

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

**Avaliação técnico-econômica de alternativas de acoplamento de microturbinas a gás e
gaseificadores de biomassa**

Nelson Calderón Henao



Itajubá, Março de 2020

Dissertação de Mestrado	Nelson Calderón Henao	2020
--------------------------------	------------------------------	-------------

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

Nelson Calderón Henao

**Avaliação técnico-econômica de alternativas de acoplamento de microturbinas a gás e
gaseificadores de biomassa**

**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: Planejamento e gestão
de sistemas energéticos**

Orientador: Electo Eduardo Silva Lora

Co-orientador: Osvaldo José Venturini

Itajubá, Março de 2020

HENAO, Nelson Calderón

Avaliação técnico-econômica de alternativas de acoplamento de microturbinas a gás e gaseificadores de biomassa/ Nelson Calderón H.

Itajubá: UNIFEI, 2020.

156p.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Itajubá, 2020.

Orientador: Electo Eduardo Silva Lora

Co-orientador: Osvaldo José Venturini

Gaseificação, co-corrente, leito fluidizado duplo, microturbina a gás, gás de síntese, viabilidade técnico-econômica, AspenPlus, CrystalBall

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

Nelson Calderón Henao

Avaliação técnico-econômica de alternativas de acoplamento de microturbinas a gás e gaseificadores de biomassa

Dissertação aprovada por banca examinadora em 03 de março de 2020, conferindo ao autor o título de *Mestre em Ciências em Engenharia de Energia*

Banca Examinadora:

Prof. Electo Eduardo Silva Lora (Orientador)

Prof. Osvaldo José Venturini (Co-orientador)

Prof. Diego Mauricio Yepes Maya (UNIFEI)

Prof. Marcelo Risso Errera (UFPR)

Itajubá, Março de 2020

Resumo

Esta dissertação compreende o estudo de viabilidade, técnica e econômica, de um novo sistema de geração de energia elétrica que combina duas tecnologias: microturbinas a gás – *Gas Microturbines GMT*– e gaseificadores de biomassa –*Biomass Gasifiers BG*–. É estudada a resposta de uma microturbina a gás com potência nominal de 200 kW sendo alimentada unicamente com gás de síntese; são analisados dois tipos específicos de gaseificador: gaseificador co-corrente (*Downdraft Gasifier DG*) e gaseificador de leito fluidizado duplo (*Dual Fluidized-Bed Gasifier DFBG*), ambos operando com uma biomassa de referência (pellets de madeira) e utilizando diferentes agentes de gaseificação (ar, vapor, oxigênio e misturas destes). Finalmente é validado o comportamento, via simulação, de ambas as tecnologias quando acopladas. A potência elétrica entregue varia entre 52,51 kW e 56,73 kW dependendo do tipo de gaseificador e do agente de gaseificação utilizado. A eficiência global do arranjo pode variar entre 4,64 e 11,01%. Do ponto de vista econômico, nenhum dos sistemas tecnicamente passíveis de implementação é viável.

Palavras Chave: Gaseificação, co-corrente, leito fluidizado duplo, microturbina a gás, gás de síntese, viabilidade técnico-econômica, Aspen Plus, CrystalBall.

Abstract

This thesis includes the feasibility study, technical and economical, of a new power generation system that combines two technologies: Gas Microturbines GMT and Biomass Gasifiers. The response of a microturbine to gas with nominal power of 200 kW being fed with synthesis gas is studied; two specific types of gasifier are analyzed: Downdraft Gasifier DG and Dual Fluidized-Bed Gasifier DFBG, both operating with a reference biomass (wood pellets) and using different gasification agents (air, steam, oxygen and mixtures thereof). Finally, the behavior of both technologies when coupled is validated through simulation. The delivered electric power ranges from 52.51 kW to 56.73 kW depending on the type of gasifier and the gasification agent used. The overall efficiency of the arrangement may vary between 4.64 and 11.01%. From the economic assessment, none of the technically possible systems is viable.

Key Words: Gasification, downdraft, double fluidized bed, gas microturbine, synthesis gas, technical-economical feasibility, Aspen Plus, Crystal Ball.

Lista de Figuras

Figura 2.1 - Ciclo Brayton regenerativo ideal de uma microturbina a gás de eixo único (a) Diagrama construtivo (b) Diagrama T-s.....	22
Figura 2.2 - Sistemas constituintes da microturbina a gás	24
Figura 2.3 - Eixo de uma microturbina a gás	24
Figura 2.4 - Estrutura geral de uma microturbina a gás	25
Figura 2.5 - Processo de ignição de combustível em uma microturbina a gás.....	28
Figura 2.6 - Vista transversal do rolamento de ar de uma microturbina a gás	29
Figura 2.7 - Regenerador anular de uma microturbina a gás.....	30
Figura 2.8 - Reator catalítico de uma microturbina a gás.....	30
Figura 2.9 - Microturbina a gás no modo de operação isolada.....	32
Figura 2.10 - Microturbina a gás ligada à rede.....	32
Figura 2.11 - Microturbina a gás na disposição dual.....	33
Figura 2.12 - Unidades Múltiplas operando de forma isolada (<i>stand alone</i>)	34
Figura 2.13 - Esquema de uma microturbina a gás de eixo duplo.....	35
Figura 2.14 - Relação entre a fração de syngas injetado (com respeito ao gás natural) e a potência elétrica gerada em uma microturbina a gás de 30 kW	37
Figura 2.15 - Etapas do processo de gaseificação de biomassa.....	40
Figura 2.16 - Diagrama ternário C-H-O da gaseificação de sólidos	41
Figura 2.17 - Fases do processo de gaseificação	42
Figura 2.18 - Escala de potências atingidas em função do tipo de gaseificador	48
Figura 2.19 - Gaseificador co-corrente.....	49
Figura 2.20 - Gaseificador de leito fluidizado duplo.....	50
Figura 2.21 - Gaseificador de plasma.....	52
Figura 2.22 - Diagrama esquemático do gaseificador com água supercrítica.	53
Figura 2.23 - Diagrama do processo de destilação criogênica	54
Figura 2.24 - Esquema do processo de adsorção por variação de pressão	55
Figura 2.25 - Sistema de separação por membranas	56
Figura 3.1 - Metodologia de pesquisa	57
Figura 3.2 - Esquema geral do sistema proposto.....	58
Figura 3.3 - Estrutura de capital da empresa anfitriã.....	59
Figura 3.4 - Modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®	60
Figura 3.5 - Esquema de adaptação do agente de gaseificação (ar atmosférico e vapor de água) no modelo co-corrente	67
Figura 3.6 - Esquema de adaptação do agente de gaseificação (vapor de água e ar enriquecido) no modelo co-corrente	69
Figura 3.7 - Esquema de adaptação do agente de gaseificação (ar enriquecido) no modelo co-corrente.....	70
Figura 3.8 - Modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo em AspenPlus®	72
Figura 3.9 - Composição elementar do char como função da temperatura da etapa de pirólise no gaseificador de leito fluidizado duplo	75
Figura 3.10 - Modelo de microturbina a gás em AspenPlus®	78

Figura 3.11 - Sequência de etapas do estudo de viabilidade econômica das variantes de interesse	81
Figura 3.12 - Distribuição triangular para custos de operação e manutenção em sistemas de gaseificação	84
Figura 3.13 - Distribuição triangular para custos de operação e manutenção de microturbinas a gás	85
Figura 3.14 - Distribuição lognormal para a tarifa elétrica da concessionária (antes de impostos)	87
Figura 3.15 - Distribuição extremo máximo para o preço da biomassa (a) Probabilidade (b) Probabilidade acumulada.....	88
Figura 3.16 - Distribuição Gama para a cotação do dólar americano (a) Probabilidade.....	90
Figura 4.1 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando ar atmosférico como agente de gaseificação	93
Figura 4.2 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de ar atmosférico alimentado no gaseificador co-corrente.....	94
Figura 4.3 - Comportamento da razão H ₂ /CO do gás de síntese em função da temperatura de gaseificação e da vazão de ar para o gaseificador co-corrente usando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação	95
Figura 4.4 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação	95
Figura 4.5 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação	96
Figura 4.6 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação	97
Figura 4.7 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de ar atmosférico alimentado no gaseificador co-corrente, mantendo uma STBR de 0,4	98
Figura 4.8 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de vapor alimentado no gaseificador co-corrente (ER de 0,30)	99
Figura 4.9 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função das vazões de ar atmosférico e vapor alimentados no gaseificador co-corrente	100
Figura 4.10 - Comportamento da razão H ₂ /CO do gás de síntese em função da temperatura de gaseificação e da vazão de ar para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação	100
Figura 4.11 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando ar atmosférico e vapor como agentes de gaseificação	101
Figura 4.12 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação	102

Figura 4.13 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	103
Figura 4.14 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido para uma STBR=0,20.....	104
Figura 4.15 - Comportamento da eficiência de gás frio e da taxa de produção do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido e vapor de água como agente de gaseificação	105
Figura 4.16 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da STBR para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido e vapor de água como agente de gaseificação	105
Figura 4.17 - Comportamento da razão H ₂ /CO do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da temperatura média de gaseificação para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido e vapor de água (STBR=0,20) como agente de gaseificação	106
Figura 4.18 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido (O ₂ =40%) e vapor de água como agente de gaseificação.....	107
Figura 4.19 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura média de redução no gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido (O ₂ =40%) e vapor de água (STBR=0,20) como agente de gaseificação	108
Figura 4.20 - Potência entregue pela microturbina a gás em função da temperatura média da região de redução e da concentração de oxigênio no ar enriquecido	109
Figura 4.21 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	110
Figura 4.22 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido.....	111
Figura 4.23 - Comportamento da eficiência de gás frio e da taxa de produção do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido.....	112
Figura 4.24 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da temperatura média de gaseificação	112
Figura 4.25 - Comportamento da razão H ₂ /CO do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da temperatura média de gaseificação	113
Figura 4.26 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando ar enriquecido (O ₂ =40%) como agente de gaseificação	114
Figura 4.27 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura média de redução no gaseificador co-corrente usando ar enriquecido (O ₂ =40%) como agente de gaseificação	115
Figura 4.28 - Potência entregue pela microturbina a gás em função da temperatura média de gaseificação e da concentração de oxigênio no ar enriquecido	115
Figura 4.29 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador de leito fluidizado duplo	117

Figura 4.30 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de vapor no gaseificador de leito fluidizado duplo	118
Figura 4.31 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função da temperatura média de gaseificação e da razão vapor-biomassa no gaseificador de leito fluidizado duplo	119
Figura 4.32 - Comportamento da razão H ₂ /CO do gás de síntese em função da temperatura média de gaseificação e da razão vapor-biomassa no gaseificador de leito fluidizado duplo	119
Figura 4.33 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador de leito fluidizado duplo para STBR=0,50	120
Figura 4.34 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da fração de char no gaseificador de leito fluidizado duplo	121
Figura 4.35 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador de leito fluidizado duplo	121
Figura 4.36 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese do seu PCI em função da vazão de ar suplementar no gaseificador de leito fluidizado duplo.....	122
Figura 4.37 - Comportamento da potência entregue pela microturbina C200 em função das vazões de biomassa e vapor do gaseificador de leito fluidizado duplo	123
Figura 4.38 - Eficiência global, potência gerada e potência gasta pelos principais componentes das variantes tecnicamente viáveis do novo sistema de geração.....	124
Figura 4.39 - Potência entregue pela microturbina a gás em função do syngas fornecido e perda de potência do motor (<i>derating</i>) em relação ao cenário de referência	125
Figura 4.40 - Fluxo de caixa do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) Sem financiamento	129
Figura 4.41 - Previsão do comportamento do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) sem financiamento – extremo máximo (b) com financiamento – lognormal.....	130
Figura 4.42 - Contribuição dos pressupostos para a variação do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	131
Figura 4.43 - Fluxo de caixa do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) Sem financiamento (b) Com financiamento	134
Figura 4.44 - Previsão do comportamento do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) sem financiamento – extremo máximo (b) com financiamento – lognormal.....	135
Figura 4.45 - Contribuição dos pressupostos no VPL do sistema baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação.....	136
Figura 4.46 - Fluxo de caixa do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo (a) Sem financiamento (b) Com financiamento	138
Figura 4.47 - Previsão do comportamento do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo (a) sem financiamento – logística (b) com financiamento – logística.....	139

Figura 4.48 - Contribuição dos pressupostos no VPL do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo	140
Figura 4.49 - Comportamento do VPL médio, com e sem financiamento, e do custo específico de instalação das variantes tecnicamente viáveis	142
Figura 4.50 - Tarifas objetivo, com e sem financiamento, que viabilizam economicamente a implementação das variantes tecnicamente realizáveis do sistema de geração.....	142
Figura 4.51 - Potência elétrica líquida requerida para tornar economicamente viável cada uma das variantes tecnicamente passíveis de implementação sob a premissa <i>ceteris paribus</i>	143

