

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

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Análise da qualidade do gás de síntese produzido em gaseificadores de leito fixo co-corrente para potencial aplicação em microturbinas a gás.

Autora: Joice Laís Pereira

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Co-Orientador: Prof. Dr. Osvaldo José Venturini

Itajubá, 20 de março de 2017.

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

JOICE LAÍS PEREIRA

Análise da qualidade do gás de síntese produzido em gaseificadores de leito fixo co-corrente para potencial aplicação em microturbinas a gás.

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

Área de concentração: Exploração do Uso Racional de Recursos Naturais e Energia.

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Co-Orientador: Prof. Dr. Osvaldo José Venturini

Itajubá, 20 de março de 2017.

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

JOICE LAÍS PEREIRA

Análise da qualidade do gás de síntese produzido em gaseificadores de leito fixo co-corrente para potencial aplicação em microturbinas a gás.

Dissertação aprovada por banca examinadora em 20 de março de 2017, conferindo a autora o título de *Mestre em Ciências em Engenharia de Energia*

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora (Orientador)

Prof. Dr. Osvaldo José Venturini (Co-Orientador)

Prof. Dr. Albert Ratner (Universidade do Iowa)

Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Itajubá, 20 de março de 2017.

Agradecimentos

Ao meu orientador, professor Electo Eduardo Silva Lora, pela colaboração, ajuda, bom humor e confiança na realização deste trabalho e pela oportunidade de trabalhar no NEST.

Ao meu co-orientador, professor Osvaldo José Venturini, por toda ajuda e, principalmente, pelas contribuições trazidas na ocasião da qualificação deste trabalho.

Agradeço, especialmente e carinhosamente, ao professor Albert Ratner, da Universidade do Iowa, por toda a ajuda e orientação no decorrer deste trabalho seja ela presencial ou através de e-mails.

Ao professor Vince McDonnel, da Universidade da Califórnia - Irvine, pela colaboração neste trabalho através do compartilhamento de informações e pelo esclarecimento de dúvidas.

Ao professor Arnaldo Reyes por todas as conversas, sempre enriquecedoras, que tivemos ao longo desses dois anos. Elas foram muito importantes durante todo o meu período de mestrado. Foi um prazer tê-lo como professor.

Agradeço a gentileza e atenção do professor José Carlos Escobar comigo desde quando entrei no mestrado. Muito obrigada, professor.

Agradeço ao professor Otávio de Avelar, da PUC Minas, por desde a minha graduação ter se tornado muito mais que um amigo que sempre me ouve e me entende tão bem.

À CAPES pelo apoio financeiro na realização deste trabalho.

Aos colegas do NEST que me ajudaram na realização deste trabalho, em especial ao André, ao Regis Nascimento por ter disponibilizado o seu modelo para ser utilizado neste trabalho e ao Victor Patiño por sempre ter me ajudado com questões práticas no NEST. Foi muito bom contar com a disponibilidade de vocês. Todo agradecimento é pouco.

Aos amigos que fiz durante esses dois anos, na UNIFEI e em Itajubá, eu agradeço a oportunidade de tê-los na minha vida e por terem feito eu me sentir em casa.

À minha família por todo o apoio, paciência e amor.

À Engenharia de energia, por ser muito mais que uma profissão mas, por ter mostrado-me caminhos que nem sempre foram os mais fáceis mas que foram sempre muito enriquecedores.

Por fim, agradeço a vida/a Deus/ao universo por serem sempre tão gentis comigo.

RESUMO

PEREIRA, J.L. (2017). Análise da qualidade do gás de síntese produzido em gaseificadores de leito fixo co-corrente para potencial aplicação em microturbinas a gás. Itajubá, 65 p. Dissertação de Mestrado em Engenharia de Energia; Área de concentração: Exploração do Uso Racional de Recursos Naturais e Energia. Universidade Federal de Itajubá.

O objetivo deste trabalho foi analisar o processo de gaseificação, considerando a operação do gaseificador com diferentes fluidos de gaseificação e as limitações do sistema de combustão das microturbinas a gás, para que se encontrasse o gás de síntese com Poder Calorífico Inferior (PCI) e conteúdo de hidrogênio que atenda os requisitos para o funcionamento estável de uma microturbina a gás. Em suma, buscou-se encontrar pontos de operação ótimos do sistema integrando o gaseificador e a microturbina. Estudos demonstram que a partir de um PCI de 8 MJ/Nm³ garante-se um funcionamento estável da microturbina, em potência reduzida, ao passo que quando utiliza-se um gás com poder calorífico de 11 MJ/Nm³ a mesma atinge condições de estabilidade muito próximas às condições atingidas quando alimentada apenas por gás natural. Em relação ao conteúdo de hidrogênio, combustíveis com concentrações volumétricas desse gás de até 35% podem ser utilizados nas microturbinas sem causar *flashback*, *blowout* e instabilidade dinâmica. Utilizou-se um modelo matemático de equilíbrio para gaseificador de biomassa tipo leito fixo co-corrente operando em regime permanente. Foram considerados três agentes de gaseificação sendo eles i) misturas de ar e vapor, ii) misturas de ar, vapor e oxigênio e iii) ar enriquecido com oxigênio. As simulações da operação do gaseificador para estes agentes de gaseificação foram realizadas para um intervalo da Relação de Equivalência (ER) de 0,20 a 0,40, uma Relação Vapor/Biomassa injetada (SB) de 0,4, 1,0 e 1,5 e a Pureza de Oxigênio (OP) assumindo valores entre 21% e 100%. Para cada caso, analisou-se a porcentagem volumétrica de H₂ e o PCI do gás, procurando gases que apresentassem tais características adequadas aos requisitos estabelecidos para a operação da microturbina: conteúdo de H₂ menor ou igual a 35% e PCI maior ou igual a 8MJ/Nm³. As duas situações que possibilitaram a melhor faixa de operação da microturbina foram: i) gaseificação com ar, oxigênio e vapor, para um OP=70% e SB=0,4, em uma faixa de ER de 0,20-0,37, com o PCI variando entre 10,2MJ/Nm³ e 8MJ/Nm³ e teor de hidrogênio entre 32% e 35% e ii) gaseificação com ar enriquecido com oxigênio para OP=70%, em uma faixa de ER de 0,20-0,40, com PCI variando entre 11,20 MJ/Nm³ e 8,53 MJ/Nm³ e teor de hidrogênio entre 30,31% e 33,31%. Nota-se que a gaseificação utilizando misturas de ar e vapor saturado como agentes de gaseificação não produz um gás que pode ser utilizado puro em microturbinas. Já a gaseificação com ar enriquecido com oxigênio na faixa de OP de 50 a 70% produz um gás de síntese em condições que satisfazem os requisitos de operação de tais equipamentos.

Palavras-chave: Biomassa, gaseificação, gás de síntese, PCI, teor de hidrogênio, microturbinas a gás.

ABSTRACT

PEREIRA, J.L. (2017). Analysis of the quality of the synthesis gas produced in downdraft gasifiers for its potential application in micro gas turbines. Itajubá, 54 p. Master's Dissertation in Energy Engineering; Area of concentration: Exploration of the Rational Use of Natural Resources and Energy. Federal University of Itajuba.

The objective of this work was to analyze the gasification process, considering the operation of the gasifier with different gasification fluids and the limitations of the combustion system of the gas microturbines, in order to find the synthesis gas with Low Heat Value (LHV) and content of hydrogen that meets the requirements for the stable operation of gas microturbines. Summarizing, there was an effort to find optimal operating points of the system by integrating the gasifier and microturbine. Studies show that an LHV of 8 MJ/Nm³ ensures the microturbine stable operation, whereas when a gas with a calorific value of 11MJ/Nm³ is used, the microturbine reaches the stability in conditions very similar to those obtained when the equipment is fueled only with natural gas. Regarding the hydrogen content, fuels with volumetric concentrations of this gas until 35% can be used in microturbines without causing flashback, blowout and dynamic instability. A mathematical equilibrium model was applied for a fixed bed downdraft biomass gasifier operating under steady state. Three gasification agents were considered: (i) mixtures of air and steam; (ii) mixtures of air, steam and oxygen; and (iii) air enriched with oxygen. The simulations of the gasifier operation for these agents were performed for a range of ER (equivalence ratio) from 0.20 to 0.40, a SB (Steam to Biomass) of 0.4, 1.0 and 1.5 and OP (Oxygen Purity) assuming values between 21% and 100%. In each case, the volumetric percentage of H₂ and the LHV of the gas were analyzed, looking for gases that presented characteristics to fit the requirements established for the operation of the microturbine, which are: H₂ content less or equal 35% and LHV greater or equal 8MJ/Nm³. The two situations that allowed the best microturbine operation range were: i) gasification with air, oxygen and steam for OP=70% and SB=0.4, in an ER range of 0.20-0.37, with LHV ranging from 10.2 MJ/Nm³ to 8 MJ/Nm³ and a hydrogen content of 32% to 35% and ii) gasification with oxygen enriched air for OP=70% in an ER range of 0,20-0.40, with LHV varying between 11.20 MJ/Nm³ and 8.53 MJ/Nm³ and hydrogen content between 30.31% and 33.31%. It is noted that gasification using mixtures of air and saturated steam as gasification agents does not produce a gas that can be used pure in microturbines. Gasification with oxygen-enriched air in the range of 50 to 70% produces a synthesis gas under conditions that meet the operating requirements of such equipment.

Keywords: Biomass, gasification, synthesis gas, LHV, hydrogen content, gas microturbines.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – APRESENTAÇÃO DO TRABALHO	1
1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1 Objetivos.....	3
1.1.1 Objetivo geral	3
1.1.2 Objetivos específicos	3
1.2 Estrutura do trabalho	4
CAPÍTULO 2 – REFERENCIAL TEÓRICO	5
2. PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA.....	5
2.1 Tipos de gaseificadores	7
2.1.1 Gaseificador de leito fixo	7
2.1.2 Gaseificador de leito fluidizado.....	8
2.2 Agentes de gaseificação	8
2.2.1 Agentes de gaseificação e sua influência na qualidade do gás de síntese.9	
2.2.2.1 Gaseificação com mistura de ar e vapor	11
2.2.2.2 Gaseificação com mistura de oxigênio e vapor	13
2.3 Experiências da utilização de gás de síntese em microturbinas a gás.....	14
2.3.1 Utilização de gás de síntese em microturbinas sem modificações técnicas15	
2.3.2. Adaptações técnicas nas microturbinas a gás para utilização de syngas 19	
2.3.2.1 Efeitos do uso de syngas nas microturbinas a gás.....	20
2.3.2.2 Ajustes na microturbina a gás	22
2.3.2.3 Modificações no compressor e na turbina.....	25
2.3.2.4 Campo de temperatura da câmara de combustão	27
2.3.3 A influência do conteúdo de hidrogênio dos combustíveis nas microturbinas a gás	27
CAPÍTULO 3 – DESENVOLVIMENTO.....	39
3.1 Modelo matemático de equilíbrio do gasificador de biomassa de leito fixo co-corrente	39
3.1.1 Verificação do modelo matemático de gaseificação.....	41
3.1.2 Caracterização da biomassa utilizada.....	44
3.1.3 Cálculo do poder calorífico do gás de síntese.....	47

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E CONCLUSÕES	49
4.1 Gaseificação com misturas de ar e vapor	50
4.2 Gaseificação com misturas de ar, vapor e oxigênio	52
4.3 Gaseificação com misturas de ar e oxigênio	54
4.4 Conclusões	56
CAPÍTULO 5 – RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	58
CAPÍTULO 6 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	59

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Processo de gaseificação: faixa de temperatura de cada estágio. (Fonte: adaptado de Antonopoulos, 2012)	5
Figura 2.2: Aspectos relevantes do processo de gaseificação. (Fonte: Ruiz <i>et al.</i> , 2012)	7
Figura 2.3: Efeito da relação vapor/biomassa na produção de H ₂ . (Fonte: Abaudala, 2010)	12
Figura 2.4: Efeito da relação vapor/biomassa no poder calorífico do gás. (Fonte: Yoon, 2011)	12
Figura 2.5: Fluxo de gás durante a operação da microturbina com gás natural e com mistura de gás de síntese e gás natural em função da potência de saída. (Fonte: Rabou <i>et al.</i> , 2008)	16
Figura 2.6: Máxima contribuição do gás de síntese, por volume e energia, na entrada de combustível da microturbina em função da potência de saída. (Fonte: Rabou <i>et al.</i> , 2008)	16
Figura 2.7: Concentração de CO e CO ₂ no gás de exaustão da microturbina durante sua operação em 5kWe (100% de gás de síntese). (Fonte: Rabou <i>et al.</i> , 2008).....	17
Figura 2.8: Concentração de CO e CO ₂ no gás de exaustão da microturbina durante sua operação em 7,5kWe (93% de gás de síntese e 7% de gás natural). (Fonte: Rabou <i>et al.</i> , 2008)	18
Figura 2.9: Concentração de CO e CO ₂ no gás de exaustão da microturbina com operação em 15kWe (80% de vol. gás de síntese e 20% vol. de gás natural). (Fonte: Rabou <i>et al.</i> , 2008)	18
Figura 2.10: Relação da potência de saída e da eficiência com a vazão mássica de combustível. (Fonte: Liu e Weng, 2009).....	20
Figura 2.11: Diferentes condições de operação da microturbina. (Fonte: Liu e Weng, 2009)	21
Figura 2.12: Mapa de desempenho do compressor centrífugo. (Fonte: Adaptado de Saravanamuttoo <i>et al.</i> , 1996).....	23
Figura 2.13: Efeitos do fluxo de ar no compressor na eficiência e na potência da turbina. (Fonte: Liu e Weng, 2009)	26
Figura 2.14: Efeito no aumento do fluxo de combustível sobre a potência e eficiência da turbina. (Fonte: Liu e Weng, 2009).....	27
Figura 2.15: Gráfico comparativo entre diferentes tecnologias quanto aos efeitos da relação ar/combustível na temperatura de chama e nas emissões de NOx. (Fonte: Ribeiro, 2015)	33
Figura 2.16: Esquema do sistema de combustão de misturas pobres pré-misturadas. (Fonte: Lieuwen <i>et al.</i> , 2008)	34

Figura 2.17: Limites de <i>flashback</i> e <i>blowout</i> para misturas de H ₂ /GN a 672K. (Fonte: McDonnell <i>et al.</i> , 2012).....	35
Figura 2.18: Limites de <i>flashback</i> e <i>blowout</i> para misturas de H ₂ /CO a 672K. (Fonte: McDonnell <i>et al.</i> , 2012).....	36
Figura 2.19: Limites de <i>flashback</i> e <i>blowout</i> para misturas de H ₂ /GN a 300K e 672K. (Fonte: McDonnell <i>et al.</i> , 2012).....	37
Figura 2.20: Limites de <i>flashback</i> e <i>blowout</i> para misturas de H ₂ /CO a 672K. (Fonte:McDonnell <i>et al.</i> , 2012).....	37
Figura 4.1: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar (OP=21%).....	50
Figura 4.2: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar e vapor (OP=21%).....	51
Figura 4.3: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar,vapor e oxigênio (OP=40%).....	52
Figura 4.4: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar,vapor e oxigênio (OP=70%).....	53
Figura 4.5: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar,vapor e oxigênio (OP=100%).....	54
Figura 4.6: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar e oxigênio (SB=0)	55
Figura 4.7: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar e oxigênio (SB=0) (OP 40-90%).....	57

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Resultados experimentais para gaseificação com ar e vapor.	11
Tabela 2.2: Resultados experimentais para gaseificação com oxigênio e vapor	13
Tabela 2.3: Resultados experimentais para gaseificação com oxigênio e vapor	14
Tabela 2.4: Dados dos parâmetros para ajuste da razão de compressão e da TIT da microturbina	24
Tabela 2.4: Dados dos parâmetros para ajuste da razão de compressão e da TIT da microturbina	24
Tabela 2.5: Dados dos parâmetros para o ajuste da velocidade de rotação variável do compressor	25
Tabela 3.1: Comparativo dos valores simulados no modelo com os dados experimentais obtidos por Sales, 2015 (E=Experimental M=Modelo)	42
Tabela 3.2: Comparativo dos valores simulados no modelo, após correção, com os dados experimentais obtidos por Sales, 2015 (E=Experimental M=Modelo)	44
Tabela 3.3: Análise imediata da biomassa utilizada	45
Tabela 3.4: Análise elementar da biomassa utilizada	46

SIGLAS

A	Teor de cinzas	(%)
A/C	Relação Ar/Combustível	
ASTM	Sociedade Americana de Testes e Materiais (do inglês <i>American Society for Testing and Materials</i>)	
At%	Coeficiente de não-uniformidade	
CFD	<i>Computational Fluid Dynamics</i>	
CO	Monóxido de carbono	
CO ₂	Dióxido de carbono	
CH ₄	Metano	
ER	Relação de Equivalência	
EQM	Erro Quadrático Médio	
FA	Fator de Ar	
H ₂	Hidrogênio	
N	Rotação nominal	(rpm)
NEST	Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída da Universidade Federal de Itajubá	
N ₂	Nitrogênio	
NOx	Óxidos de Nitrogênio	
OP	Piureza de Oxigênio (<i>Oxygen Purity</i>)	
PCI	Poder Calorífico Inferior	(MJ/Nm ³)
PCS	Poder Calorífico Superior	(MJ/Nm ³)
SB	Razão vapor/biomassa	
T _{ave}	Temperatura média	(K)
T _{máx}	Temperatura máxima	(K)
T _{min}	Temperatura mínima	(K)
TIT	Temperatura de Entrada na Turbina (<i>Turbine Inlet Temperature</i>)	(K)

CAPÍTULO 1 – APRESENTAÇÃO DO TRABALHO

1. INTRODUÇÃO

A busca por recursos energéticos renováveis tem dado a biomassa toda a relevância perdida durante a revolução industrial, após a descoberta do carvão (Basu, 2013). Tal relevância é devida, principalmente, às crescentes preocupações em relação às mudanças climáticas causadas pela utilização excessiva de combustíveis fósseis. Entre as principais vantagens da biomassa destaca-se menor custo de operação na cadeia produtiva (extração, armazenamento e transporte) em relação a combustíveis fósseis, possibilidade de reaproveitamento dos resíduos, alta conversão de carbono e níveis inferiores de emissões de gases poluentes em relação aos combustíveis fósseis. Outra vantagem, é que se trata de uma fonte de energia distribuída de maneira mais ou menos homogênea em todo o mundo, não apenas concentrada por regiões como acontece com os combustíveis fósseis, diminuindo assim a dependência energética dos países (Sales, 2015).

De toda biomassa disponível na Terra, apenas 5% (13,5 bilhões de toneladas métricas) podem ser potencialmente utilizadas para a produção de energia. Mas, esta quantidade relativamente pequena é suficiente para fornecer cerca de 26% do consumo de energia mundial, equivalente a 6 bilhões de toneladas de petróleo (Basu, 2013).

O maior problema associado à utilização da biomassa é a sua baixa densidade energética em relação aos combustíveis fósseis. Por exemplo, a biomassa seca de madeira possui um Poder Calorífico Inferior (PCI) em torno de 12-15 GJ/t enquanto o PCI do carvão sub-betuminoso varia de 20-25 GJ/t (Pettinau, 2012).

O aproveitamento da biomassa para a geração de eletricidade é possível através de duas rotas, a conversão termoquímica ou a biológica. Os processos termoquímicos se classificam em combustão, gaseificação e pirólise, ao passo que os processos biológicos se classificam em fermentação e digestão. Dentre as tecnologias de conversão termoquímica da biomassa em energia destaca-se a gaseificação de biomassa, 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 (Baruah e Baruah, 2014).

O gás produzido através da gaseificação é chamado gás de síntese ou *syngas* e consiste, essencialmente, em uma mistura gasosa, contendo H₂, CO, CO₂ e N₂ (Ahmed

et. al., 2014) em proporção variável em função, principalmente, das características da biomassa, do *design* do gaseificador e dos parâmetros de operação (Sharma, 2011). Além da composição variável outra característica fundamental do gás de síntese é o seu baixo poder calorífico (Liu e Weng, 2009). A gaseificação da biomassa utilizando ar como agente de gaseificação produz um gás de síntese com PCI variando em torno de 4-6 MJ/Nm³ (Basu, 2010). Quando se utiliza oxigênio ou vapor como agentes gaseificadores o gás produzido pode possuir um PCI em torno de 10-18 MJ/Nm³ (Huynh e Kong, 2013).

O gás de síntese pode ser utilizado em turbinas a gás e em outros sistemas de geração de energia, tais como, motores à combustão interna e células combustíveis (Ahmed *et. al.*, 2014). A utilização do gás de síntese em microturbinas é uma opção aplicável para a geração distribuída de energia. Em comparação com outras máquinas de combustão interna, a microturbina a gás oferece vantagens como, elevada relação potência/peso e baixas emissões de gases poluentes (Sadig *et al.*, 2014).

As características do gás de síntese, composição variável e baixo poder calorífico, podem causar mudanças na operação de microturbinas que foram, originalmente, projetadas para operarem com gás natural que possui um PCI maior (em alguns casos com valor de 34,6MJ/Nm³). Assim, o principal desafio para utilização do gás de síntese em máquinas térmicas está associado à baixa densidade energética desse combustível.

O baixo poder calorífico do gás de síntese em relação aos combustíveis fósseis gasosos faz com que sejam requeridas vazões de combustível mais elevadas nas microturbinas para que se alcance as mesmas cargas térmicas (Ahmed *et al.*, 2014). Dessa maneira, para a mesma potência gerada, a vazão mássica de gás de síntese pode ser sete vezes superior ao volume equivalente do gás natural (Sadig *et al.*, 2014). Assim, comumente se lança mão de alguns métodos de ajuste e de modificação para possibilitar o funcionamento correto das microturbinas utilizando gás de síntese (Liu e Weng, 2009) ou, então, se utiliza misturas desse gás com combustíveis fósseis, como o gás natural (Rabou *et al.*, 2008).

Estudos sobre o funcionamento de microturbinas a gás utilizando gás de síntese têm sido objeto de pesquisa de vários pesquisadores. Tais estudos demonstram que é possível a utilização desse gás nestes equipamentos de maneira considerada satisfatória a partir de modificações nas microturbinas (Liu e Weng, 2009) ou do incremento do PCI através de misturas com outros combustíveis com maior conteúdo energético (Rabou *et al.*, 2008). No entanto, não se encontram disponíveis na literatura trabalhos que investiguem a gaseificação utilizando misturas dos agentes gaseificadores – ar, vapor e

oxigênio – para a produção de um gás de síntese que satisfaça os requerimentos necessários para a sua utilização em uma microturbina a gás.

Portanto, a proposta deste trabalho é analisar o processo de gaseificação sob a ótica dos agentes de gaseificação, a partir de um modelo matemático, para que se obtenha um gás de síntese com PCI e teor de hidrogênio que possua potencial para utilização microturbinas a gás. Os resultados alcançados permitirão que se façam comparações em relação a composição volumétrica do gás e do seu PCI, de acordo com os diferentes agentes de gaseificação, possibilitando que se defina uma possível região de operação para microturbinas a gás.

1.1. OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo geral

O objetivo geral deste trabalho é, a partir da simulação da gaseificação com diferentes agentes de gaseificação em um modelo matemático de equilíbrio, encontrar um gás de síntese que possua PCI e conteúdo de hidrogênio que permita a delimitação de uma região de possível operação de microturbinas a gás.

