bioenergy*, v. 69, pp 276-286, 2014.
- SAULE, M., FRANKA, N., HOFMANN, P., OUWELTJES, J.P., SCHWEIGERD, A., KARLA, J. Operation of Solid Oxide Fuel Cells with Syngas from Biomass. Technische Universität München. National Technical University of Athens. Energy research Centre of the Netherland. Graz University of Technology.
- SAW, W. L., PANG, S. S. Influence of mean gas residence time in the bubbling fluidized bed on the performance of a 100-kW dual fluidized bed steam gasifier. *Biomass Conv. Bioref.* v. 2, pp.197–205, 2012.
- SHEN, L., GAO, Y., XIAO, J., Simulation of hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds. *Biomass and Bioenergy*, v.32, pp. 120– 127, 2008.
- SIEDLECKI, M., On the gasification of biomass in a steam-oxygen blown CFB gasifier with the focus on gas quality upgrading: technology background, experiments and mathematical modeling. Ph.D. dissertation Process and Energy 207 Department, Mechanical, Maritime and Materials Engineering Faculty, Delft University of Technology, Delft, The Netherlands. 2011.
- SMOLINSKI, S., STANCZYK, K., HOWANIEC, N., Steam gasification of selected energy crops in a fixed bed reactor. *Renewable Energy* v. 35 pp. 397–404, 2010.
- SONG, T, WU, J., SHEN, L., XIAO, J. Experimental investigation on hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds. *Biomass and Energy* v. 36, pp. 258-267, 2012.
- SREEJITH C. C., MURALEEDHARAN, C., ARUN, P. Performance prediction of fluidised bed gasification of biomass using experimental data-based simulation models. *Biomass Conv. Bioref.* v.3 pp. 283–304. 2013.
- STANCZYK, K., HOWANIEC, N., SMOLINSKI, A., WIADROWSKI, J. S, KAPUSTA, K., WIATOWSKI, M., GRABOWSKI, J., ROGUT, J., Gasification of lignite and hard coal with air and oxygen enriched air in a pilot scale ex situ reactor for underground gasification. *Fuel* v. 90 pp. 1953–1962, 2011.
- SURIS, A., Heating Value of Halogen-Containing Condensed Materials. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, v. 45, pp. 342–345, 2011.

- SUSANTO, H.; BEENACKERS, A. A. C. M.; VAN SWAAIJ, W. P. M. Moving bed gasifier with internal recycle of pyrolysis gas. In *Producer Gas 1982. A collection of papers on producer gas with emphasis on applications in developing countries*; The Beijer Institute: Stockholm, Sweden, pp 316-334. 1983
- SUSANTO, H.; BEENACKERS, A. A. C. M.; VAN SWAAIJ, W. P. M. Moving bed gasifier with internal recycle of pyrolysis gas. *A collection of papers on producer gas with emphasis on applications in developing countries*; The Beijer Institute: Stockholm, Sweden; pp 316-334. 1996
- THANAPAL, S.S, ANNAMALAI, K., SWEETEN, J.M, GORDILLO, G. Fixed bed gasification of dairy biomass with enriched air mixture. *Applied Energy* v. 97 pp. 525-531, 2012.
- TIJMENSEN, M. J., *The Production of Fisher-Tropsch Liquids and Power Through Biomass Gasification. Tese de Doutorado, Utrech University.*2000.
- TINAUT, F.V., MELGAR, A., HORRILLO, A., ROSA, A.D. Method for predicting the performance of an internal combustion engine fuelled by producer gas and other low heating value gases. *Fuel Processing Technology* v. 87, pp. 135 – 142, 2006.
- UDOMSIRICHAKORN, J., SALAM, P. A. Review of hydrogen-enriched gas production from steam gasification of biomass: The prospect of CaO-based chemical looping gasification. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 30, 565-579. 2014.
- UNEP- United Nations Environment Programme. *The Emissions Gap Report 2012. A UNEP Synthesis Report*, p. 62. 2012.
- UNFCCC, Clarifications of definition of biomass and consideration of changes in carbon pools due to a CDM project activity, EB-20, Appendix 8, July, 2005.
- VAN DER DRIFT, A; BOERRIGTER, H.; CODA, B.; CIEPLIK, M.K.; HEMMES, K.. *Entrained flow gasification of biomass: ECN*, 2004.
- WALDHEIM, L., NILSSON, T. Heating value of gases from biomass gasification. *IEA Bioenergy Agreement, Task 20 - Thermal Gasification of Biomass*, 60 p, 2001.
- WANG L.; WELLER, C. L.; JONES, D. D.; HANNA, M. A. Contemporary issues in thermal gasification of biomass. *Biomass and Bioenergy*. Vol. 32.- pp. 573-581. 2008.
- WANG Y, KINOSHITA C. M., Experimental analysis of biomass gasification with steam and oxygen. *Solar Energy* v. 49 pp. 153-158, 1992.

- WANG, L., DUN, Y., XIANG, X., JIAO, Z., ZHANG, T., Thermodynamics research on hydrogen production from biomass and coal co-gasification with catalyst. *International Journal of Hydrogen Energy* v. 36 pp. 11676-11683, 2011.
- WANG, L., WELLER, C. L., JONES, D. D., HANNA, M., A. Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production. *Biomass and Bioenergy* v. 32 pp. 573– 581. 2008.
- WANG, L.Q., SONG, X., ZHOU, H.S., TANG, H., WANG, T.Z. (Jiangsu University, Zhenjiang) (in press) Development study on co-gasification of biomass and coal in fluidized bed gasifier. II. Producing medium-heating value fuel gas with steam as gasifying agent', *Acta Energetica e Solaris Sinica* (in Chinese). 2007.
- Wei, L., Xu, S., Liu, J., Lu, C., Liu, S. and Liu, C. A novel process of biomass gasification for hydrogen-rich gas with solid heat carrier: preliminary experimental results. *Energy and Fuels*, Vol. 20, No. 5, pp.2266–2273. 2006.
- Wei, L., Xu, S., Zhang, L., Liu, C., Zhu, H. and Liu, S. Steam gasification of biomass for hydrogen-rich gas in a free-fall reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 32, pp.24–31. 2007.
- WU, Z., WU, C., HUANG, H., ZHENG, S., DAI, X., Test Results and Operation Performance Analysis of a 1-MW Biomass Gasification Electric Power Generation System. *Energy & Fuels*, v.17, pp. 619 624. 2003.
- XIAO, X., DUNG LE, D., MORISHITA, K., ZHANG, S., LI, L., & TAKARADA, T. (2010). Gasifier, Multi-stage biomass gasification in Internally Circulating Fluidized-bed (ICFG): Test operation of animal-waste-derived biomass and parametric investigation at low temperature. *Fuel Processing Technology*, vol. 91, pp. 895–902. 2010.
- YOON, H.C., COOPER, T., STEINFELD, A. Non-catalytic autothermal gasification of woody biomass. *International Journal of Hydrogen Energy* v. 36 pp. 7852-7860, 2011.
- YUN Y., YOO Y. D., CHUN S. W., Selection of IGCC candidate coals by pilot-scale gasifier operation . *Fuel Processing Technology*. V. 88, pp. 107-116, 2007.
- YUSUP, S., KHAN, Z., AHMAD, M.M, RASHIDI, N.A., Optimization of hydrogen production in in-situ catalytic adsorption (ICA) steam gasification based. on Response Surface Methodology. *Biomass and Bioenergy* v.60 pp. 98-107 2014.

- ZHOU, J., CHEN, Q., ZHAO, H., CAO, X., MEI, Q., LUO, Z., CEN, K., Biomass–oxygen gasification in a high-temperature entrained-flow gasifier. *Biotechnology Advances* v. 27 pp. 606–611, 2009.
- ZUBERBÜHLER, U., Gasification of biomass: An overview on available technologies. 2nd European Summer School on Renewable Motor Fuels.- 2007.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM D1102, Standard Test Method for Ash in Wood, 2007, 2 p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM D2015-00, Standard Test Method for Gross Calorific Value of Coal and Coke by the Adiabatic Bomb Calorimeter, 1996, 9 p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM D3172, Practice for Proximate Analysis of Coal and Coke, 1989, 2 p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM D3173, Standard Test Method for Moisture in the Analysis Sample of Coal and Coke, 2011, 4 p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM D3174, Standard Test Method for Ash in the Analysis Sample of Coal and Coke from Coal, 2011 4 p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM D3176, Standard Practice for Ultimate Analysis of Coal and Coke, 1989, 3 p..
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM E775, Standard Test Methods for Total Sulfur in the Analysis Sample of Refuse-Derived Fuel, 2008.4p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM E777-87, Standard Test Method for Carbon and Hydrogen in the Analysis Sample of Refuse-Derived Fuel, 2008, 5p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM E778, Standard Test Methods for Nitrogen in the Analysis Sample of Refuse-Derived Fuel, 2008. 5p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM E870, Standard Test Methods for Analysis of Wood Fuels, 2006. 2p.
- __AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS, ASTM E872, Standard Test Method for Volatile Matter in the Analysis of Particulate Wood Fuels, 2006. 2p.

ANEXO A

São apresentados os perfis de temperatura e composição do gás ao longo do tempo para as diferentes condições operacionais utilizando mistura ar+ vapor.