Lista de Tabelas

Tabela 1.1 - Estrutura da dissertação.....	20
Tabela 2.1 - Comparativo: microturbinas a gás vs outros sistemas de geração distribuída	23
Tabela 2.2 - Poder calorífico e características do processo de gaseificação em função do meio gaseificante	40
Tabela 2.3 - Principais reações durante o processo de gaseificação	43
Tabela 3.1 - Variantes analisadas	58
Tabela 3.2 - Resultados das análises elementar, imediata e de enxofre dos pellets de madeira	61
Tabela 3.3 - Parâmetros de caracterização da entalpia para substâncias não convencionais em AspenPlus®	61
Tabela 3.4 - Insumos utilizados para operar o modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®	62
Tabela 3.5 - Espécies químicas analisadas dentro do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®	62
Tabela 3.6 - Blocos do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®	63
Tabela 3.7 - Variáveis de importação e exportação da sub-rotina de pirólise no modelo de gaseificador co-corrente	64
Tabela 3.8 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro do algoritmo para vazão de ar no gaseificador co-corrente	66
Tabela 3.9 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro do algoritmo para vazão de vapor no gaseificador co-corrente	68
Tabela 3.10 - Bloco utilizado no adendo (ar atmosférico e vapor de água) do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®	68
Tabela 3.11 - Concentração de oxigênio no fluxo AR+O ₂ e frações de nitrogênio removido no bloco MEMBRANA.....	69
Tabela 3.12 - Blocos utilizados pelo adendo (vapor de água e ar enriquecido) do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®	70
Tabela 3.13 - Concentração de oxigênio no fluxo AGENTE e frações de nitrogênio removido no bloco MEMBRANA.....	71
Tabela 3.14 - Blocos do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo em AspenPlus® ..	73
Tabela 3.15 - Frações de separação no bloco SEPARA do gaseificador de leito fluidizado duplo	74
Tabela 3.16 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro das sub-rotinas para quantificação de frações de char no gaseificador de leito fluidizado duplo	76
Tabela 3.17 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro da calculadora para vazão de ar suplementar no gaseificador de leito fluidizado duplo	77
Tabela 3.18 - <i>Datasheet</i> da microturbina a gás Capstone® C200.....	77
Tabela 3.19 - Blocos do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo em AspenPlus® ..	79
Tabela 3.20 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro da sub-rotina para vazão de ar de combustão na microturbina a gás	80
Tabela 3.21 - Principais características termodinâmicas da microturbina a gás Capstone® C200	80

Tabela 3.22 - Índices anuais de custos	82
Tabela 3.23 - Parâmetros da distribuição triangular para custos de operação e manutenção em sistemas de gaseificação como porcentagem do CAPEX	84
Tabela 3.24 - Parâmetros da distribuição triangular para custos de operação e manutenção de microturbinas a gás como função da quantidade de energia elétrica gerada.....	86
Tabela 3.25 - Parâmetros da distribuição lognormal para a tarifa de energia elétrica (antes dos impostos)	87
Tabela 3.26 - Parâmetros da distribuição extremo máximo para o preço da biomassa.....	89
Tabela 3.27 - Parâmetros da distribuição Gama para a cotação do dólar americano	90
Tabela 3.28 - Dados chave do financiamento Finame BNDES	91
Tabela 4.1 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação	93
Tabela 4.2 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação	97
Tabela 4.3 - Resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação.....	103
Tabela 4.4 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando ar enriquecido como agente de gaseificação	110
Tabela 4.5 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo	117
Tabela 4.6 - Resultados técnicos dos sistemas de geração passíveis de implementação	124
Tabela 4.7 - Investimento necessário para construir o sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	126
Tabela 4.8 - Tributos decorrentes da importação de equipamentos no Estado de Minas Gerais	127
Tabela 4.9 - Receita anual do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	127
Tabela 4.10 - Despesas anuais do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	127
Tabela 4.11 - Dados complementares para o estudo de viabilidade econômica das variantes tecnicamente viáveis do sistema de geração.....	128
Tabela 4.12 - Critérios econômicos de decisão para o empreendimento	129
Tabela 4.13 - Investimento necessário para construir o sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	132
Tabela 4.14 - Receita anual do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	132
Tabela 4.15 - Despesas anuais do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação	132
Tabela 4.16 - Critérios econômicos de decisão para o empreendimento	134
Tabela 4.17 - Investimento necessário para construir o sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo	137

Tabela 4.18 - Receita anual do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo	137
Tabela 4.19 - Despesas anuais do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo	137
Tabela 4.20 - Critérios econômicos de decisão para o empreendimento	138
Tabela 4.21 - Principais parâmetros da análise de viabilidade econômica das variantes com potencial real de implementação	141

Lista de Abreviaturas e Siglas

ANN	<i>Artificial neural network</i>
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
CFD	<i>Computational fluid dynamics</i>
CAPM	<i>Capital asset pricing model</i>
CAPEX	<i>Capital expenditure</i>
CNTP	Condições normais de temperatura e pressão
COFINS	Contribuição para o financiamento da seguridade social
EBITDA	Earnings before interest, taxes, depreciation, and amortization
ER	<i>Equivalence ratio</i> ou razão de equivalência
GLP	Gás liquefeito de petróleo
IAPWS	<i>International Association for the Properties of Water and Steam</i>
ICMS	Imposto sobre operações relativas à circulação de mercadorias e sobre prestações de serviços de transporte interestadual, intermunicipal e de comunicação
IGT	<i>Institute of Gas Technology</i>
IPI	Imposto sobre produtos industrializados
IR	Imposto de renda
PCI	Poder calorífico inferior
PIS	Programa de integração social
STBR	<i>Steam to biomass ratio</i> ou razão vapor-biomassa
TEC	Tarifa externa comum
TIR	Taxa interna de retorno
TMA	Taxa mínima de atratividade
UPS	<i>Uninterruptable power supply</i>
VPL	Valor presente líquido
WACC	<i>Weighted average cost of capital</i> ou custo médio ponderado de capital

Lista de Símbolos Latinos

A_0	Constante pré-exponencial da lei de Arrhenius
A	Espécie A
Ar_{Esteq}	Vazão estequiométrica de ar
Ar_{Real}	Vazão real de ar
B	Espécie B
C	Espécie C
C_i	Concentração da espécie i
C_s	Custo estimado do sistema ou equipamento analisado
C_{sA}	Custo estimado do sistema ou equipamento analisado no ano A
C_{sB}	Custo estimado do sistema ou equipamento analisado no ano B
D	Espécie D
DD	Fração de passivos do balanço patrimonial associada a terceiros (<i>Debt</i>)
EE	Fração de passivos do balanço patrimonial associada a sócios (<i>Equity</i>)
E	Energia de ativação da reação
EGF	Eficiência de gás frio
ER	Razão de equivalência
$FATOR$	Fração mássica total de biomassa seca
I_A	Índice anual de custo no ano A
I_B	Índice anual de custo no ano B
k	Constante da taxa de reação
K	Fator de solubilidade
k_{back}	Constante da taxa de reação reversa
K_e	Constante de equilíbrio
k_{for}	Constante da taxa de reação direta
K_g	Custo específico de capital
m	Número de mols da espécie B
$\dot{m}_{Biomassa}$	Vazão de biomassa
\dot{m}_{Syngas}	Vazão de gás de síntese
$\dot{m}_{umidade}$	Vazão de água após a etapa de pirólise
\dot{m}_{vapor}	Vazão de vapor
n	Número de mols da espécie A
N_{2split}	Fração mássica de nitrogênio removido no separador por membranas
p	Número de mols da espécie C
P_0	Potência do sistema ou equipamento de referência
$PC_{Biomassa}$	Poder calorífico da biomassa (base indefinida)
P_{CO}	Pressão parcial do monóxido de carbono
P_{CO_2}	Pressão parcial do dióxido de carbono
PC_{Syngas}	Poder calorífico do gás de síntese (base indefinida)
$Prod$	Taxa de produção de syngas
P_s	Potência do sistema ou equipamento analisado
q	Número de mols da espécie D

R	Constante universal dos gases
r_b	Taxa da reação de Boudouard
R_{C1}	Custo de referência 1
R_{C2}	Custo de referência 2
R_D	Taxa de juros das obrigações financeiras com terceiros
R_E	Taxa de juros das obrigações financeiras com sócios
R_F	Taxa de juros livre de risco
r_{for}	Taxa da reação Shift
R_M	Taxa de remuneração oferecida pelo mercado
R_{P1}	Potência de referência 1
R_{P2}	Potência de referência 2
r_w	Taxa de reação de vapor
r_1	Taxa de reação direta
r_2	Taxa de reação reversa
T_{redu}	Temperatura média da região de redução
ULT	Vetor contendo a análise elementar de biomassa
\dot{V}_{Syngas}	Vazão volumétrica de syngas
z	Índice de capacidade ou fator de escala

Lista de Símbolos Gregos

β	Índice Beta do risco associado ao investimento
ΔG	Varição absoluta da energia livre de Gibbs
ΔH	Varição absoluta da entalpia
ΔS	Varição absoluta da entropia

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
1.1	Considerações iniciais	18
1.2	Objetivos	19
1.3	Justificativa	19
1.4	Estrutura do trabalho	19
1.5	Desafios e limitações	20
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E DOCUMENTAL	21
2.1	Microturbinas a gás	21
2.1.1	Acionador primário	21
2.1.2	Considerações operacionais	26
2.1.2.1	Ignição	27
2.1.2.2	Combustível	28
2.1.2.3	Mancais	29
2.1.2.4	Regenerador anular	29
2.1.2.5	Controle de emissões	30
2.1.3	Modos de operação	31
2.1.3.1	Operação isolada (<i>stand-alone</i>)	31
2.1.3.2	Operação conectada à rede (<i>grid connect</i>)	32
2.1.3.3	Operação dual (<i>dual mode</i>)	33
2.1.3.4	Operação de unidades múltiplas (<i>multiple units</i>)	33
2.1.4	Configurações da microturbina a gás	34
2.1.4.1	Eixo único (<i>single shaft</i>)	34
2.1.4.2	Eixo dividido (<i>split shaft</i>)	35
2.1.5	Microturbinas alimentadas com gás de baixo poder calorífico	36
2.2	Alternativas de gaseificação	39
2.2.1	Processo de gaseificação	39
2.2.1.1	Meio gaseificante	40
2.2.1.2	Etapas da gaseificação	42
2.2.1.3	Aspectos básicos da cinética da gaseificação	43
2.2.2	Reforma a vapor	46
2.2.3	Gaseificadores de biomassa	47
2.2.3.1	Gaseificador co-corrente (<i>downdraft</i>)	48
2.2.3.2	Gaseificador de leito fluidizado duplo	50
2.2.4	Novas tecnologias de gaseificação	51
2.2.4.1	Gaseificação por plasma	51
2.2.4.2	Gaseificação com água supercrítica	52

2.3	Métodos de produção de ar enriquecido com oxigênio	53
2.3.1	Destilação criogênica	54
2.3.2	Adsorção por variação da pressão (<i>pressure swing adsorption</i>)	55
2.3.3	Separação por membrana.....	56
3	METODOLOGIA DE PESQUISA	57
3.1	Estratégias de modelagem e variantes propostas.....	57
3.2	Modelo de gaseificador co-corrente	60
3.2.1	Adaptação para operar com ar atmosférico	66
3.2.2	Adaptação para operar com ar atmosférico e vapor de água	67
3.2.3	Adaptação para operar com vapor de água e ar enriquecido	68
3.2.4	Adaptação para operar com ar atmosférico e oxigênio (ar enriquecido)....	70
3.3	Modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo.....	71
3.4	Modelo de microturbina a gás	77
3.5	Modelo de estudo econômico.....	81
4	RESULTADOS	92
4.1	Viabilidade técnica.....	92
4.1.1	Sistema baseado em gaseificador co-corrente.....	92
4.1.1.1	Operação com ar atmosférico	92
4.1.1.2	Operação com mistura de ar atmosférico e vapor	96
4.1.1.3	Operação com mistura de vapor e ar enriquecido	102
4.1.1.4	Operação com ar enriquecido	109
4.1.2	Sistema baseado em gaseificador de leito fluidizado duplo	116
4.1.3	Síntese dos resultados técnicos	123
4.2	Viabilidade econômica.....	126
4.2.1	Sistema baseado em gaseificador co-corrente.....	126
4.2.1.1	Operação com ar atmosférico	126
4.2.1.2	Operação com mistura de ar atmosférico e vapor	126
4.2.1.3	Operação com mistura de vapor e ar enriquecido	126
4.2.1.4	Operação com ar enriquecido com oxigênio.....	131
4.2.2	Sistema baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo	136
4.2.3	Síntese dos resultados econômicos	140
5	CONCLUSÕES.....	144
5.1	Considerações finais	144
5.2	Recomendações para trabalhos futuros.....	145
	REFERÊNCIAS	147
	APÊNDICES	153

1 INTRODUÇÃO

1.1 Considerações iniciais

O cenário energético mundial apresenta um crescimento progressivo na demanda devido à expansão econômica e populacional, o que implica um substancial aumento no consumo de combustíveis fósseis que prejudicam o meio ambiente e comprometem a qualidade de vida das gerações atuais e futuras [1].

Para enfrentar os desafios globais no âmbito da segurança energética, das mudanças climáticas e do crescimento econômico, é necessário desenvolver tecnologias com baixa emissão de carbono tais como os biocombustíveis, a energia solar fotovoltaica, a energia solar térmica, a energia eólica e o armazenamento eficiente e ecológico de energia [2]. Nesse sentido, prevê-se uma redução de 23% no consumo mundial de combustíveis fósseis até o ano de 2040, contanto que as novas políticas energéticas mantenham a tendência de priorização das fontes com baixas emissões de carbono. A biomassa irá ter destaque com um crescimento previsto de 62,5% no mesmo período, com especial participação no setor de geração de energia elétrica [3].