1.1.2 Objetivos específicos

Para que se alcance o objetivo geral são necessários os seguintes objetivos específicos:

- Realizar uma revisão bibliográfica buscando identificar os aspectos relevantes do processo de gaseificação e levantar as experiências relatadas com o uso de gás de síntese em microturbinas a gás;
- Levantar as características que o gás de síntese (conteúdo de hidrogênio e PCI) deve possuir para o funcionamento estável de microturbinas a gás;
- Simular a gaseificação em um modelo matemático de equilíbrio desenvolvido por Nascimento (2015) com diferentes misturas de gaseificação: i) ar enriquecido com oxigênio, ii) ar, oxigênio e vapor e iii) ar e vapor saturado.
- Determinar a composição volumétrica do gás e o seu PCI para as diferentes misturas de agentes de gaseificação;

- Obter a melhor condição operacional para os diferentes agentes de gaseificação que produza um gás de síntese com os requisitos de qualidade (PCI e conteúdo de hidrogênio) para o funcionamento de microturbinas;
- Representar os resultados obtidos em gráficos para que seja possível a delimitação de uma região possível de operação de microturbinas a gás.

1.2 ESTRUTURA DO TRABALHO

A análise do processo de gaseificação para a obtenção de gás de síntese que atinja os requerimentos de qualidade necessários para alimentar uma microturbina a gás é apresentada neste trabalho o qual foi estruturado em seis capítulos.

No Capítulo 1 é apresentada uma introdução ao tema de gaseificação da biomassa e da utilização do gás de síntese em microturbinas a gás, explicitando os objetivos que se pretende alcançar com o desenvolvimento do trabalho.

O Capítulo 2 apresenta uma revisão do processo de gaseificação com foco em trabalhos que estudaram a influência dos agentes de gaseificação sobre o conteúdo de hidrogênio e PCI do gás de síntese gerado. São também apresentadas experiências de utilização de gás de síntese em microturbinas a gás relatadas em trabalhos realizados por outros autores enfatizando-se os principais gargalos encontrados.

No Capítulo 3 é apresentado o modelo matemático de equilíbrio do gaseificador co-corrente, a caracterização da biomassa utilizada nas simulações e a maneira que se efetuou o cálculo do PCI do gás de síntese.

No Capítulo 4 os resultados e conclusões são apresentados em forma de gráficos que delimitam uma região possível de operação de microturbinas, em função do PCI e do conteúdo de hidrogênio do gás de síntese, obtidos através da gaseificação com ar, ar e vapor, ar, vapor e oxigênio e ar enriquecido com oxigênio.

No Capítulo 5 são apresentadas recomendações para a continuidade do estudo realizado neste trabalho.

E, por fim, o Capítulo 6 traz as referências utilizadas para a realização deste trabalho.

CAPÍTULO 2 - REFERENCIAL TEÓRICO

2. PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA

A gaseificação de biomassa é um processo complexo envolvendo várias reações químicas, processos de transferência de calor e massa e mudanças de pressão (Baruah e Baruah, 2014). É definida como um processo de oxidação termoquímica parcial em que substâncias carbonáceas (biomassa, carvão e plásticos) são convertidas em gás na presença de um agente de gaseificação (ar, vapor, oxigênio, CO₂ ou uma mistura desses) (Basu, 2013).

A gaseificação é composta de quatro estágios, sendo eles (i) aquecimento e secagem, (ii) pirólise, (iii) oxidação (combustão) e (iv) gaseificação, apresentados na figura 2.1 com as respectivas faixas de temperaturas em que ocorrem (Antonopoulos, 2012).

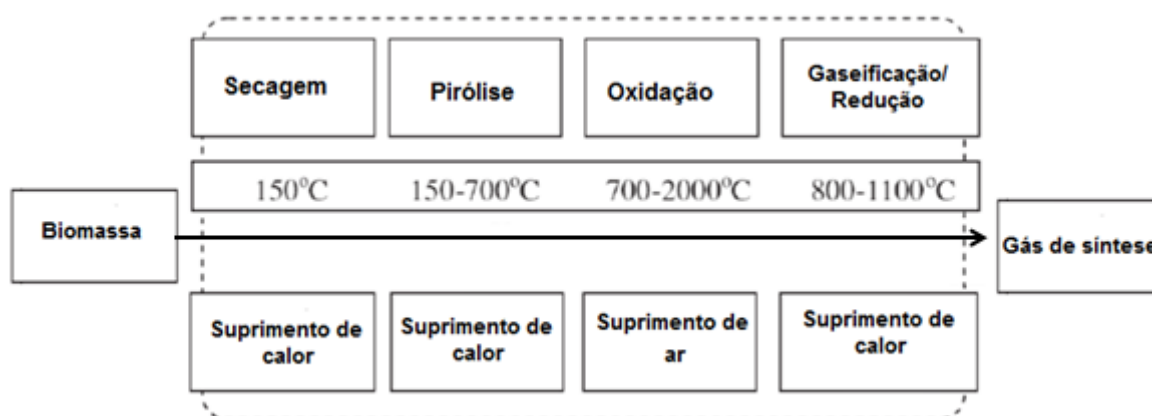
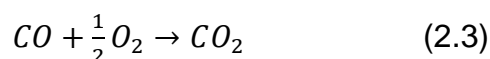


Figura 2.1: Processo de gaseificação: faixa de temperatura de cada estágio. Fonte: Adaptado de Antonopoulos, 2012.

As reações químicas mais importantes que ocorrem durante a gaseificação são (Jarungthammachote, 2008):

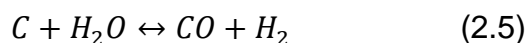
- Equações de oxidação:



- Reação de Boudouard:



- Reação gás-água:

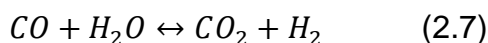


- Reação de metanação:

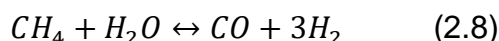


As reações acima são heterogêneas e duas equações, que representam reações homogêneas que ocorrem no gaseificador, podem ser obtidas através da subtração da Eq. 2.4 pela Eq. 2.5 e subtraindo Eq. 2.5 da Eq. 2.6 gerando:

- Reação de *shift* (*water-gas shift*):



- Reação de reforma de metano:



As equações 2.1-2.3, 2.6 e 2.7 são reações exotérmicas, e as demais são reações endotérmicas. Quando se utiliza ar ou oxigênio como agentes de gaseificação a gaseificação, normalmente, se auto-sustentada calor (sem a necessidade de fonte adicional), que é consumido, principalmente, nos processos de secagem, pirólise e redução (gaseificação) (figura 2.1). Das reações acima, se o carbono é totalmente convertido, os principais produtos da gaseificação são CO, CO₂, H₂, CH₄ e H₂O. Nitrogênio (N₂) também é um componente significativo no caso da gaseificação com ar (Jarungthammachote, 2008). Além dos gases, pequenas partículas de carvão (resíduos de sólidos carbonáceos), cinzas, alcatrão e óleos são também produtos da gaseificação (Ruiz *et al.*, 2013).

A figura 2.2 ilustra os principais aspectos do processo de gaseificação evidenciando as variáveis que podem influenciar este processo: desde a seleção do tipo de biomassa utilizada e suas características, passando pela seleção do gaseificador que irá influenciar os parâmetros de operação, até o sistema de limpeza de gases utilizados para a remoção das impurezas presentes no gás de síntese produzido. Todas essas variáveis irão afetar a composição final do gás e suas características (Sharma, 2011). Sob o ponto de vista da biomassa, as características que exercem maior influência sobre o processo de gaseificação são teor de umidade, matéria volátil, teor de cinzas, carvão, condutividade térmica e constituintes orgânicos e inorgânicos (Sharma, 2011).

Haja vista a complexidade da gaseificação, os modelos matemáticos são ferramentas úteis para representar o que acontece durante o processo. Essa representação matemática ajuda a obter uma visão sobre a influência significativa que os parâmetros de operação exercem sobre o desempenho do gaseificador (Baruah e Baruah, 2014). O conhecimento de tais parâmetros permite que se manipulem essas

variáveis a fim de se otimizar o processo e adequá-lo para se produzir um gás que possua as características necessárias para a sua utilização em máquinas específicas, como as microturbinas a gás, de maneira mais eficiente.

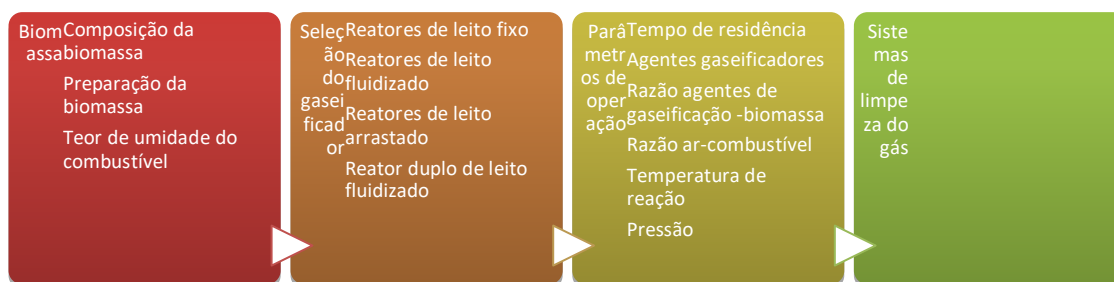


Figura 2.2: Aspectos relevantes do processo de gaseificação. Fonte: Ruiz *et al.* (2012).

Dentre os muitos fatores que podem afetar o processo de gaseificação este trabalho foca nos efeitos dos agentes de gaseificação sobre as características do gás de síntese para a sua utilização em microturbinas a gás.

2.1 Tipos de gaseificadores

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

2.1.1 Gaseificador de leito fixo

Os gaseificadores do tipo leito fixo são constituídos por um reator cilíndrico no qual o combustível segue fluxo descendente e o gás produzido pode ter fluxo descendente ou ascendente em função da configuração do gaseificador. São equipamentos de construção simples e possuem como características principais operação com alta conversão de carbono, longo tempo de residência, baixa velocidade do gás e reduzido arraste de cinzas (Panwaret *al.*, 2011).

Em função da direção relativa do fluxo do ar e da biomassa, os gaseificadores de leito fixo são classificados em i) contra-corrente (*updraft*), ii) co-corrente (*downdraft*) ou

iii)fluxo cruzado (*cross-flow*). Esses sistemas são eficientes para operar com combustíveis de alta densidade e granulometria entre 10-100 mm (Sales, 2015).

A temperatura na zona de combustão pode alcançar valores da ordem de 1.200 °C (Belgiornoet *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) (Midilliet *al.*, 2001; Zuberbühler, 2007).

2.1.2 Gaseificador de leito fluidizado

O gaseificador de leito fluidizado favorece o contato entre os sólidos e o gás, a circulação das partículas de biomassa e alta velocidade de reação. Mas, diferentemente dos reatores de leito fixo, as zonas de reação não estão bem definidas.

Normalmente, esse tipo de gaseificador utiliza um leito de material inerte, comumente sílica, que intensifica a troca de calor entre as fases gás/sólido e aumenta a eficiência do processo.

Esses gaseificadores são recomendados para plantas com maior capacidade, pois apresentam melhores características de escalonamento se comparados aos gaseificadores de leito fixo. A desvantagem dessa configuração é que os gases produzidos contêm grande concentração de material particulado e alcatrão devido ao processo de fluidização que faz com que esses componentes sejam arrastados junto ao gás por elutriação.

2.2 Agentes de gaseificação

O agente de gaseificação possui grande influência na composição e qualidade do gás de síntese gerado. Os mais utilizados na gaseificação são: ar, vapor e oxigênio e/ou a misturas deles.

Para o processo de gaseificação com ar o indicador utilizado é o Fator de ar (FA), ou Razão de equivalência (*Equivalence Ratio*) (ER). Para a utilização do oxigênio puro, o termo utilizado é Pureza de Oxigênio ou, em inglês, *Oxygen Purity* (OP), 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* (SB).

Razão de Equivalência (ER) ou Fator de Ar (FA) – é a relação entre a razão ar/combustível real pela razão ar/combustível estequiométrica que 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). 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 quilograma 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, 2013). Portanto, neste trabalho a faixa de ER adotada varia entre 0,2 e 0,4. Deve-se salientar que o gaseificador utilizado para a validação do modelo matemático, onde foram simulados os dados apresentados aqui, possui uma faixa de operação de ER entre 0,30 e 0,40.

Pureza de oxigênio (OP) - A quantidade de oxigênio utilizada nas misturas dos agentes de gaseificação é o equivalente a razão de equivalência (ER) ou fator de ar, desconsiderando a parcela de nitrogênio presente no ar. Para efeito de simplificação, neste trabalho o teor de oxigênio será chamado de OP.

Razão vapor/biomassa (SB) – A utilização de vapor no processo de gaseificação tem por objetivo aumentar os teores de hidrogênio no gás produzido. O vapor favorece as reação de gás-água (Eq. 2.5) e de shift (Eq. 2.7) que ocorrem no interior do reator e são responsáveis pela formação de H₂ e CO. O intervalo mais estudado da razão SB [(kg H₂O)/(kg biomassa)] está compreendido entre 0,2 e 2,0 (Corella, 2008). No estudo realizado por Lvet *et al.*, (2007), para gaseificador do tipo co-corrente, foram considerados valores entre 0,32 e 0,69. Neste trabalho, para as simulações com vapor saturado a 100°C, foram usados três valores para SB, sendo eles: 0,4, 1,0 e 1,5.

2.2.1 Agentes de gaseificação e sua influência na qualidade do gás de síntese

Como mencionado, o conteúdo energético do gás produzido no processo de gaseificação depende, principalmente, do tipo de agente de gaseificação utilizado, da tecnologia, das características da biomassa e das condições operacionais. A gaseificação realizada com ar gera um gás diluído em nitrogênio atmosférico, cujo poder calorífico pode variar entre 4 e 6 MJ/Nm³, que é um valor muito baixo para utilização em microturbinas, e com teor de H₂ de apenas 8-14% (Delgado e Aznar, 1997). A principal

vantagem da utilização do ar é a disponibilidade do mesmo, o fator econômico e a possibilidade de um processo autossustentável (Sales, 2015).

Quando se utiliza ar enriquecido com oxigênio puro como agente de gaseificação pode-se obter um gás com maior poder calorífico, em consequência da redução do teor de nitrogênio no gás (Mastellone *et al.*, 2010). De acordo com Basu (2013) 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. Porém, os custos de investimentos e operação para produção de gás de síntese com oxigênio se justificam apenas para grandes escalas.

Há estudos experimentais extensivos relatados na literatura (Aznar *et al.*, 1998; Gil *et al.*, 1999; Rapagna *et al.*, 2000; Schuster *et al.*, 2001; Campoy *et al.*, 2009; Lv *et al.*, 2004) que demonstram que os processos de gaseificação em gaseificadores de leito fluidizado utilizando o vapor como agente gaseificante (com ou sem adição de O₂) são também capazes de produzir um gás de síntese com poder calorífico na faixa de 10-16 MJ/Nm³ e com um teor de H₂ de 30-60% em volume. Já Basu (2013) afirma que, dependendo das condições operacionais consideradas, a gaseificação utilizando vapor puro produz um gás com elevada concentração de hidrogênio e um poder calorífico da ordem de 10-18 MJ/Nm³, mas, trata-se de um processo que não inclui reações exotérmicas necessitando-se, portanto, de uma fonte externa de energia para as reações de gaseificação.

No entanto, esta tecnologia requer que a temperatura do vapor seja superior a 700°C, o que exige um custo adicional para o gerador de vapor nessa condição (Wu *et al.*, 1995). 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 do processo de gaseificação (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 a disponibilidade da energia necessária 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).

No que diz respeito a gaseificação em gaseificadores de leito fixo co-corrente, Lv *et al.* (2007) e Thanapal *et al.* (2012), experimentalmente, demonstraram que, dependendo do volume do gaseificador, pode-se obter um gás com poder calorífico de até 11,11

MJ/Nm³ com um conteúdo de H₂ variando de 63,27-72,56% utilizando o ar e vapor saturado como agentes de gaseificação. Outros estudos apresentam valores para o poder calorífico do gás utilizando misturas de vapor e ar variando de 3,0-13,0 MJ/Nm³ dependendo das condições operacionais e do projeto do gaseificador (Ranet *et al.*, 2012; Chen *et al.*, 2013; Sreejith, *et al.*, 2013).

2.2.1.1 Gaseificação com misturas de ar e vapor

A relação vapor/biomassa (SB) é um parâmetro de grande influência na composição do gás, especificamente, no que diz respeito 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 SB que maximiza a produção de hidrogênio. A Tabela 2.1 apresenta os resultados de alguns estudos com dados de PCI, conteúdo de H₂ no gás e tipo do gaseificador para gaseificação com misturas de ar e vapor. Os trabalhos citados foram desenvolvidos com o objetivo de se estabelecer as condições ótimas de operação que garantam maior produção de hidrogênio e maior PCI do gás utilizando vapor. Os gaseificadores de leito fluidizado à pressão atmosférica são os mais utilizados, observando-se que os resultados são diferentes considerando as mesmas condições operacionais, visto que outros parâmetros irão influenciar no processo, como, por exemplo, o tipo de biomassa e suas características.

Tabela 2.1: Resultados experimentais para gaseificação com ar e vapor

Resultados experimentais para gaseificação com Ar e vapor				
Reator	SB	Teor de H ₂ (%)	PCI (MJ/Nm ³)	Referência
Leito fluidizado	0,40 - 2,6	50 – 60	9,0 -10,0	Herguido <i>et al.</i> (1992)
	0,25 - 4,04*	26 – 35	7,6 - 8,5	Lv <i>et al.</i> (2004)
	0,40 - 1,2	20 – 54	11 - 14,7	Wang <i>et al.</i> (2007)
	0,22 - 0,60	8,7 - 16,2	4,76 - 5,15	Campoy <i>et al.</i> (2009)
	0 - 1,50	13,50 - 18,56	6,55 - 7,61	Chang <i>et al.</i> (2011)
	0,8	26 – 28	13	Saw (2012)
	0 - 2,5	10,5 - 28,3	3,15 - 4,50	Sreejith <i>et al.</i> (2013)
	0,3 - 0,9	40 – 45	8,0 - 10	Xiao <i>et al.</i> (2010)
	-	38,80 - 42,62	10,8 - 12,1	Boateng <i>et al.</i> (1992)
	0,3	3,0 - 11,0	2,8 - 3,8	Chen <i>et al.</i> (2013)
Leitofixo	0,2 - 0,25	14,1 - 17,1	5,2 - 5,4	Ran <i>et al.</i> (2012)
	0,32 - 0,69	26,42 - 30,51	9,04 - 9,92	Lv <i>et al.</i> (2007)
	0,5 - 1,5	13,5 - 18,56	6,5 - 7,6	Chang <i>et al.</i> (2011)

*Lv *et al.* (2004) verificaram que a partir de um SB de 1,35 - 4,04 o PCI começa a diminuir, o que pode ser explicado pela quantidade excessiva de vapor de baixa temperatura que reduziu a temperatura de reação ocasionando a degradação da qualidade do gás.

As figuras 2.3 e 2.4 mostram que o aumento da relação vapor-biomassa aumenta tanto o teor de H_2 no gás quanto o seu PCI, respectivamente (Abaudala, 2010; Yoon, 2011). No entanto, um aumento no PCI do gás em função do aumento da relação vapor-biomassa está relacionado a valores de ER. Para valores de ER muito pequenos, a temperatura do gaseificador é baixa, o que não é favorável para as reações de gaseificação e o teor de H_2 decresce. À medida que se aumenta o ER a concentração de hidrogênio aumenta, decorrente do favorecimento da reação gás-água (Eq. 2.5) e da reação de shift (Eq.2.7), atingindo-se um valor máximo para $ER=0,30$ e sofre um decréscimo após esse valor (Huynh, 2011). Como o PCI do gás de síntese depende das concentrações dos seus componentes, a diminuição da concentração de hidrogênio para valores de ER superiores a 0,30 fará com que o PCI não aumente mais após esse valor, como apresentado na figura 2.3.

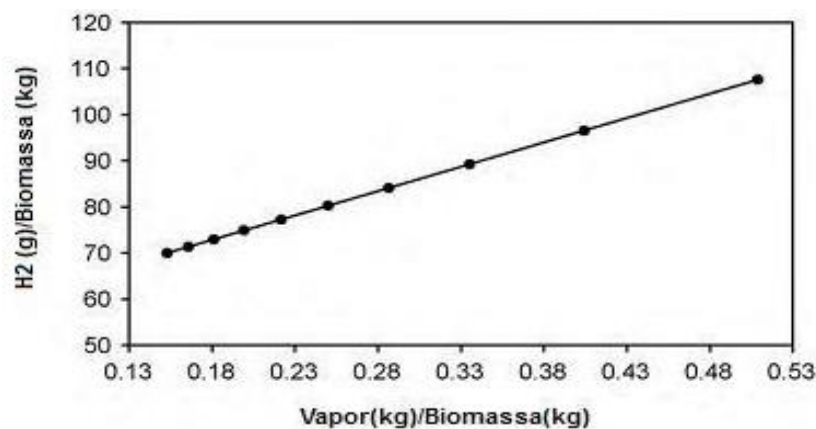


Figura 2.3: Efeito da relação vapor/biomassa na produção de H_2 . Fonte: Abaudala, 2010.

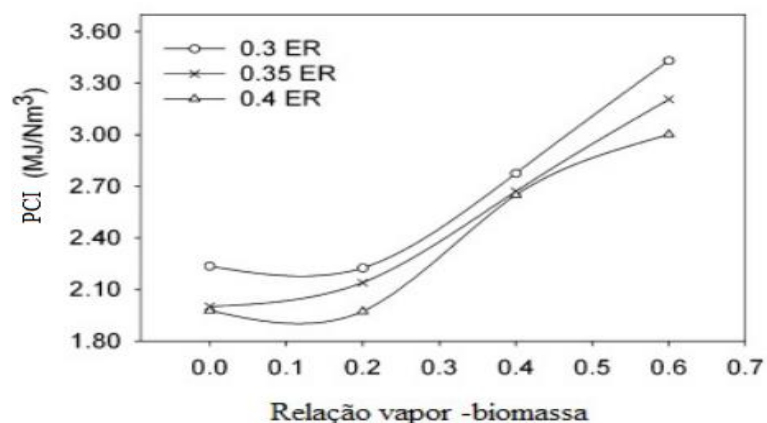


Figura 2.4: Efeito da relação vapor/biomassa no poder calorífico do gás. Fonte: Yoon, 2011.

De acordo com He (2012), a influência de SB no desempenho da gaseificação pode ser explicada por dois aspectos. Em um primeiro momento a presença de vapor contribui para o aumento da temperatura do reator e a produção de um gás com maiores

conteúdos de H₂ e CO. Em uma segunda etapa do processo, o aumento da relação SB reduz a temperatura do reator ocasionando redução nas concentrações de H₂ e CO e, conseqüentemente, no PCI do gás. Portanto, deve-se buscar uma relação ótima de SB que garanta um gás com requisitos de qualidade específicos para o uso que se deseja fazer do gás.