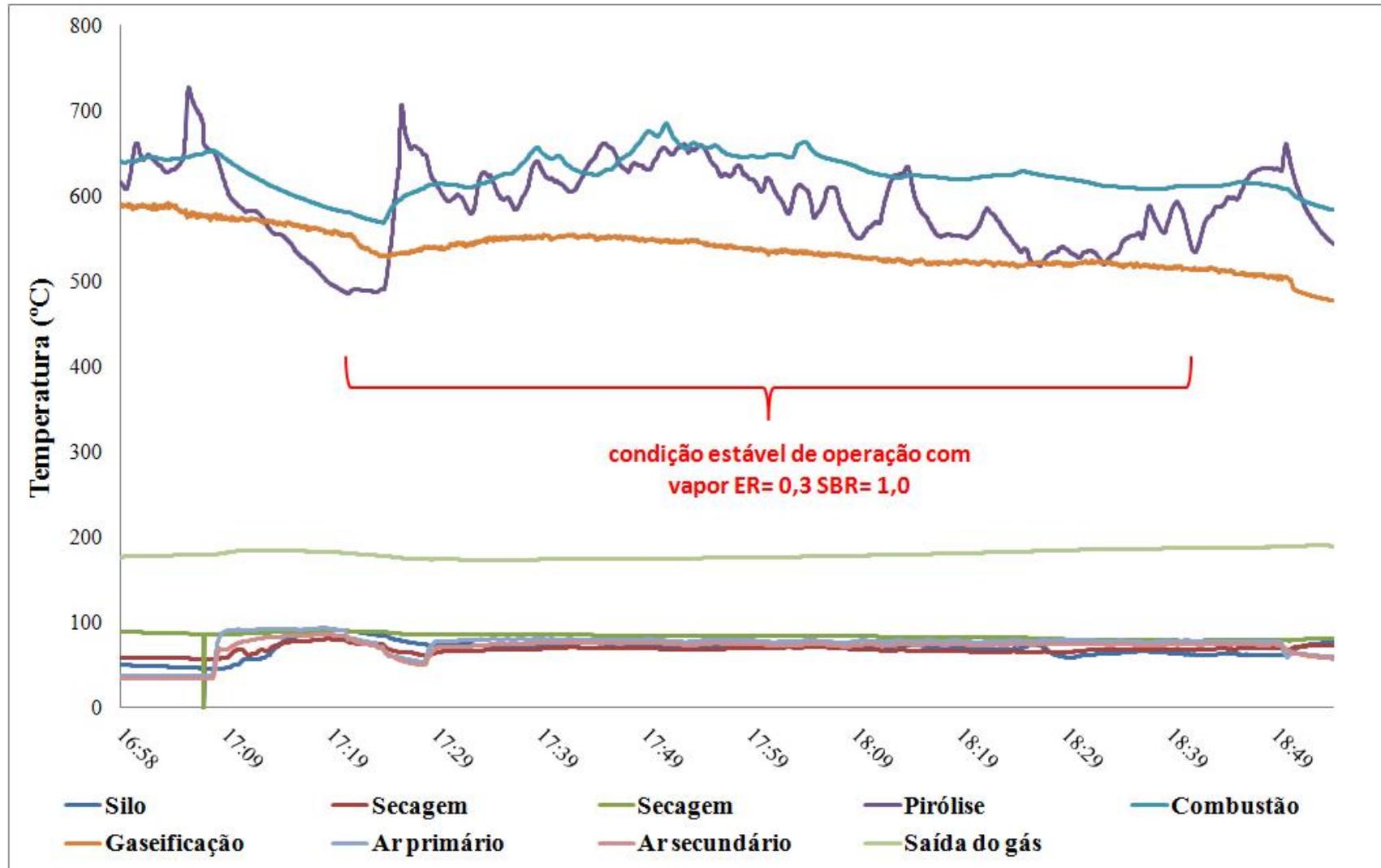


Figura 70. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=1,0

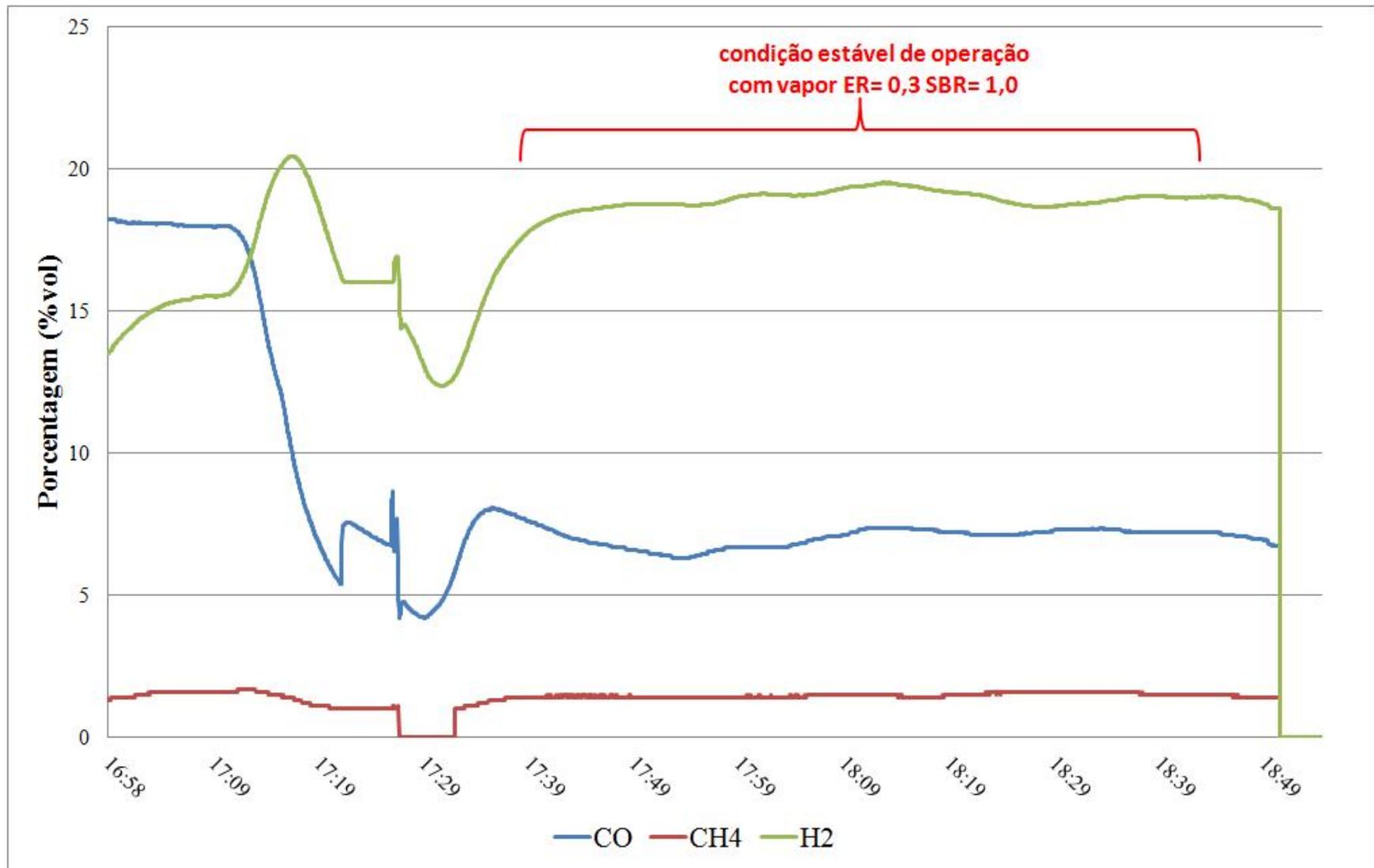


Figura 71. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=1,0

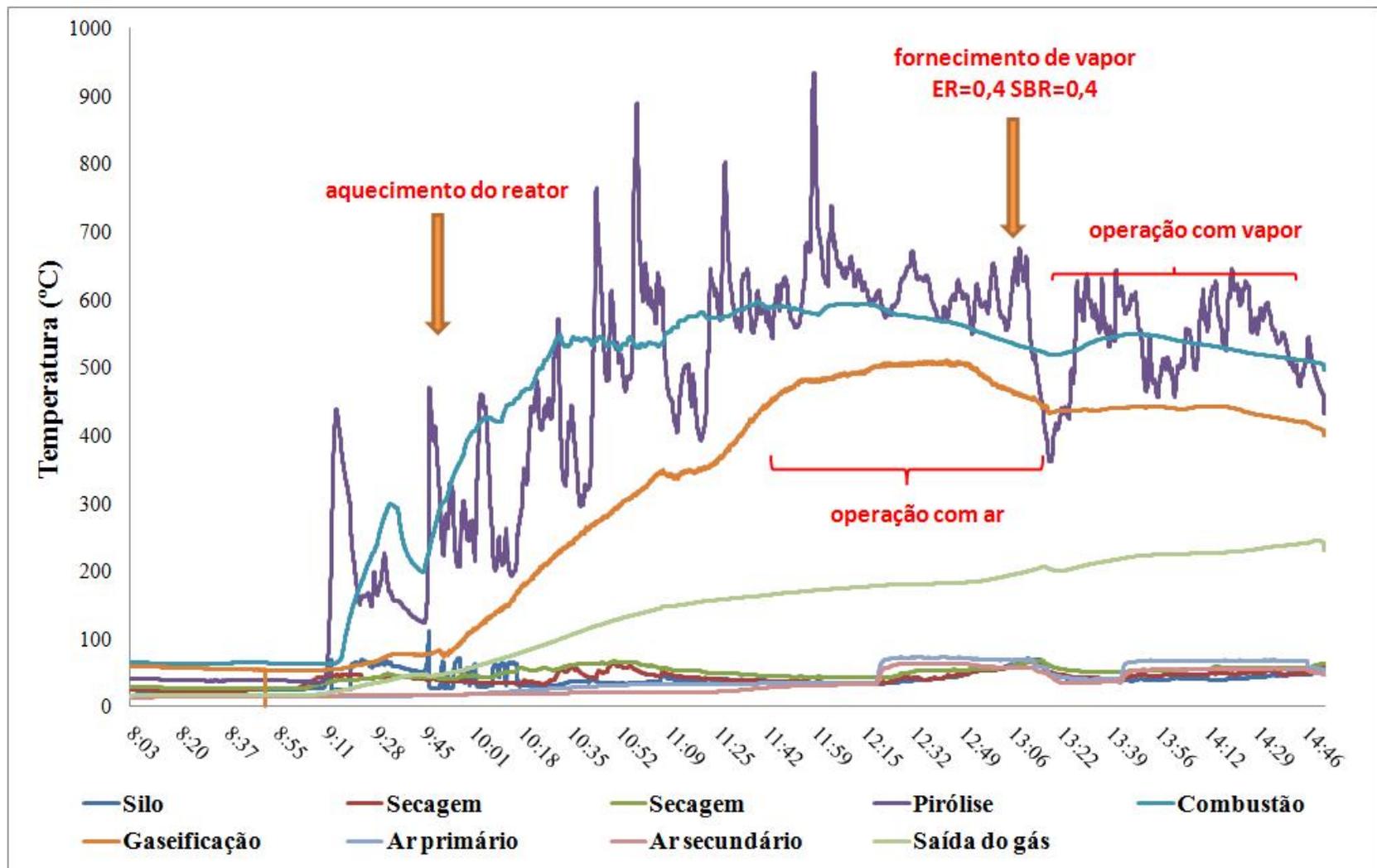


Figura 72. Perfil de temperaturas para ER=0,40 e SBR=0,4

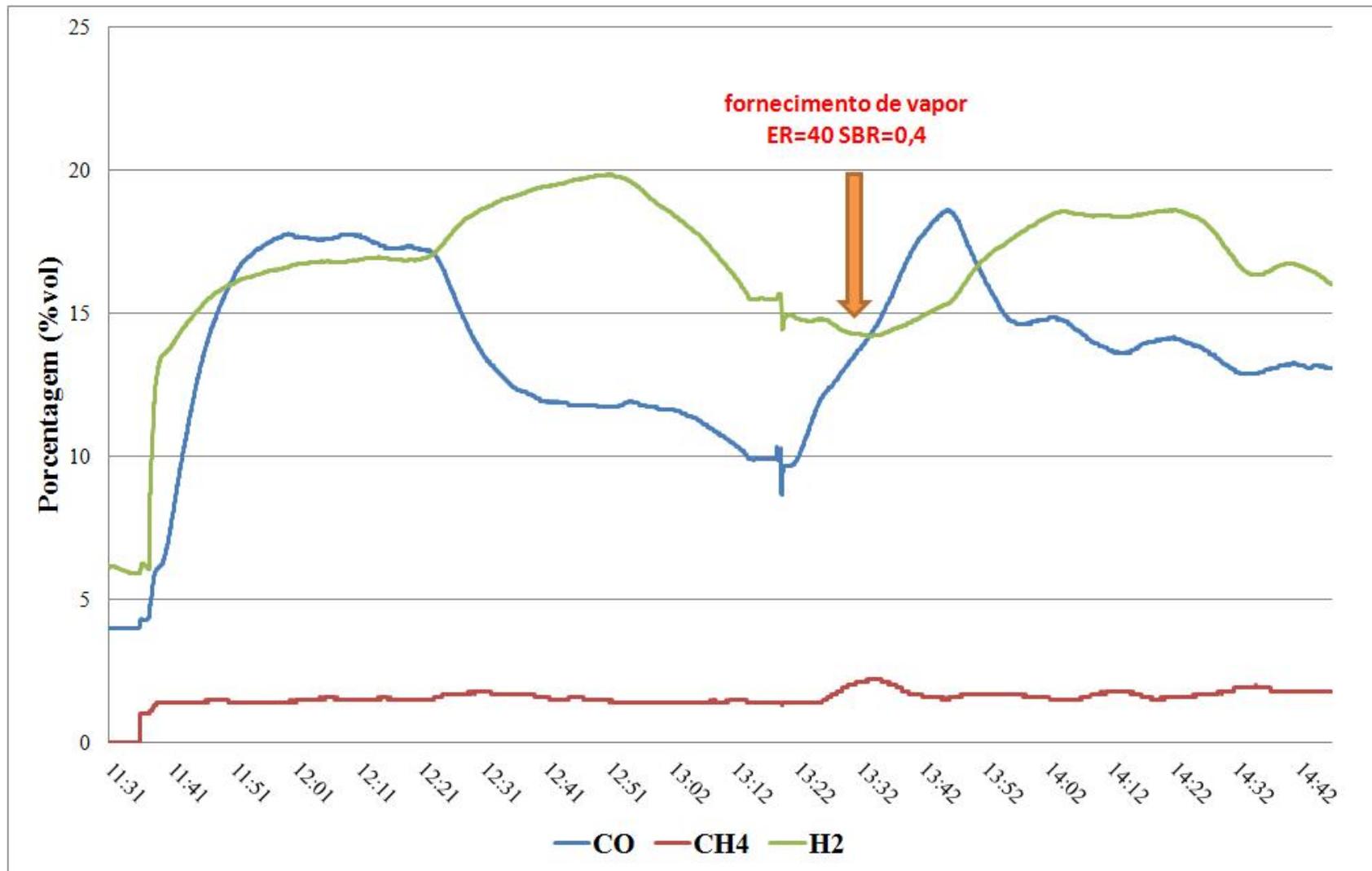