A crescente tendência de implantação de sistemas de geração distribuída e sua possibilidade de integração com os sistemas centralizados fazem desta modalidade de produção uma ótima candidata para atender aos requerimentos energéticos futuros, especialmente aos das comunidades afastadas dos grandes centros urbanos, ao mesmo tempo que são adiados investimentos em usinas de grande porte e melhorados os índices de disponibilidade e qualidade da rede elétrica [4].

Dada a alta disponibilidade de biomassa no Brasil e considerando a tendência do setor energético nacional, esta pesquisa propõe um novo sistema que combina duas tecnologias com alto potencial de impacto no médio e longo prazo: a gaseificação de biomassa e as microturbinas a gás. Buscando contribuir para o desenvolvimento de novas tecnologias no campo da geração, com baixa taxa de emissões e elevada probabilidade de implementação, o novo sistema permite utilizar resíduos orgânicos sólidos como combustível para atender às necessidades de consumidores de baixo e médio porte, especialmente aqueles que não fazem parte do sistema interligado nacional.

1.2 Objetivos

Este trabalho busca avaliar a viabilidade técnica e econômica do uso de microturbinas a gás quando alimentadas unicamente com gases de síntese. O escopo da pesquisa aqui apresentada abrange os seguintes objetivos específicos:

- Modelar uma microturbina a gás usando diferentes tipos de gás de síntese como combustível;
- Identificar a variação da eficiência global do novo sistema em função da troca do agente de gaseificação no gaseificador;
- Estabelecer as variáveis chave que determinam a viabilidade técnica e econômica do novo sistema;
- Realizar uma análise de sensibilidade do sistema a partir das variáveis chave de operação e retorno econômico;

1.3 Justificativa

A crescente demanda de energia, junto ao progressivo aumento do volume de resíduos sólidos orgânicos, mostra-se como uma problemática que a sociedade deve encarar e, ao mesmo tempo, como uma oportunidade para implementar novas tecnologias que permitam gerar utilidades a partir desse impasse, com baixo impacto ambiental e dentro de margens técnicos e econômicos praticáveis.

Até 2040 prevê-se uma redução de 23% no consumo mundial de combustíveis fósseis e um crescimento de 62,5% no uso de biomassa como fonte de energia [3]; situação que beneficia em grande medida o Brasil e o resto da América Latina em função da elevada oferta de biomassa na região. Este cenário favorece a implementação de sistemas de geração baseados no uso de resíduos orgânicos sólidos ou culturas energéticas como combustível para atender às necessidades de consumidores que não fazem parte do sistema interligado nacional.

A pesquisa desenvolvida e apresentada nesta dissertação, mostra-se especialmente relevante na medida em que permite quantificar a viabilidade técnico-econômica de utilizar conjuntamente duas tecnologias (microturbina a gás e gaseificador de biomassa) visando atender as necessidades energéticas de consumidores de pequeno e médio porte, ao mesmo tempo que se dá um tratamento adequado aos resíduos sólidos orgânicos.

1.4 Estrutura do trabalho

Este trabalho está dividido em 5 capítulos, cuja distribuição e conteúdo obedecem a estrutura apresentada na Tabela 1.1.

Tabela 1.1 - Estrutura da dissertação

Título	Breve descrição
Capítulo 1. Introdução	Neste capítulo é apresentada, de forma geral, a temática a ser abordada ao longo do documento, assim como os principais objetivos da pesquisa e as razões que justificam a iniciativa.
Capítulo 2. Revisão bibliográfica e documental	Este capítulo descreve os processos e princípios físicos que caracterizam ambas as tecnologias envolvidas no estudo: microturbinas a gás e gaseificadores de biomassa.
Capítulo 3. Metodologia de pesquisa	Este capítulo aborda a metodologia de pesquisa adotada ao longo do trabalho, descreve os modelos desenvolvidos e o procedimento utilizado para validar os resultados obtidos.
Capítulo 4. Resultados	Neste capítulo são relatadas as principais descobertas da pesquisa e, ao mesmo tempo, delineadas as variáveis chave que inviabilizam a implementação da nova tecnologia no âmbito da geração distribuída.
Capítulo 5. Conclusões	Sintetiza os resultados do trabalho e propõe novas linhas de pesquisa que robusteçam e consolidem as descobertas apresentadas nos capítulos anteriores.

1.5 Desafios e limitações

Após revisão da literatura especializada, foi constatado que os estudos existentes em relação ao uso de microturbinas a gás alimentadas com gases de síntese, com o intuito de gerar energia elétrica, são escassos tanto em quantidade quanto em qualidade. Nesse sentido, a avaliação técnica e econômica do sistema proposto fornece uma visão abrangente da oportunidade existente e dos principais obstáculos a serem superados antes de introduzir este sistema de geração no cenário da geração distribuída.

Por outro lado, mesmo sendo limitada a quantidade de estudos semelhantes ao aqui apresentado, não existe consenso entre os autores conforme descrito na seção 2.1.5. Alguns pesquisadores consideram inviável alimentar microturbinas a gás com gases de síntese, enquanto outros autores declaram possível tal processo, contanto que a gaseificação utilize um agente de gaseificação adequado; outros pesquisadores propõem ainda a modificação estrutural das microturbinas a gás a fim de conseguir uma operação aceitável ao usar syngas como combustível. Esta pesquisa confronta as teorias existentes e realiza análises independentes que permitem, de forma objetiva, esclarecer a operabilidade, ou não, do sistema proposto.

A principal limitação desta pesquisa decorre da dificuldade de validar experimentalmente os modelos, uma vez que os resultados apresentados são baseados em estudos computacionais e dados fornecidos por terceiros e, por outro lado, não existe registro de sistemas análogos na literatura especializada.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA E DOCUMENTAL

2.1 Microturbinas a gás

Neste capítulo são apresentadas as principais características operacionais e construtivas das microturbinas a gás, assim como os mais recentes estudos em relação a este tipo de gerador quando alimentado com gás de síntese.

2.1.1 Acionador primário

A microturbina a gás é um tipo de gerador de pequena escala, compacto, de construção relativamente simples, que opera em potências menores do que 400 kW [5]. Essas unidades geradoras geralmente são alimentadas com diesel #2 (baixo teor de enxofre), gás natural ou GLP. As microturbinas a gás podem ser de fluxo axial ou de fluxo radial, predominando as de fluxo radial. O custo de instalação, a eficiência e as emissões são os três critérios mais relevantes no projeto desse tipo de gerador [6] [7].

O estudo das microturbinas começa na década de 1970, quando os fabricantes de veículos identificaram a possibilidade de substituir os tradicionais motores de combustão interna por microturbinas, no entanto essa tecnologia não foi bem-sucedida no setor automotivo. Já em meados de 1980 as microturbinas começaram a ser avaliadas desde a perspectiva da geração estacionária, tendo um pronunciado crescimento na década seguinte em virtude da expansão da geração distribuída. O primeiro protótipo comercial de microturbina a gás foi desenvolvido pela *Capstone Turbine Corporation* em 1994, testado oficialmente em 1996 e lançado no mercado em 1998. Também em 1998, a *ABB Distributed Power Generation* e a *Volvo Aero Corporation* (hoje *GKN Aerospace Engine Systems*) desenvolveram um novo protótipo de microturbina para cogeração. Existe uma ampla gama de fabricantes de microturbinas a gás, localizados principalmente em Inglaterra, Estados Unidos e Suécia [8].

O projeto das microturbinas a gás modernas envolve, além da diminuição de escala das turbinas a gás convencionais, uma reconfiguração completa da estrutura física e o rearranjo dos seus componentes. As microturbinas a gás operam no ciclo Brayton regenerativo ideal, apresentado na Fig. 2.1, usam compressor e rotor radiais visando reduzir custos, e trabalham em velocidades altas e variáveis. As microturbinas atuais conseguem queimar tanto combustíveis líquidos quanto gasosos, porém têm requerimentos rigorosos em relação à qualidade dos gases que circulam pelo rotor, sendo intolerantes à presença de partículas sólidas e gotículas [9].

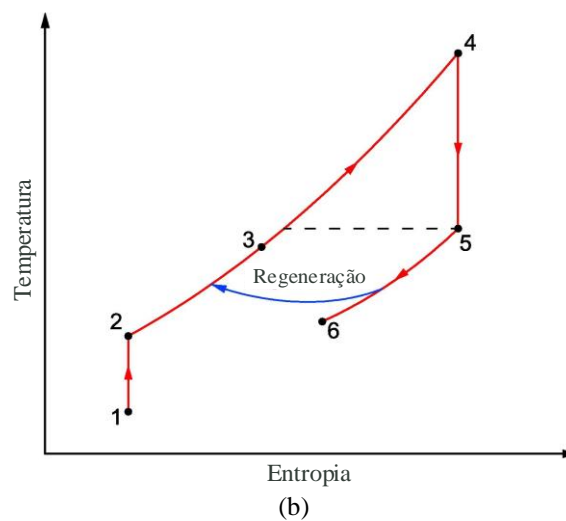
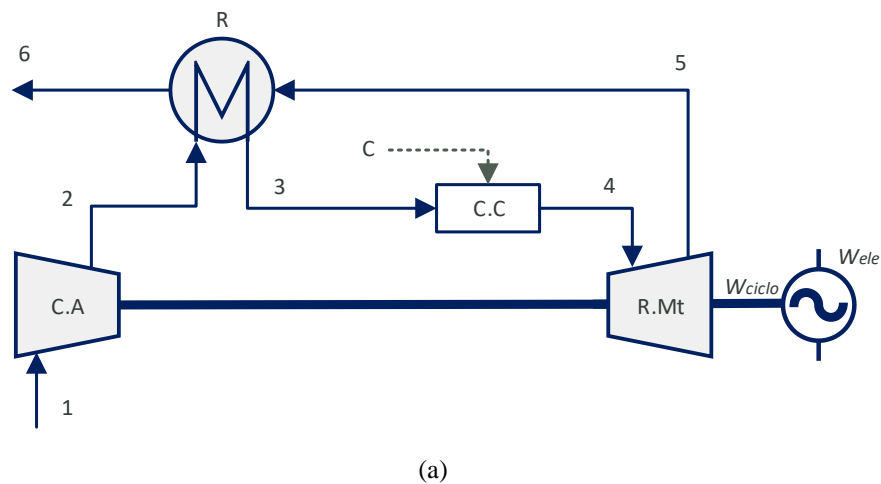


Figura 2.1 - Ciclo Brayton regenerativo ideal de uma microturbina a gás de eixo único (a) Diagrama construtivo (b) Diagrama T-s

Fonte: Adaptado de [10]

No ponto 1 da Fig. 2.1.(a) ocorre o ingresso de ar no sistema, que é logo comprimido de forma isentrópica, com isto, aumentam a pressão e a temperatura até atingir o estado 2. Entre os estados 2 e 3 ocorre o processo de recuperação de calor através de um trocador de calor que transfere energia dos gases de exaustão (processo 5-6) para o ar comprimido. Entre o estado 3 e o estado 4 ocorre a combustão isobárica da mistura de ar comprimido e combustível injetados na câmara de combustão, liberando energia na forma de calor. Do estado 4 para o estado 5 ocorre a expansão isentrópica dentro da turbina e durante este processo é produzido trabalho útil como resultado do salto entálpico dos gases de combustão. Geralmente as microturbinas a gás operam em ciclo Brayton aberto, assim os gases de exaustão retornam para as vizinhanças no estado 6 (após a regeneração) com uma temperatura maior que a temperatura ambiente.

Mesmo tendo um custo de instalação relativamente elevado, quando comparadas com os tradicionais motores diesel as microturbinas a gás tiveram um crescimento vertiginoso desde finais da década de 90, especialmente no setor da geração distribuída [11]. A Tabela 2.1 apresenta um comparativo das principais características técnicas e econômicas das microturbinas a gás em relação a outros sistemas de geração descentralizada.

Tabela 2.1 - Comparativo: microturbinas a gás vs outros sistemas de geração distribuída

Tecnologia	Microturbina	Motor Diesel	Célula a Combustível	Turbina Eólica	Solar PV
Potência [kW]	30-400	5-10.000	2-20.000	300-5.000	300-2.000
Eficiência Elétrica [%]	15-35	30-43	30-60	20-40	5-16
Heat Rate [BTU/kWh]	12.500	9.000-11.000	9.500	-	-
Custo de Instalação [USD/kW]	550-1.700	500-800	1.500-5.000	1.000-5.000	1.09-10.00
Custo de Operação e Manutenção [USD/MWh]	5-10	10-15	5-10	1-4	10
Emissões de CO₂ [kg/MWh]	720	3250	430-490	0	0
Emissões de NO_x [kg/MWh]	0,1	9,88	0,005-0,01	0	0
Combustível	Gás Natural, GLP, Biogás, Propano, Diesel #2.	Óleo Diesel	Gás Natural, Biogás, Propano, Hidrogênio.	Vento	Radiação solar
Vida Útil [Anos]	15	15	15	20	15

Fonte: Adaptado de [4] [12] [13]

A microturbina a gás está composta por três sistemas, tal como mostrado na Fig. 2.2. O sistema de combustão é responsável pela compressão, pré-mistura, injeção e queima do combustível, seja líquido ou gasoso, assim como pela remoção de impurezas, siloxanos e umidade presentes nele. O sistema de geração propriamente dito (compressor, recuperador, câmara de combustão, rotor e gerador elétrico) permite transformar a energia química do combustível, liberada na câmara de combustão, em energia mecânica através do rotor, e então transferi-la ao compressor e ao gerador elétrico. Já o sistema de controle de potência (eletrônica de potência), configura o modo de operação (*on grid*, *off grid*, *dual mode*, etc) e retifica a energia elétrica gerada em altas frequências (550-2.000Hz) transformando-a em corrente contínua (AC/DC), para finalmente

convertê-la em corrente alternada de novo (DC/AC) a uma frequência padrão de consumo (50-60Hz) [9].