2.2.1.2 Gaseificação com misturas de oxigênio e vapor

A utilização de oxigênio (O₂) como agente de gaseificação produz um gás que não é diluído em nitrogênio (N₂) e possui um PCI maior do que os gases produzidos pela utilização de outros agentes de gaseificação, como ar, vapor saturado e suas misturas. No entanto, a principal desvantagem da utilização de oxigênio se deve ao alto custo da sua produção (Tijmensen, 2000; Wang *et al.*, 2008). Uma alternativa para minimizar os custos da utilização de O₂ é utilizar uma mistura desse gás com vapor. Dessa maneira, consegue-se incrementar o PCI e o teor de H₂ com custos operacionais não tão altos, como acontece com a gaseificação com O₂ puro.

A Tabela 2.2 apresenta resultados de trabalhos realizados com misturas vapor/oxigênio em gaseificadores de leito fixo, leito fluidizado e de fluxo arrastado. Os resultados variam demonstrando que outros parâmetros, além do agente de gaseificação, como a temperatura e pressão do processo, exercem grande influência na qualidade do gás produzido. Um aumento na temperatura do reator ocasiona um aumento significativo na produção de H₂ e CO (Fermoso *et al.*, 2009).

Tabela 2.2: Resultados experimentais para gaseificação com oxigênio e vapor

Resultados experimentais para gaseificação com oxigênio e vapor				
Tipo do gaseificador	SB	Teor de H ₂ (%)	PCI (MJ/Nm ³)	Referência
Leito fluidizado	0,32 – 0,69	63,27	11,11	Wang <i>et al.</i> (2011)
	0,48 – 1,11	13,8	10,3 – 13,5	Gil <i>et al.</i> (1999)
	0,47 – 0,98	25 – 53	11,6 – 12,5	Wang (1992)
	0,32 – 0,60	16,4 – 27,5	9 – 9,28	Campoy <i>et al.</i> (2009)
Leitofixo	0,47 – 1,09	21 – 26	4,14 – 4,99	Ruoppolo <i>et al.</i> (2013)
	0 – 0,33	2,74 – 11,85	5,6 – 13,51	Thapanal <i>et al.</i> (2012)
Leito arrastado	0,32 – 0,69	26,42 – 30,51	9,04 – 11,11	Ran <i>et al.</i> (2012)
	0 – 2,66	29	12	Zhou <i>et al.</i> (2009)

Ao se utilizar uma mistura de oxigênio e vapor como agente de gaseificação a relação ER também influencia na produção de hidrogênio (Tabela 2.3) (Campoy *et al.*, 2009). Percebe-se, também, que um aumento da ER provoca o aumento do conteúdo de hidrogênio e do PCI do gás.

Tabela 2.3: Resultados experimentais para gaseificação com oxigênio e vapor

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

Fonte: Adaptado de Campoy *et al.*, 2009

Os resultados experimentais obtidos por Lv *et al.* (2007) em um gaseificador co-corrente, utilizando biomassa de pinheiro e operando com ar aquecido e vapor fornecido à pressão atmosférica, em uma faixa de temperatura entre 100-120°C, indicam que a gaseificação com mistura de oxigênio/vapor aumenta o PCI do gás e o rendimento mássico de hidrogênio. Para a gaseificação de biomassa com oxigênio e vapor, o teor de H₂ e CO foi de 30,51 e 39,21%, enquanto na gaseificação com ar os valores de H₂ e CO foram da ordem de 31,88 e 28,77%, respectivamente. A mistura vapor e 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 e oxigênio foi de 9,04-11,1 MJ/Nm³, e para gaseificação de biomassa com ar foi de 4,60-5,26 MJ/Nm³.

2.3 EXPERIÊNCIAS DE UTILIZAÇÃO DE GÁS DE SÍNTESE EM MICROTURBINAS A GÁS

O uso de gás de síntese em turbinas a gás enfrenta vários problemas (Pilidis e Ferreira, 2001). A primeira questão a ser resolvida quando se trata da utilização de gás de síntese em microturbinas é a necessidade de uma maior vazão de gás para o combustor (Liu e Weng, 2009). Isso é devido ao baixo poder calorífico do gás de síntese, principalmente quando obtido mediante a gaseificação com ar (4-6MJ/Nm³) (Basu, 2013). A gaseificação é comumente realizada utilizando-se o ar como agente gaseificador, principalmente pela questão econômica. Nesse casos, é necessária uma mudança, devido ao maior fluxo de combustível, na câmara de combustão e nas palhetas da turbina para a sua operação confiável apenas com gás de síntese (Datta *et al.*, 2010). No entanto, em ciclos a gás, a mudança de relação entre vazão mássica e pressão podem causar uma mudança também no ponto de operação e eficiência das turbinas a gás (Liu e Weng, 2009).

Algumas experiências têm sido adotadas em grandes turbinas para a utilização de gás de síntese. Por exemplo, a capacidade de fluxo da turbina pode ser aumentada em até 10%, a razão de compressão pode ser aumentada em até 12% e a potência de saída

pode ser aumentada em até 20% para o modelo 9F de turbina a gás da GE (Charles e Nielson, 1998). No entanto, os métodos de ajuste empregados em grandes turbinas não são totalmente adequados para as microturbinas a gás porque ambas possuem diferentes mecanismos de operação (Bozza *et al.*, 2005).

A seguir, são apresentados aspectos de estudos realizados sobre a utilização de gás de síntese em microturbinas a gás.

2.3.1- Utilização de gás de síntese em microturbinas sem modificações técnicas

Rabou *et al.* (2008) e Sadig *et al.* (2014) realizaram testes em microturbinas sem realizar modificações técnicas nas mesmas. Para tanto, eles utilizaram gás de síntese, obtido da gaseificação com ar atmosférico, em microturbinas a gás em mistura com outros combustíveis e verificaram que é possível uma microturbina a gás, projetada inicialmente para operar com um combustível de origem fóssil, que possui elevado poder calorífico, operar com um gás de síntese. No entanto, são observadas diferenças no comportamento das microturbinas em relação as configurações padrões (Rabou *et al.*, 2008).

Rabou *et al.* (2008) utilizaram uma microturbina a gás Capstone C30, 30kWe operando com gás de síntese e uma mistura de gás de síntese com gás natural. O gás de síntese utilizado nos testes, obtido através da gaseificação a 850°C com ar a pressão atmosférica em um gaseificador de leito fluidizado, contém cerca de 7% de H₂, 17% de CO, 15% de CO₂, 4% CH₄ e 2% de outros hidrocarbonetos, 2% de H₂O e N₂ do ar em proporção estequiométrica, e possui um poder calorífico em torno de 6 MJ/Nm³.

Inicialmente, a microturbina foi colocada em operação com gás natural até que as condições de operação ficaram estáveis, então, gradualmente adicionou-se gás de síntese ao gás natural. Quando o gás de síntese foi adicionado, as válvulas de combustível ficaram com a máxima abertura e limitou-se a vazão mássica do gás de síntese em 25 Nm³/h. Na figura 2.5 pode ser observado o fluxo total de gás na operação da microturbina com gás natural e com a mistura de gás síntese e gás natural em função da potência de saída.

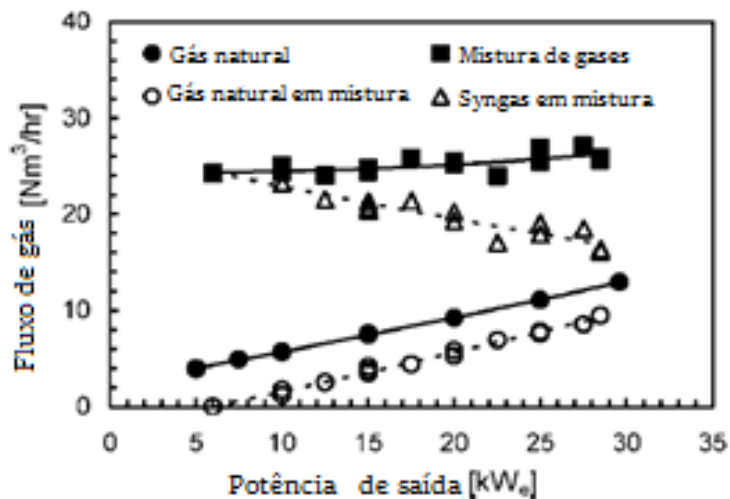


Figura 2.5: Fluxo de gás na microturbina com gás natural e com a mistura de gás de síntese e gás natural em função da potência de saída. Fonte: Rabou *et al.*, 2008.

Para a potência total e a abertura completa da válvula de combustível, a mistura de gases contém 65% de gás de síntese por volume. Neste ponto, o gás de síntese contribui com apenas 26% para o poder calorífico da mistura, que é de 15 MJ/Nm³. Rabou *et al.* (2008) constataram que a eficiência elétrica total da microturbina operando na potência total é de aproximadamente 26% quando o gás de síntese é adicionado. No entanto, mais energia é utilizada para comprimir o maior volume de gás que entra no combustor da turbina.

Em carga parcial, a máxima contribuição de gás de síntese pode ser aumentada conforme mostrado na figura 2.6. Rabou *et al.* (2008) demonstraram que em uma dada configuração de potência, o sistema de operação da microturbina tenta alcançar uma certa combinação de velocidade da turbina e temperatura do gás. O sistema compensa a capacidade térmica mais elevada do maior fluxo de gás combustível por um fluxo de ar menor e, assim, a velocidade da turbina é ligeiramente reduzida. Como resultado, a potência total produzida pela mistura de gás de síntese e gás natural é inferior aos 30 kW_e gerados quando se utiliza apenas gás natural como combustível.

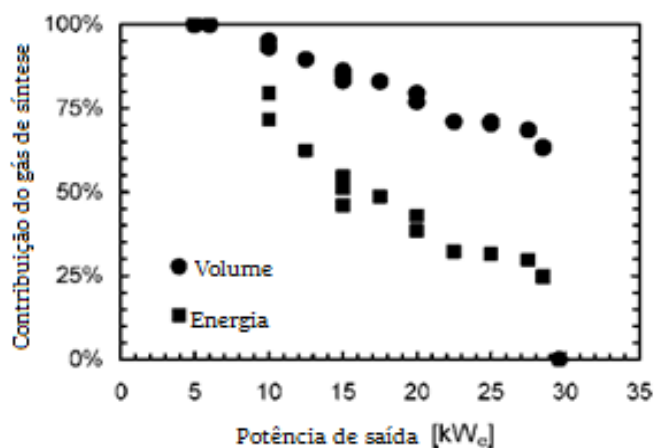


Figura 2.6: Máxima contribuição do gás de síntese, em volume e energia, na entrada de combustível da microturbina em função da potência de saída. Fonte: Rabou *et al.*, 2008.

Como mostrado na figura 2.6, para uma contribuição de 100% de gás de síntese a potência máxima atingida pela microturbina é de 5 kW_e. Na figura 2.7, é mostrado os resultados da operação da microturbina apenas com gás de síntese. Apesar do PCI de 6 MJ/Nm³ permitir o funcionamento por curtos períodos, picos de concentração de CO no gás de exaustão mostram que a combustão é instável, por representar, principalmente a combustão incompleta de hidrocarbonetos. De acordo com Rabou *et al.* (2008) a eficiência elétrica total da turbina na potência de 5 kW_e é de 14% e deve ser levado em conta que a microturbina está operando apenas com 1/6 da sua potência de saída.

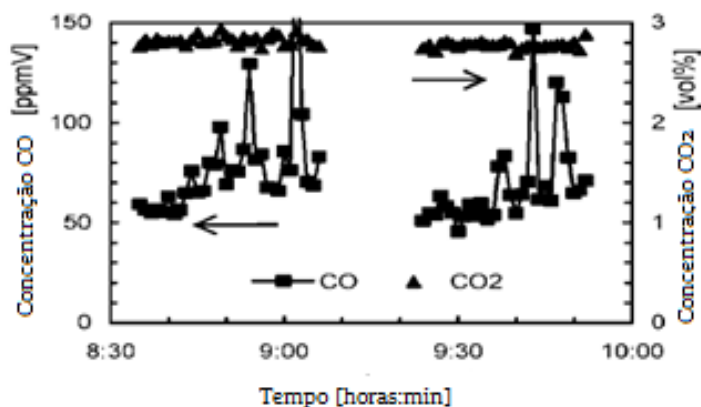


Figura 2.7: Concentrações de CO e CO₂ no gás de exaustão da microturbina durante sua operação em 5kW_e com 100% de gás de síntese. Fonte: Rabou *et al.*, 2008.

A figura 2.8 mostra os resultados com a operação em 7,5kW_e com uma mistura de 93% de gás de síntese e 7% de gás natural por volume (72% e 28% de energia, respectivamente). A mistura de combustível possui um poder calorífico de 8 MJ/Nm³ e foi comprovado que este PCI é o menor valor necessário para a operação estável, em potência reduzida, desta microturbina (Rabou *et al.*, 2008). O pequeno aumento no poder calorífico da mistura combustível torna a combustão estável o suficiente para evitar sinais audíveis da ocorrência de *blow-off* e de reignição, mas as flutuações na concentração de

CO nos gases de exaustão indicam que a combustão está próxima da instabilidade. A eficiência elétrica total é de 17% para 7,5 kWe, tanto com a utilização apenas de gás natural quanto para quase 100% de gás de síntese.

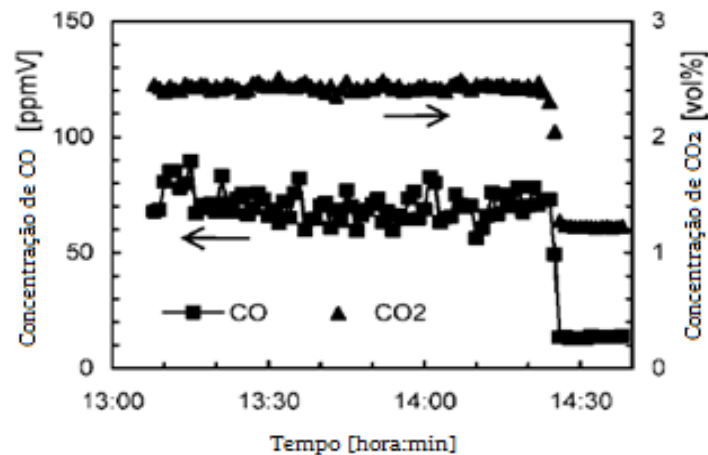


Figura 2.8: Concentrações de CO e CO₂ nos gases de exaustão da microturbina a gás durante operação em 7,5 kWe (93% de gás de síntese e 7% de gás natural). Fonte: Rabou *et al.*, 2008.

A figura 2.9 mostra o resultado para uma operação de 15 kWe com uma mistura de 80% de gás de síntese e 20% de gás natural por volume (43% e 57% por conteúdo de energia). A mistura de gás combustível tem um poder calorífico médio de 11 MJ/Nm³. Claramente pode se perceber que as concentrações de CO nos gases de exaustão são mais estáveis do que durante a operação em 7,5 kWe com um menor poder calorífico. A concentração média de CO nos gases de exaustão é duas vezes menor do que na potência de 7,5 kWe, mas é praticamente a mesma para a operação com 100% de gás natural nessa potência de saída. A eficiência elétrica total para a potência de 15 kWe é 22% e, novamente, não é afetada pelo uso de uma mistura de gás de síntese ao invés de apenas gás natural.

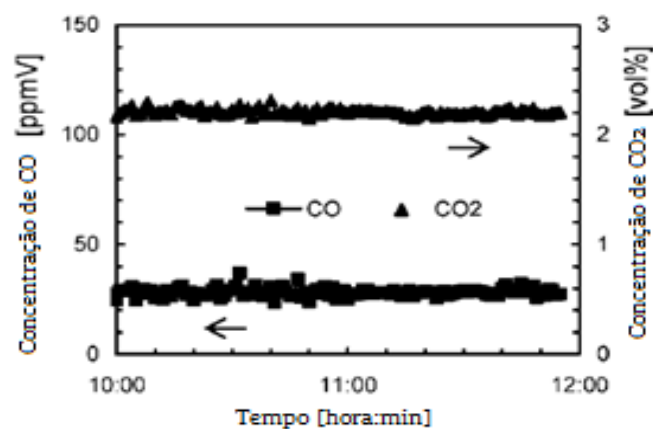


Figura 2.9: Concentração de CO e CO₂ nos gases de exaustão da microturbina a gás com operação em 15kWe (80% vol. de gás de síntese e 20% vol de gás natural). Fonte: Rabou *et al.*, 2008.

2.3.2- Adaptações técnicas nas microturbinas a gás para utilização de gás de síntese

A partir dos resultados de Rabou *et al.* (2008) pode-se perceber que, apesar de ser possível uma microturbina operar apenas com gás de síntese, ela não consegue atingir a sua potência total sem que haja uma alteração no fluxo de combustível e que a combustão é instável, como pode ser percebido pelos picos de concentração de CO presentes nos gases de exaustão.

Liu e Weng (2009) também realizaram análises computacionais em uma microturbina a gás modelo C30 da Capstone, utilizando o *software* Matlab/Simulink, com o objetivo de avaliar a viabilidade de ajustes e de modificações nas microturbinas para que as mesmas pudessem operar com gás de síntese. Primeiramente, os efeitos do uso de gás de síntese nas microturbinas foram discutidos para, então, se propor quais os possíveis métodos a serem empregados.

Os métodos de ajuste da microturbina analisados foram: i) ajuste na razão de pressão do compressor e na Temperatura de Entrada na Turbina (*Turbine Inlet Temperature* - TIT) e ii) ajuste na velocidade de rotação do compressor. Também foram analisados métodos de modificação da turbina e do compressor da microturbina. Após a análise da aplicação destes métodos, os autores avaliaram a influência que os mesmos exerceriam no campo de temperatura do combustor da microturbina, para, assim, determinar se possuem viabilidade ou não. Todos os métodos analisados tinham o objetivo de resolver os problemas acarretados pela alta vazão de combustível no combustor da microturbina quando se utiliza gás de síntese. Em ciclos de turbinas a gás, a mudança na relação entre vazão mássica de combustível e pressão causará a mudança no ponto de operação e eficiência do equipamento.

O modelo criado para a microturbina foi desenvolvido através dos dados reais de desempenho da máquina em modo estacionário. A razão de pressão do compressor é 3,2 e a TIT é 1113K. A vazão mássica (ar+combustível) de 0,31kg/s é necessária para produzir 30kW de potência com uma eficiência de 26% nas condições de ISO. A microturbina a gás é equipada com um compressor centrífugo, uma turbina radial, câmara de combustão e um recuperador. O combustível utilizado nas simulações foi um gás de síntese representativo obtido da gaseificação da biomassa também com ar atmosférico.

2.3.2.1- Efeitos do uso de gás de síntese nas microturbinas a gás

A energia disponibilizada durante a combustão pelo gás de síntese é menor do que a disponibilizada pelos combustíveis fósseis, devido ao seu baixo PCI. Portanto, para que a microturbina entregue a potência de saída que foi projetada para produzir é necessário um aumento na vazão de combustível. A relação da potência de saída e da eficiência da microturbina em função da vazão mássica de combustível é apresentada na figura 2.10, assumindo-se uma vazão de ar constante (Liu e Weng, 2009).

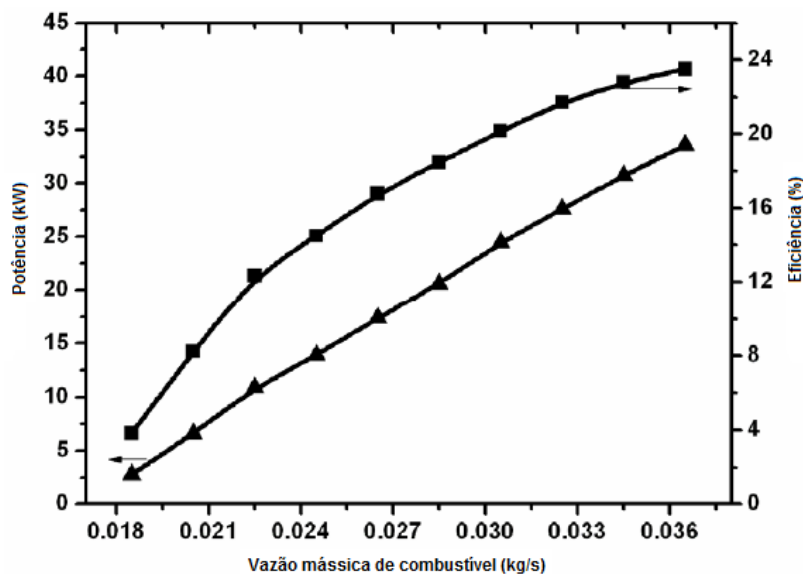


Figura 2.10: Relação da potência de saída e da eficiência com a vazão mássica de combustível. Fonte: Liu e Weng, 2009.

A microturbina foi projetada para produzir 30kW de potência, com a TIT de 1113K e com uma vazão mássica de projeto (ar+combustível) de 0,312 kg/s. Ao se aumentar a vazão de combustível no combustor da microturbina, até que a mesma possa produzir a potência de saída de projeto, a TIT irá aumentar atingindo um valor superior ao valor de projeto. Para analisar as implicações que isso pode trazer ao funcionamento da microturbina, Liu e Weng (2009) propuseram duas situações de simulação: uma em que a potência de saída da microturbina alcance o valor de projeto (caso 2) e outra onde a TIT alcance o valor de projeto (caso 3). Os resultados são apresentados na figura 2.11 e foram comparados com os valores da configuração original para a qual a microturbina foi projetada (caso 1). Para cada caso, são apresentados os valores da temperatura (T), do fluxo de gás na saída da turbina (Gg), da potência de saída (P) e da eficiência da microturbina em função do aumento da vazão de combustível.

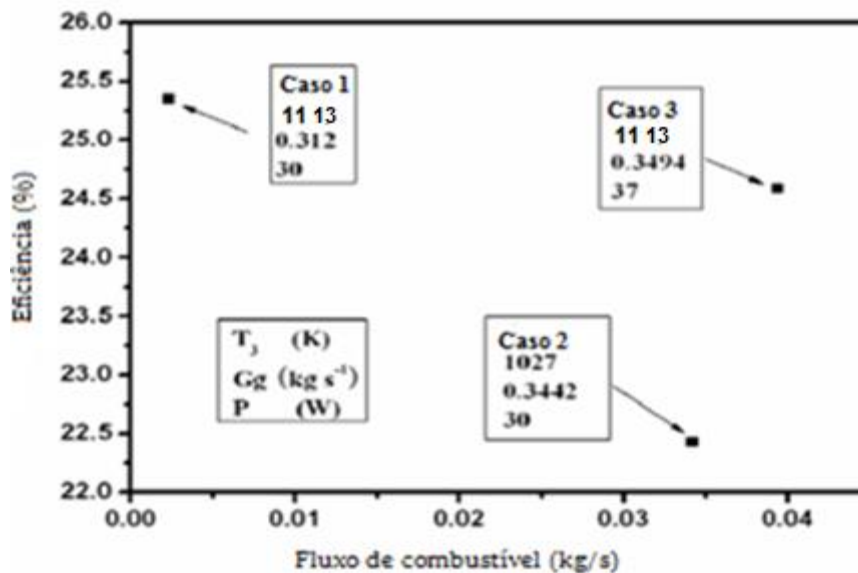


Figura 2.11: Diferentes condições de operação da microturbina. Fonte: Liu e Weng, 2009.