Figura 73. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=0,40

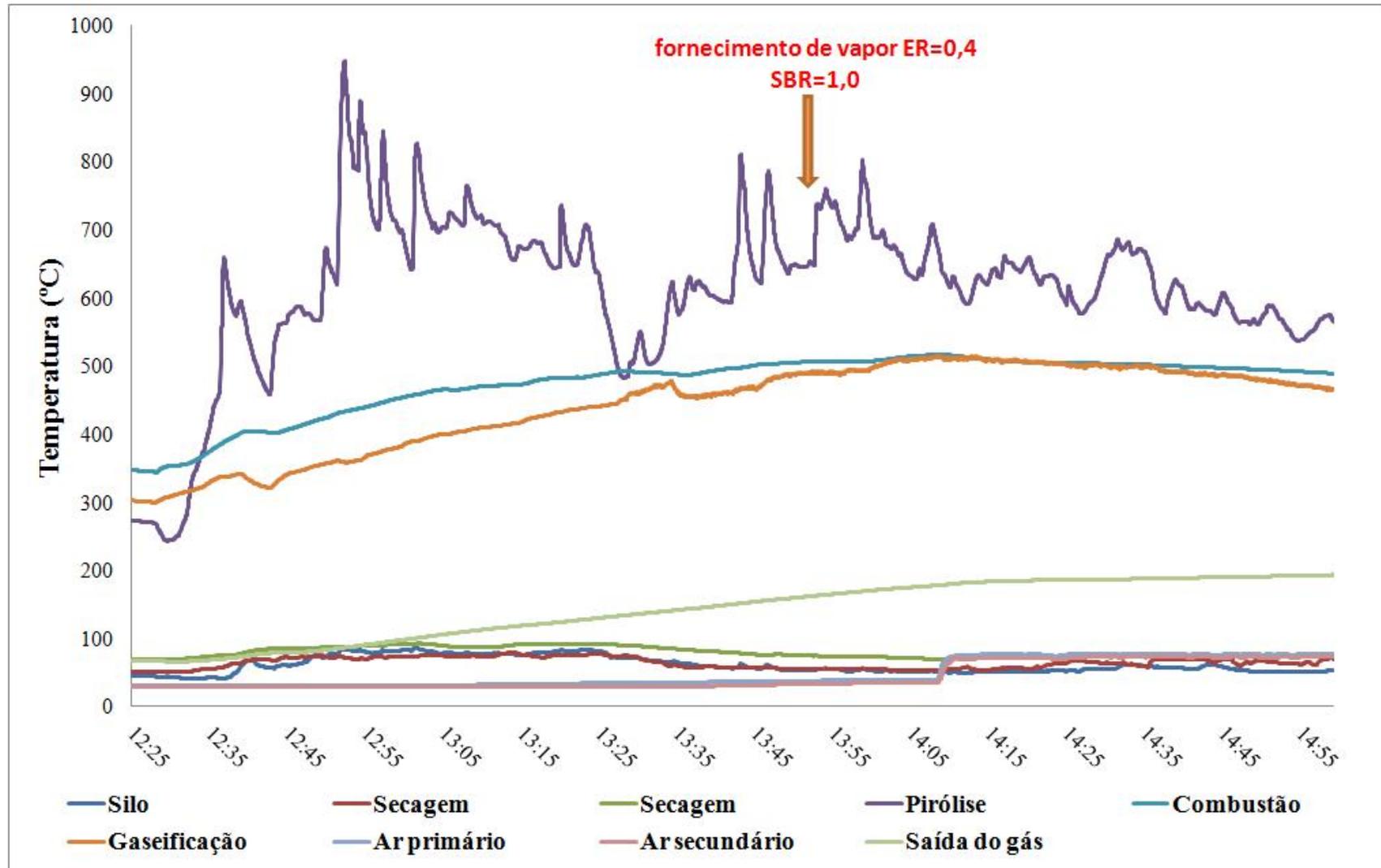


Figura 74. Perfil de temperaturas para ER=0,40 e SBR=1,0

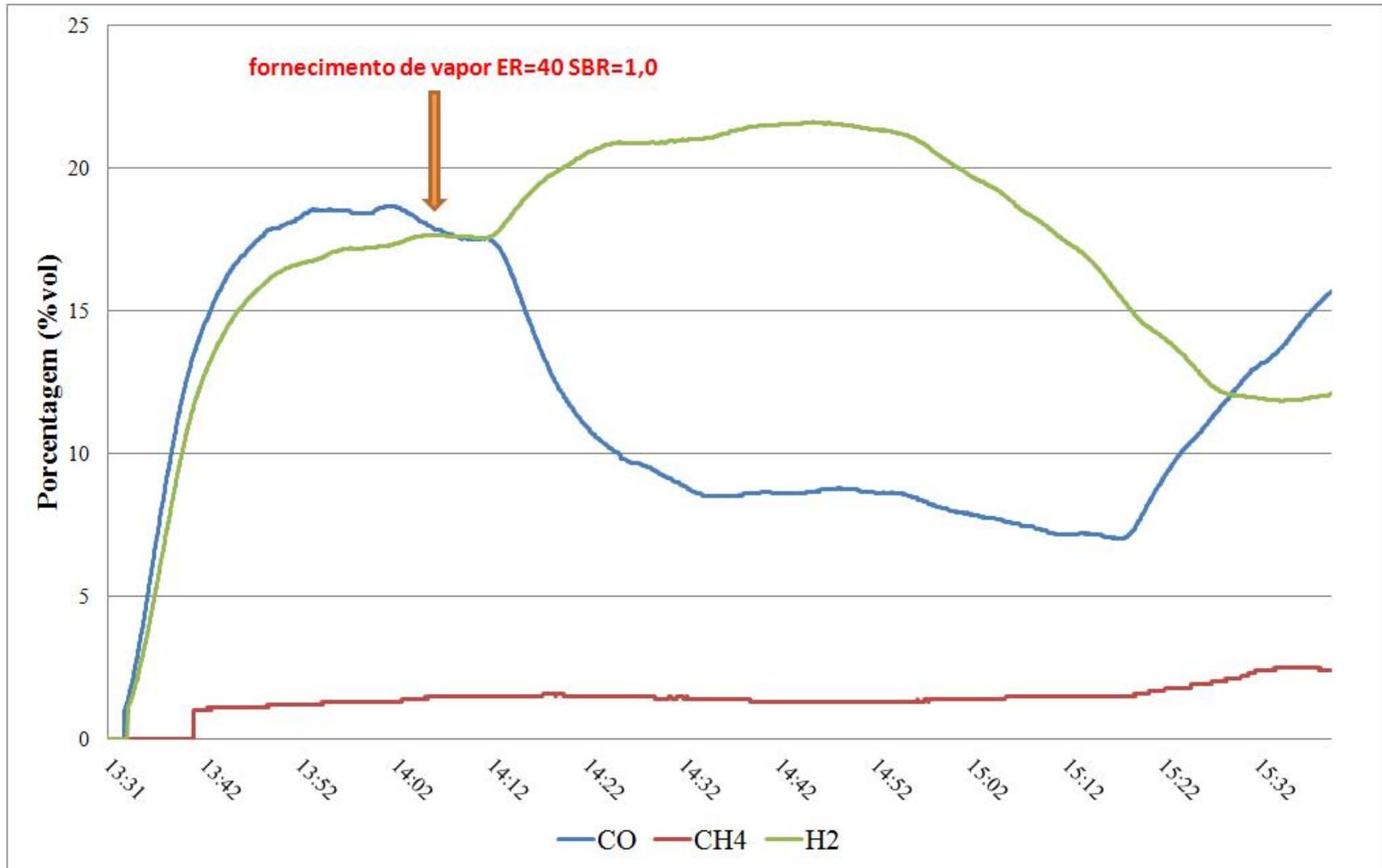


Figura 75. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=1,0

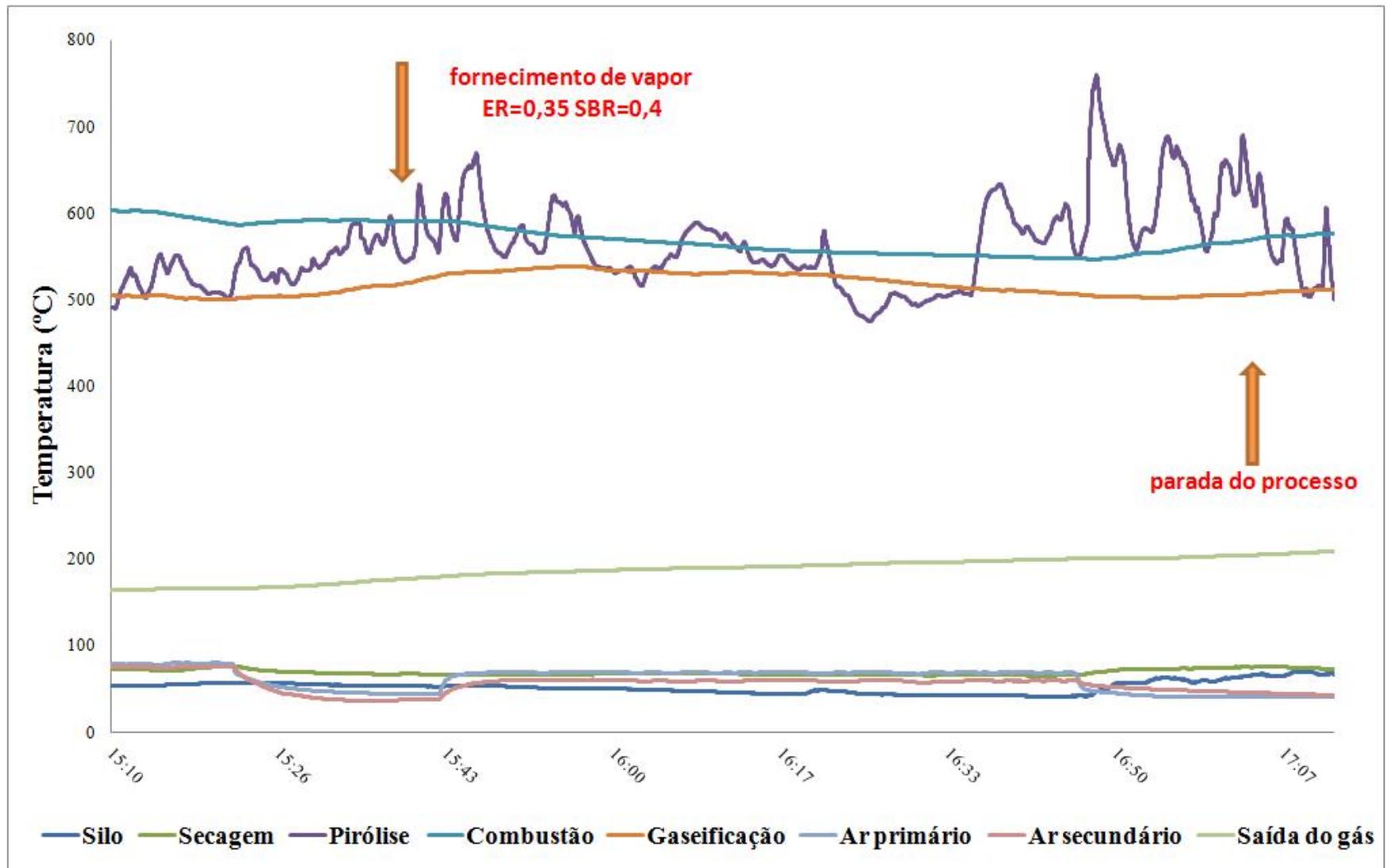