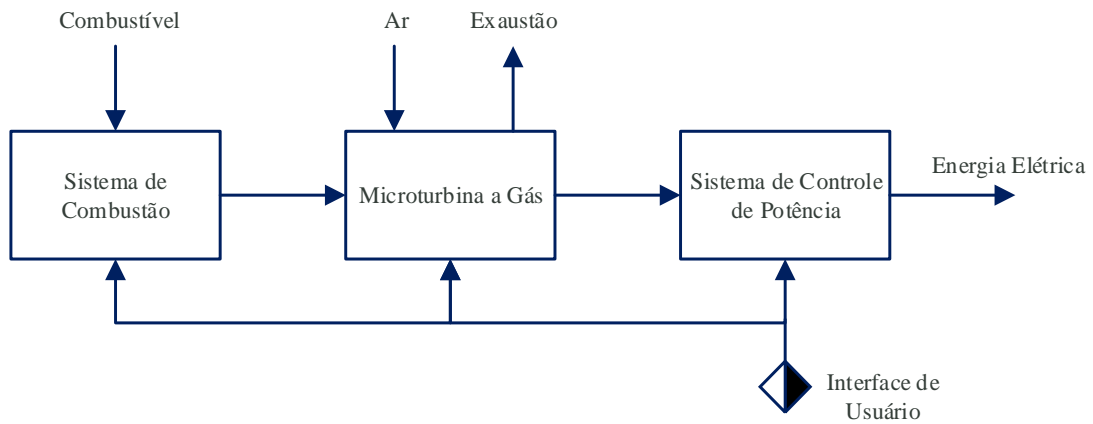


Figura 2.2 - Sistemas constituintes da microturbina a gás

Fonte: Adaptado de [9]

O eixo da microturbina a gás (Fig. 2.3) incorpora tanto o rotor da turbina propriamente dita quanto o rotor do compressor e o ímã permanente que induz a corrente elétrica no estator do gerador; o eixo geralmente é suportado por um mancal a ar (*air foil bearing*) evitando assim o uso de óleos lubrificantes, diminuindo o atrito durante a operação e resfriando a máquina com o mesmo ar a ser usado durante a combustão.

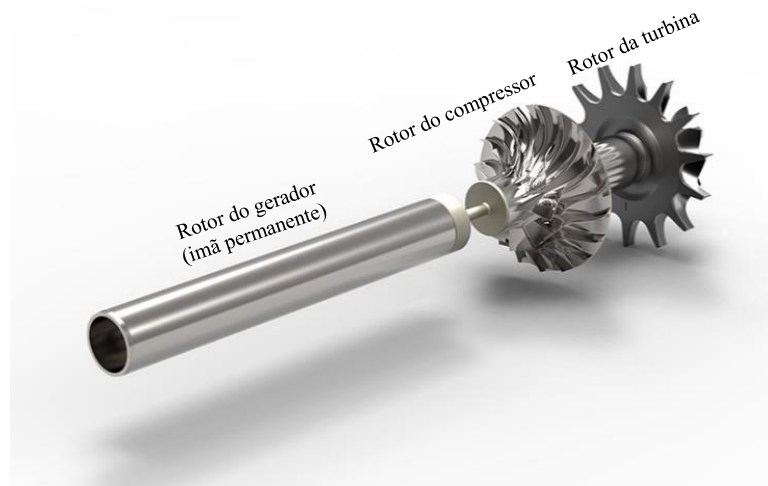


Figura 2.3 - Eixo de uma microturbina a gás

Fonte: Adaptado de [14]

A operação de uma microturbina a gás é relativamente simples: ar atmosférico é admitido através do gap existente entre o estator do gerador elétrico e a carcaça do arranjo. Esse ar é direcionado através do recuperador de calor, um trocador de calor que promove o pré-aquecimento do ar/oxidante, depois o ar pré-aquecido é injetado juntamente com o combustível

na câmara de combustão (380 kPa a 550 kPa). Após a reação de combustão, os gases quentes (em alta pressão) circulam através das palhetas da turbina, promovendo a rotação do eixo e acionado simultaneamente o compressor e o gerador elétrico. Uma vez que os gases de combustão atravessam o rotor, são conduzidos através do recuperador de calor e então liberados para a atmosfera (280 °C a 370 °C).

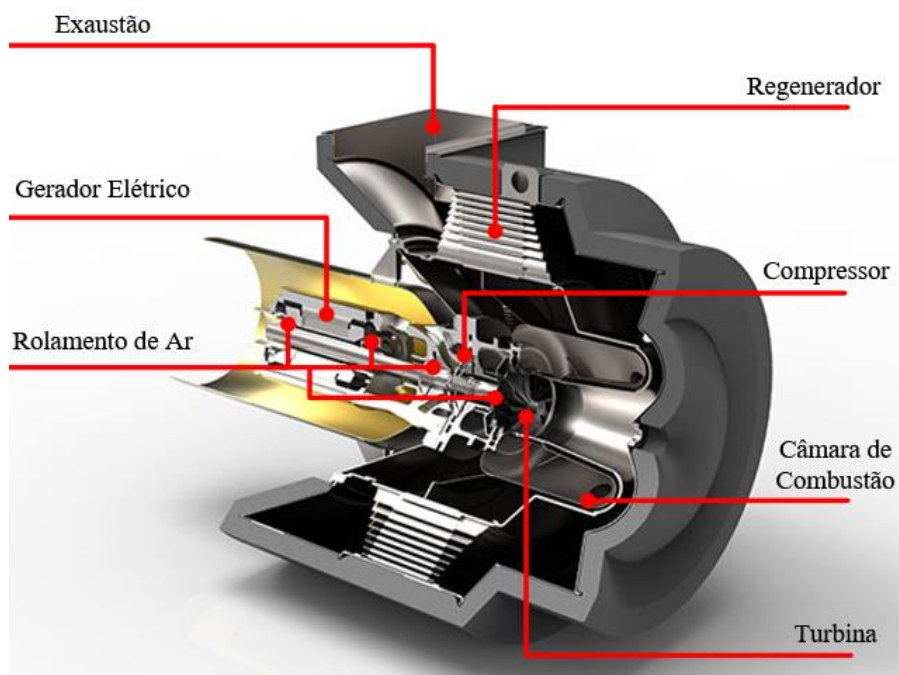


Figura 2.4 - Estrutura geral de uma microturbina a gás

Fonte: Adaptado de [15]

A configuração estrutural da microturbina pode mudar conforme o fabricante e a aplicação, mas em geral opera em um arranjo de eixo único (*single-shaft*) com sistema de regeneração. As microturbinas a gás sem mecanismo de regeneração apresentam uma eficiência média de 17% em contraposição às microturbinas com regenerador que podem atingir até 35% [4] [8].

As principais aplicações das microturbinas a gás incluem [16]:

- (i) Geração distribuída: geralmente no modo de operação isolada (ver seção 2.1.3.1), as microturbinas podem ser instaladas em locais afastados das redes de distribuição das concessionárias;
- (ii) Retificação e controle de qualidade e confiabilidade: reduzindo problemas associados ao sinal da tensão, tais como: variação na frequência, picos, harmônicos, flutuação, etc;
- (iii) Sistemas de respaldo (*back-up*): quando operando conectada à rede (ver seção 2.1.3.2), a microturbina pode ser usada para fornecimento de energia em caso de interrupção do serviço da concessionária;

- (iv) Atendimento em horário de pico: para atender cargas no horário de pico, durante o qual as tarifas da concessionária costumam ser elevadas;
- (v) Cogeração: a microturbina pode ser utilizada para produzir energia elétrica e calor, chegando a atingir rendimento térmico de até 85%.

A principal desvantagem das microturbinas a gás decorre do tamanho reduzido do compressor e da turbina propriamente dita que acabam limitando a eficiência global do dispositivo, impedindo o resfriamento interno do sistema e fixando a relação de pressão em valores relativamente baixos (3:1 até 5:1); dada a relativamente pequena escala de produção, o custo unitário da energia gerada é elevado. Esses dois fatores têm limitado a penetração de mercado desta tecnologia [9].

2.1.2 Considerações operacionais

O projeto de uma microturbina a gás deve atender a certos critérios, derivados das suas condições operacionais e construtivas, a saber [11] [17]:

- (i) Alta eficiência (até 35%);
- (ii) Alta confiabilidade e disponibilidade;
- (iii) Alta durabilidade;
- (iv) Simplicidade operacional;
- (v) Simplicidade construtiva e compactidade;
- (vi) Simplicidade de instalação e comissionamento;
- (vii) Baixa pressão de operação (relação de pressão máxima 5:1);
- (viii) Baixa emissão de ruído e poluentes;
- (ix) Baixo peso;
- (x) Baixa taxa de vibração;
- (xi) Baixa taxa de manutenção;
- (xii) Foco em aplicações comerciais;
- (xiii) Velocidade de rotação elevada e variável (33.000-120.000 rpm);
- (xiv) Retificador e inversor de frequência incorporados;
- (xv) Ausência de caixa redutora – turbina, compressor e gerador no mesmo eixo –;
- (xvi) Flexibilidade na escolha do combustível;
- (xvii) Versatilidade para operar em sistemas de cogeração;
- (xviii) Conformidade com a regulamentação ambiental vigente.

Da mesma forma que nas turbinas a gás tradicionais, as temperaturas que conseguem suportar os materiais construtivos das microturbinas acabam limitando as possibilidades de otimização. Nesse sentido, a câmara de combustão da microturbina é alimentada com uma elevada razão ar-combustível visando obter gases de combustão de baixa temperatura, o que permite também reduzir as emissões de NO_x térmico. O período de residência da mistura ar-combustível dentro da câmara de combustão da microturbina é o suficiente para promover uma queima completa e, ao mesmo tempo, reduzir as emissões de CO e hidrocarbonetos não queimados [8].

As microturbinas a gás podem ser alimentadas com vários combustíveis graças à sinergia entre o sistema de controle de potência e o sistema de combustão (vide Fig. 2.2). Em geral, a troca de combustível pode ser realizada sem mudanças significativas nos componentes do sistema; o calor residual dos gases de exaustão, inclusive após o processo de regeneração, pode ser aproveitado em aplicações de cogeração como aquecimento de água ou geração de vapor de baixa pressão [8].

As principais preocupações operacionais das microturbinas a gás estão associadas a danos nos componentes submetidos a altas temperaturas, suscetíveis a degradação severa quando existe excesso de contaminantes no combustível e no ar de alimentação. Líquidos encontrados em combustíveis gasosos também podem causar danos estruturais na microturbina. Um fenômeno especialmente preocupante quando se queimam combustíveis de baixo poder calorífico é o “*surge*”, este fenômeno se manifesta como um retorno do fluido de trabalho desde a câmara de combustão em direção ao compressor devido ao aumento momentâneo da pressão (durante 20 a 50 milissegundos) na câmara de combustão e à redução da vazão mássica de ar (menor volume de comburente requerido durante a oxidação do gás). É notável observar que as preocupações com o sistema de combustão e com o sistema de injeção de combustível superam amplamente as preocupações mecânicas do próprio motor [9].

2.1.2.1 Ignição

As microturbinas a gás modernas seguem a dinâmica de ignição apresentada na Fig. 2.5. Inicialmente o gerador elétrico, operando como motor, acelera o eixo da microturbina até atingir uma velocidade constante no instante I, esta velocidade é próxima das 14.000 rpm e garante uma vazão de ar constante; no instante I começa a injeção progressiva de combustível na microturbina, mantendo inalterada a vazão de ar. O instante P, quando as vazões de ar e combustível se intersectam (isto é, atingem o mesmo valor), é denominado ponto de razão ótima de combustível-ar (*optimum fuel-to-air ratio*) e ocorre no instante II. No instante III, quando a temperatura dos gases de exaustão é alta o suficiente para constatar a ignição do combustível,

o sistema eletrônico controla as vazões de ar e de combustível em função da carga, aceleração e temperatura de exaustão [18].

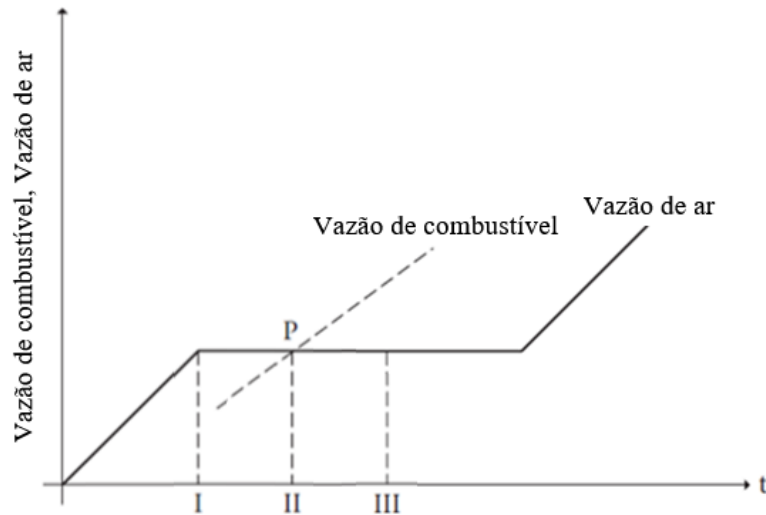


Figura 2.5 - Processo de ignição de combustível em uma microturbina a gás

Fonte: Adaptado de [18]

2.1.2.2 Combustível

A vida útil da câmara de combustão da microturbina a gás pode ser reduzida quando queimados combustíveis com alto teor de monóxido de carbono e acetileno (temperaturas de combustão muito elevadas), assim como no cenário de combustível líquido pobremente atomizado que além de incrementar a temperatura do motor, acaba aumentando a possibilidade de formação de NOx. A presença de um alto teor de hidrogênio junto com acetileno no combustível acarreta risco de retorno de chama e danificação da câmara de combustão.