Da figura 2.11 percebe-se que a vazão de combustível será 14 vezes maior para o caso 2 (0,033152 kg/s) e 16 vezes maior para o caso 3 (0,037888 kg/s) quando comparados com o caso 1 (0,002368 kg/s). A vazão de gás na saída da turbina também será maior no caso 2 e 3, 0,3442 kg/s e 0,3494 kg/s, respectivamente, ultrapassando o valor de projeto de 0,312 kg/s. As eficiências da microturbina no caso 2 e 3 também serão menores do que a eficiência do caso 1 (25,35%).

A microturbina a gás, junto com a câmara de combustão, é formada pelo acoplamento entre dois componentes: compressor e turbina. Quando os componentes são ligados entre si em uma máquina, a gama de condições de funcionamento possíveis para cada componente é consideravelmente reduzida. O problema consiste em encontrar pontos de operação correspondentes nas características de cada componente quando a microturbina está funcionando a uma velocidade constante, ou em equilíbrio, como é frequentemente chamado (Saravanamuttoo *et al.*, 1996). Portanto, existem condições que devem ser satisfeitas para o funcionamento correto do equipamento (Marques, 2016). Sendo elas:

- Velocidades de rotação iguais:

$$N_{compressor} = N_{turbina} \quad (2.9)$$

Onde $N_{compressor}$ é o número de rotações nominais do compressor e $N_{turbina}$ o número de rotações nominais da turbina. Quando as rotações desses equipamentos são iguais, suas velocidades também serão.

- Conservação de massa:

$$\dot{m}_{turbina} = \dot{m}_{ar} + \dot{m}_{combustivel} \quad (2.10)$$

Onde $\dot{m}_{turbina}$ é a vazão mássica na turbina, \dot{m}_{ar} a vazão mássica de ar no compressor e $\dot{m}_{combustivel}$ a vazão mássica de combustível na câmara de combustão.

- Conservação de energia:

$$\dot{W}_{MTG} = \dot{W}_{turbina} - \dot{W}_{compressor} \quad (2.11)$$

Onde \dot{W}_{MTG} é a potência de saída da microturbina a gás, $\dot{W}_{turbina}$ é a potência produzida na turbina e $\dot{W}_{compressor}$ é a potência consumida no compressor.

Os valores ótimos para essas condições, ponto de projeto, são determinados através de mapas de desempenho da microturbina a gás e para o funcionamento correto do equipamento, eles devem ser respeitados. Nestes mapas é descrito o comportamento dos principais componentes, ao longo de uma gama de operações, possibilitando uma rápida compreensão e avaliação das condições gerais nas quais os componentes operam individualmente (Marques, 2016). No mapa de desempenho, o ponto de projeto é quando o equipamento está funcionando em certos valores de velocidade, de razão de pressão e de vazão mássica para os quais os componentes foram projetados para operar (Saravanamuttoo *et al.*, 1996).

Para os casos 2 e 3, simulados por Liu e Weng (2009), os valores de vazão mássica de combustível, são mais de 10 vezes maiores que o valor de projeto, o que acarreta uma diferença de vazão entre o compressor e a turbina impossibilitando-os de funcionarem juntos. Portanto, Liu e Weng analisam soluções para o problema de *matching* entre compressor e turbina causado pelo aumento da vazão mássica de combustível no combustor da microturbina.

2.3.2.2- Ajustes na microturbina a gás

- 1) Razão de pressão e TIT:

O ajuste dos parâmetros de operação é visto como o método mais simples para o *matching* entre o compressor e a turbina em grandes turbinas a gás. Nesses equipamentos, a razão de pressão do compressor é aumentada o máximo possível (Liu e Weng, 2009). Ao se aumentar a razão de pressão do compressor centrífugo, a vazão mássica adimensional cai, como demonstrado na figura 2.12 que apresenta o mapa de desempenho do compressor centrífugo.

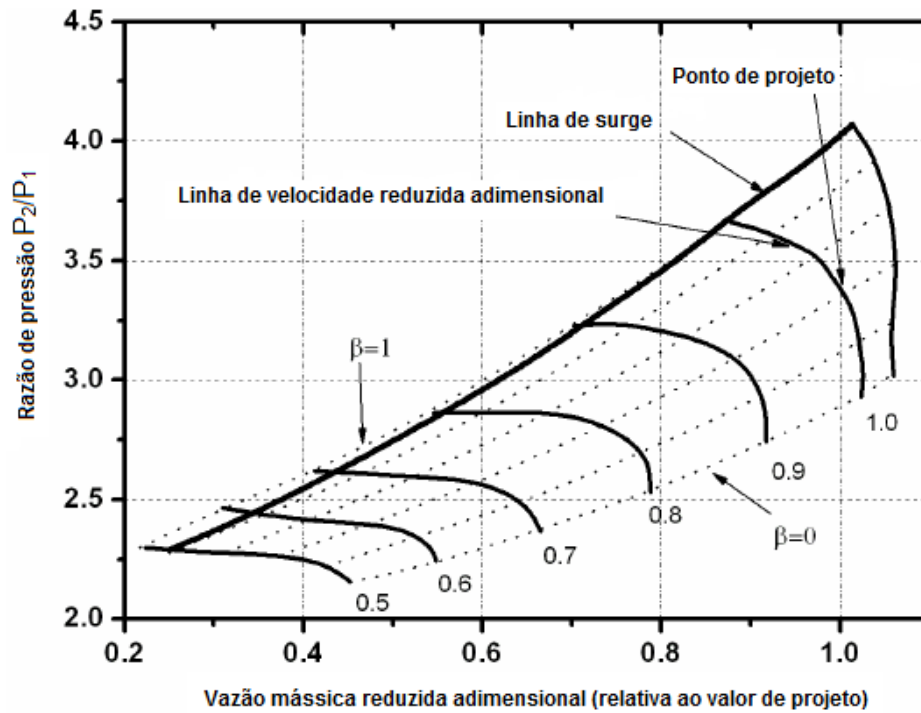


Figura 2.12: Mapa de desempenho do compressor centrífugo.
 Fonte: Adaptado de Saravanamuttoo *et al.*, 1996.

A razão de pressão não pode aumentar demasiadamente, pois levaria o compressor a operar na linha de surge, que é um estado em que o compressor não funcionará da maneira adequada e, portanto, deve-se ser mantida uma margem de segurança tanto maior quanto possível desta região, sendo assim, a TIT tem que diminuir na mesma proporção (para a TIT diminuir uma menor vazão de combustível deverá ser injetada na câmara de combustão) para que seja alcançado o *matching* entre a turbina e o compressor. O processo de ajuste consiste em, primeiramente, aumentar a razão de pressão o máximo possível e então diminuir a TIT até que o *matching* seja alcançado, mantendo a velocidade de rotação no valor de projeto. Apesar deste método ser simples e, comumente, empregado em grandes turbinas, quando aplicado em microturbinas, a eficiência e potência de saída diminuem e o compressor passa a operar perto da margem de surge. A Tabela 2.4 apresenta os resultados encontrados para os parâmetros da microturbina quando se aumentou a razão de pressão ao máximo (de 3,2 para 3,257) e diminuiu-se a TIT (de 1113K para 888,3K), caso 4, em comparação com as propriedades de projeto da microturbina, caso 1.

Tabela 2.4: Dados dos parâmetros para o ajuste da razão de compressão e da TIT da microturbina

		Caso 1	Caso 4
Compressor	Velocidade de rotação	Nominal	Nominal
	Razão de pressão	3,2	3,257
	Fluxo de saída kg/s	0,31	0,288
	Temperatura de entrada K	444	446,8
	Potência kW	47,1	44,42
	Pressão de saída kPa	319,3	324,98
	Eficiência	0,818	0,82
Câmara de combustão	Fluxo de combustível kg/s	0,002368	0,02527
	Temperatura de entrada K	839	662,7
	Pressão de saída kPa	309,7	316,7
	Temperatura de saída K	1113	888,3
Turbina	Temperatura de saída K	912	718
	Fluxo de saída kg/s	0,312368	0,3164
	Potência kW	77,1	62,61
	Eficiência	0,8164	0,8127
Micro turbina a gás	Potência de saída kW	30	17,69
	Eficiência %	25,35	17,89

Fonte: Adaptado de Liu e Weng, 2009.

2) Ajuste na velocidade de rotação

O *matching* entre o compressor e turbina pode ser, também, alcançado através do ajuste do próprio compressor para que se reduza o fluxo de ar através dele. Esse ajuste pode ser feito no regulador de vazão de entrada ou de saída do compressor ou através da velocidade de rotação variável. Qualquer método resultará no aumento de potência consumida no compressor, mas o ajuste da velocidade de rotação variável, dentre eles, é o melhor do ponto de vista de consumo de potência do compressor (Liu e Weng, 2009). A Tabela 2.5 apresenta os dados para o ajuste da velocidade nominal do compressor para 0,95 e 0,90 da velocidade nominal (N), caso 5 e 6 respectivamente, em comparação com o valor de projeto da microturbina, caso 1.

Tabela 2.5: Dados dos parâmetros para o ajuste da velocidade de rotação variável do compressor.

		Caso 1	Caso 5	Caso 6
Compressor	Velocidade de rotação	N	0,95 N	0,9 N
	Razão de pressão	3,2	3,09	2,634
	Fluxo de saída kg/s	0,31	0,2782	0,2688
	Temperatura de entrada K	444	439,6	418
	Potência kW	47,1	40,8	33,33
	Pressão de saída kPa	319,3	308,3	262,8
	Eficiência	0,818	0,8176	0,8107
Câmara de combustão	Fluxo de combustível kg/s	0,002368	0,03224	0,03188
	Temperatura de entrada K	839	807,9	886,2
	Pressão de saída kPa	309,7	300,6	255,6
	Temperatura de saída K	1113	1072	1144
Turbina	Temperatura de saída K	912	877,5	964,1
	Fluxo de saída kg/s	0,312368	0,3135	0,3037
	Potência kW	77,1	70,72	63,35
	Eficiência	0,8164	0,80072	0,8148
Micro turbina a gás	Potência de saída kW	30	30	30
	Eficiência %	25,35	23,73	24,07

Fonte: Adaptado de Liu e Weng, 2009.

A potência gerada pela turbina irá diminuir quando a velocidade de rotação diminuir, mas, como o consumo de potência no compressor também diminuir na mesma proporção, então, a potência de saída da microturbina pode alcançar o valor de projeto (Eq. 2.11), em ambos os casos (caso 5 e caso 6). No entanto, a eficiência da microturbina como um todo diminuirá devido a diminuição na eficiência da turbina e do compressor. Quando a velocidade de rotação for de 0,9N (caso 6), a TIT foi maior que o valor de projeto (1144K) para o valor de potência de projeto, o que pode acarretar problemas para a turbina causados pelo aumento excessivo de temperatura.

Portanto, os métodos de ajuste propostos para resolver a questão de *matching* entre a turbina e o compressor, apesar de resolverem o problema em questão, irão causar uma diminuição do valor da eficiência da microturbina, aumento da temperatura de entrada da turbina e risco do compressor operar na linha de surge.

2.3.2.3- Modificações no compressor e na turbina

Liu e Weng (2009) fizeram alguns cálculos teóricos supondo-se que modificações no compressor e na turbina pudessem ser realizadas na microturbina a gás. Primeiramente, analisou-se a possibilidade de modificação do compressor. O cálculo começou a partir do ponto de operação no caso 4 (Tabela 2.4) diminuindo-se a vazão de ar enquanto a razão de pressão não foi alterada. A temperatura de entrada da turbina

(888,3K no caso 4) aumentará devido ao aumento do fluxo de combustível. Quando a mesma atingiu o valor de projeto, a potência de saída da microturbina foi 35,02 kW para um fluxo de massa de ar de 0,965 do valor de projeto (0,31kg/s). Com a finalidade de proteger a turbina a TIT deve ser mantida constante no valor de projeto (1113 K). Assim, como a TIT manteve-se inalterada, a redução da vazão mássica de ar no compressor resultou na diminuição da potência da turbina e da microturbina como um todo até que a potência de saída atingisse o valor de projeto (30 kW). A relação da eficiência e da potência de saída da microturbina com a redução da vazão mássica de ar no compressor é mostrada na figura 2.13.

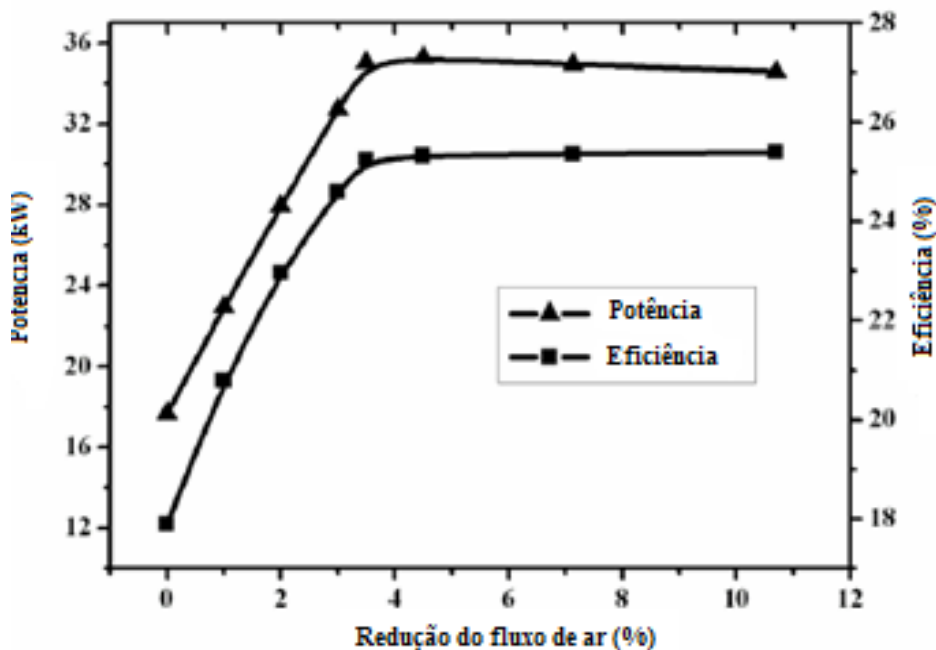


Figura 2.13: Efeitos do fluxo de ar no compressor na eficiência e na potência da turbina.
Fonte: Liu e Weng, 2009.

Também pode-se melhorar a operação da microturbina, com gás de síntese, se a capacidade de fluxo da turbina puder ser modificada através da mudança na configuração do ângulo ou da altura das pás estacionárias, para aumentar a sua área de fluxo (Liu e Weng, 2009). Os cálculos se iniciaram, também, a partir do caso 4 (Tabela 2.4). A TIT aumentou com o aumento da capacidade de fluxo de combustível o que causou o aumento da potência de saída e da eficiência da microturbina, até que a TIT atingiu o valor de projeto. Depois disso, com a TIT igual a 1113 K, o aumento da capacidade de fluxo da turbina causou o decréscimo da pressão de entrada na turbina e da razão de pressão do compressor (Liu e Weng, 2009). A potência e eficiência ainda continuaram aumentando, mas não significativamente, porque a vazão mássica do gás mantém o

aumento da temperatura. A relação da potência e da eficiência da microturbina em função da capacidade de fluxo da turbina é mostrada na figura 2.14.

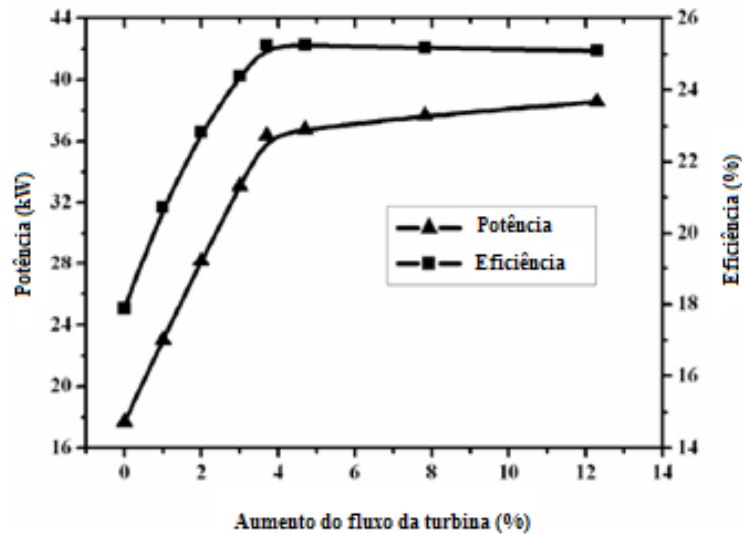


Figura 2.14: Efeito do aumento de fluxo sobre a potência e eficiência da turbina. Fonte: Liu e Weng, 2009.

Liu e Weng (2009) demonstraram que as modificações na turbina e no compressor das microturbinas a gás apresentam resultados satisfatórios sob o aspecto de potência e eficiência sendo possível atingir e até ultrapassar o valor de projeto. Mas, quando a eficiência e potência têm valores maiores do que os valores de projeto, podem surgir efeitos negativos na estrutura da microturbina porque elas estão operando fora do ponto de projeto.

2.3.2.4- Campo de temperatura da câmara de combustão

O problema de *matching* entre compressor e turbina pode ser resolvido através dos métodos de ajustes e de modificações na microturbina mencionados acima. Mas, a temperatura na câmara de combustão irá mudar conforme houver variação na TIT. Liu e Weng (2009) realizaram estudos do campo de temperatura na câmara de combustão em quatro diferentes situações, sendo elas: (i) condição de projeto (caso a), (ii) ajuste da velocidade (0,9 da velocidade nominal (caso 4 –Tabela 2.4) (caso b) e (iii) modificação no compressor (caso c) e na (iv) turbina (caso d).

Os principais parâmetros para a análise do campo de temperatura da câmara de combustão foram a temperatura máxima ($T_{m\acute{a}x}$), a temperatura média (T_{ave}) e o coeficiente de não uniformidade ($A_t\%$), que tem efeito na operação segura da turbina, e não pode ser

maior que 10%. O $A_t\%$ avalia as características do campo de temperatura do combustor. É calculado através da equação 2.12 (Tumanovsky, 2009):

$$A_t\% = \frac{T_{\max} - T_{\text{ave}}}{T_{\text{ave}} - T_3} \cdot 100 \quad (2.12)$$

Onde T_{\max} e T_{ave} , são, respectivamente, a temperatura máxima e média na turbina e T_3 a diferença entre a temperatura média do gás e do ar na entrada do combustor.

A Tabela 2.6 apresenta os resultados obtidos das análises da câmara de combustão no CFD (*Computacional Fluid Dynamics*) realizadas por Liu e Weng (2009). Através dos resultados percebe-se que o método de ajuste da velocidade (caso b) não é viável do ponto de vista da segurança da turbina, já que a temperatura máxima de saída da câmara de combustão e o coeficiente de não-uniformidade excedem a margem de segurança. Para os casos c e d, que mostram os resultados da análise para o método de modificação no compressor e na turbina, respectivamente, percebe-se que a temperatura máxima e o coeficiente de não-uniformidade na saída da turbina podem garantir a segurança necessária. Assim, do ponto de vista do campo de temperatura, as modificações no compressor e na turbina são viáveis.

Tabela 2.6: Características das temperaturas na câmara de combustão.

NO.	T_{\max}	T_{\min}	T_{ave}	$A_t\%$
a	1179	1080	1119.2	5.4
b	1357	915	1092.3	24.3
c	1148	976	1063.2	8
d	1170	898	1072	9.2

Fonte: Liu e Weng, 2009.

2.3.3 A influência do conteúdo de hidrogênio dos combustíveis nas microturbinas a gás

No estudos apresentados anteriormente foi analisada a utilização do gás de síntese em microturbinas a gás sob duas perspectivas: utilizando uma mistura de gás de síntese com outros combustíveis de maior poder calorífico ou através de métodos de ajuste e modificação na estrutura e no funcionamento das mesmas. Ambas as alternativas têm o intuito de compensar o baixo poder calorífico dos gases de síntese produzidos através da gaseificação com ar.

Por um lado, sem considerar modificações e ajustes nas microturbinas, a partir de um poder calorífico de 8 MJ/Nm³ garante-se um funcionamento estável da microturbina com potência reduzida ao passo que, quando utiliza-se um gás com poder calorífico de 11 MJ/Nm³ a turbina atinge condições de estabilidade muito próximas às condições atingidas quando alimentada apenas por gás natural. Por outro lado, os ajustes nos parâmetros da microturbinas, como razão de pressão do compressor, TIT e velocidade de rotação do compressor não são viáveis do ponto de vista da potência de saída, eficiência e campo de temperatura do combustor, além de levarem o ponto de operação do compressor para a linha de surge. Liu e Weng demonstraram que os métodos de ajuste da microturbina não são viáveis para resolver os problemas causados pelo uso de gás de síntese nesses equipamentos, como acontece nas grandes turbinas a gás. O método de modificação no compressor e na turbina pode resolver o problema de *matching* e garantir uma eficiência suficientemente alta para a microturbina. Este método se mostrou viável, também, do ponto de vista do campo de temperatura do combustor. No entanto, esses métodos não são tão simples de serem realizados, por envolverem aspectos construtivos.

Outra maneira de se avaliar a utilização de gás de síntese em microturbinas seria a análise do potencial de aumento do PCI do gás de síntese através da gaseificação com diferentes agentes de gaseificação. A gaseificação com misturas de oxigênio e vapor possibilitam o incremento do poder calorífico do gás de síntese para valores entre 10-18 MJ/Nm³ (Basu, 2010). No entanto, o poder calorífico do gás é diretamente proporcional à concentração dos constituintes dos gases principalmente: H₂, CO e CH₄. Essa composição variável do combustível exerce influência profunda em quatro questões de operabilidade do combustor das microturbinas sendo elas: *blowout*, *flashback*, instabilidade da combustão e auto-ignição (Liewen *et al.*, 2008). O aumento da concentração dessas espécies, principalmente do H₂, tem influência em dois desses aspectos que são, segundo McDonnell (2016), os mais relevantes para o funcionamento das microturbinas: retorno de chama (*flashback*) e deslocamento da chama em uma mistura pobre (*lean blowout*) (Para fins de simplificação nesse trabalho serão utilizados os termos em inglês.).

O parâmetro comumente utilizado para caracterizar a influência da composição do gás é o índice de Wobbe, que oferece uma medida do conteúdo energético do gás e, talvez mais importante, um índice que avalia a intercambiabilidade de gases para uma mesma aplicação ou para um mesmo queimador. Assim, gases com o mesmo índice de Wobbe apresentarão o mesmo desempenho energético, conferindo a mesma taxa de transferência de calor ou potência energética (Chigier, 1981). Se o índice de

Wobbe apresenta um valor muito distante do valor de projeto, são necessárias mudanças em todo o sistema de combustível do equipamento.

No entanto, do ponto de vista da combustão, o índice de Wobbe não capta os efeitos de outras propriedades do combustível, como a velocidade da chama ou a química da combustão, que afetam a operacionalidade de sistemas de combustão. Por exemplo, os principais constituintes dos gases de síntese são o H_2 e o CO ao passo que o gás natural é composto, principalmente, de CH_4 . Ambos, H_2 e CO , atuam como combustíveis quando oxidados. Individualmente, produzem temperaturas adiabáticas de chama mais altas (em condições estequiométricas no ar) do que o CH_4 , isto é, 2383 K e 2385 K, em comparação com 2220 K. O H_2 e CO também têm limites de inflamabilidade inferiores ($\phi = 0,14$ e $0,34$, respectivamente) do que o CH_4 ($\phi = 0,46$), e velocidades adiabáticas de chamas laminares superiores (320 cm/s e 55 cm/s versus 40 cm/s para o metano) (Liewen *et al.*, 2008).