Figura 76. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=0,40

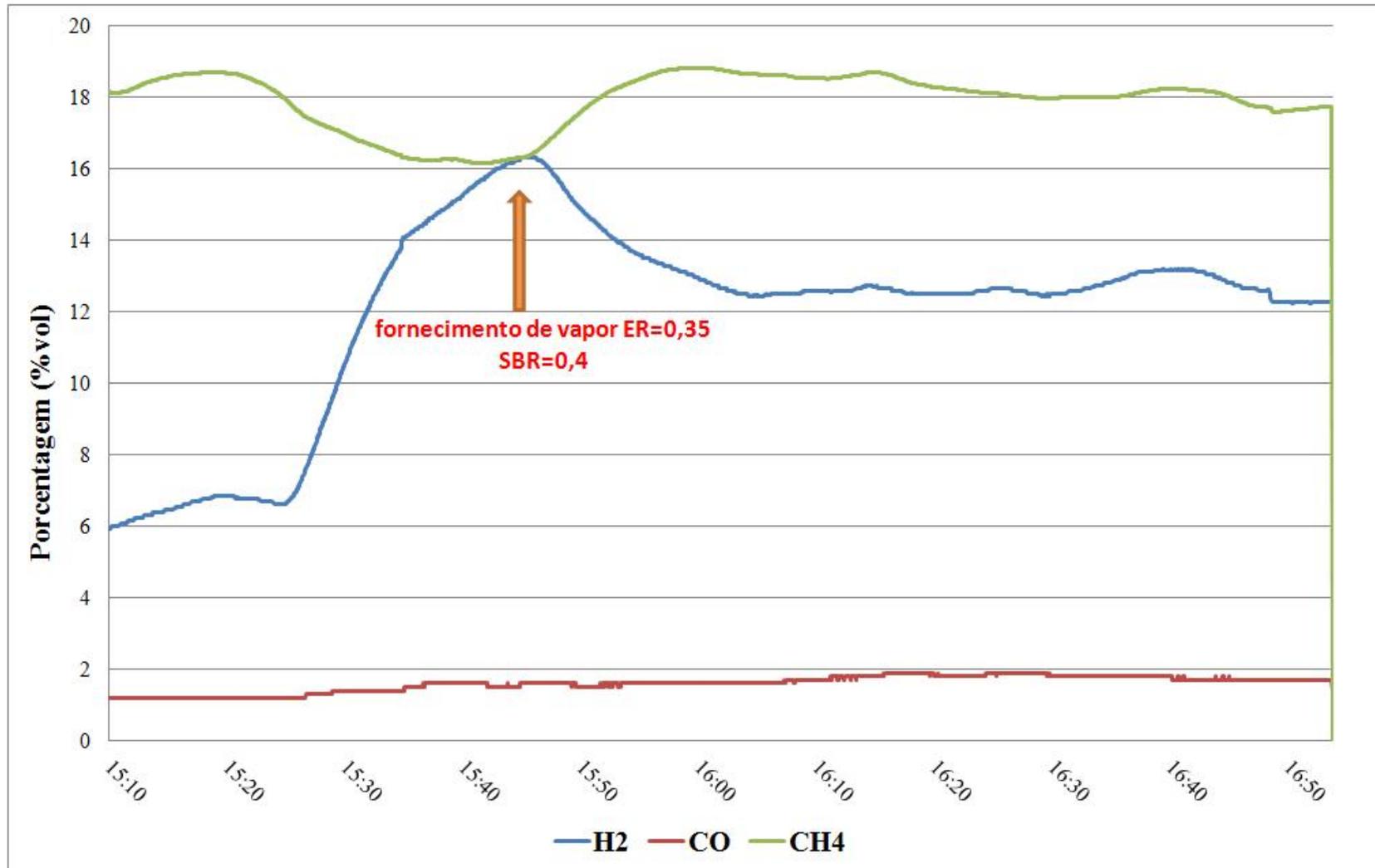


Figura 77. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=0,40

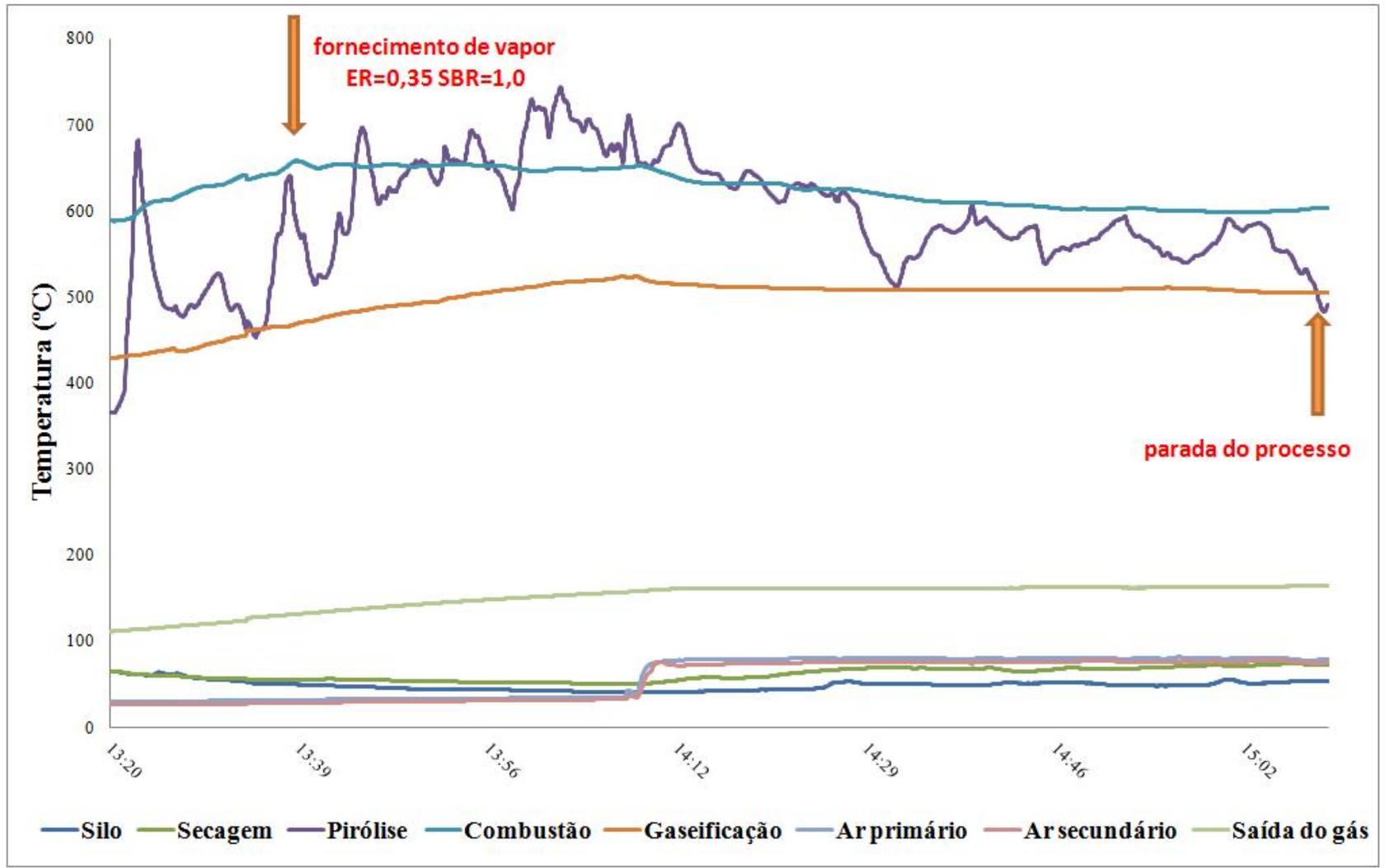


Figura 78. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=1,0

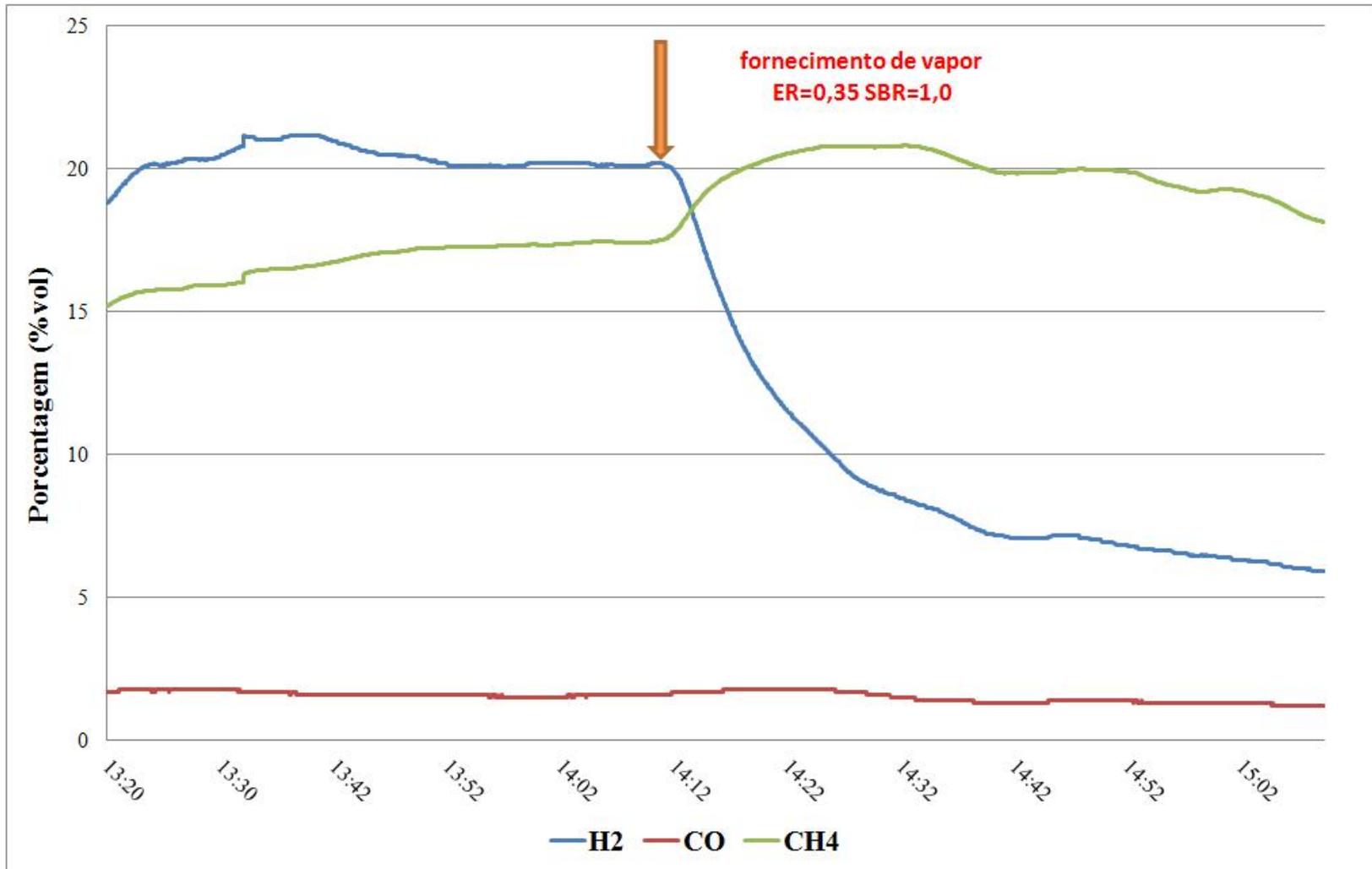