Outro problema usual no sistema de combustão quando usado combustível líquido é o entupimento dos injetores, decorrente da presença de particulados no estágio de atomização. Contaminantes presentes no combustível, aditivos e alguns hidrocarbonetos podem corroer ou atacar componentes críticos do sistema de combustão; combustíveis contendo água e altos níveis de sulfeto de hidrogênio podem levar a corrosão ainda mais severa.

Por outro lado, poderes caloríficos muito baixos podem impedir a entrega da potência nominal devido aos limites da válvula de controle de fluxo, no entanto, combustíveis com um poder calorífico muito alto podem não ser adequadamente controlados em termos de operação em baixa potência e ainda comprometer a integridade de alguns componentes críticos do sistema de combustão [9].

2.1.2.3 Mancais

Os principais elementos das microturbinas a gás (turbina, compressor, gerador) se encontram, geralmente, conectados através de um único eixo, fato que favorece a compacidade do arranjo. O eixo é geralmente sustentado por, no mínimo, três mancais a ar, o que evita o uso de óleos lubrificantes e tolera desalinhamentos relativamente elevados. Os mancais a ar, Fig. 2.6, garantem um atrito praticamente nulo entre os componentes rotativos e as partes fixas da microturbina.

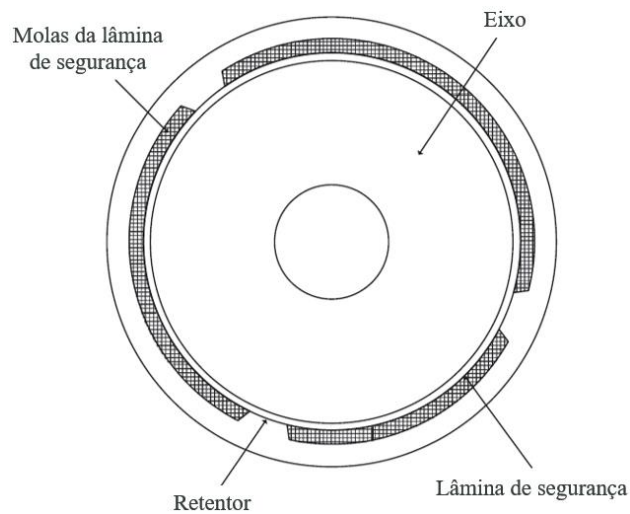


Figura 2.6 - Vista transversal do rolamento de ar de uma microturbina a gás

Fonte: Adaptado de [18]

O mancal a ar consiste em uma bucha ou lâmina metálica de segurança, o eixo propriamente dito (que gira dentro da bucha), uma camada de fluido (ar) entre a bucha e o eixo e algumas molas de suporte. A lâmina metálica de segurança garante o amortecimento de qualquer movimento axial do rotor (amortecimento de Coulomb) e protege o eixo de desgaste quando esteja operando em velocidades muito baixas (partida e parada especialmente). O espaço existente entre o eixo e as partes fixas, assim como a estabilidade dinâmica da microturbina, são apenas garantidos quando é atingida a velocidade de sustentação do eixo (*lift-off speed*) [18].

2.1.2.4 Regenerador anular

Os principais componentes da microturbina estão localizados no meio de um trocador de calor anular, também denominado regenerador, apresentado na Fig. 2.7. Este componente recebe o fluxo axial dos gases que deixam o rotor da turbina e transfere parte da sua energia térmica remanescente ao ar comprimido que sai do compressor.

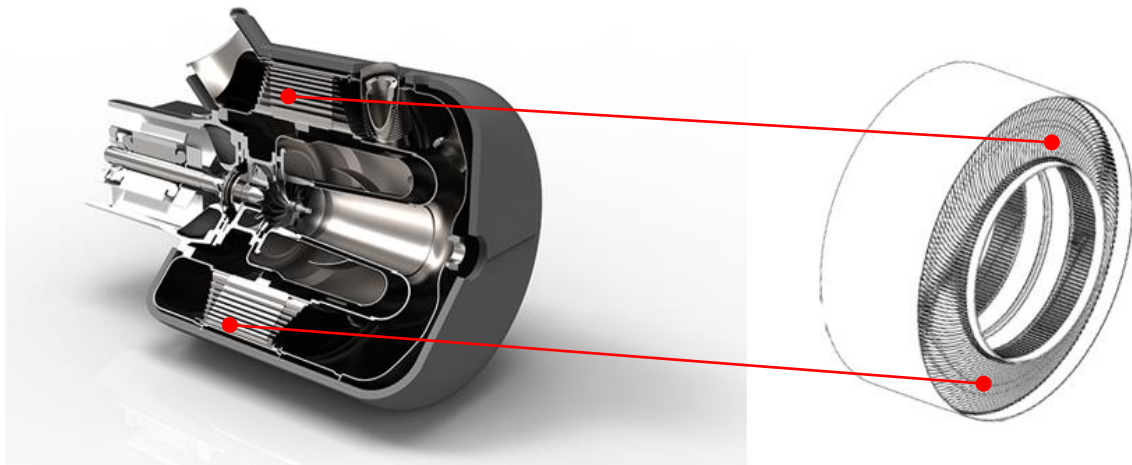


Figura 2.7 - Regenerador anular de uma microturbina a gás

Fonte: Adaptado de [14] [18]

O propósito fundamental do regenerador é aumentar a eficiência térmica da microturbina, o que implica um *heat rate* menor, isto é, uma redução no consumo de combustível [18].

2.1.2.5 Controle de emissões

As microturbinas a gás, além de gerarem energia térmica e mecânica, também emitem poluentes como NO_x, CO e hidrocarbonetos não queimados. A primeira tentativa para reduzir essas emissões é manter uma razão combustível-ar adequada para o regime de operação, função que é satisfatoriamente executada pelo sistema eletrônico de controle do próprio motor. Nas microturbinas a gás modernas é frequente a instalação de reatores catalíticos, como o apresentado na Fig. 2.8, após o regenerador; este tipo de reator é formado por uma série de aletas corrugadas cobertas por uma camada de catalisador que promove a oxidação do combustível não queimado presente nos gases de exaustão.

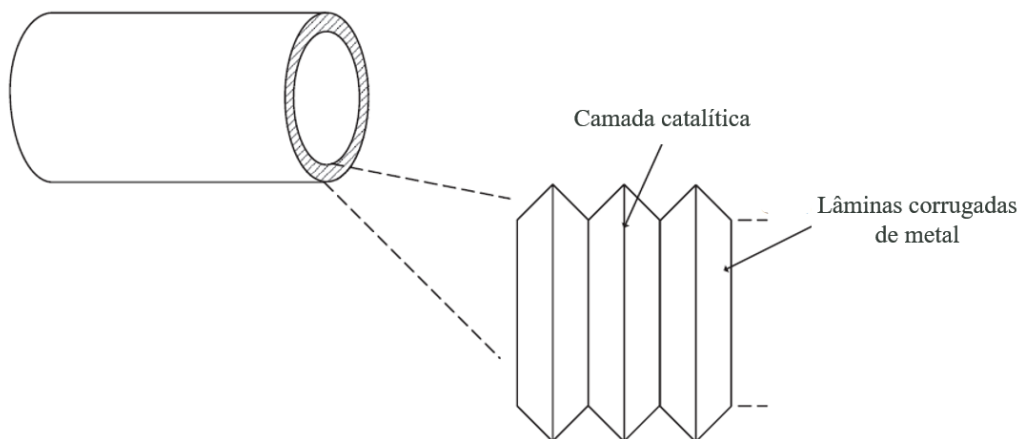


Figura 2.8 - Reator catalítico de uma microturbina a gás

Fonte: [18]

Além do uso do reator catalítico na descarga do motor, existem outras estratégias utilizadas no controle das emissões em microturbinas a gás, a saber:

- (i) Injeção de vapor na câmara de combustão: pesquisas recentes propõem o uso de gases de síntese misturados com vapor de água como combustível em microturbinas a gás. Os resultados preliminares mostram a possibilidade de entregar a potência nominal do motor ao mesmo tempo que são reduzidas as emissões de NO_x, com uma queda de apenas 5% na eficiência, contanto que uma adequada estratégia de injeção de vapor e syngas seja adotada [11];
- (ii) Uso de câmara de combustão RQL (*Rich burn - Quick mix - Lean burn*): outra proposta que visa reduzir as emissões de poluentes em microturbinas a gás é a modificação estrutural da câmara de combustão, especificamente trocando-a por um combustor RQL que garante uma temperatura TIT (*Turbine Inlet Temperature*) menor em relação à temperatura original da máquina, o que se traduz em uma vida útil maior e um menor volume de NO_x térmico na descarga [19];
- (iii) Alteração da geometria da chama dentro da câmara de combustão: a estratégia de indução de turbulência na pré-mistura ar-combustível e a mudança de ângulo dos bicos injetores (posição radial-axial) permite obter uma frente turbulenta de chama e garante a estabilidade da combustão, o que traz uma redução significativa das emissões de NO_x e CO [20].

2.1.3 Modos de operação

A operação das microturbinas a gás é bastante versátil e pode ser adaptada para atender diferentes aplicações, sob vários modos de operação, a saber:

2.1.3.1 Operação isolada (*stand-alone*)

No modo de operação isolada, Fig. 2.9, a microturbina a gás se comporta como uma fonte de tensão independente e fornece a corrente demandada pela carga [8]. Quando a microturbina a gás opera de forma independente da rede elétrica, a partida deve ser realizada a partir de uma unidade de armazenamento de energia externa, geralmente baterias UPS (*uninterruptable power supply*). No caso da microturbina de eixo dividido (seção 2.1.4.2), geralmente são necessários sistemas de partida independentes para cada rotor [7].

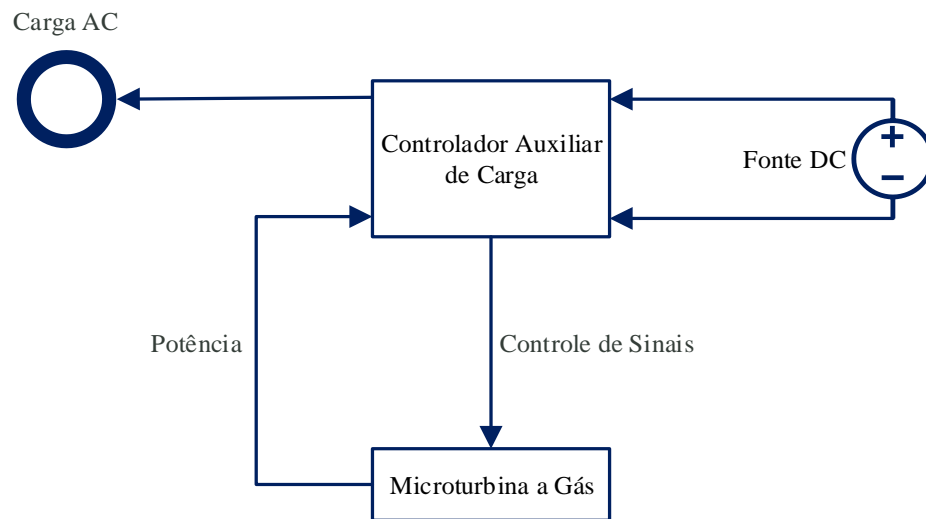


Figura 2.9 - Microturbina a gás no modo de operação isolada

Fonte: Adaptado de [9]

2.1.3.2 Operação conectada à rede (*grid connect*)

No modo de operação conectada à rede, Fig. 2.10, a microturbina acompanha a tensão e frequência da rede. As aplicações para este modo de operação incluem: carga de base, suprimento de pico e seguimento de carga. Um dos aspectos chave da conexão à rede é que as funções de sincronização e proteção, que garantem segurança e confiabilidade na transferência de potência, podem ser gerenciadas diretamente pelo sistema eletrônico de controle da microturbina, eliminando assim a necessidade de equipamentos externos e investimentos adicionais habituais nos sistemas convencionais [8].

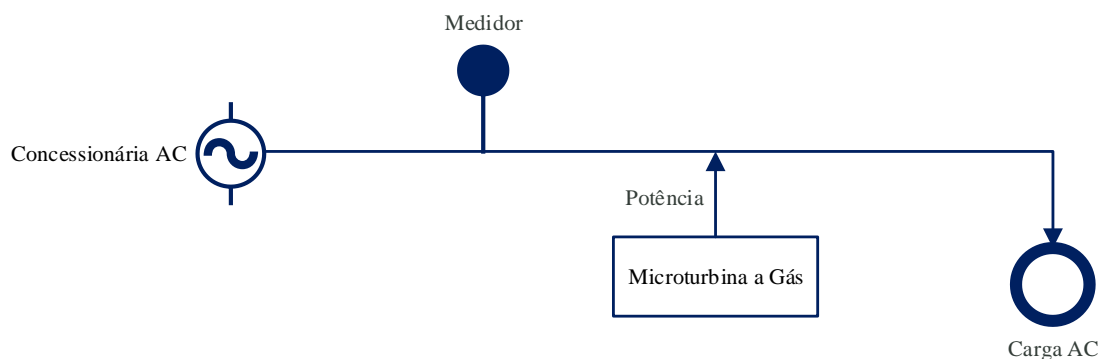


Figura 2.10 - Microturbina a gás ligada à rede

Fonte: Adaptado de [9]

O núcleo da microturbina a gás neste modo de operação consiste em três elementos: um inversor de alta frequência conectado sincronicamente ao gerador magnético permanente, um inversor de baixa frequência e uma unidade central de processamento que controla a tensão, corrente e frequência de ambos os inversores [18].