As velocidades das reações químicas e a velocidade de propagação da chama variam amplamente com a composição do combustível e o queimador de gás da turbina é projetado para determinadas faixas de velocidade de chama para se garantir a estabilidade da combustão. Por exemplo, mesmo se combustíveis como os gases de síntese pudessem alcançar valores de poder calorífico semelhantes a combustíveis como o gás natural (índices de Wobbe bem próximos), seus constituintes podem possuir tempos de cinética química muito diferentes (Liewen *et al.*, 2008).

Portanto, o conhecimento de parâmetros de velocidade de chama é importante para a intercambiabilidade dos gases, no sentido de se garantir a estabilidade da combustão, já que dois fenômenos podem ocorrer nos queimadores de gases devido a velocidade de chama: *blowout* e *flashback*.

O fenômeno *blowout* refere-se ao momento quando a chama se separa do local onde está ancorada e é fisicamente "soprada para fora" do combustor, isto ocorre quando o tempo necessário para a reação química se torna mais longo do que o tempo de residência da zona de combustão, acarretando, então, no deslocamento da chama. *Blowout* é muitas vezes definido também como o limite de "estabilidade estática" do combustor e ocorre quando a velocidade da mistura não queimada é maior que a velocidade de chama.

Os limites de estabilidade em um combustor se caracterizam como as relações ar/combustível, ou de aumentos de temperatura, nas quais um combustor pode operar. Dentro deste contexto, existem dois limites, o primeiro em que a vazão de ar permanece constante e a de combustível varia até que se atinja um limite de *blowout* em mistura rica

e o segundo em que a vazão de ar varia e a de combustível permanece constante, configurando um limite de *blowout* em mistura pobre. Caracterizando-se o *blowout* como um fenômeno de desprendimento e extinção da chama diretamente relacionado às instabilidades no escoamento e flutuações de velocidade, concentração, entre outros parâmetros, é importante que o ponto de operação de um combustor seja fixado relativamente distante de tais limites para que não ocorra este fenômeno (Ribeiro, 2015).

O problema oposto ao *blowout* é o *flashback*, em que a chama se propaga fisicamente além da região onde se supõe que ela deveria estar ancorada e em pré-misturas que não são projetadas para altas temperaturas. Semelhante ao *blowout*, o *flashback* é um problema por causa das velocidades de chama que variam amplamente em combustíveis, como o gás de síntese, assumindo valores maiores do que a velocidade da mistura ar/combustível. Novamente, esses combustíveis podem ter poderes caloríficos parecidos, mas apresentarem velocidades de chama que podem variar muito entre si (Liewen *et al.*, 2008).

O problema de *flashback* nas microturbinas é agravado quando se utilizam combustíveis com alto teor de H₂ devido a reatividade desse gás e a alta velocidade de chama, características que aumentam a propensão para tais problemas (McDonnell *et al.*, 2012).

Os principais desafios técnicos envolvem características fundamentais da combustão associadas a mecânica dos fluidos e a maneira que as interações entre elas conduzem a instabilidades nas microturbinas (Lieuwen *et al.*, 2008). Ou seja, é preciso avaliar a estabilidade das microtubinas e entender como ela é influenciada pelo tipo de combustível.

Alguns estudos mostram que a adição de H₂ ao gás natural aumenta o limite de *blowout* pobre por tornar maior a faixa de temperatura em que o mesmo ocorre. O desenvolvimento de correlações físicas é difícil devido a falta de entendimento sobre o *blowout*, especialmente em relação a dinâmica e características da chama no ponto de estabilização (McDonnell *et al.*, 2012). Há poucos estudos experimentais que avaliam o efeito da concentração de hidrogênio no limite de *blowout* para misturas pobres, principalmente em altas pressões. Schefer *et al.* (2003) mostraram que para um combustor *swirl* estabilizado, nas condições atmosféricas, a adição de hidrogênio aumenta o limite de operação do equipamento por diminuir a temperatura adiabática de chama no limite de *blowout* em misturas pobres. Daniele *et al.* (2010) avaliaram o *blowout* em misturas pobres em uma configuração de queimador a jato, com foco na dependência da pressão e efeitos da composição de quatro gases de síntese. As

conclusões do seu trabalho são condizentes com aquelas apresentadas por Schefer *et al.* (2003) e por outros autores, mostrando que o aumento do teor de hidrogênio permite, para razões de equivalência menores, um aumento no limite do *blowout* pobre (McDonnel *et al.*, 2012).

Além do aumento do limite do *blowout*, o alto teor de hidrogênio em um combustível aumenta a taxa de consumo dos reagentes conduzindo a maior propensão a *flashback* (McDonnel *et al.*, 2012). Se a chama percorrer um ponto a jusante do injetor de combustível, a combustão pode ocorrer em um modo de difusão, porque a mistura ar-combustível não está completa, causando um aumento catastrófico da temperatura no pré-misturador (Richards *et al.*, 2001).

Flashback é um tópico clássico que tem sido estudado extensivamente a partir de combustíveis puros para fluxos laminares (Lewis e Von Elbe, 1943; Wohl, 1949), expandindo-se então para misturas (Grumer, 1956), e evoluindo, finalmente, para combustíveis puros em turbulência (Khitrin, 2000). Atualmente, trabalhos sobre o tópico envolvem investigações de *flashback* para combustíveis com composições variáveis (Noble, 2006; Davu, 2005 e Daniele *et al.*, 2010) com a maioria dos estudos realizados para casos turbulentos em combustores *swirl*.

No entanto, poucos estudos investigaram o *flashback* em chamas de jato pré-misturadas para gás de síntese em condições encontradas em combustores de turbinas a gás. Daniele *et al.* (2010) relataram as características de *flashback* do gás de síntese em um queimador a jato, focando na dependência da pressão, velocidade de entrada e pré-aquecimento, mas limitados a uma composição fixa e geometria simplificada. Já McDonnel *et al.* (2012) esforçaram-se para ampliar a compreensão do *flashback* variando as composições do combustível em uma câmara de combustão comercial que funciona com chamas turbulentas de jato pré-misturadas, incluindo, também, uma forma de recirculação dos gases de escape como resultado da configuração anular com injetores tangencialmente opostos.

McDonnel *et al.* (2012) realizaram um estudo para estabelecer limites operacionais de *flashback* e *blowout* em um combustor, com combustão de mistura pobre pré-misturada, de uma microturbina Capstone C60 que opera normalmente a pressão de, aproximadamente, 4 atm, mas que foi modificado para operar a um 1 atm. O combustível utilizado consistiu em misturas de gás natural e hidrogênio (GN/H₂) e hidrogênio e monóxido de carbono (H₂/CO).

A tecnologia de combustão de mistura pobre pré-misturada (*lean-premixed combustion*) representa uma proposta que tem como objetivo principal o controle das

emissões de uma turbina a gás limitando a formação de poluentes na zona de queima. Neste tipo de combustor, a interação entre a turbulência do escoamento e a cinética química se mostram indispensáveis, resultando em uma combustão mais instável que aquela apresentada por combustores de difusão. Consequentemente, combustores de baixa emissão são mais sensíveis à composição e poder calorífico do combustível, frequência de rede, condições do ambiente, transientes de carga e da própria operação, requerendo controles mais precisos da relação ar/combustível (Ribeiro, 2015).

A estratégia básica dos combustores de baixa emissão é a de queimar grande parte do combustível, pelo menos 75%, em temperaturas relativamente baixas e em condições pobres para evitar a produção significativa de NO_x . Neste caso, o sistema de combustão é projetado para pré-misturar combustível e ar antes que a mistura acesse a câmara de combustão, reduzindo a temperatura de chama através da pobreza da mistura e, conseqüentemente, as emissões de NO_x . Isto se observa na figura 2.15, em que se compara a temperatura de chama para diferentes combustores, e onde se nota que os de mistura pobre pré-misturada e catalíticos apresentam pontos de operação nominal próximos do limite de ignição em misturas pobres. A principal limitação dos combustores de baixa emissão é o limite pobre de estabilidade de chama, que representa a quantidade de excesso de ar máxima para uma combustão estável (Ribeiro, 2015).

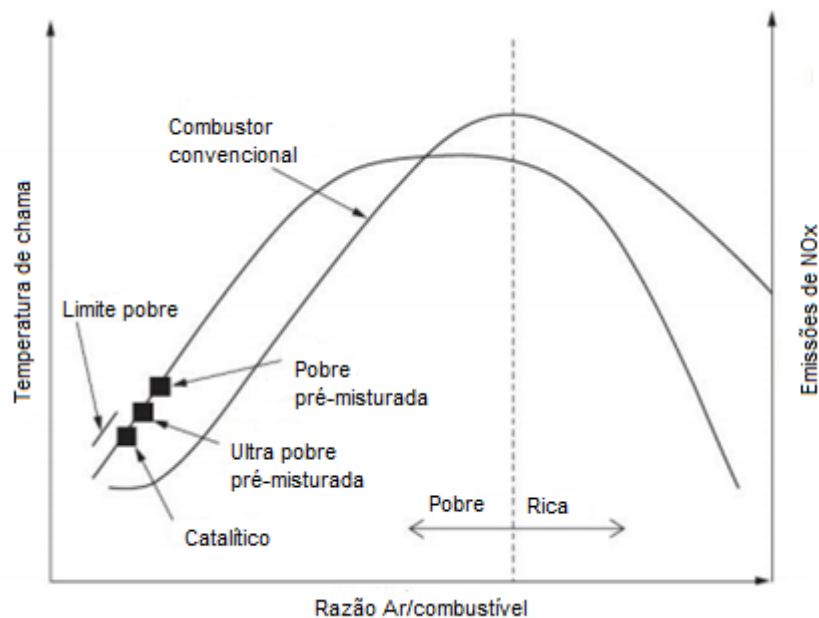


Figura 2.15: Gráfico comparativo entre diferentes tecnologias quanto aos efeitos da relação ar/combustível na temperatura de chama e nas emissões de NO_x . Fonte: Ribeiro, 2015.

Um esquema simplificado ilustrando a abordagem básica para sistemas de pré-misturas pobres é mostrado na figura 2.16. Dentro do comprimento de mistura, encontram-se o combustível em alta pressão e ar quente da mistura do compressor, mas eles não devem reagir até chegar à câmara de combustão. Embora a pré-mistura do combustível e do ar tenha permitido uma impressionante redução de emissões, como de NO_x por exemplo, em contrapartida acarreta problemas de operação da microturbina que são fortemente agravados pela variação da composição dos combustíveis utilizados (Lieuwen *et al.*, 2008).

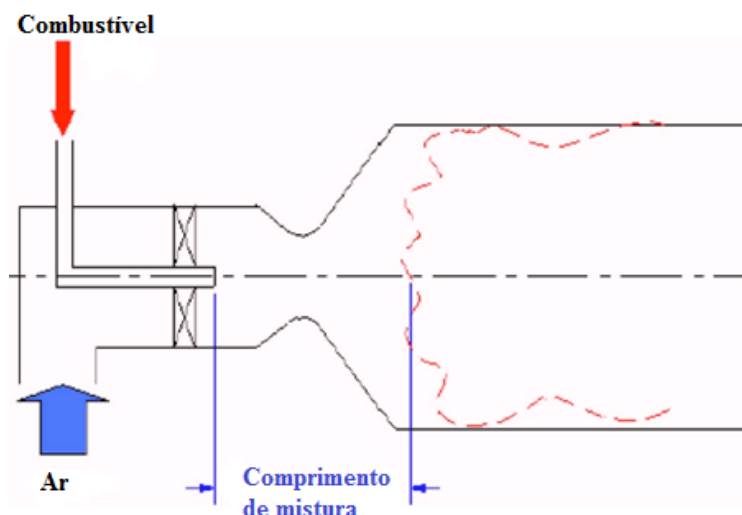


Figura 2.16: Esquema do sistema de combustão de misturas pobres pré-misturadas.

Fonte: Lieuwen *et al.*, 2008.

Assim, uma investigação sobre os limites de operação para misturas de H_2/GN e H_2/CO foi realizada por McDonnell *et al.* (2012), em temperaturas de 300 e 672 K, em um combustor de turbina a gás comercial com uma chama de jato turbulento pré-misturado.

A Figura 2.17 mostra os limites de operação para misturas H_2/GN para uma temperatura de pré-aquecimento de 672 K. Uma queda aparente na margem de operabilidade é observada acima de 40% de H_2 , onde o *flashback* começa a ocorrer facilmente. Os testes realizados a 672 K com 40% de H_2 renderam um resultado de ocorrência de *flashback* a uma razão de equivalência de 0,59. Concentrações de H_2 inferiores a 40% têm a ocorrência de *flashback* limitadas pelas temperaturas que o banco de testes permite operar, de modo que para razões de equivalência de até 0,8 não ocorrem *flashback*. McDonnell *et al.* (2012) não puderam identificar as relações de equivalência com maior possibilidade de ocorrência de *flashback*, mas a mudança na tendência em função da concentração de H_2 é evidente. Cada ponto foi repetido duas vezes durante o teste para assegurar que era repetitivo e os pontos fora da curva foram

repetidos em datas diferentes para assegurar a repetibilidade. Para composições entre 50-80% de H₂ em GN, a margem entre *flashback* e *blowout* é quase inexistente. No entanto, uma alteração de 0,01 na razão de equivalência resultou em *flashback* ou *blowout*, dependendo da direção da alteração. Na extremidade superior da composição de H₂ (90-100%) a margem de estabilidade começa a reaparecer ligeiramente.

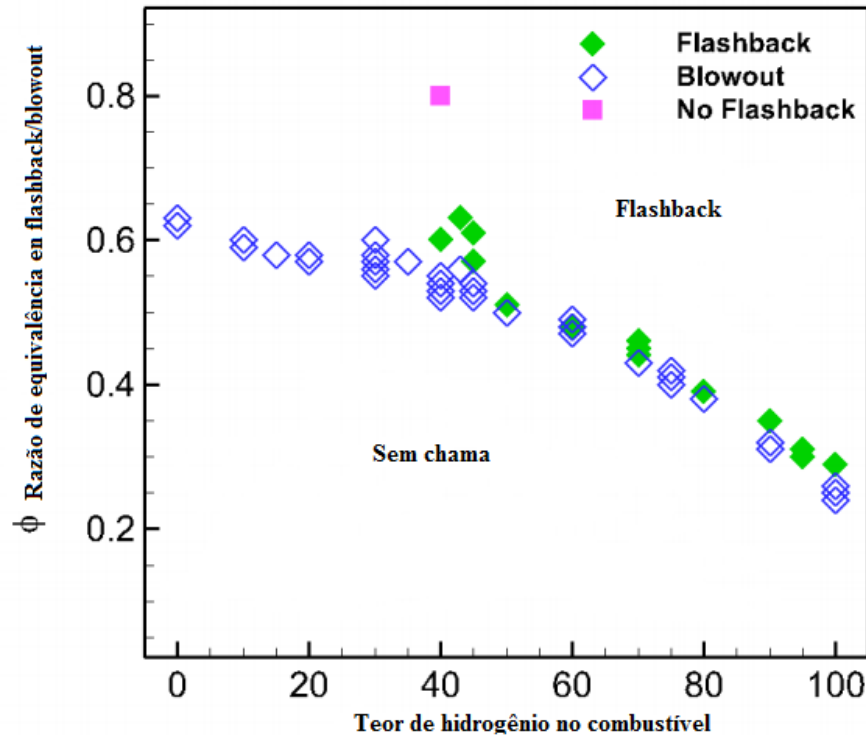


Figura 2.17: Limites de *flashback* e *blowout* para misturas de H₂/GN a 672K.

Fonte: McDonnelet *et al.*, 2012.

A figura 2.18 ilustra os limites operacionais para misturas de H₂/CO entre *flashback* e *blowout* para uma temperatura de 672 K. O *blowout* segue uma tendência linear descendente em função do aumento da concentração de hidrogênio. Esta observação é condizente com os trabalhos realizados por Schefer *et al.* (2003), Strakey e Sidwell (2007) e Noble *et al.* (2009) que também demonstraram que o aumento da concentração de hidrogênio puxa o limite de *blowout* para valores inferiores. O *flashback* exibe o mesmo comportamento, exceto que em vez de ser linear, uma tendência de “curva” é observada em concentrações mais elevadas de hidrogênio. Isto é mais evidente para misturas de H₂/CO. A queda na razão de equivalência de ocorrência de *flashback* com uma concentração de H₂ mais alta é mais aparente para misturas de H₂/CO (figura 2.18) do que para misturas de H₂/GN (figura 2.19). O intervalo de operacionalidade para H₂/CO é maior do que para H₂/GN para concentrações de H₂ de 40-90%. Além disso, para concentrações mais baixas de H₂ a operacionalidade é melhorada já que, para

concentrações de H_2 inferiores a 40%, não ocorreu *flashback* visto que, as temperaturas máximas admissíveis no banco de testes foram aproximadas como resultado do aumento da razão de equivalência.

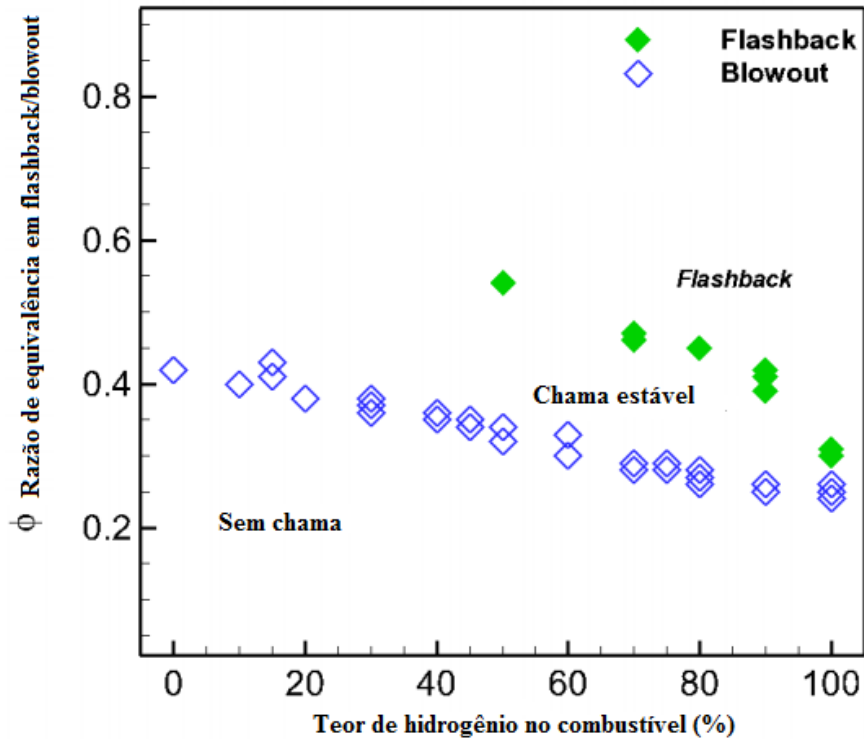


Figura 2.18: Limites de *flashback* e *blowout* para misturas de H_2/CO a 672K.

Fonte: McDonnel *et al.*, 2012.

Os efeitos do pré-aquecimento são investigados na figura 2.19 e na figura 2.20 e demonstram uma tendência esperada de que o não pré-aquecimento do gás (300 K) desloca as relações de equivalência de *flashback* e *blowout* para valores maiores. Para a mistura de H_2/GN , a sensibilidade, tanto no *blowout* quanto no *flashback*, à concentração de hidrogênio é maior para os casos não pré-aquecidos. A mesma tendência também é verificada para a mistura de H_2/CO , mas não é tão significativa. A não existência de uma margem operacional para a mistura de H_2/GN na condição de 672 K também se verifica no caso não pré-aquecido (300 K). Esta falta de operabilidade não ocorre para H_2/CO a 300 K, visto que existe uma clara lacuna entre o *flashback* e o *blowout*. Percebe-se uma variabilidade dos dados para a mistura H_2/GN a 300 K que exibe ampla margem em várias composições, mas com uma inconsistência na tendência em 73% de H_2 , onde a relação de equivalência no *flashback* aumenta com o hidrogênio adicional. A razão de equivalência no *flashback* para 73% de hidrogênio é maior do que para 70%, onde a expectativa é que o aumento do conteúdo de H_2 desloque o *flashback* para uma menor

relação de equivalência. Isto é atribuído à dificuldade em estabilizar a chama com uma pequena margem de operabilidade e também à sensibilidade aumentada para o ponto de ajuste da relação de equivalência. Essas mesmas inconsistências não estão presentes para H₂/CO, porque a região operacional mais ampla facilitou a estabilização da chama e a tornou menos sensível a mudanças dinâmicas.

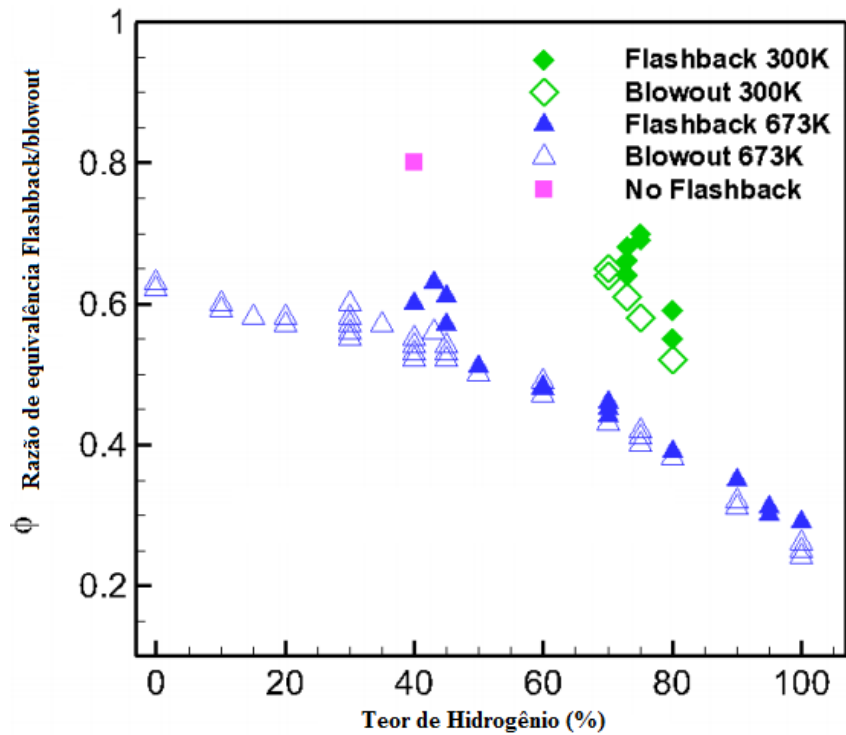


Figura 2.19: Limites de *flashback* e *blowout* para misturas de H₂/GN a 300 K e 672 K.

Fonte: McDonnell *et al.*, 2012.