Figura 79. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=1,0

ANEXO B

São apresentados os perfis de temperatura e composição do gás ao longo do tempo para as diferentes condições operacionais utilizando mistura vapor + oxigênio.

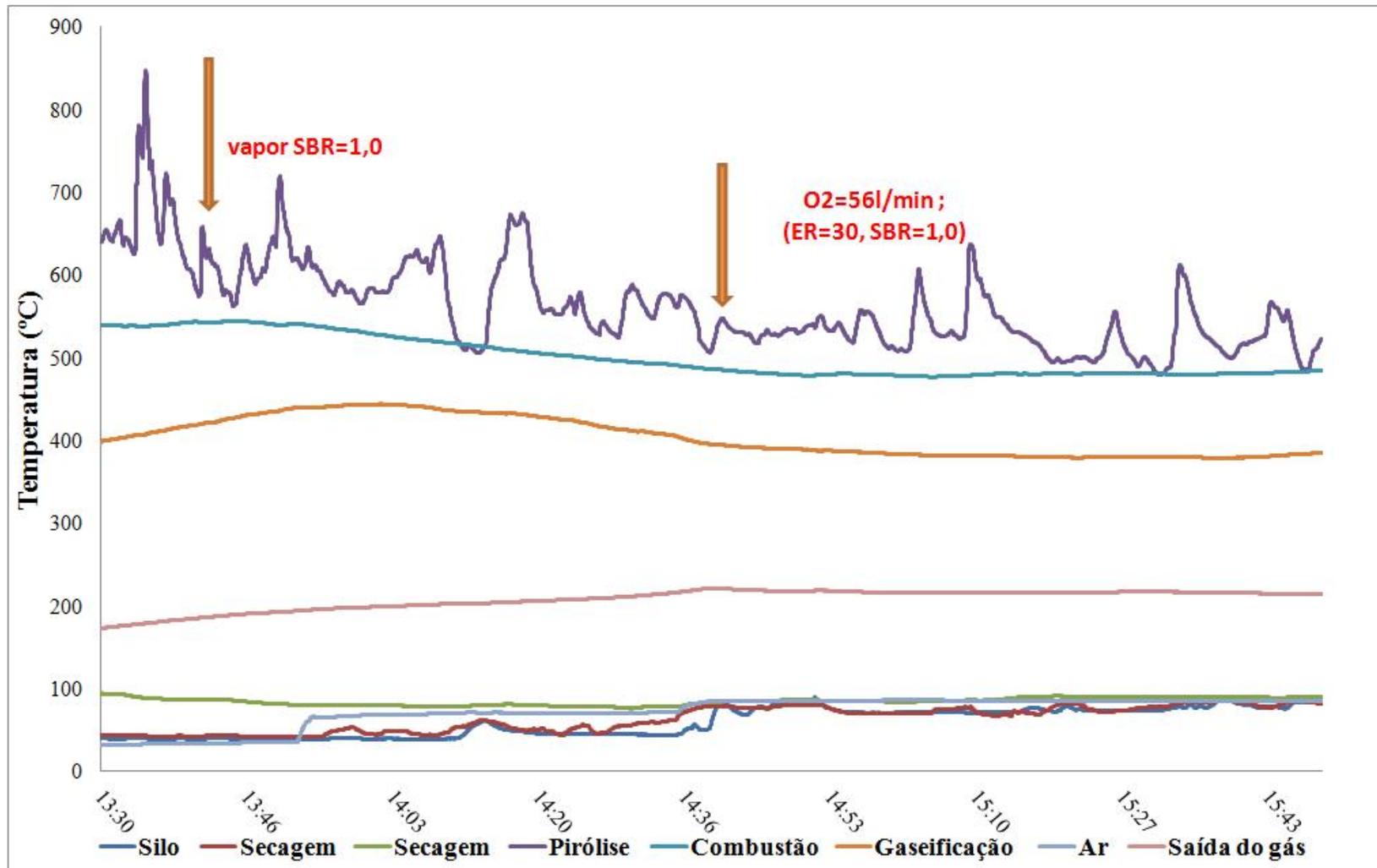


Figura 80. Perfil de temperaturas para ER=0,30 e SBR=1,0 com mistura vapor +oxigênio