2.1.3.3 Operação dual (*dual mode*)

A combinação do modo de operação conectada à rede e do modo de operação isolada, constitui o denominado modo de operação dual da microturbina a gás, Fig. 2.11. Assim, o motor tem a possibilidade de operar tanto em paralelo com a rede da concessionária quanto de forma independente [9].

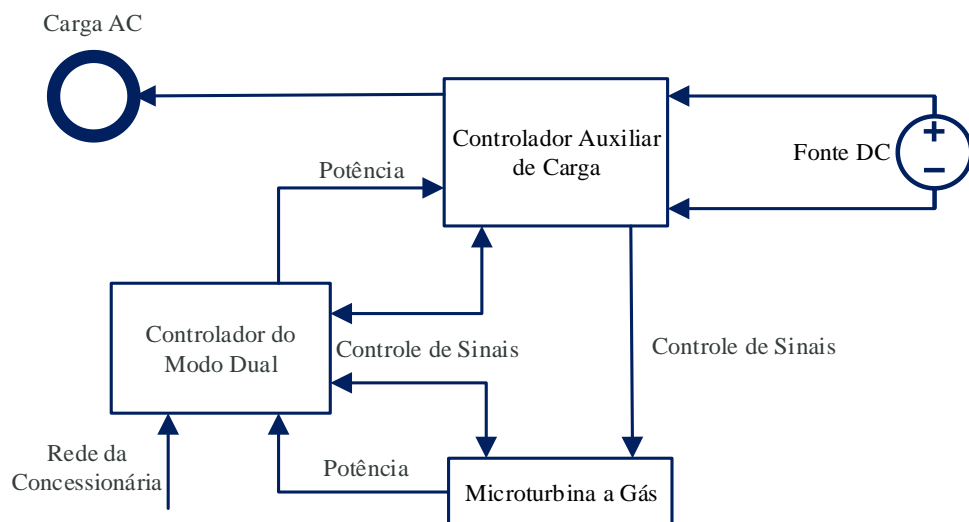


Figura 2.11 - Microturbina a gás na disposição dual

Fonte: Adaptado de [9]

No modo de operação dual, a microturbina pode ser projetada para chavear automaticamente a rede da concessionária ou operar de forma isolada; este tipo de funcionalidade é extremamente útil em uma ampla variedade de aplicações e sua operação pode ser gerenciada diretamente pelo sistema de controle de potência da microturbina sem necessidade de equipamentos externos de sincronização [8].

2.1.3.4 Operação de unidades múltiplas (*multiple units*)

No modo de operação de múltiplas unidades, Fig. 2.12, é possível conectar várias microturbinas em paralelo para aumentar a potência entregue assim como a confiabilidade do arranjo, essa

configuração pode operar tanto de forma isolada quanto conectada à rede da concessionária. Também é possível encontrar este tipo de distribuição atuando como sistemas de back-up [7].

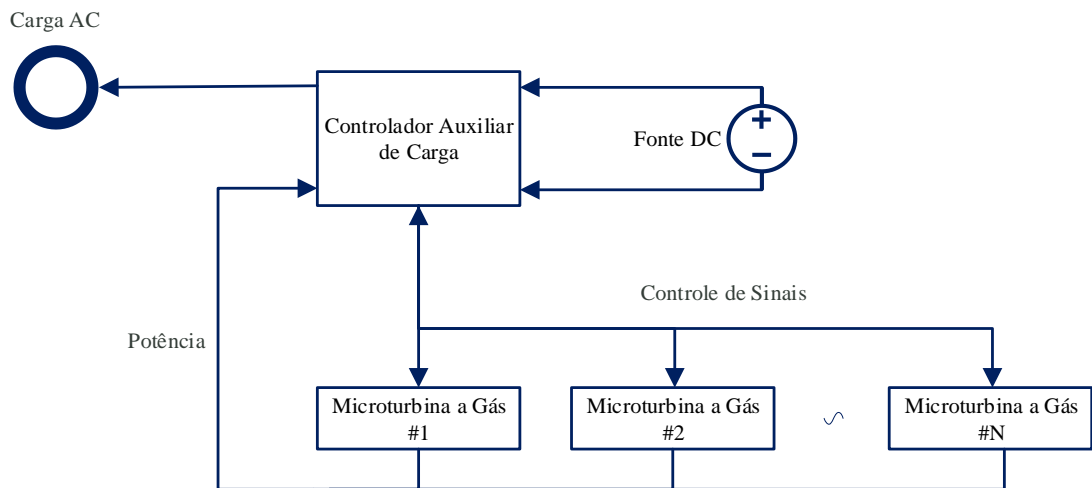


Figura 2.12 - Unidades Múltiplas operando de forma isolada (*stand alone*)

Fonte: Adaptado de [9]

Instalações de unidades múltiplas podem atingir potências de até 30MW [14], evitando assim a necessidade de operar turbinas de grande porte em carga parcial e com baixo rendimento. Quando for necessária uma potência total inferior à potência nominal de um arranjo de unidades múltiplas, a saída é controlada através de uma combinação de redução da vazão (diminuindo a velocidade do compressor) e redução da temperatura de entrada no rotor (menor temperatura na câmara de combustão). Mudanças nas condições operacionais das microturbinas a gás, além de reduzir a potência entregue, também reduzem a eficiência do arranjo de forma análoga às turbinas a gás convencionais, [21].

2.1.4 Configurações da microturbina a gás

As microturbinas a gás, da mesma forma que as turbinas a gás convencionais, podem ter sua configuração alterada para atender uma aplicação específica, a saber:

2.1.4.1 Eixo único (*single shaft*)

Neste caso a microturbina a gás apresenta uma única etapa de expansão, que por sua vez aciona tanto o compressor quanto o gerador elétrico. Neste tipo de configuração as velocidades de operação são elevadas, superando facilmente os 100.000 rpm e produzindo uma corrente

alternada de alta frequência que requer um tratamento posterior de retificação e inversão [7]. Após o processo de expansão, os gases de exaustão são aproveitados pelo regenerador para pré-aquecer o ar comprimido que alimenta a câmara de combustão. O diagrama esquemático da microturbina a gás, na configuração de eixo único, é apresentado na Fig. 2.1.

Na configuração de eixo único, o gerador elétrico de imã permanente (geralmente fabricado em samário-cobalto) atua como motor durante a partida. Uma vez que o compressor e a turbina alcançam velocidade suficiente para autosustentar a operação do ciclo, cessa a operação do gerador como motor [7]. Neste tipo de configuração, a eletrônica de potência tem um papel crucial uma vez que é a responsável pela qualidade do sinal de saída e sua compatibilidade com os requerimentos da carga; em geral a eletrônica de potência de uma microturbina a gás pode lidar com tensões até sete vezes maiores à tensão nominal para evitar complicações com transientes e picos de tensão. Comumente as microturbinas a gás são projetadas como geradores trifásicos [18].

2.1.4.2 Eixo dividido (*split shaft*)

Na configuração de eixo duplo ou dividido, Fig. 2.13, o gerador elétrico da microturbina é alimentado por uma turbina mecanicamente independente. Já o compressor é acionado por uma turbina mecanicamente acoplada ao seu eixo e na qual ocorre a primeira expansão do ciclo. Com a razão de pressão do ciclo fracionada entre as duas turbinas, a turbina livre pode operar em baixas velocidades para acionar um gerador convencional e gerar eletricidade na frequência requerida sem retificações subsequentes. Alguns fabricantes oferecem ainda microturbinas com caixa de velocidade intercambiável, sendo capazes de gerar tanto em 50 Hz quanto em 60 Hz com um custo de aproximadamente 2% do rendimento global do arranjo [7].

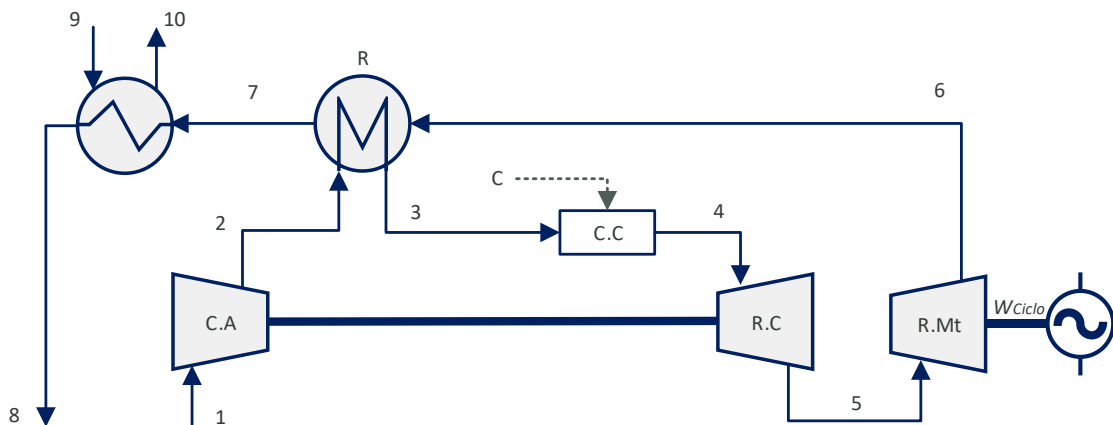


Figura 2.13 - Esquema de uma microturbina a gás de eixo duplo

Fonte: Adaptado de [18]

Mesmo tendo um maior número de partes moveis quando comparadas às microturbinas na configuração de eixo único, as microturbinas a gás de eixo dividido apresentam uma eletrônica de potência muito mais simples para estabilizar a corrente alternada de saída, baseada principalmente em filtros de corrente [9].

2.1.5 Microturbinas alimentadas com gás de baixo poder calorífico

Quando uma microturbina a gás opera com gases de baixo poder calorífico, é necessário aumentar a vazão de combustível e a pressão da câmara de combustão para manter a razão de pressão requerida pelo compressor. Por exemplo, uma microturbina a gás de 30 kW precisa de uma vazão de 12 m³/h de gás natural (PCI de 37 MJ/m³) e uma pressão de 380 kPa na câmara de combustão para gerar a potência nominal; já a mesma microturbina sendo alimentada com um combustível de baixo poder calorífico como biogás (PCI de 15 MJ/m³) irá precisar de 39,6 m³/h de combustível e uma pressão de 480 kPa na câmara de combustão para atingir a mesma potência [9]. Nesse sentido, operar uma microturbina com gases de baixo poder calorífico, na pressão nominal declarada pelo fabricante, irá reduzir a potência entregue pelo sistema. A alternativa procedente é utilizar um compressor externo para assegurar a pressão requerida pelo combustível que ingressa na câmara de combustão [9].

Para cada tipo de combustível pobre é necessário realizar uma reforma estrutural diferente na microturbina, em função do seu poder calorífico. Para compensar a baixa densidade energética do combustível, o sistema de injeção deve fornecer uma vazão maior em relação à vazão nominal para um combustível de referência (por exemplo gás natural). Devido à elevada vazão de combustível, é necessário aumentar o diâmetro de tubulações e válvulas, assim como redesenhar a chama espiral da câmara para otimizar a combustão, ao mesmo tempo que é controlada a nova pressão do ciclo. O novo sistema de combustão da microturbina, quando alimentada com gases de baixo poder calorífico, inclui [8]:

- Tubulações para o combustível de baixo poder calorífico;
- Tubulações para gás natural (combustível de suporte);
- Linhas de vapor para reduzir as emissões de NO_x;
- Linhas para nitrogênio de purga;
- Compressor;
- Câmara de combustão.

Os resultados experimentais reportados em [22] e resumidos na Fig. 2.14, demonstram que é possível alimentar uma microturbina exclusivamente com syngas, no entanto operando fora do

ponto nominal. A potência elétrica gerada pode chegar perto do valor nominal quando o poder calorífico dos gases de síntese ultrapassar os 15 MJ/Nm³ ou quando é utilizada uma mistura de syngas e gás natural.

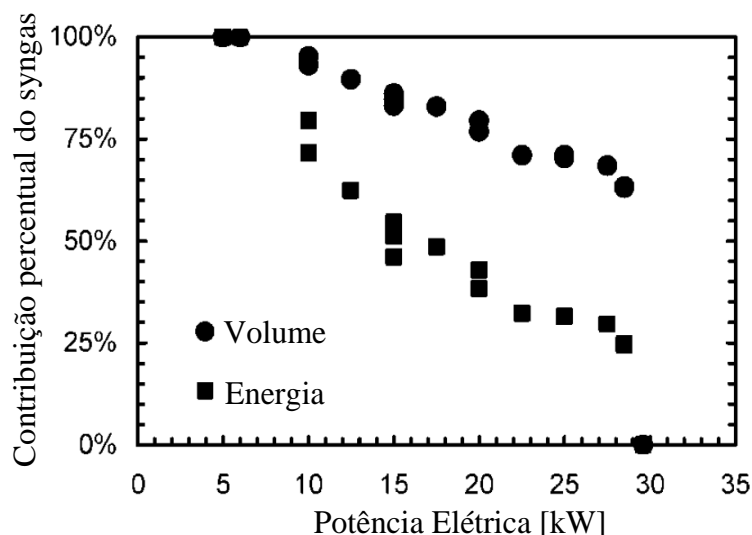


Figura 2.14 - Relação entre a fração de syngas injetado (com respeito ao gás natural) e a potência elétrica gerada em uma microturbina a gás de 30 kW

Fonte: Adaptado de [22]

Uma microturbina a gás é simulada em [23] utilizando gases de síntese como combustível, para tal o poder calorífico inferior do gás foi de 4,69 MJ/Nm³ e a vazão substancialmente incrementada (21,8 vezes) quando comparada à vazão requerida na operação com metano (11 kg/h). A maior parcela de exergia é destruída na câmara de combustão e as eficiências, tanto de primeira quanto de segunda lei, aumentam à medida que a taxa de compressão do sistema aumenta.