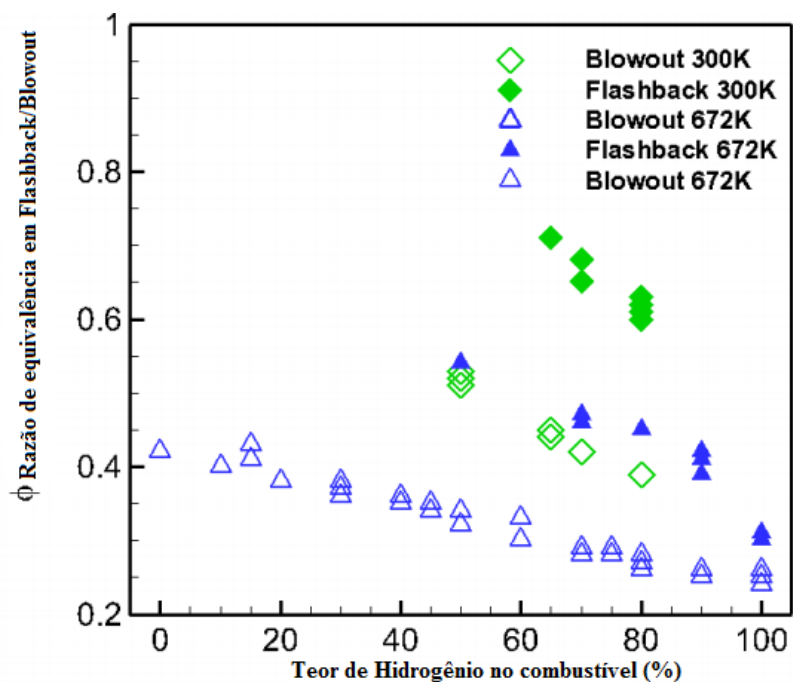


Figura 2.20: Limites de *flashback* e *blowout* para misturas de H₂/CO a 300 K e 672 K.

Fonte: McDonnelet *et al.*, 2012.

A partir dessas análises, pôde-se chegar a questões que devem ser levadas em consideração para a operação das microturbinas com gás de síntese: além do PCI deve-se analisar também o conteúdo de hidrogênio. Ficou claro que o hidrogênio, presente nesse combustível, acarreta impactos únicos sobre o comportamento da combustão, devido às suas propriedades e velocidade de chama significativamente diferentes em comparação com outros gases (Lieuwen *et al.*, 2008). As análises realizadas por McDonnell *et al.* (2012) demonstraram que as misturas de H₂/CO mantêm uma margem de operabilidade ao longo da variação na concentração de H₂ e que para concentrações de H₂ abaixo de 40%, não ocorreu *flashback*. Também foi demonstrado que a margem de operabilidade é maior para misturas de H₂/CO do que para misturas de H₂/GN e que as condições de pré-aquecimento do gás (para uma variação de temperatura de 372K) não influenciam significativamente nos resultados encontrados para as misturas de H₂/CO.

Portanto, neste presente trabalho, buscou-se encontrar regiões possíveis de operação para microturbinas, através do processo de gaseificação, com diferentes agentes de gaseificação, que produza um gás de síntese que tenha um PCI maior que 8MJ/Nm³, poder calorífico mínimo necessário para a microturbina começar a atingir a estabilidade em potência reduzida (Rabou *et al.*, 2008) e conteúdo de hidrogênio que seja inferior a 35% (em conteúdo de volume), garantindo que seja possível a microturbina se manter dentro da margem de operabilidade sem ocorrência de *flashback* e *blowout* (inferior a 40% de vol. de hidrogênio) (McDonnell *et al.*, 2012).

CAPÍTULO 3 – DESENVOLVIMENTO

No desenvolvimento deste trabalho foram realizadas simulações da gaseificação, em gaseificador de leito fixo co-corrente, através de um modelo matemático de equilíbrio desenvolvido em Scilab® por Nascimento (2015), que permite simular as mais diversas condições de misturas de ar, vapor e oxigênio como meio gaseificante. Tal modelo foi validado, por Nascimento (2015), através de uma série de ensaios experimentais realizados nas instalações do NEST – Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída da Universidade Federal de Itajubá em gaseificador co-corrente de leito fixo de dois estágios, sendo os dois alimentados por misturas de ar, oxigênio e vapor saturado. O modelo permite que se analise a influência da composição das misturas de ar, vapor e oxigênio através dos parâmetros ER, SB e o OP, respectivamente, sobre a composição do gás de síntese para se determinar as melhores condições da gaseificação para a obtenção do gás com os requisitos de qualidade para a aplicação requerida. Neste trabalho, busca-se um gás com requisitos de qualidade para utilização em microturbinas a gás.

A escolha desse modelo justifica-se, sobretudo, pelas possibilidades de misturas de agentes de gaseificação que o mesmo permite simular, pela confiabilidade do modelo, verificada não só através da proximidade com os valores obtidos nos testes práticos realizados no gaseificador do NEST mas, também, com resultados condizentes com outros autores, e pela facilidade de utilização e manipulação do mesmo.

Inicialmente, nas simulações feitas no modelo, verificou-se que os valores obtidos não estavam condizentes com os resultados encontrados por outros autores em testes práticos nas mesmas condições analisadas, o que foi atestado utilizando o método do Desvio Quadrático Médio (do inglês *Root-mean-square Deviation* - RMS). Dessa maneira, realizou-se uma análise do modelo e verificou-se que uma equação utilizada deveria ser corrigida. Após a correção, calculou-se os RMSs dos novos dados obtidos da simulação e eles se mostraram compatíveis com os encontrados na literatura para a validação de modelos de gaseificação. Nos itens subsequentes são apresentados o modelo matemático utilizado bem como a contribuição realizada ao mesmo.

3.1 MODELO MATEMÁTICO DE EQUILÍBRIO DO GASEIFICADOR DE BIOMASSA DE LEITO FIXO CO-CORRENTE

Os principais objetivos dos modelos matemáticos de gaseificação são estudar os processos termoquímicos durante a gaseificação da biomassa e avaliar a influência das principais variáveis de entrada, como conteúdo de umidade, razão ar/combustível, composição do gás produzido e poder calorífico do gás, no processo. Alguns destes estudos consideram apenas a composição final do equilíbrio químico, enquanto outros levam em conta os diferentes processos ao longo do gaseificador.

O modelo matemático de equilíbrio utilizado neste trabalho tem como entrada de dados, a composição da biomassa, considerando os respectivos conteúdos de carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e enxofre (CHONS), a umidade da biomassa, a razão de equivalência ou fator de ar (ER), a relação entre as vazões de vapor e biomassa (SB) e a concentração de oxigênio no meio gaseificante (OP).

A partir dos dados de entrada e do balanço de massa e energia, são determinados os números de moles da umidade e do agente gaseificante que pode ser uma mistura de:

- Ar, vapor e oxigênio;
- Ar e oxigênio;
- Ar e vapor.

A partir da composição da biomassa na forma de CHONS, da umidade e dos parâmetros de gaseificação, ER, SB e OP, o modelo efetua os cálculos preliminares para o balanço estequiométrico da reação de gaseificação. Primeiramente são calculados os pesos moleculares, conteúdo molar de umidade, conteúdo molar do ar, conteúdo molar do ar estequiométrico, conteúdo molar de vapor d'água e conteúdo molar de nitrogênio, além das relações ar combustível, poder calorífico superior e inferior e a entalpia molar da biomassa.

A temperatura de referência para os reagentes no modelo de Nascimento (2015) é de 25°C. Uma temperatura inicial de gaseificação de 400K foi assumida para as simulações e, então, as propriedades termodinâmicas dos reagentes, tais como o calor específico, a entropia e a entalpia dos produtos e reagentes são calculadas com base nas equações polinomiais de Burcat (Nascimento, 2005), assim como as propriedades termodinâmicas e constantes de equilíbrio decorrentes das reações de gás-água (Eq. 2.5) e metanação (Eq. 2.6).

Através do balanço das equações e dos dados introduzidos, são calculados os pesos moleculares e o poder calorífico superior PCS da biomassa. A partir destes dados, são, então, determinados os valores dos conteúdos molares da umidade da biomassa, do ar e do vapor d'água e da entalpia de formação da biomassa. A temperatura inicial da reação é assumida como sendo a temperatura de equilíbrio e as propriedades

termodinâmicas são calculadas para determinação das constantes de equilíbrio. O sistema de equações não lineares é, então, resolvido através da utilização da função *fsolve* do *software* livre Scilab®. A partir da determinação dos coeficientes estequiométricos do sistema não linear, são determinados os coeficientes da equação polinomial da temperatura gerada pela integração da equação da energia e a temperatura calculada é utilizada em processo iterativo até que haja a convergência da mesma dentro de faixa de erro estipulada no programa. Depois da convergência considera-se que o sistema atingiu o equilíbrio.

Uma vez determinada a temperatura de gaseificação (temperatura de equilíbrio), são efetuados os cálculos posteriores de massas, concentrações volumétricas, poder calorífico do gás, eficiência a frio e entalpias. A cada incremento de ER, OP ou SB, os dados dos resultados são armazenados em vetores que são plotados de forma a simular o comportamento do gaseificador através da variação dos parâmetros de operação.

3.1.1-Verificação do modelo matemático de gaseificação

Para a utilização do modelo de gaseificação, desenvolvido por Nascimento (2015), neste trabalho, buscou-se verificar a capacidade de predição do mesmo. Para tanto, utilizou-se dados experimentais, disponíveis na literatura, de testes realizados em gaseificadores de leito fixo co-corrente. O principal trabalho utilizado foi o estudo experimental desenvolvido por Sales (2015) no gaseificador do NEST, visto que, alguns dados utilizados para a formulação do modelo por Nascimento (2015) foram extraídos deste gaseificador. As simulações foram feitas para as mesmas condições adotadas nos experimentos. A Tabela 3.1 apresenta os resultados obtidos.

Após a simulação, calculou-se os Desvios Médios Quadráticos (RMS) para cada corrida. O RMS é a raiz quadrada da soma das diferenças entre o valor estimado e o valor real dos dados, ponderados pelo número de termos (Eq. 3.1). O RMS apresenta uma boa medida de precisão, mas apenas para comparar erros de previsão de diferentes modelos para uma determinada variável e não entre variáveis, uma vez que é dependente da escala (Hyndman, 2006). Quanto menor o RMS, melhor a precisão dos dados.

$$RMS = \sqrt{\frac{\sum E_i - M_i}{N}} \quad (3.1)$$

Onde E_i são os valores experimentais, M_i são os valores preditos pelo modelo matemático e N é o número de testes realizados.

Os valores encontrados estavam distantes dos valores obtidos no gaseificador nos experimentos práticos. Os valores de CO, na maioria dos testes, apresentavam valores mais próximos, em relação ao H₂, que estava superestimado, e do CH₄, que estava sobrestimado. O PCI do gás de síntese obtido em cada teste, na maior parte dos resultados, apresentou valor inferior aos dos ensaios práticos. A gaseificação com oxigênio, agente de gaseificação responsável pelo aumento do PCI do gás de síntese, e vapor apresentou valores de PCI e composição volumétrica dos gases menores do que a gaseificação utilizando ar e vapor. Esses resultados não são condizentes com trabalhos de outros autores. Na gaseificação com oxigênio (OP=100%) e vapor (SB=1,0) (teste 17), por exemplo, o valor do PCI foi de 4,52 MJ/Nm³, valor inferior ao PCI de 5,96 MJ/Nm³ para a gaseificação só com ar (caso 1).

O RMS foi calculado para cada teste e atingiu o valor máximo de 12,35 para o teste 17. A média dos RMSs encontrados em trabalhos disponíveis na literatura, como em Jarunghammachote e Dutta (2007), Puig-Arnavat *et al.* (2010), Pieratti (2011) e Sreejith *et al.* (2014), têm valor de até quatro. Para essas simulações a média dos EQMs foi, aproximadamente, seis.

Tabela 3.1: Comparativo dos valores simulados no modelo com os dados experimentais obtidos por Sales, 2015. (E=Experimental M= Modelo)

Teste	Parâmetros			CO (% vol.)		CH ₄ (% vol.)		H ₂ (% vol.)		PCI (MJ/Nm ³)		RMS	
	OP	SB	ER	E	M	E	M	E	M	E	M		
1	21	0	0,3	15,42	28,591	1,55	0,375413	16,275	21,0252	4,25	5,96498	7,077297	
2			0,4	20,96	20,247	1,7	0,86983	16,29	21,0252	5,015	5,2426	2,432638	
3			0,4	17,8	20,665	1,4	0,02812	17,18	20,096	4,6	4,6393	2,157851	
4		0	0,3	8,25	9,0215	1,55	5,02312	18,46	24,3936	3,59	4,8508	3,516212	
5			0,4	12,78	11,614	1,65	2,06301	18,42	25,0597	4,19	4,8508	3,392667	
6			0,4	12,22	12,842	1,6	0,32637	19,425	24,3936	4,205	3,86768	2,58918	
7		1	0,3	7,215	3,74	1,55	6,05	19,035	24,3715	3,52	3,79494	3,901264	
8			0,4	11,11	5,46	1,65	2,8819	20,415	26,5209	4,195	3,42	4,220967	
9			0,4	8,705	7,27	1,35	0,7139	21,32	27,05	3,89	3,1	2,9967	
10		1	0,3	14,9	3,6555	1,9	9,66831	16,115	21,3185	4,3	4,78856	7,316072	
11			0,4	8,95	9,5761	1,45	0,51227	17,01	26,0639	3,48	3,44535	4,561952	
12			100	0	0,3	24,25	23,91	5,37	1,83669	27,485	46,5209	7,95	7,07667
13		0,4			24,77	28,469	4,51	0,09258	33,285	45,3301	8,33	6,60894	6,732007
14		0,4			23,16	31,704	3,54	0,004196	34,295	41,6906	7,89	6,17709	5,981936
15		1		0,3	17,76	11,845	3,63	3,51673	32,67	48,6985	7,095	5,15268	8,597702
16				0,4	18,02	15,646	3,42	0,598026	33,56	49,9134	7,115	4,5247	8,48074
17				0,4	41,61	20,192	3,23	0,017794	35,3	46,7625	7,59	4,52547	12,34695

A partir desses dados realizou-se uma verificação nas equações do modelo para tentar encontrar o porque dos valores destoantes. Dentre as reações químicas envolvidas no processo de gaseificação, a reação de metanação (Eq. 2.6), reação exotérmica, é responsável pela formação de metano. No modelo de Nascimento, a reação de metanação utilizada foi a equação descrita por Jarungthammachote (2008) como a equação de reforma de metano (Eq. 2.9). Essa equação é endotérmica e favorece a formação de CO e H₂, o que pode explicar o aumento dessas espécies no gás de síntese obtido nos testes.

Como alternativa, substituiu-se a equação de reforma do metano (Eq. 2.9) pela equação de metanação (Eq. 2.5). O modelo de equilíbrio assume que todas as reações químicas estão em equilíbrio termodinâmico. Assim, todas as reações ocorrem na pressão atmosférica e, assumindo, que todos os gases são ideais, as equações das constantes de equilíbrio, a pressão parcial, k_1 , proveniente da reação de shift (Eq.2.8) e K_2 , proveniente da reação de metanação, podem ser escrita como resultado da minimização da função de Gibbs conforme (Basu, 2009):

$$k_1 = e^{-(\bar{g}_{TCO_2} + \bar{g}_{TH_2} - \bar{g}_{TCO} + \bar{g}_{TCH_2O})/RT} \quad (3.2)$$

$$k_2 = e^{-(\bar{g}_{TCH_4} - 2\bar{g}_{TH_2})/RT} \quad (3.3)$$

Onde \bar{g}_T é definida como a equação de Gibbs.

Após a substituição da equação para cálculo da constante k_2 no modelo, os testes foram realizados novamente. A Tabela 3.2 apresenta os resultados obtidos. Os valores dos testes se mostraram mais próximos dos valores obtidos na prática. A concentração volumétrica de CH₄ no gás aumentou devido a reação de metanação. O PCI dos gases obtidos através do modelo possuem valores maiores do que os valores encontrados em resultados experimentais, isso é devido a superestimação da concentrações das espécies como H₂ e CH₄. A concentração de H₂ é superestimada, principalmente na gaseificação com oxigênio como agente de gaseificação e nesses testes os RMSs apresentaram os valores mais altos. Para essas simulações a média dos RMSs foi, aproximadamente, 2,5, resultado mais satisfatório do que o encontrado nas primeiras simulações.

Tabela 3.2: Comparativo dos valores simulados no modelo após correção com os dados experimentais obtidos por Sales, 2015. (E=Experimental M= Modelo)

Teste	Parâmetros			CO (% vol.)		CH ₄ (% vol.)		H ₂ (% vol.)		PCI (MJ/Nm ³)		RMS
	OP	SB	ER	E	M	E	M	E	M	E	M	
1	21	0	0,3	15,42	17,0805	1,55	2,44693	16,275	17,9154	4,25	5,46824	1,390752
2			0,4	20,96	19,0644	1,7	2,59708	16,29	17,5047	5,02	4,72207	1,22059
3			0,4	17,795	16,6482	1,4	2,33358	17,18	16,5542	4,6	4,11303	0,838971
4		0,4	0,3	8,25	6,97685	1,55	3,19874	18,46	17,2686	3,59	4,44844	1,274324
5			0,4	12,775	10,76157	1,65	3,01662	18,42	17,2686	4,19	3,91805	1,352889
6			0,4	12,215	11,20992	1,6	2,38244	19,425	16,715	4,21	3,45821	1,543065
7		1	0,3	7,215	5,4349	1,55	4,08248	19,035	17,384	3,52	5,666446	2,056407
8			0,4	11,105	8,6634	1,65	4,34645	20,415	18,3849	4,2	4,894564	2,112046
9			0,4	8,705	6,10283	1,35	3,32289	21,32	18,5334	3,89	4,270437	2,154847
10		0,7	0,3	14,9	2,75197	1,9	3,2833	16,115	15,0535	4,3	7,103777	6,294365
11			0,4	8,95	5,5864	1,45	2,07458	17,01	16,619	4,3	4,146364	1,723397
12	100	0,4	0,3	24,25	22,5457	5,37	6,2555	27,485	38,2454	7,95	9,56873	5,524836
13			0,4	24,765	24,3114	4,51	5,23773	33,285	38,3614	8,33	9,081375	2,60143
14			0,4	23,16	25,3667	3,54	3,83917	34,295	37,7054	7,89	8,64281	2,071025
15		1	0,3	17,76	15,0711	3,63	4,87261	32,67	39,4703	7,1	9,086145	3,84002
16			0,4	18,015	15,9386	3,42	4,94615	33,56	40,7118	7,12	8,53386	3,867081
17			0,4	20,805	18,4308	3,23	4,83171	35,3	40,789	7,59	8,099245	3,106718

Conclui-se que, apesar do modelo de Nascimento (2015) superestimar as concentrações de hidrogênio e metano, apresentando valores acima dos experimentais para praticamente todas as corridas, possui boa aproximação para as demais espécies, como o CO (Tabela 3.2) e para o PCI do gás.

Em se tratando de gaseificação, os gases de saída de maior importância são hidrogênio e monóxido de carbono, uma vez que, por apresentarem as maiores concentrações na composição do gás apresentam, também, maior influência no PCI do gás de saída. A correção se mostrou satisfatória e possibilitou a utilização do modelo para desenvolvimento deste trabalho.

3.1.2- Caracterização da biomassa utilizada nas simulações

De acordo com Basu (2013), 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. As características mais importantes da biomassa (características físicas e

químicas) são determinadas através da análise elementar, análise imediata e poder calorífico.

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) (Basu, 2013). 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 imediata corresponde à parcela de umidade, voláteis, cinzas e carbono fixo em peso de uma amostra (Basu, 2013). Ambas as análises, elementar e imediata, são realizadas a partir de normas da Sociedade Americana de Testes e Materiais (ASTM).

Faz-se necessário apresentar as características da biomassa utilizada nas simulações realizadas neste presente trabalho, haja vista que, as mesmas exercem influência no processo de gaseificação e são dados de entrada do modelo de Nascimento (2015):

- a) Umidade - Corresponde à quantidade de água presente numa amostra de biomassa, sendo expressa tanto em base úmida quanto em base seca. Nas simulações realizadas foi utilizado o valor médio das umidades das amostras de biomassa determinadas no laboratório do NEST por Sales (2015) conforme resultados apresentados na Tabela 3.2.
- b) Análise imediata - A análise imediata – umidade em base úmida, carbono fixo, matéria volátil e teor de cinzas – utilizada como dado de entrada no modelo matemático para o presente trabalho foi o valor médio dos valores determinados experimentalmente no laboratório do NEST por Sales (2015) (Tabela 3.3).

Tabela 3.3 - Análise imediata da biomassa utilizada

Amostra biomassa	Umidade (%) (base úmida)	Voláteis (%)	Cinzas (%)	Carbono fixo (%)	
Eucalipto	1	11,27	72,77	0,36	15,61
	2	11,21	72,8	0,69	15,3
	3	11,29	73,44	0,83	14,44
	4	11,21	73,29	0,64	14,85
	5	10,87	72,71	0,73	15,69
	Média	11,17	73	0,65	15,18

Fonte: Adaptado de Sales, 2015.

- c) Análise elementar - A análise elementar – conteúdo percentual de massa de C, H, O, N e S – utilizada, assim como a umidade e a análise imediata, como dado de entrada no modelo matemático para o presente trabalho foi o valor médio dos valores determinados experimentalmente no laboratório do NEST por Sales (2015) (Tabela 3.4).

Tabela 3.4: Análise elementar da biomassa utilizada

Amostra biomassa	Análise elementar					
	C(%)	H(%)	N(%)	S(%)	O(%)	
1	46,55	6,3	0,18		46,88	
2	46,67	6,38	0,16		46,7	
3	46,96	6,5	0,19		46,26	
4	46,42	6,28	0,15	0,093	47,06	
Eucalipto	5	46,55	6,33	0,2	46,83	
	6	45,35	6,11	0,06	48,39	
	7	45,1	6,06	0,05	48,7	
	8	45,4	6,05	0,03	0,1	48,43
	Média	46,1	6,3	0,1	0,09	47,4

Fonte: Adaptado de Sales, 2015.

- d) Poder Calorífico Superior - É a quantidade de calor gerado pela combustão completa de uma unidade de volume ou massa do combustível, considerando condições de referência para temperatura e pressão, havendo condensação de vapor de água. Portanto, inclui o calor latente de vaporização (Moran e Shapiro, 2006).
- e) Poder calorífico inferior - É o calor gerado, nas mesmas condições que o poder calorífico superior, mas com a água formada na reação de combustão ainda em estado gasoso não incluindo, dessa maneira, o calor latente de vaporização (Moran e Shapiro, 2006).

No modelo de Nascimento (2015), o valor de PCS foi determinado através da equação de Parikh, Channiwala, e Ghosal, em que o poder calorífico da biomassa é determinado, em MJ por kilograma de biomassa seca, a partir da composição elementar de acordo com a Eq. 3.4:

$$PCS = 0,3491C + 1,1783H + 0,10005S - 0,10340 - 0,0151N - 0,0211A \text{ (MJ/kg}_{\text{biomassa seca}}) \quad (3.4)$$

Onde os valores de CHONS são os valores em % da análise elementar (base seca) e o teor de cinzas (A) é obtido da análise imediata em base úmida, portanto, deve ser corrigido para base seca.