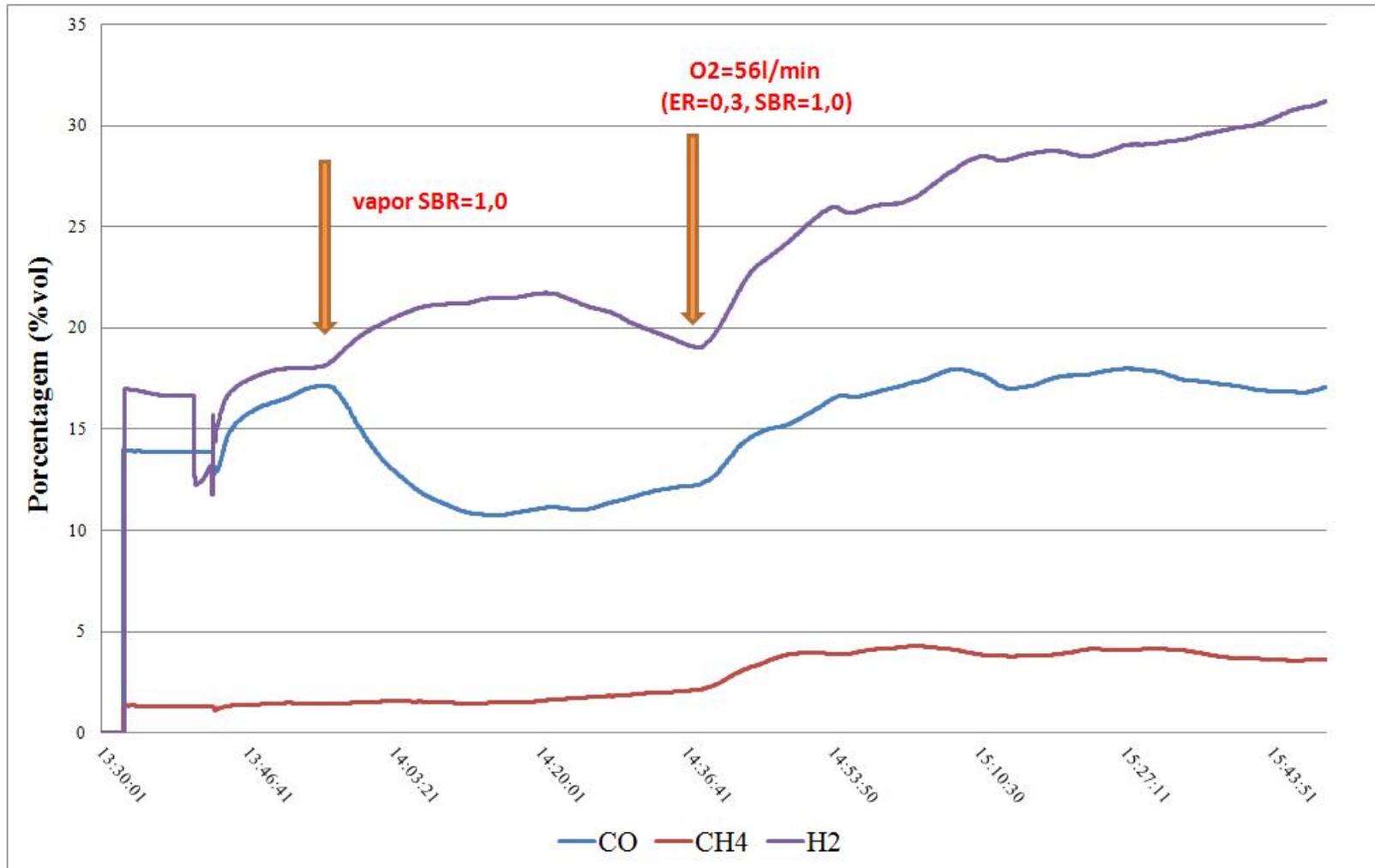


Figura 81. Composição do gás para ER=0,30 e SBR=1,0 com vapor +oxigênio

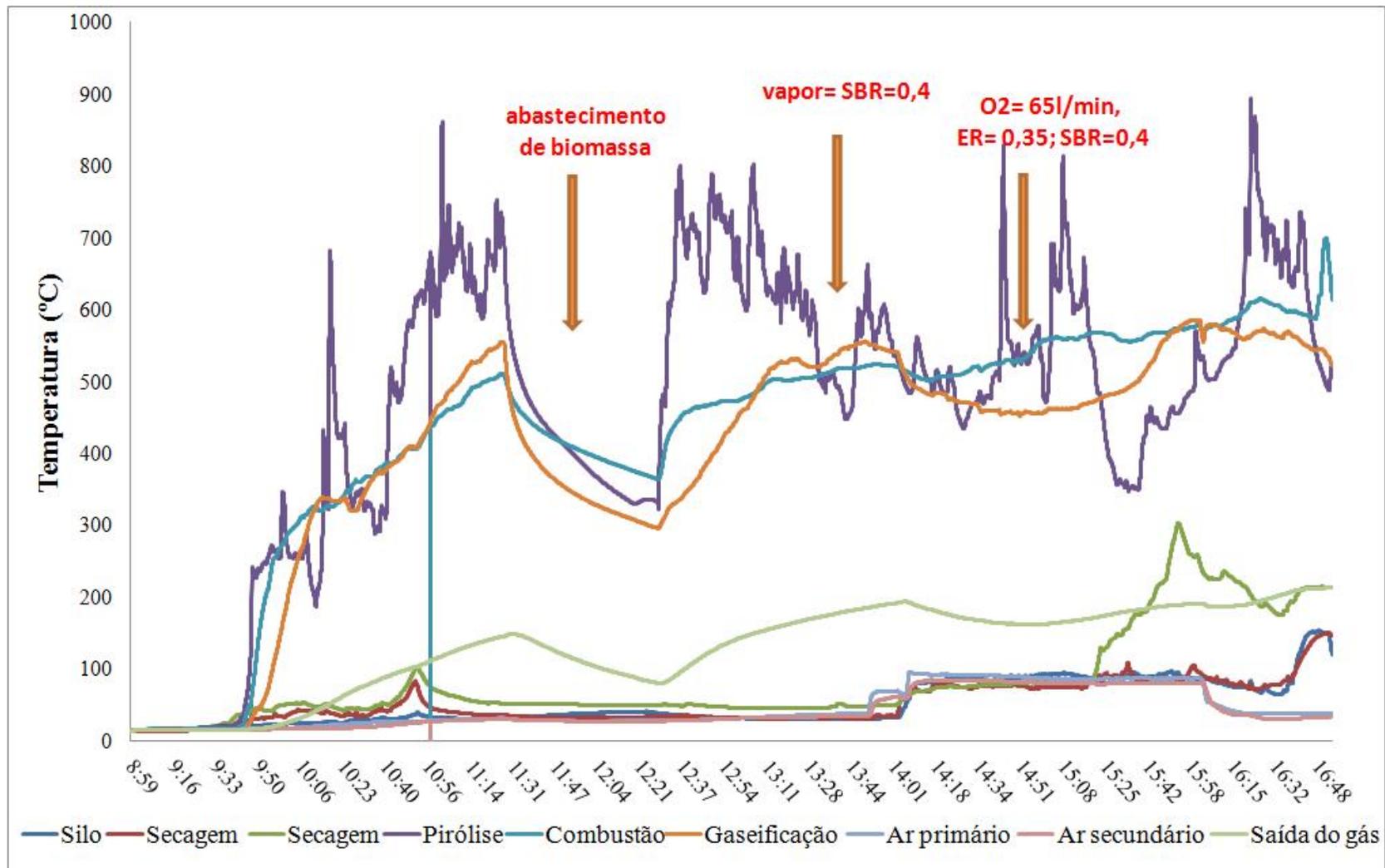


Figura 82. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio

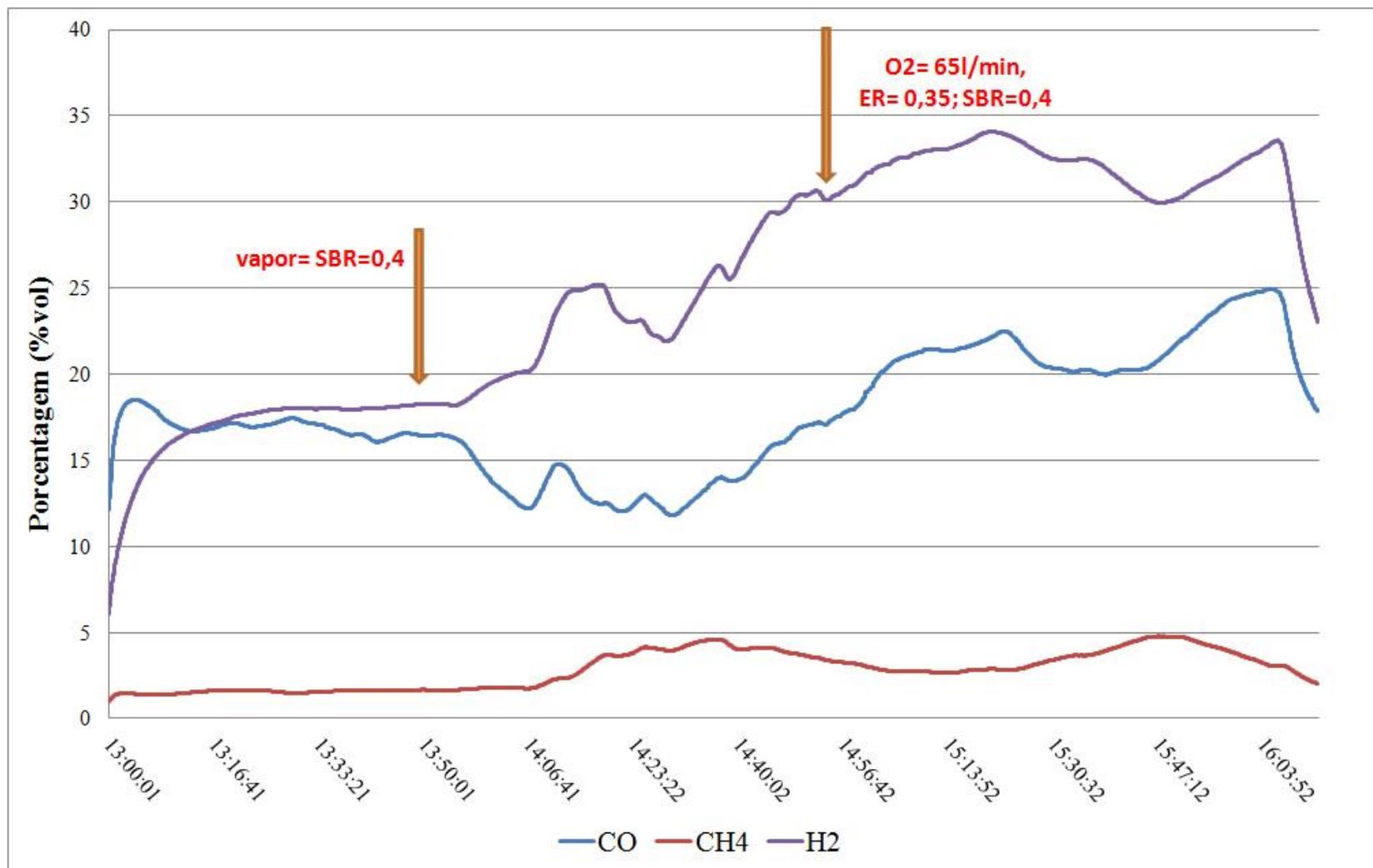


Figura 83. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio

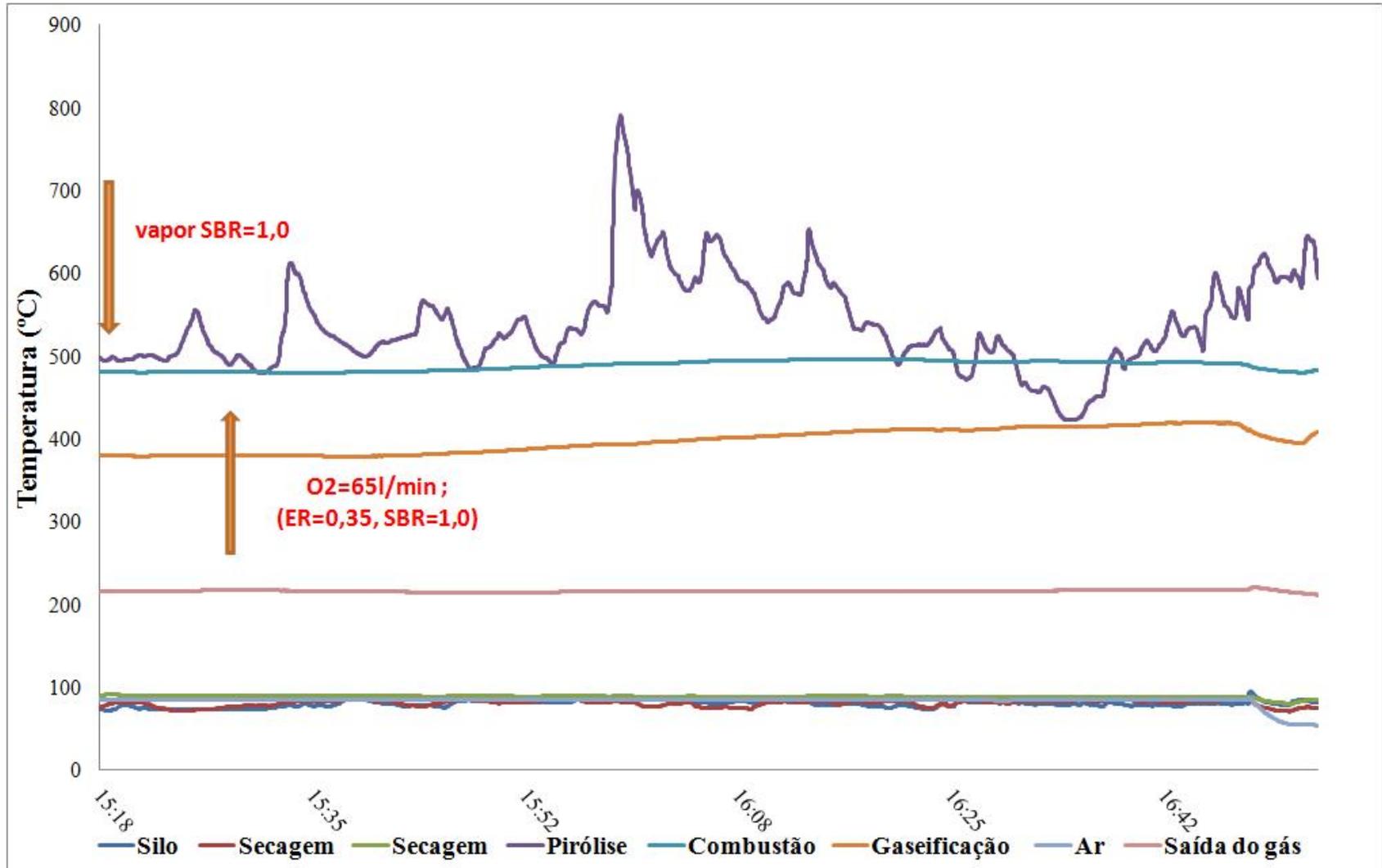


Figura 84. Perfil de temperaturas para ER=0,35 e SBR=1,0 com mistura vapor +oxigênio