Em [24] é apresentada a modelagem e simulação de um sistema de pequena escala para geração de energia elétrica; o arranjo é composto por um gaseificador co-corrente e uma turbina a gás de combustão externa (EFGT), além disso é adicionado um Ciclo Rankine Orgânico (ORC) em configuração *bottoming* para aumentar a geração de energia elétrica. O sistema gerou 200 kWe e atingiu uma eficiência de 20,7%.

Em [11] foi simulada uma microturbina a gás de 100 kW alimentada com gás de síntese (9 MJ/Nm³) obtendo uma potência semelhante à alcançada com gás natural. Também foi analisado o efeito da injeção do vapor durante a combustão, tanto para gás natural quanto para gases de síntese. Foi verificado que a injeção de vapor permite incrementar a potência produzida pela microturbina em ambos os casos, quando operando na velocidade nominal. Do ponto de

vista das emissões, os NOx podem ser reduzidos em até 75% enquanto os níveis de CO apresentam um leve incremento.

A análise técnico-econômica de uma usina de ciclo combinado alimentada com biomassa (serragem) é apresentada em [25]. A potência líquida é de 500 kWe, 350 kWe fornecidos pelo ciclo a ar/gás e 150 kWe fornecidos pelo ciclo a vapor. A análise termoeconômica revela que o menor custo unitário de eletricidade é de 0,12 USD/kWh quando atingida uma eficiência global de 48%.

Em [26] foi investigado o desempenho de uma usina híbrida de pequena escala baseada na integração de uma microturbina a gás (MGT) e uma célula a combustível de óxido sólido (SOFC), ambos dispositivos alimentados pelo gás de síntese gerado por um gaseificador downdraft. Neste caso, a energia elétrica gerada foi de 262 kW (a SOFC forneceu 180 kW). A eficiência global do arranjo foi de 31%.

O trabalho publicado por [27] descreve as diferentes alternativas tecnológicas para gerar eletricidade e calor a partir de cavaco de madeira e, ao mesmo tempo, analisa e compara os desempenhos dessas tecnologias em níveis de micro e pequena escala. Dentre as tecnologias abordadas estão as microturbinas alimentadas com gases de síntese, cuja eficiência pode variar de 7,82 a 17,00% em função da biomassa gaseificada

Em [28] foi modelada e simulada, utilizando o software Cycle-Tempo®, uma usina combinada de calor e energia (CHP) em pequena escala (alimentada com resíduos da indústria da azeitona) composta por um gaseificador de leito fixo (estratificado e com topo aberto) e uma microturbina como unidade de geração de energia. O sistema modelado apresentou um potencial de geração de 30 kWe e uma eficiência global de 50%

A modelagem de uma pequena usina composta por um gaseificador *downdraft* e uma unidade digestora anaeróbica (biodigestor) é descrita em [29], ambos equipamentos são acoplados a um sistema de armazenamento de gás que, posteriormente, alimenta uma microturbina a gás que atua como unidade geradora. Este sistema fornece cerca de 50 kWe, o que seria suficiente para atender a demanda de uma aldeia remota ou de uma grande fazenda. Adicionalmente são apresentados estudos de viabilidade obtidos a partir de simulações da eventual operação; os resultados mostram que tal sistema é uma solução economicamente viável para o fornecimento remoto de energia.

Em [30] foi constatado o potencial de utilização dos gases de síntese em microturbinas a gás sob duas perspectivas: 1) utilizando uma mistura de gás de síntese com outros combustíveis de maior poder calorífico; e 2) através de modificações na estrutura e no funcionamento do equipamento. Ambas as alternativas têm o intuito de compensar o baixo poder calorífico dos

gases de síntese. Os autores afirmam ainda que um poder calorífico mínimo de 8 MJ/Nm³ é o suficiente para garantir o funcionamento estável da microturbina sem afetar sua eficiência e que poderes caloríficos maiores que 11 MJ/Nm³ garantem condições operacionais muito próximas das atingidas com gás natural.

Os efeitos do uso de syngas como combustível suplementar em uma microturbina alimentada com gás natural foram avaliados experimentalmente em [31]. Este estudo incluiu testes de desempenho de microturbinas e queimadores. Os resultados mostraram que a eficiência do motor cai cerca de 13% quando o combustível passa de gás natural puro para uma mistura de 50% de GN e 50% de syngas.

2.2 Alternativas de gaseificação

Nesta seção são apresentadas as tecnologias de gaseificação que podem propiciar a produção de gases de síntese compatíveis com a geração de energia a partir de microturbinas a gás.

2.2.1 Processo de gaseificação

A gaseificação é o processo de decomposição térmica de matéria prima rica em carbono sob atmosfera oxidante pobre que visa a produção de gases combustíveis com potencial energético a partir da remoção dos voláteis da matriz de carbono da celulose e da hemicelulose que compõem a biomassa. A lignina presente na biomassa, por ser um composto mais estável, é de difícil degradação térmica; entretanto, alguns estudos incluem a lignina na formação da fase gasosa, produzindo monóxido de carbono e metano [32].

A gaseificação e a combustão são processos termoquímicos semelhantes, no entanto apresentam uma diferença chave: enquanto a gaseificação aloca energia nas ligações químicas do gás produzido, a combustão quebra as ligações químicas do combustível para liberar essa energia. Por outro lado, o processo de gaseificação adiciona hidrogênio aos hidrocarbonetos obtidos da biomassa ao mesmo tempo que retira carbono para produzir gases com elevada taxa hidrogênio-carbono (H/C), enquanto na combustão o hidrogênio e o carbono são oxidados, produzindo água e dióxido de carbono [33]. Em termos gerais, o processo de gaseificação de biomassa segue as etapas descritas na Fig. 2.15.

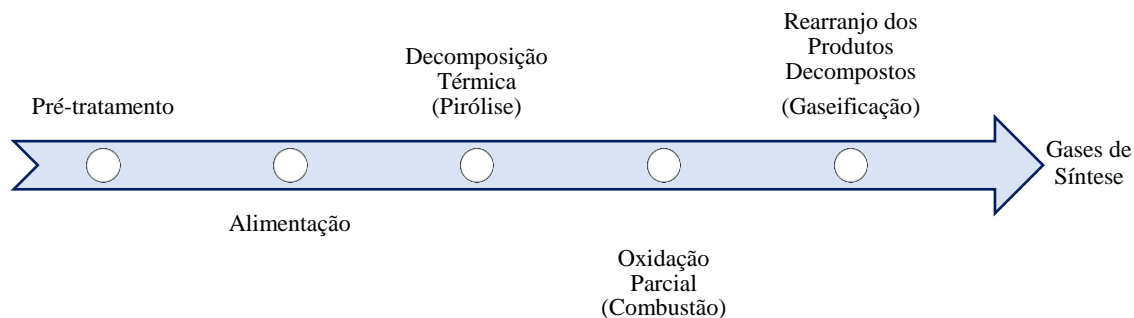


Figura 2.15 - Etapas do processo de gaseificação de biomassa

2.2.1.1 Meio gaseificante

O processo de gaseificação necessita de um meio gaseificante, também chamado de agente ou fluido de gaseificação, que permita rearranjar a estrutura molecular da matéria prima (biomassa neste estudo); para tal são normalmente utilizados vapor, oxigênio, ar, dióxido de carbono, hidrogênio ou uma mistura destes. O meio gaseificante reage com o carbono sólido e com os hidrocarbonetos mais pesados, transformando-os em gases de baixa massa molecular como CO e H₂. A concentração de hidrogênio e o poder calorífico dos gases produzidos podem ser incrementados consideravelmente em função do meio de gaseificação, conforme mostra a Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Poder calorífico e características do processo de gaseificação em função do meio gaseificante

Meio Gaseificante	Poder Calorífico [MJ/Nm ³]	Características
Ar	4,2-7,5	Gaseificação autossustentada, a mais simples e difundida. Resulta em alto teor de nitrogênio, o que reduz significativamente o poder calorífico dos gases de síntese
Oxigênio	10,9-18,9	A taxa de reação é elevada, tem alta eficiência e produz gases de síntese de boa qualidade. Requer a produção de oxigênio puro, o que demanda grandes quantidades de energia; não é economicamente viável para pequenos empreendimentos.
Vapor de água	10,9-18,9	Este tipo de gaseificação tem natureza endotérmica e precisa de uma fonte de calor externa, a temperatura de reação não é muito alta. Tecnologia relativamente complexa, de difícil operação e controle.
Vapor de água + Oxigênio	11,5	Gaseificação autossustentada, o que evita a necessidade de fontes de calor externas.
Hidrogênio	22,26-26,0	Os gases de síntese produzidos têm um poder calórico comparável ao do biogás. Porém, as condições de operação são severas: alta temperatura, alta pressão e uma fonte própria de hidrogênio.

Fonte: Adaptado de [34]

O oxigênio é o agente gaseificante mais popular, pode ser fornecido através de ar atmosférico ou na sua forma pura. A escolha de um agente de gaseificação específico é determinante na

formação de produtos durante o processo de gaseificação, tal como apresentado na Fig. 2.16; nesse diagrama ternário (carbono, hidrogênio e oxigênio) é possível constatar que quando o agente de gaseificação é oxigênio, a fração desse elemento presente nos gases produzidos é elevada, assim como a parcela remanescente quando excedido o limite estequiométrico (processo de combustão) na forma de CO e CO₂, principalmente. Note-se também que quando o agente de gaseificação é oxigênio, a fração de hidrogênio nos gases de gaseificação tende a diminuir, enquanto a fração de carbono aumenta.

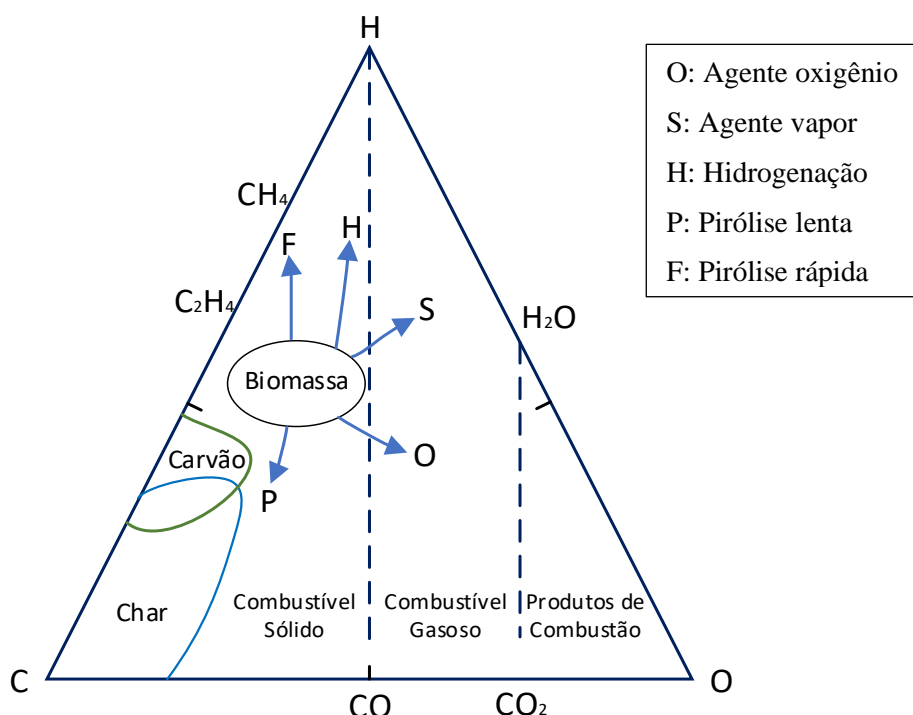


Figura 2.16 - Diagrama ternário C-H-O da gaseificação de sólidos

Fonte: Adaptado de [33]

Dois parâmetros chave para o controle e monitoramento do gaseificador são a razão de equivalência (caso de gaseificação com ar) e a razão vapor-biomassa (caso de gaseificação com vapor); as equações 2.1 e 2.2 descrevem esses parâmetros, respectivamente. No caso de processos de gaseificação utilizando misturas de ar (tanto atmosférico como enriquecido) e vapor como agente de gaseificação é necessário caracterizar o fluxo do meio gaseificante a partir de ambos os parâmetros (ER e STBR).

$$ER = \frac{\left(\frac{Ar}{Biomassa}\right)_{Real}}{\left(\frac{Ar}{Biomassa}\right)_{Esteq}} = \frac{Ar_{Real}}{Ar_{Esteq}} \quad (2.1)$$

$$STBR = \frac{\dot{m}_{vapor} + \dot{m}_{umidade}}{\dot{m}_{biomassa} - \dot{m}_{umidade}} \quad (2.2)$$

No caso de gaseificação com vapor, a fração de hidrogênio presente nos gases resultantes é maior e dessa forma a razão hidrogênio-carbono (H/C) é favorecida. Quando o agente de gaseificação é ar, a fração de nitrogênio (inerte) nos gases produzidos aumenta, e o poder calorífico dos produtos é menor. Assim, a escolha de um meio gaseificante específico, além de influenciar o valor do poder calorífico do syngas produzido, tem também influência direta na sua composição química.