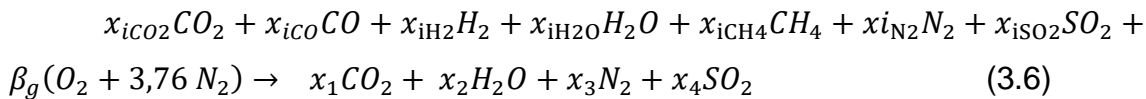
E o PCI da biomassa pode ser estimado com base na seguinte relação:

$$PCI = PCS - (9H + \omega)h_{lv}(\text{kJ/kg}_{\text{biomassa seca}}) \quad (3.5)$$

Onde H é a fração em massa de hidrogênio (base seca) no combustível sólido, h_{lv} é a entalpia de vaporização da água a 298K em (kJ/kg) e ω é o conteúdo de umidade da biomassa em base úmida. Como é considerada que a biomassa está em base seca para cálculo do PCS, o conteúdo de umidade ω vale zero ($\omega = 0$).

3.1.3- Cálculo do poder calorífico do gás de síntese

Para a determinação do poder calorífico do gás produzido, utiliza-se a reação do gás produzido considerando as frações molares de cada espécie, reagindo com ar e formando os produtos de combustão conforme a Equação 3.6:



Onde $x_i = a_i/a_7$ representa a fração molar de cada espécie no gás produzido no processo de gaseificação.

Através do balanço atômico determinam-se os coeficientes do segundo membro da equação acima:

$$\text{Para o carbono: } x_1 = x_{iCO_2}CO_2 + x_{iCO}CO + x_{CH_4}CH_4 \quad (3.7)$$

$$\text{Para o hidrogênio: } x_2 = x_{H_2}H_2 + x_{H_2O}H_2O + x_{CH_4}CH_4 \quad (3.8)$$

$$\text{Para o oxigênio: } \beta_g = (2x_1 + x_2 + 2x_4 - x_5)/2 \quad (3.9)$$

$$\text{Para o enxofre: } x_4 = x_{iSO_2}SO_2 \quad (3.10)$$

$$\text{Para o nitrogênio: } x_3 = x_{iN_2}N_2 + 3,76\beta \quad (3.11)$$

Através do balanço de energia da Eq. 3.6, energia dos reagentes é igual a energia dos produtos:

$$h_g + \beta_g(\bar{h}_f^0_{O_2} + \delta\bar{h}_f^0_{N_2}) = Q_r + h_{\text{produtos}} \quad (3.12)$$

Onde:

h_g é a entalpia de formação do gás proveniente da gaseificação;

β_g é a quantidade molar de ar para a queima completa do gás gerando os produtos de combustão conforme a Eq. 3.9;

Q_r é o calor gerado na reação de combustão do gás;

$\bar{h}_{f O_2}^0$ é a entalpia de formação do O_2 na temperatura de referência (298K);

$\bar{h}_{f N_2}^0$ é a entalpia de formação do N_2 na temperatura de referência (298K);

$h_{produtos}$ corresponde à entalpia dos produtos de combustão na temperatura de gaseificação.

A entalpia do gás pode ser determinada pela relação:

$$h_g = x_{iCO_2} \bar{h}_{f CO_2}^0 + x_{iCO} \bar{h}_{f CO}^0 + x_{iH_2} \bar{h}_{f H_2}^0 + x_{iH_2O} \bar{h}_{f H_2O}^0 + x_{iCH_4} \bar{h}_{f CH_4}^0 + x_{iN_2} \bar{h}_{f N_2}^0 + x_{iSO_2} \bar{h}_{f SO_2}^0 \left(\frac{kJ}{kmol} \right) \quad (3.13)$$

E o calor resultante da reação pode ser calculado:

$$Q_r = h_g + \beta_g (\bar{h}_{f O_2}^0 + \delta \bar{h}_{f N_2}^0) - (\bar{h}_{f CO_2}^0 + x_2 \bar{h}_{f H_2O}^0 + x_3 \bar{h}_{f N_2}^0 + x_4 \bar{h}_{f SO_2}^0) \left(\frac{kJ}{kmol} \right) \quad (3.14)$$

Neste caso, o PCI é o próprio calor de reação e para ser determinado em $\left(\frac{kJ}{Nm^3} \right)$ a partir do valor acima em $\left(\frac{kJ}{kmol} \right)$ basta multiplicar por $\frac{P}{RT}$, onde P é dado em N/m^2 , R é constante universal dos gases e vale 8,3144 kJ/kmol.K e T é a temperatura em K.

A partir disso, o PCI do gás é, então, calculado no modelo a partir da fração volumétrica dos componentes dos gases: CO, H_2 e CH_4 que possuem PCI de 12,622 MJ/Nm³, 10,788 MJ/Nm³ e 35,814 MJ/Nm³, respectivamente (Moran e Shapiro, 2006). A equação que determina o PCI (MJ/Nm³) é (Basu, 2013):

$$PCI = 12,622 \times y_{CO} + 10,788 \times y_{H_2} + 35,814 \times y_{CH_4} \quad (3.15)$$

Onde:

y_{CO} = Fração volumétrica de CO no gás

y_{H_2} = Fração volumétrica de H_2 no gás

y_{CH_4} = Fração volumétrica de CH_4 no gás

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E CONCLUSÕES

A partir do modelo de equilíbrio apresentado foram feitas simulações da gaseificação variando-se os agentes de gaseificação, através dos índices de OP e SB, buscando-se encontrar uma região de possível operação para microturbinas a gás a partir dos seguintes critérios:

$$PCI \geq \frac{8MJ}{Nm^3}$$
$$(\%)H_2 \leq 35 (\% \text{ volume})$$

A biomassa considerada na simulação foi eucalipto, com os dados de análise imediata e análise elementar apresentadas nas Tabelas 3.3 e 3.4, respectivamente. A temperatura de gaseificação assumida foi de 400 K e para todos os casos simulados ER variou de 0,20-0,40.

Inicialmente, simulou-se a gaseificação utilizando apenas ar como agente de gaseificação. A intenção dessa simulação foi, principalmente, de verificar se os resultados obtidos da gaseificação seriam condizentes com resultados de outros autores disponíveis na literatura. A figura 4.1 apresenta os resultados encontrados. Nota-se que o conteúdo de hidrogênio aumenta com o incremento de ER ao passo que se verifica o comportamento contrário para o PCI. O maior poder calorífico para essa condição de gaseificação foi de 8 MJ/Nm³ para um ER de 0,20. Já a maior concentração de H₂ foi de 13% para um ER=0,40. Para um ER=0,35, valor de ER requerido na prática por gaseificadores de leito fixo co-corrente, o PCI foi de 5,21 MJ/Nm³ e o conteúdo de H₂ foi de 12,37%, resultados condizentes com o trabalho experimental de Sales (2015) e Basu (2013), demonstrando que o modelo matemático utilizado é adequado. Com a gaseificação utilizando apenas ar não é possível produzir um gás que atenda os requisitos de qualidade exigidos pela microturbina a gás, como foi atestado em trabalhos como o de Liu e Weng, (2009) e de Rabou *et al.*, (2008).

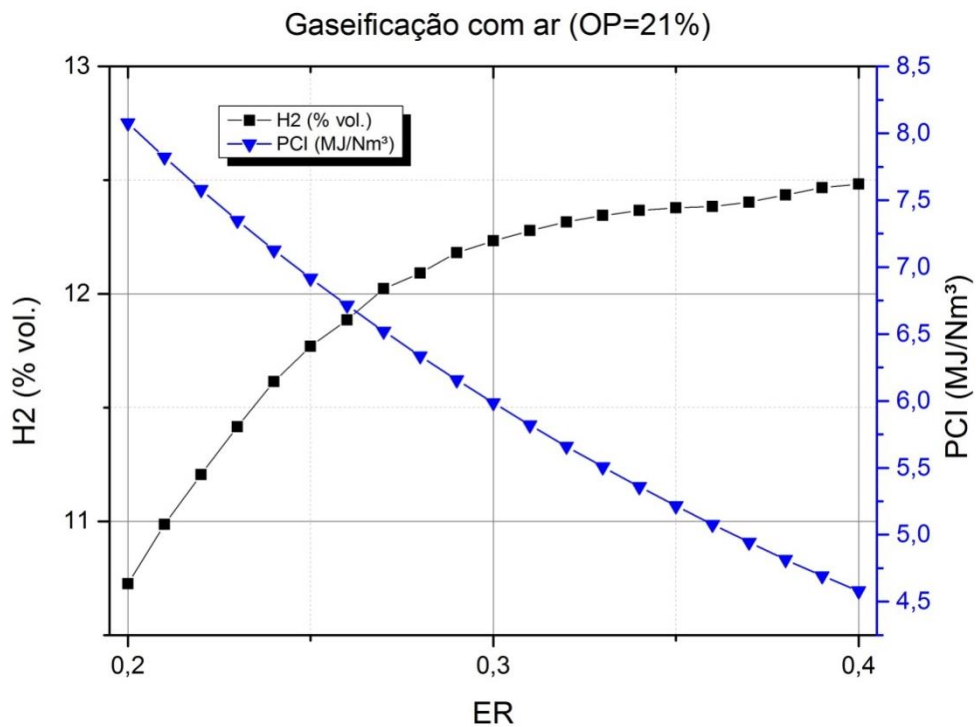


Figura 4.1: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar (OP=21%)

A seguir são apresentados os resultados obtidos para diferentes misturas de agentes de gaseificação.

4.1 – Gaseificação com misturas de ar e vapor saturado

Há muitos fatores que influenciam o processo de gaseificação com misturas de ar e vapor saturado, tais como a temperatura, ER, SB, umidade e granulometria da biomassa, entre outros. Neste trabalho os parâmetros utilizados para avaliar a composição do gás foram ER e SB, sendo que a faixa de SB variou de 0,4 a 1,5. A influência destes parâmetros no conteúdo de hidrogênio e poder calorífico do gás foram analisados e são apresentados na figura 4.2. O principal efeito da introdução de vapor saturado é a queda do teor de monóxido de carbono e o aumento da concentração de H₂ em relação a gaseificação só com ar, para os mesmos valores de ER. Nesta condição de operação, o pico na concentração de H₂ fica em torno de 20% e ocorre para ER=0,3 e SB=0,4. O acréscimo do teor de hidrogênio é devido ao favorecimento da reação de deslocamento gás-água (Eq. 2.5) decorrente do fornecimento de vapor ao processo. Dos resultados do processo de gaseificação com mistura ar e vapor observa-se um incremento do teor de hidrogênio de 10 a 25% em relação ao gás produzido utilizando-se apenas 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 (Eq. 2.4) potencializando a reação de deslocamento gás-água (Eq. 2.5) , por isso observa-se uma menor concentração de monóxido de carbono no gás produzido. No entanto, e pela mesma razão, apesar do aumento da quantidade de vapor introduzida diminuir a concentração de H₂ para os mesmos valores de ER, não se percebe um efeito muito considerável no PCI do gás, que apresentou comportamento similar para os três casos de SB simulados (SB=0,4;1,0;1,5). Para esta condição o maior PCI foi de 8,15 MJ/Nm³ para um SB de 1,5 e ER=0,20. Para um ER de 0,35, o maior PCI foi de aproximadamente 5 MJ/Nm³ para todos os três casos. Valores estes praticamente iguais para a gaseificação utilizando-se apenas ar. Nota-se que apenas a introdução de vapor saturado na gaseificação com ar não é suficiente para aumentar o PCI do gás. Embora a concentração de hidrogênio tenha aumentado em até 25%, o monóxido de carbono reduziu em mais de 50% influenciando significativamente no poder calorífico. Estas tendências, verificadas através do modelo utilizado, são condizentes com os resultados apresentados em trabalhos teórico-experimental de Sales (2015) e de Ran *et al.* (2012) para o PCI do gás e sua composição volumétrica.

Para essas condições também não é possível estabelecer uma região possível de operação de microturbinas.

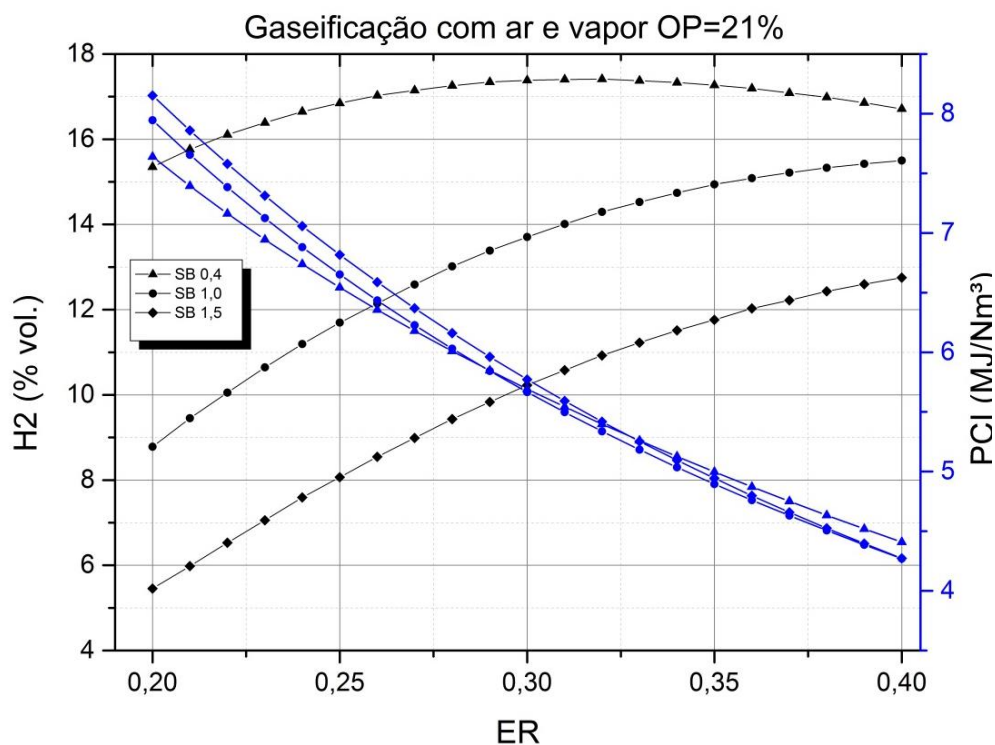


Figura 4.2: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar e vapor saturado (OP=21%)

4.2 – Gaseificação com misturas de ar, vapor saturado e oxigênio

Como visto no referencial teórico deste trabalho, a utilização de vapor no processo produz um gás com maior teor de hidrogênio, já a presença de oxigênio puro favorece a reação de Boudouard (Eq. 2.4) produzindo maior quantidade de monóxido de carbono e reduz sensivelmente a concentração de N_2 presente no gás de síntese.

A utilização de uma mistura de vapor saturado e oxigênio produz um gás com maior poder calorífico. Segundo Huynh e Kong (2013), quando a concentração de O_2 muda de 21% para 40%, o decréscimo na concentração de N_2 e o aumento das concentrações de H_2 e CO resultam em um gás de maior poder calorífico.

A figura 4.3 apresenta os resultados da simulação de gaseificação com uma mistura de ar, vapor saturado e oxigênio para um OP=40% e o SB apresentando valores de 0,4;1,0 e 1,5. O maior PCI encontrado é de 9,80 MJ/Nm³ para um ER=0,20 e SB=1,5. Percebe-se uma tendência de decréscimo do PCI para as três condições de SB em função do aumento de ER e em contrapartida um aumento do teor de H_2 . A maior concentração de H_2 encontrada é de 29,37% para um ER=0,35 e SB=1,0. É possível estabelecer uma região possível de operação de microturbinas na faixa de ER de 0,20-0,28 para a gaseificação com SB=0,4 e na faixa de ER de 0,20-0,25 para as condições de SB=1,0 e SB=1,5. Para ER=0,35 não é possível estabelecer uma região possível de operação para a microturbina nessas condições simuladas.

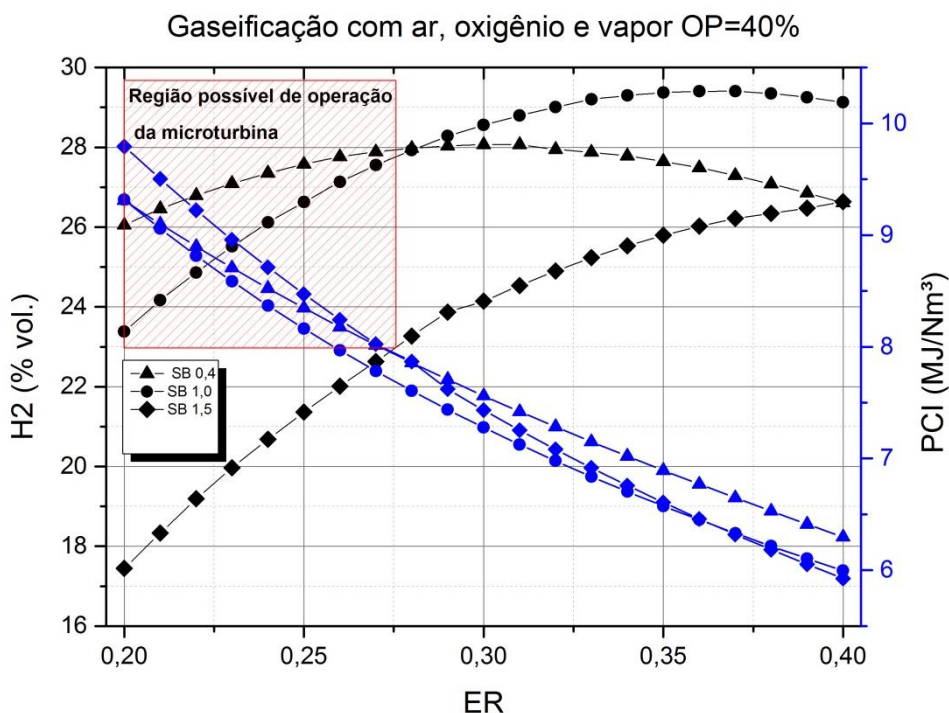


Figura 4.3: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar, vapor saturado e oxigênio (OP=40%)

A figura 4.4 apresenta os resultados da simulação de gaseificação com uma mistura de ar, vapor e oxigênio para um OP=70% e o SB apresentando valores de 0,4;1,0 e 1,5. O maior PCI encontrado é de 10,88 MJ/Nm³, apenas 11,02% maior que o encontrado na condição de OP=40, para um ER=0,20 e SB=1,5. Percebe-se uma tendência de decréscimo do PCI para as três condições de SB em função do aumento de ER e em contrapartida um aumento do teor de H₂. A maior concentração de H₂ encontrada é de 37,03% para um ER=0,35 e SB=1,0, que é 26% maior que o valor da condição de 0,40. É possível conseguir operar microturbinas na faixa de ER de 0,20-0,37 para a gaseificação com SB=0,4, na faixa de ER de 0,20-0,27 para SB=1,0 e de ER=0,20-0,34 para SB=1,5. Essa condição possibilita a definição de uma região possível de operação para ER mais ampla do que a condição de OP=40%. Para SB=0,40 a região de possível operação inclui o valor de ER=0,35. Para esse valor de ER, o PCI e concentração volumétrica no gás são 8,33 MJ/Nm³ e 34,78%, respectivamente.

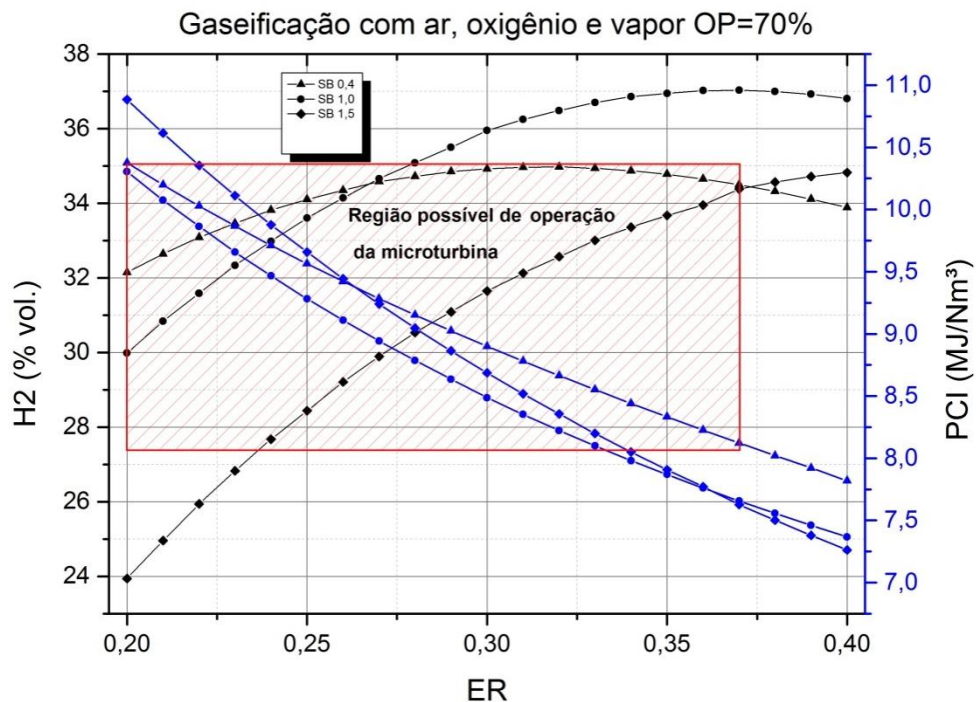


Figura 4.4: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar, vapor saturado e oxigênio (OP=70%)

Na figura 4.5 são apresentados os resultados para a simulação da gaseificação com uma mistura de ar, vapor saturado e oxigênio para um OP=100% e o SB apresentando valores de 0,4;1,0 e 1,5. O maior PCI encontrado é de 11,38 MJ/Nm³, apenas 4,6% maior que o encontrado na condição de OP=70%, para um ER=0,20 e SB=0,4. Assim como nas demais simulações, percebe-se uma tendência de decréscimo do PCI para as três condições de SB em função do aumento de ER e em contrapartida um aumento do teor de H₂. A maior concentração de H₂ encontrada é de 40,90%, que é

10,5% maior que o valor da condição de 0,40, para um ER=0,35 e SB=1,0. É possível estabelecer uma região de possível operação de microturbinas na faixa de ER de 0,20-0,30 para a gaseificação com SB=1,5, já a gaseificação com SB=1,0 e SB=1,5, só produz um gás de síntese nas condições desejadas para um valor de ER=0,20. Percebe-se que o teor de hidrogênio no gás aumenta muito com a adição de mais oxigênio na mistura, restringindo a região de possível operação de microturbinas. A condição que permitiu a utilização de uma faixa de operação mais ampla para a microturbina precisada adição de mais vapor (SB=1,5). A adição de vapor saturado balanceou o aumento da concentração de hidrogênio acarretada pela adição de mais oxigênio na mistura.