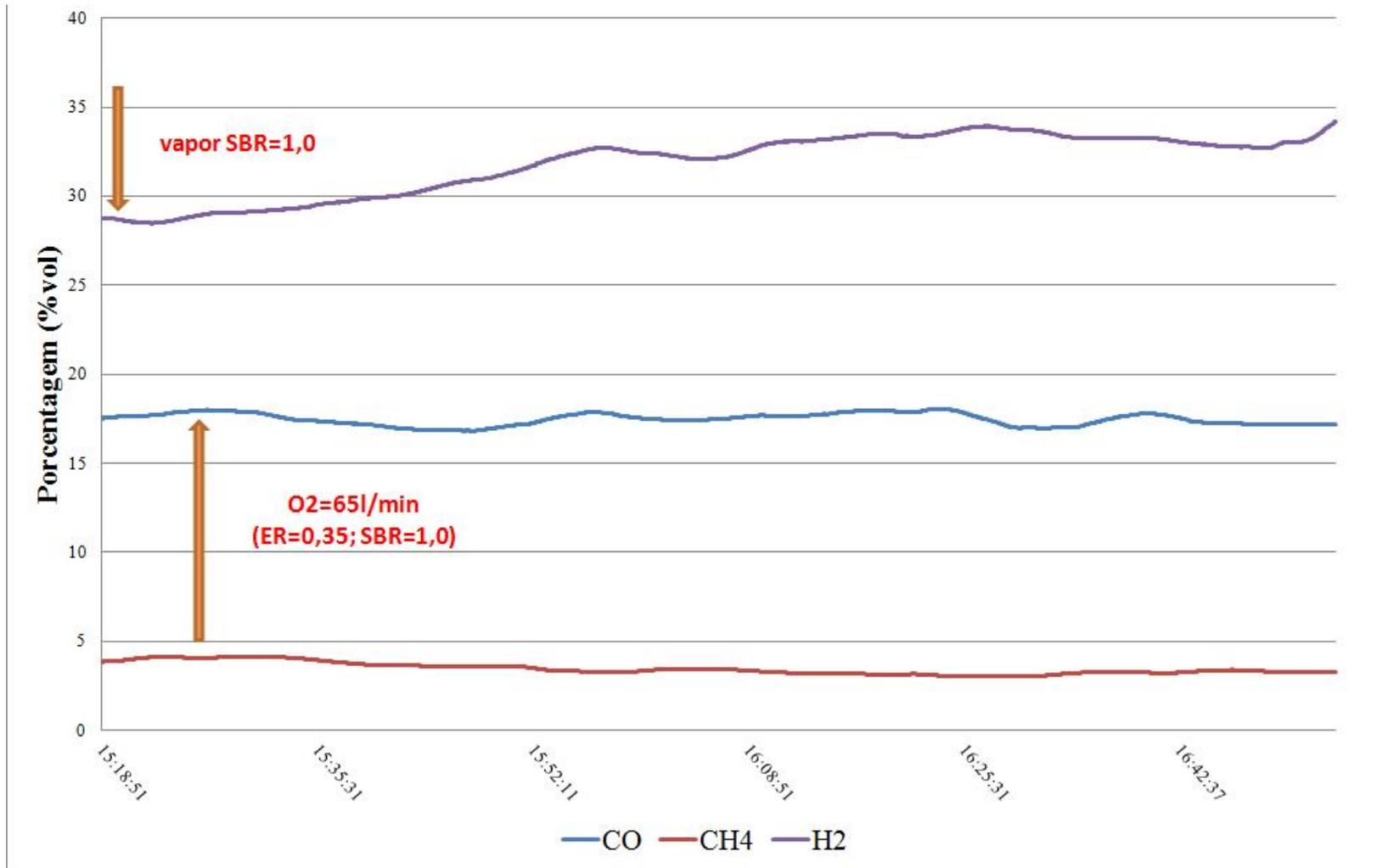


Figura 85. Composição do gás para ER=0,35 e SBR=1,0 com mistura vapor +oxigênio

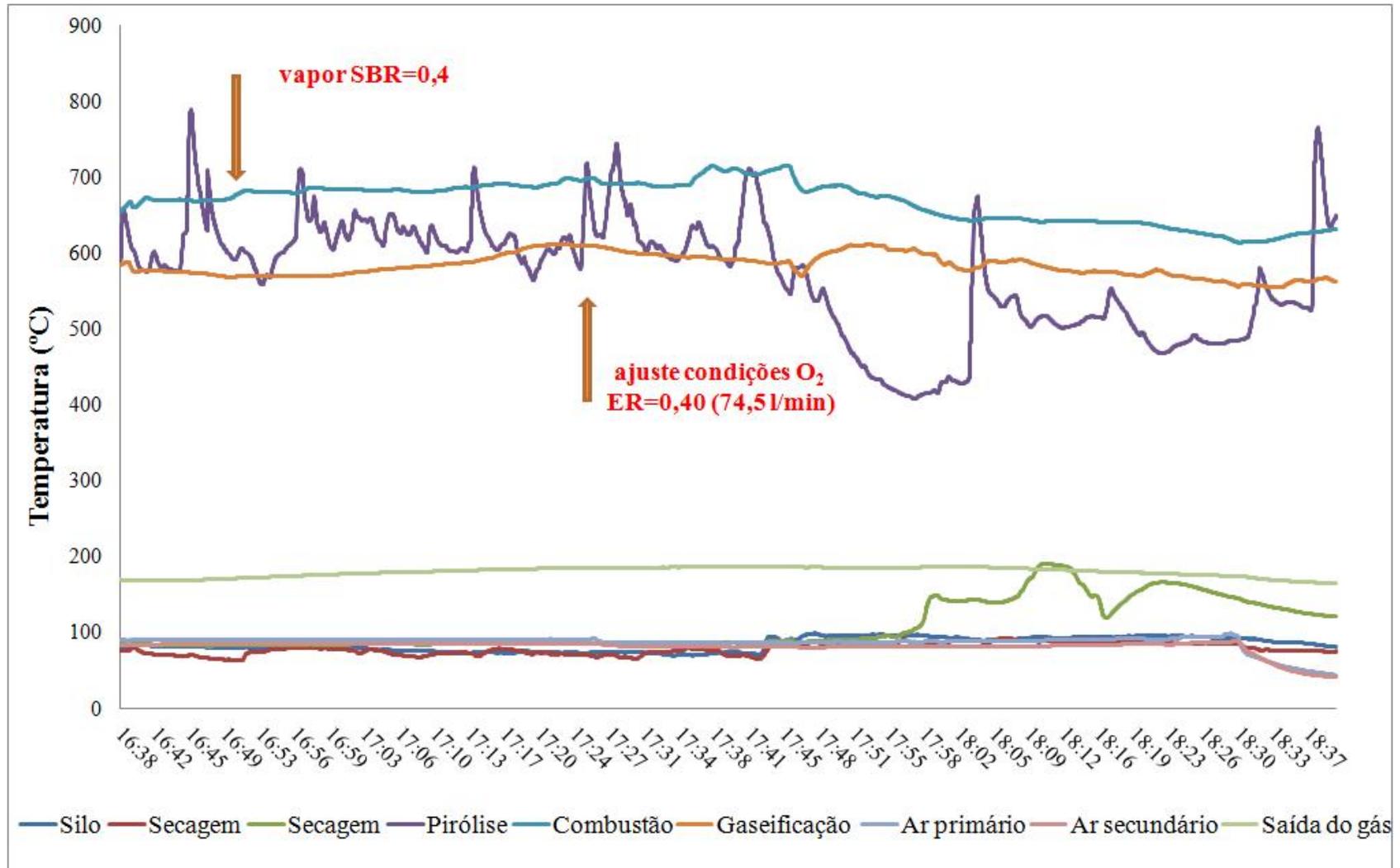


Figura 86. Perfil de temperaturas para ER=0,40 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio

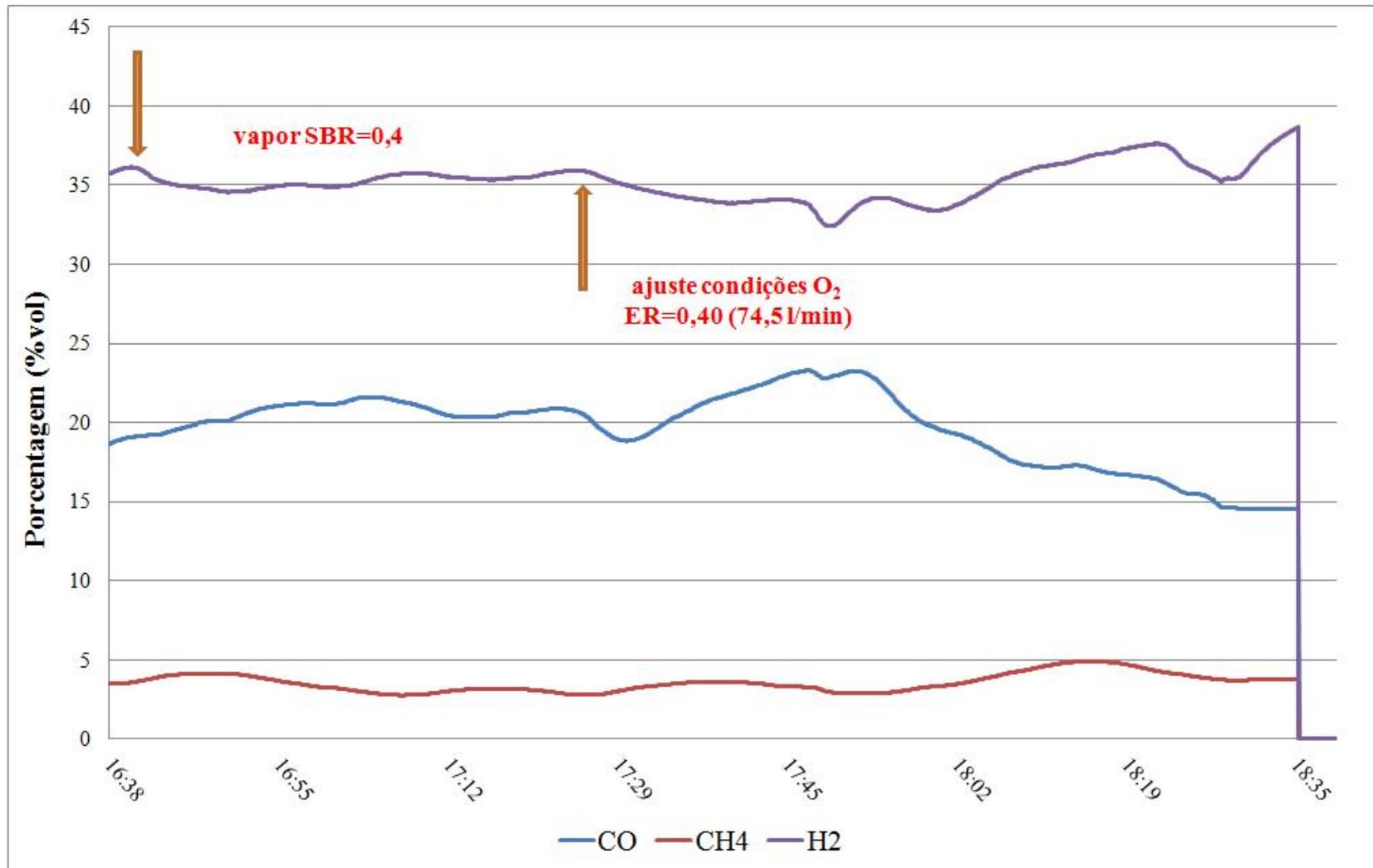


Figura 87. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=0,4 com mistura vapor +oxigênio

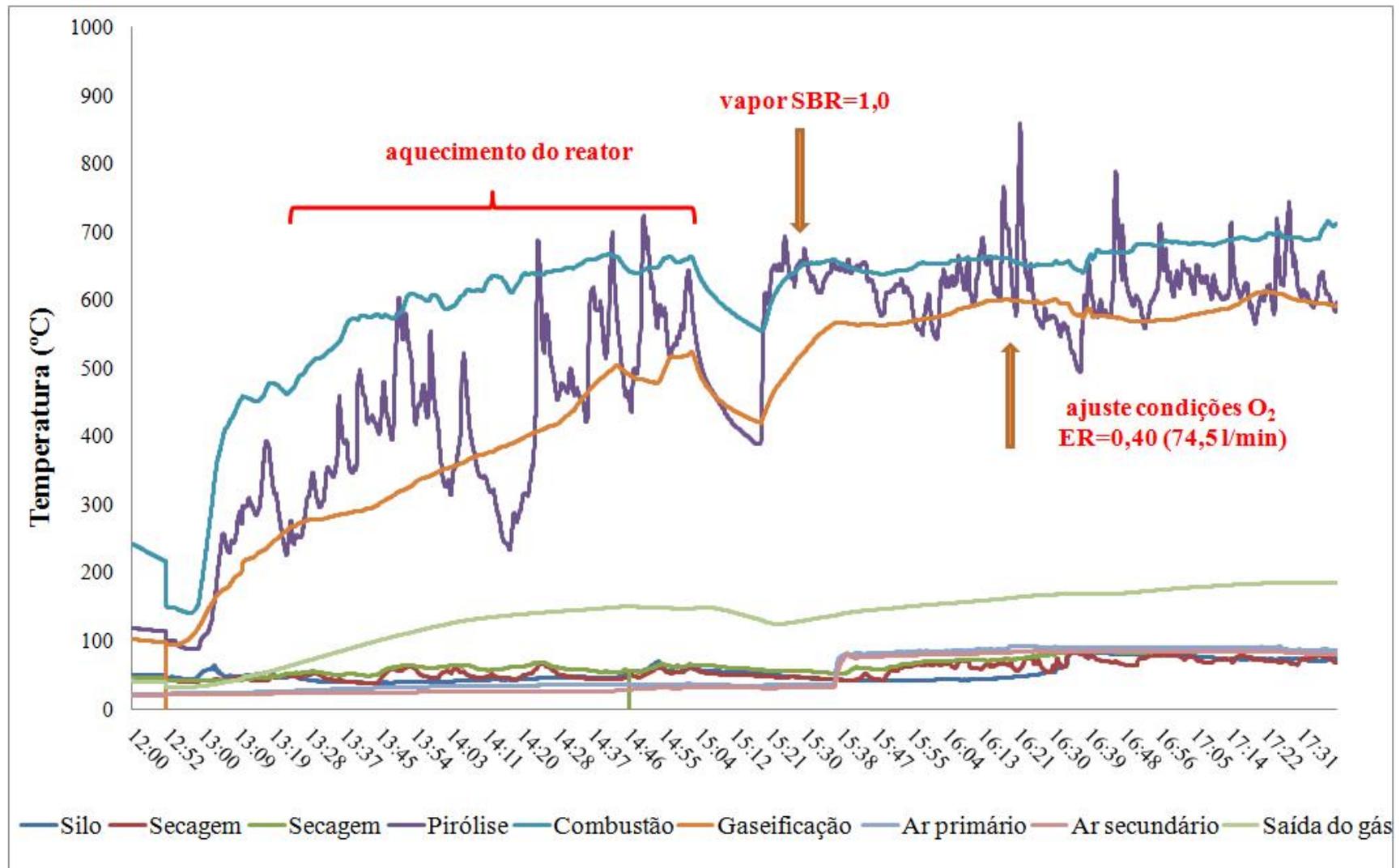


Figura 88. Perfil de temperatura para ER=0,40 e SBR=1,0 com vapor +oxigênio

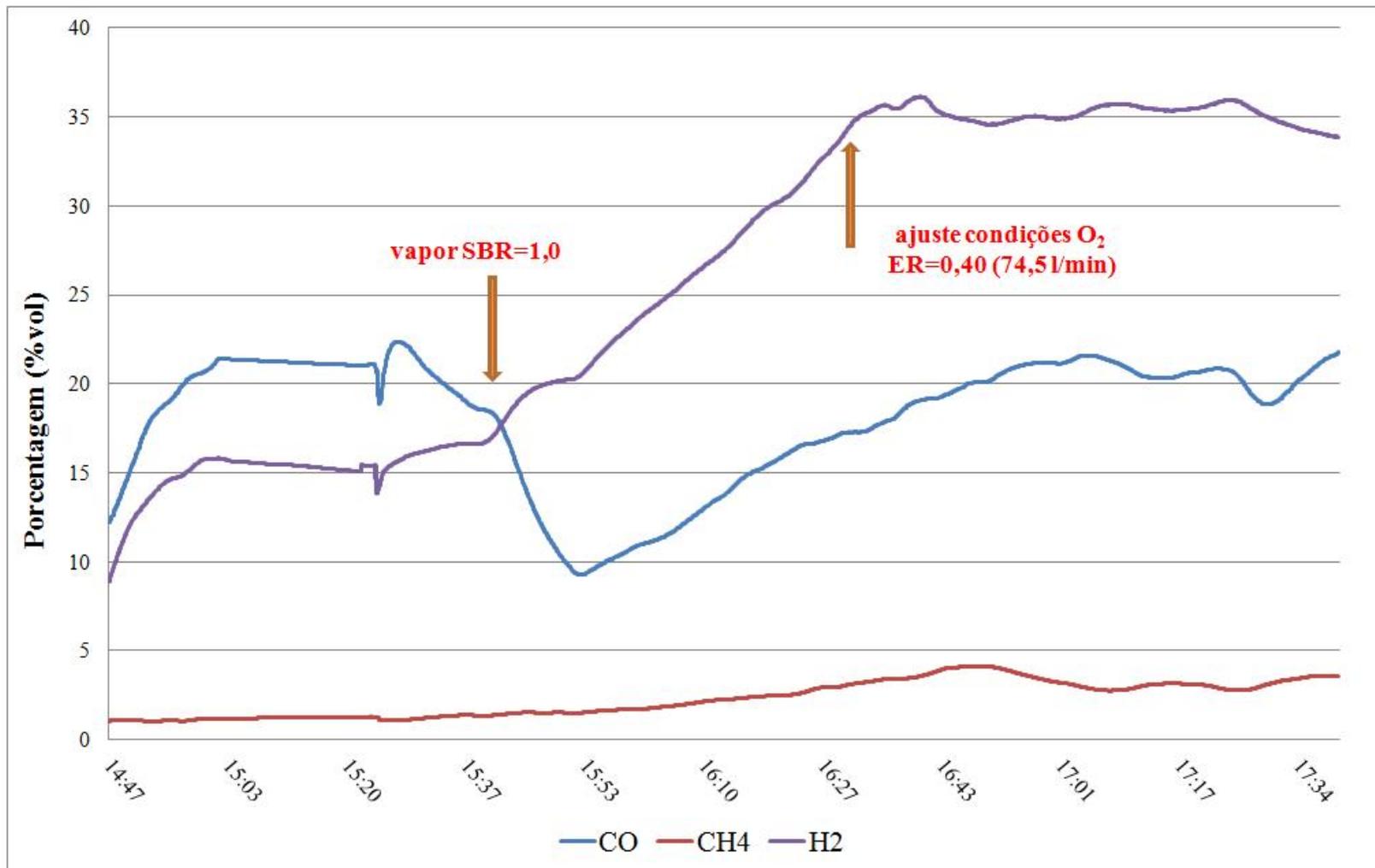


Figura 89. Composição do gás para ER=0,40 e SBR=1,0 com vapor +oxigênio

ANEXO C

Procedimentos para partida do Gaseificador de Leito Fixo com Ar, Vapor e Oxigênio

- 1) Partida do Gaseificador com ar
 - 1.1. Verificar todas as válvulas do sistema se estão fechadas,
 - 1.2. Verificar e ligar o painel elétrico (os procedimentos para ligar o painel elétrico estão no painel)
 - 1.3. Ligar a água do sistema de coleta de dados (para os analisadores), Esta parte é importante pra verificar se há água para a operação,
 - 1.4. Verificar se esta fechada a válvula de envio de ar para sistema dos estágios. Esta válvula deve estar fechada,
 - 1.5. Acender o Gaseificador com combustível e estopa. Verificar se não há entrada de ar no sistema para evitar acidentes,
 - 1.6. Ligar o ventilador e os vibradores no painel elétrico
 - 1.7. Depois que acendeu o gaseificador, deve-se fechar o visor do acendedor para depois abrir as válvulas dos estágios de fornecimento de agente oxidante.
 - 1.8. Abrir as válvulas do 2º estágio (região de combustão) para aumentar a temperatura do reator
 - 1.9. Quando o sistema estiver em regime estável, é que se deve ajustar as condições de entrada de ar conforme a necessidade da operação (regime de gaseificação)
- 2) Partida do Gaseificador com vapor + ar
 - 2.1) Para iniciar o fornecimento de vapor, o sistema deve estar operando com ar.
 - 2.2) Colocar água no reservatório da caldeira.
 - 2.3) Ligar o painel elétrico do sistema de vapor (procedimentos no manual dentro do painel elétrico)
 - 2.4) Ligar a bomba de água de envio para a caldeira no painel elétrico e preencher a caldeira com água até no nível indicado no visor
 - 2.5) Ligar no painel elétrico a caldeira para a geração de vapor. Ajustar a pressão necessária para o processo e aguardar até que a mesma esteja estável.
 - 2.6) Configurar a válvula de regulação para vazão de vapor desejada.
 - 2.7) Verificar se todas as válvulas do sistema estão fechadas.
 - 2.8) Quando o processo de gaseificação estiver pronto para o fornecimento de vapor, deve-se abrir a válvula de envio de vapor localizado em cima da caldeira.
 - 2.9) A válvula que direciona o fluxo de vapor para a entrada de ar dos estágios deve estar fechada e ser aberta apenas quando a pressão e vazão de vapor estiverem ajustadas.

- 2.10) Assim que ajustados os parâmetros para geração de vapor pode-se abrir a válvula para envio do fluxo de vapor para alimentar o gaseificador. A válvula fica localizada na entrada dos estagio de fornecimento de agente gaseificante no próprio reator.
- 3) Partida do Gaseificador com vapor + O₂
 - 3.1) Abrir a válvula de entrada de CO₂ em cima do silo de alimentação de biomassa
 - 3.2) Deve –se abrir o cilindro de O₂ e ajustar para 1kgf/cm²
 - 3.3) Ajustar o rotâmetro para 10 l/min inicialmente incrementando este valor de 5 em 5 l/m ou 10 em 10 l/m gradualmente
 - 3.4) Fecha a válvula principal de entrada de ar aos poucos enquanto é aberta a válvula de envio de O₂ para o reator (válvula fica próxima à câmara de mistura de agente de gaseificação).
 - 3.5) Este procedimento deve ser feito de forma lenta e gradual para evitar explosões no reator.
- 4) Procedimento para mudar o agente de gaseificação de O₂/Vapor para ar, Desligamento do Gaseificador
 - 4.1) Fechar a válvula de envio de O₂ para o reator (rotâmetro)
 - 4.2) Fecha a válvula de envio de vapor para o reator (localizado na entrada dos estagio de fornecimento de agente de gaseificação)
 - 4.3) Ligar o soprador de ar no painel elétrico
 - 4.4) Abrir a válvula principal de entrada de ar (válvula fica próxima à câmara de mistura de agente de gaseificação)
 - 4.5) Abrir a entrada de ar do 1º estágio (20mmca), abrir lentamente e inicia o processo novamente com ar. Este procedimento serve para desligar o gaseificador.