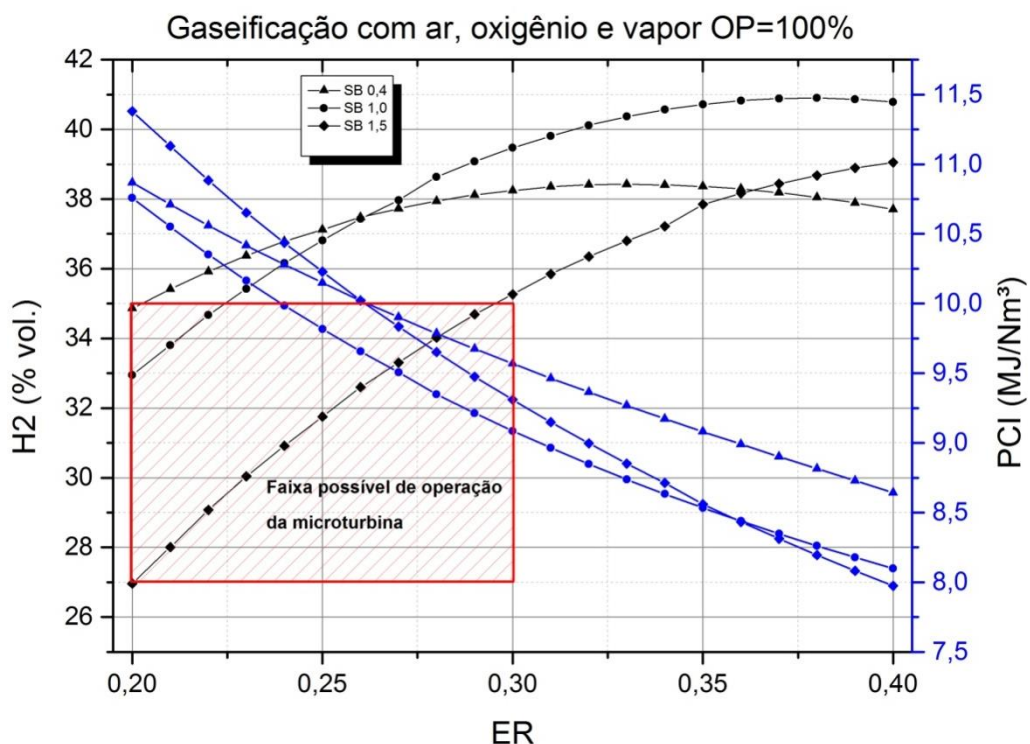


Figura 4.5: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar, vapor saturado e oxigênio (OP=100%)

4.3 – Gaseificação com misturas de ar e oxigênio

A figura 4.6 apresenta os resultados da simulação para misturas de ar enriquecido com oxigênio. As simulações foram realizadas para três condições de OP (40%,70% e 100%). A introdução de mais oxigênio, mudando a concentração de 21% para 40% resulta em um salto significativo no poder calorífico do gás de quase 50%, saltando de aproximadamente 5,0 MJ/Nm³ para 7,43 MJ/Nm³ para ER=0,35. Para essa condição o teor de hidrogênio é de 26,31%.

A introdução de mais oxigênio, mudando a concentração para 70%, resulta em um aumento da temperatura e em mais um aumento do poder calorífico e da concentração de hidrogênio. Para um ER=0,35, o PCI do gás atinge um valor de 9,05 MJ/Nm³ e conteúdo de hidrogênio de 32,63%. Quando se aumenta novamente a concentração para 100% tem-se os maiores valores de PCI e de concentração de hidrogênio, para uma ER=0,35, de 9,91 MJ/Nm³ e 36%, respectivamente.

Nessa condição de gaseificação percebe-se o mesmo comportamento do PCI do gás gerado nas outras condições: o valor decresce com o incremento de ER. Da mesma forma, evidencia-se um aumento do teor de H₂ até a ER=0,30, onde tem-se o valor máximo, e depois começa a diminuir conforme o aumento de ER.

É possível delimitar uma região possível de operação da microturbina com um gás de síntese produzido com OP=40% para uma faixa de ER de 0,20-0,30, com OP=70% para uma faixa de ER de 0,20-0,40 e com OP=100 apenas no intervalo de ER de 0,20-0,24, devido as altas concentrações de H₂.

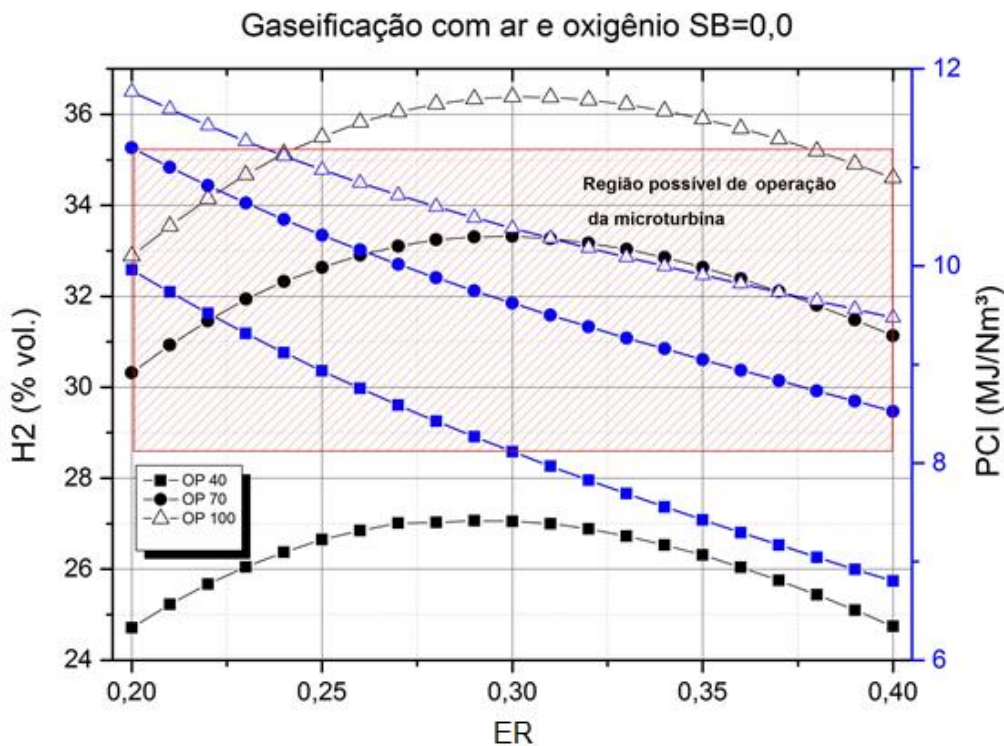


Figura 4.6: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar e oxigênio (SB=0).

4.4- Conclusões

Através das simulações identificou-se condições para a gaseificação que possibilitam a produção de gás de síntese com requisitos de qualidade que permitem

definir regiões de possível operação estável de microturbinas a gás. Demonstrou-se que a gaseificação apenas com ar ou utilizando mistura de ar e vapor saturado ($SB=0,40$, $SB=1,0$ e $SB=1,5$), apesar de apresentar um gás com teor de hidrogênio inferior a 35%, não produz um gás com PCI adequado para ser utilizado puro em microturbinas, visto que o PCI mínimo necessário é de $8\text{MJ}/\text{Nm}^3$ e nessas condições, para um $ER=0,35$ chegou-se a um PCI de $5\text{MJ}/\text{Nm}^3$.

A gaseificação com misturas de ar, vapor saturado e oxigênio apresentou resultados que possibilitaram a delimitação de uma região de possível operação para as microturbinas. Nesta condição com $OP=40\%$ o maior PCI encontrado é de $9,80\text{MJ}/\text{Nm}^3$ para um $ER=0,20$ e $SB=1,5$. É possível estabelecer uma região de possível operação para microturbinas na faixa de ER de $0,20-0,28$ para a gaseificação com $SB=0,4$ e na faixa de ER de $0,20-0,25$ para $SB=1,0$ e $SB=1,5$. Para $ER=0,35$ não é possível operar a turbina com essas condições propostas. Quando se aumenta a OP para 70%, nessa mistura de agente de gaseificação, o PCI aumenta até $10,88\text{MJ}/\text{Nm}^3$ para um $ER=0,20$ e $SB=1,5$. Já a maior concentração de H_2 encontrada é de 37,03% para um $ER=0,35$ e $SB=1,0$, que é 26% maior que o valor da condição de 0,40. É possível estabelecer uma faixa de operação para a microturbina na faixa de ER de $0,20-0,37$ para a gaseificação com $SB=0,4$, na faixa de ER de $0,20-0,27$ para $SB=1,0$ e de $ER=0,20-0,33$ para $SB=1,5$. Essa condição delimita uma região de possível operação da microturbina para faixas de ER mais amplas do que a condição de $OP=40\%$. Para $SB=0,40$ a faixa de operação inclui um valor de $ER=0,35$. Nessa condição, o PCI e concentração volumétrica no gás são $8,33\text{MJ}/\text{Nm}^3$ e 34,78%, respectivamente. Por fim, considerou-se um $OP=100\%$. O maior PCI encontrado foi $11,38\text{MJ}/\text{Nm}^3$ já a maior concentração de H_2 encontrada é de 40,90% para um $ER=0,35$ e $SB=1,0$. Quando se gaseifica uma mistura de ar, vapor e oxigênio com um $OP=100\%$ é possível estabelecer uma região de possível operação de microturbinas na faixa de ER de $0,20-0,35$ para a gaseificação com $SB=1,5$, já para $SB=0,40$ e $SB=1,0$ não é possível, já que o teor de hidrogênio no gás aumenta muito com a adição de mais oxigênio na mistura.

Quando se analisou a gaseificação com ar enriquecido com oxigênio encontrou-se resultados próximos aos encontrados para mistura de ar, vapor e oxigênio. É possível delimitar uma região de possível operação de microturbinas com um gás de síntese produzido com $OP=40\%$ para uma faixa de ER de $0,20-0,30$, com $OP=70\%$ para uma faixa de ER de $0,20-0,40$ e com $OP=100$ apenas no intervalo de ER de $0,20-0,23$ e para $ER=0,40$, devido as altas concentrações de H_2 . A faixa de $OP=70\%$ sem a adição de vapor, possibilita uma aplicação em toda a faixa de ER analisada nesse trabalho. Mas não

se percebe um aumento significativo no PCI do gás em relação a condição de mistura considerando ar, vapor e oxigênio. A partir desses dados foi realizada uma simulação com valores de OP variando entre 40 e 90%, gerando novas regiões de possível operação de microturbinas com gás de síntese (figura 4.7). Conclui-se que o oxigênio é suficiente para se delimitar uma região possível de operação de microturbinas mais ampla. Entre OP=50% e OP=90% existem regiões prováveis de operação da microturbina na faixa de ER de 0,30-0,40.

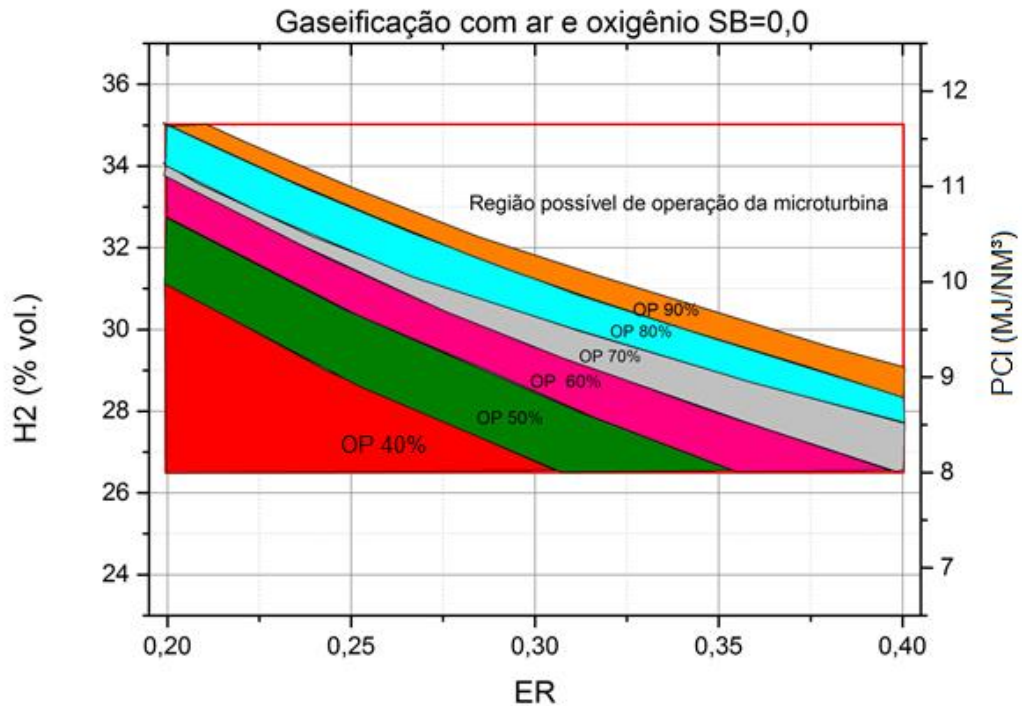


Figura 4.7: PCI e teor de hidrogênio no gás de síntese na gaseificação com ar e oxigênio (SB=0) (OP 40-90%).

Assim, considerando-se as limitações do modelo, principalmente em relação as concentrações de hidrogênio superestimadas, as análises previstas neste trabalho são condizentes com resultados práticos alcançados por outros autores e permite que as mesmas sejam utilizadas, juntamente com outros critérios (técnicos e econômicos), para tomada de decisão para a utilização de gás de síntese em microturbinas a gás. Fica demonstrado que a gaseificação apenas com vapor saturado e ar não é suficiente para a produção de um gás com PCI adequado para o funcionamento de microturbinas.

CAPÍTULO 5 – RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para trabalhos futuros sugere-se que se investiguem os seguintes pontos:

- I. Avaliar a influência de outros aspectos relativos ao processo de gaseificação como aquecimento do ar atmosférico, *design* do reator e temperatura da gaseificação concomitantemente com os agentes de gaseificação;
- II. Analisar os efeitos do uso de vapor superaquecido como agente de gaseificação;
- III. Analisar a influência de outros parâmetros de operabilidade, como autoignição e instabilidade da combustão, na microturbina operando com gás de síntese;
- IV. Estudar os impactos que gases presentes no gás de síntese como N_2 , H_2O e CO_2 podem exercer na chama, durante a combustão na microturbina e no funcionamento da turbina;
- V. Estudar as interações da mistura H_2/CH_4 e a influência que ela pode exercer na operabilidade da microturbina.

CAPÍTULO 6 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ABUADALA, A., DINCER, I. Efficiency evaluation of dry hydrogen production from biomass gasification. *ThermochimicaActa* v. 507–508 p.127–134, 2010.
2. AHMED E.E. K, VAIBHAV K. A., ASHWANI K. G., SANG C. L. Low calorific value fuelled distributed combustion with swirl for gas turbine applications. *Applied Energy* 98, 69–78, 2012.
3. ANTONOPOULOS, I.S. KARAGIANNIDIS, A., GKOULETSOS, A., G. PERKOULIDI. Modelling of a downdraft gasifier fed by agricultural residues. *Waste management*, Volume 32, Issue 4, p. 710–718, 2012.
4. AZNAR, M. P., GIL, J., CORELLA, J., CABALLERO, 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, 1998.
5. BARUAH, D. BARUAH, D.C..Modeling o biomass gasification: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 39, p.806-815, 2014.
6. BASU P. Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory. MA, U.S.: Elsevier; 2013.
7. 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.
8. 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.
9. BOZZA, F. CAMERETTI, M. C. TUCCILLO, E R..Adapting the micro-gas turbine operation to variable thermal and electrical requirements, *Transaction of the ASME*, Vol. 127, pp. 514-524, 2005
10. 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.
11. 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.
12. CHARLES E. NEILSON, “LM2500 gas turbine modifications for biomass fuel operation,” *Biomass and Bioenergy*, Vol. 15, No. 3, pp. 269-273, 1998.
13. 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.

14. CHIGIER, N. A. Energy, combustion and environment. McGraw-Hill, 1981.
15. 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.
16. DANIELE, S., JANSOHN, P., BOULOUCHOS, K. Flashback Propensity of Syngas Flames at High Pressure: Diagnostics and Control. Proceedings of ASME Turbo Expo 2010, Glasgow, UK, 2010.
17. DAVU, D., FRANCO, R., CHOUDHURI, A., LEWIS, A. Investigation on Flashback Propensity of Syngas Premixed Flames. AIAA Paper # 2005-3585.
18. DATTA, R, A., GANGULY, L. SARKAR. Energy and exergy analyses of an externally fired gas turbine (EFGT) cycle integrated with biomass gasifier for distributed power generation, Energy 35, 2010. 341–350.
19. FAVORSKY, O. N. Thermal to Mechanical Energy Conversion: Engines and Requirements - Volume III, 2009.
20. 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.
21. 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.
22. GRUMER, J., M.E. HARRIS, ET AL. Fundamental flashback, blow off, and yellow-tip limits of fuel gas-air mixtures. Report, July 1956; University of North Texas Libraries, DigitalLibrary. Disponível em digital.library.unt.edu/ark:/67531/metadc38640/m1/8/ acessado em 16 de outubro de, 2016.
23. 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.
24. 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.
25. 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.

26. 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.
27. HUYNH, CUONG VAN, AND SONG-CHARNG KONG. Performance Characteristics of a Pilot-Scale Biomass Gasifier Using Oxygen-Enriched Air and Steam. *Fuel* 103:987–96, 2013.
28. HYNDMAN, Rob J., KOEHLER, Anne B. Another look at measures of forecast accuracy. *International Journal of Forecasting*, p. 679–688, 2006.
29. JARUNGTHAMMACHOTE, S. e DUTTA, A. Thermodynamic Equilibrium Model and Second Law Analysis of a Downdraft Waste Gasifier. *Energy* 32(9):1660–69, 2007.
30. KHITRIN, L. N., P. B. MOIN, ET AL. Peculiarities of laminar- and turbulent-flame flashbacks. *Symposium (International) on Combustion* 10(1): 1285-1291.
31. LEWIS, B. G. VON ELBE. Stability and structure of burner flames. *Journal of Chemical Physics* 11(2): 75-97, 1943.
32. LIEUWEN, T., MCDONNELL, V., PETERSEN, E., SANTAVICCA, D. Fuel flexibility influences on premixed combustor blowout, flashback, autoignition and stability. *Journal of Engineering for gas turbine and Power*, ASME, 2008.
33. LIU, A. G. WENG, Y. W. Effects of Lower Heat Value Fuel on the Operations of Micro-Gas Turbine. *Energy and Power Engineering*, 2009, 28-37. Disponível em <http://www.scirp.org/journal/epe>.
34. 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.
35. 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.
36. MARQUES, D. M. *Optimização na Adequação Turbina-Compressor numa Turbina a Gás*. Dissertação de mestrado. INSTITUTO SUPERIOR DE ENGENHARIA DE LISBOA – ISEL, 2016.
37. MIDILLI A; DOGRU, M.; HOWARTH, C. R.; LING, M. J.; AYHANA, T. Combustible Gas Production from Sewage Sludge with a Downdraft Gasifier. *Energy Conversion & Management*.- Vol. 42.- pp. 157-172. 2001.

38. MCDONNELL, V. ET AL. Application of a turbulent jet flame flashback propensity model to a commercial gas turbine. *Journal of Engineering for gas turbine and Power*, ASME, 2016.
39. MCDONNELL, V., PAGE, D. SHAFFER, B. Establishing operating limits in a commercial lean premixed combustor operating on synthesis gas pertaining to flashback and blowout. *Journal of Engineering for gas turbine and Power*, ASME, 2012.
40. MORAN, M.J., SHAPIRO, H.N. *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*. John Wiley & Sons, New York, 2006.
41. NASCIMENTO, F. R. M. Modelagem de equilíbrio de um gaseificador co-corrente de dois estágios utilizando diferentes fluidos de gaseificação, Itajubá, 182 p. *Dissertação de Mestrado (Conversão de Energia) – Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá*, 2015.
42. 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.
43. NOBLE, D. R., ZHANG, Q., SHAREEF, A., TOOTLE, J., MEYERS, A. Syngas Mixture Composition Effects Upon Flashback and Blowout. *GT2006-90470 ASME Turbo Expo 2006: Power for Land, Sea and Air, Barcelona, Spain*, 2006.
44. 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.
45. PETTINAU, A., FERRARA, F., AMORINO, C. Techno-economic comparison between different technologies for a CCS power generation plant integrated with a subbituminous coal mine in Italy. *Appl Energy*, 99:32–9, 2012.
46. PILIDIS, S.B. FERREIRA, P. Comparison of externally fired and internal combustion gas turbines using biomass fuel, *J. Energy Res. Technol. Trans ASME*. 123 (2001) 291–296.
47. PUIG-ARNAVAT, MARIA, J. C. B., CORONAS, A. Review and Analysis of Biomass Gasification Models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9):2841–51, 2010b.
48. RABOU, L. P. L. M. GRIFT, J. M. R. E. Conradie, S. Franssen. Micro Gas Turbine Operation with Biomass Producer Gas and Mixtures of Biomass Producer Gas and Natural Gas. *Energy & Fuels* 22, 2008, 1944–1948.

49. RAN, J., LI, C. High temperature gasification of woody biomass using regenerative gasifier. *Fuel Processing Technology* v. 99 pp. 90-96, 2012.
50. RAPAGNÀ, S., JAND, J., KIENNEMANN, A., FOSCOLO P.U. Steam-gasification of biomass in a fluidised-bed of olivine particles. *Biomass & Bioenergy*, 19, p 187-19, 2000.
51. RIBEIRO, DIOGO DANTAS. Simulação Numérica de Escoamentos Reativos em Câmaras de Combustão de Turbinas a Gás/ Diogo Dantas Ribeiro. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2015. XXXVII, 303 p.
52. RUIZ, J.A., JUÁREZ, M.C., MORALES, M.P., MENDIVIL, M.A. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 18, p 174-183, 2013.
53. 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.
54. SADIG, H., Sulaiman, S. A., SAID, M. A., YUSUP, S. Performance and Emissions of a Micro-Gas Turbine Fueled with LPG/Producer gas in a Dual Fuel Mode. *Journal of the Energy Institute*, 2014.
55. SALES, C.A.V.B. 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 de doutorado, Universidade Federal de Itajubá. 156p., 2015.
56. SARAVANAMUTTOO, H.H., ROGERS, G.F.C., COHEN, H. *Gas Turbine Theory*. 4th edition, 1996.
57. 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
58. SHARMA, AK. Experimental investigations on a 20 kWe, solid biomass gasification system. *Biomass Bioenergy*, 35, 2011: 421-428.
59. SCHEFER, R. W. Hydrogen Enrichment for Improved Lean Flame Stability. *International Journal of Hydrogen Energy*, 28, 2003, pp. 1131-1141.
60. 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.
61. TIJMENSEN, M. J. The Production of Fisher-Tropsch Liquids and Power Through Biomass Gasification. Tese de Doutorado, Utrecht University. 2000.

62. 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.
63. 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.
64. 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.
65. 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.
66. WANG Y, KINOSHITA C. M. Experimental analysis of biomass gasification with steam and oxygen. *Solar Energy* v. 49 pp. 153-158, 1992.
67. 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.
68. WANG, L.Q., SONG, X., ZHOU, H.S., TANG, H., WANG, T.Z. 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', *ActaEnergia e Solaris Sinica* (in Chinese). 2007.
69. WOHL, K., KAPP, N.M., GAZLEY, C. Stability Of Open Flames. 3rd Symposium (International) on Combustion, Flame and Explosion Phenomena The Combustion Institute, Pittsburgh, PA pp. 3–21, 1949.
70. 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.
71. 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.
72. 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.

73.ZUBERBÜHLER, U. Gasification of biomass: An overview on available technologies. 2nd European Summer School on Renewable Motor Fuels, 2007.