2.2.1.2 Etapas da gaseificação

Em termos gerais, após o pré-tratamento (trituração, moagem, secagem, granulometria, etc) e alimentação da biomassa, começa a primeira etapa da degradação térmica: a pirólise; nessa etapa são produzidos gases, sólidos e líquidos. Logo, durante a etapa de redução, esses produtos intermediários reagem entre si junto com o agente de gaseificação até formarem os gases de gaseificação, também conhecidos como gás de síntese ou *syngas*. A energia necessária para sustentar o processo de gaseificação vem, geralmente, de uma etapa exotérmica implícita de combustão ou, no caso de gaseificadores alotérmicos, de uma fonte térmica externa.

Durante o processo de gaseificação, ocorrem principalmente reações exotérmicas de oxidação e reações endotérmicas de redução envolvendo fases sólida e gasosa (Fig. 2.17). Apesar de serem descritas sequencialmente, as etapas de pirólise, combustão e gaseificação ocorrem de forma simultânea e não é possível delimitá-las claramente.

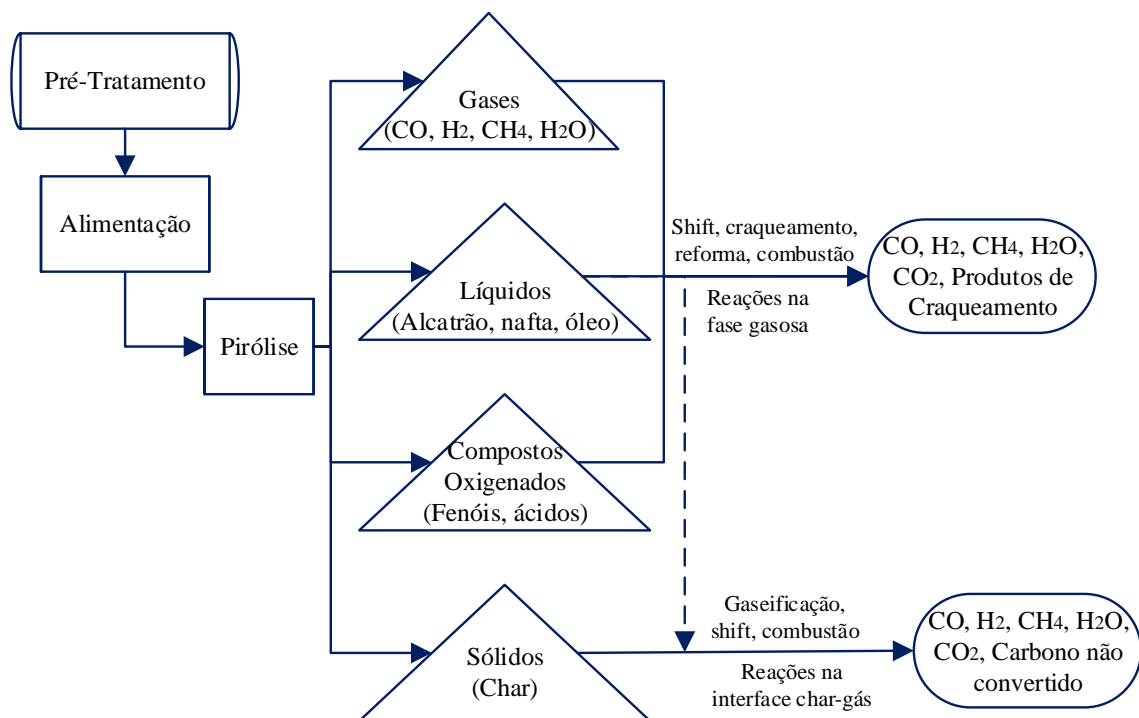


Figura 2.17 - Fases do processo de gaseificação

Fonte: Adaptado de [33]

2.2.1.3 Aspectos básicos da cinética da gaseificação

Algumas das reações químicas do processo de gaseificação ocorrem instantaneamente enquanto outras são demoradas e inclusive incompletas. As principais equações químicas que descrevem o processo de gaseificação (Tabela 2.3) têm uma taxa de reação e uma extensão finitas; a velocidade da reação é quantificada por meio da taxa de reação (r) enquanto a extensão (progressão da reação) é determinada através do estado de equilíbrio.

Tabela 2.3 - Principais reações durante o processo de gaseificação

Reações Sólido-Gás	
R1 (Boudouard)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 172 \text{ kJ/mol}$
R2 (Vapor)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2 + 131 \text{ kJ/mol}$
R3 (Hidrogaseificação)	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4 - 74,8 \text{ kJ/mol}$
R4	$C + 0,5 O_2 \rightarrow CO - 111 \text{ kJ/mol}$
Reações de oxidação	
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2 - 394 \text{ kJ/mol}$
R6	$CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2 - 284 \text{ kJ/mol}$
R7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O - 803 \text{ kJ/mol}$
R8	$H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O - 242 \text{ kJ/mol}$
Reação Shift	
R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 - 41,2 \text{ kJ/mol}$
Reações de metanação	
R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2 - 247 \text{ kJ/mol}$
R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O - 206 \text{ kJ/mol}$
R12	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O - 165 \text{ kJ/mol}$
Reações de reforma de vapor	
R13	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 + 206 \text{ kJ/mol}$
R14	$CH_4 + 0,5 O_2 \rightarrow CO + 2H_2 - 36 \text{ kJ/mol}$

Fonte: Adaptado de [33]

No caso de uma reação simples como a apresentada na equação (2.3)



onde a taxa de reação é dada por

$$r_1 = k_{for} C_A^n C_B^m \quad (2.4)$$

e sua reação reversa é dada por



com uma taxa de reação reversa igual a

$$r_2 = k_{back} C_C^p C_D^q \quad (2.6)$$

o estado de equilíbrio é determinado através de

$$r_1 = r_2 \quad (2.7)$$

Substituindo as equações (2.4) e (2.6) na equação (2.7) é possível chegar em

$$k_{for} C_A^n C_B^m = k_{back} C_C^p C_D^q \quad (2.8)$$

Quando a reação começa, a concentração dos reagentes A e B é elevada e, portanto, r_1 é alta, enquanto a concentração dos produtos C e D é nula. À medida que os reagentes interagem (a concentração de A e B diminui), os produtos são formados (a concentração de C e D aumenta). No caso da reação reversa, a concentração dos reagentes C e D é elevada e, portanto, r_2 é alta, enquanto a concentração dos produtos A e B é nula. Quando as taxas de reação são diferentes ($r_1 \neq r_2$), existe uma condição de não equilíbrio e a reação química continua até ser atingido o estado de equilíbrio químico ($r_1 = r_2$), isto é, até as taxas de formação de produtos e reagentes se igualarem. Na condição de equilíbrio químico não existe mais variação na concentração de reagentes e produtos, a energia livre de Gibbs do sistema é mínima e a entropia do sistema é máxima.

A constante da taxa de reação, k , depende diretamente da concentração dos reagentes e da temperatura da reação. A relação entre k e a temperatura é descrita através da lei de Arrhenius como segue

$$k = A_0 e^{\left(-\frac{E}{RT}\right)} \quad (2.9)$$

A razão entre as constantes das taxas de reação direta e reversa (equação (2.10)) é denominada constante de equilíbrio, K_e , e guarda estreita relação com a temperatura, mas independe da pressão da reação.

$$K_e = \frac{k_{for}}{k_{back}} = \frac{C_C^p C_D^q}{C_A^n C_B^m} \quad (2.10)$$

A variação da energia livre de Gibbs, ΔG , é um importante parâmetro termodinâmico que depende da variação da entalpia e da variação da entropia,

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (2.11)$$

A constante de equilíbrio também pode ser definida em função da energia livre de Gibbs como segue,

$$K_e = e^{\left(-\frac{\Delta G}{RT}\right)} \quad (2.12)$$

A taxa de gaseificação do char é muito menor que sua taxa de produção durante a etapa de pirólise da biomassa, assim o desempenho de um gaseificador depende muito mais da taxa de gaseificação do que da taxa de pirólise. O mecanismo de gaseificação depende em grande medida do meio gaseificante; no caso de gaseificação com oxigênio ou ar, a reação gás-sólido de Boudouard domina o processo; já no caso do vapor como agente de gaseificação, a reação água-gás, também conhecida como reação de vapor, impõe-se. As principais reações sólido-gás da Tabela 2.3 que ocorrem durante a gaseificação são R1, R2 e R3.

Na reação de Boudouard (R1), reagem o carbono presente no char e o dióxido de carbono produzido em etapas prévias. O resultado desta reação endotérmica é monóxido de carbono. A taxa da reação de Boudouard, r_b , é dada pela taxa de Langmiur-Hinshelwood, que leva em consideração a inibição do CO para quantificar a velocidade da gaseificação aparente [35].

$$r_b = \frac{k_{b1}P_{CO_2}}{1 + \left(\frac{k_{b2}}{k_{b3}}\right)P_{CO} + \left(\frac{k_{b1}}{k_{b3}}\right)P_{CO_2}} s^{-1} \quad (2.13)$$

Quando a concentração de CO é baixa e seu efeito inibidor é desconsiderado e é possível simplificar a taxa da reação de Boudouard como segue

$$r_b = A_b e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)} P_{CO_2}^n s^{-1} \quad (2.14)$$

Em geral, os valores de energia de ativação (E) da reação de Boudouard para gaseificação de char de biomassa estão no intervalo de 200 kJ/kmol a 250 kJ/kmol e o expoente n oscila entre 0,4 e 0,6 [36]. A reação de Boudouard reversa tem uma relevância destacada no caso de gaseificação catalítica, uma vez que parte do carbono é depositado na superfície do catalisador, reduzindo assim sua funcionalidade.

A taxa da reação de vapor (R2), r_w , pode ser descrita através da forma de Langmiur-Hinshelwood, levando em consideração o efeito inibidor do hidrogênio e de outros complexos como segue [37]

$$r_w = \frac{k_{w1}P_{H_2O}}{1 + (k_{w1}/k_{w3})P_{H_2O} + (k_{w2}/k_{w3})P_{H_2}} s^{-1} \quad (2.15)$$

Alguns autores utilizam a versão simplificada da taxa da reação de vapor a seguir

$$r_w = A_w e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)} P_{H_2O}^n s^{-1} \quad (2.16)$$

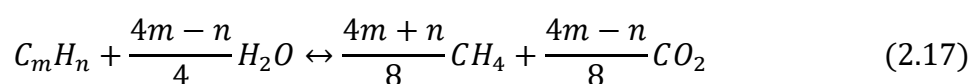
Valores típicos de energia de ativação (E) na reação de vapor para gaseificação de char de biomassa estão no intervalo de 180 kJ/kmol a 240 kJ/kmol e o expoente n oscila entre 0,04 e 1,00 [33].

Durante a reação de hidrogaseificação (R3) é produzida grande parte do metano presente no syngas. Quando o char recém devolatilizado é submetido à hidrogaseificação, a reação progride rapidamente, o que pode levar à grafitação do carbono e com isto ao decaimento da taxa de reação. A reação de hidrogaseificação implica um aumento no volume de gás e com isto a pressão desempenha um papel importante no processo; elevadas pressões e aquecimento rápido promovem a hidrogaseificação.

2.2.2 Reforma a vapor

É possível produzir gases de síntese por meio da reforma direta de hidrocarbonetos. Nesse caso, uma mistura de vapor e hidrocarbonetos são obrigados a circular em presença de um catalisador à base de níquel entre 700 °C e 900 °C. A composição final dos gases resultantes depende de vários fatores: a razão H/C da alimentação, a proporção de vapor/carbono, a temperatura da reação e a pressão do processo.

A mistura de CO e H₂ (principais componentes dos gases de síntese) obtida no processo de reforma a vapor pode ser sintetizada posteriormente para produzir combustíveis líquidos ou insumos químicos. O mecanismo da reforma de vapor é apresentado nas equações 2.17, 2.18 e 2.19.



A primeira reação direta é favorecida em altas pressões, pois implica um aumento no volume; sua constante de equilíbrio aumenta com a temperatura. Já a constante de equilíbrio da reação shift (equação (2.19)) diminui com a temperatura, esta reação é especialmente importante no processo de gaseificação pois descreve a conversão de monóxido de carbono e vapor em hidrogênio; a reação shift (R9) é ligeiramente exotérmica e praticamente insensível a mudanças na pressão uma vez que não existe variação no volume. A taxa de produção de hidrogênio da reação shift decresce levemente com o aumento da temperatura, dessa forma os melhores rendimentos são obtidos em baixas temperaturas, porém nesse caso a velocidade da reação é menor e se faz necessário o uso de catalisadores.

A taxa da reação shift é dada pela equação (2.20) [38].

$$r_{for} = k_{for} C_{CO} C_{H_2O} \quad (2.20)$$

A constante da reação reversa obedece a equação (2.21) [39].

$$k_{back} = 126,2 e^{-\frac{47,29}{RT}} C_{CO_2} C_{H_2} \quad (2.21)$$

Uma reação de vital importância no processo de gaseificação é a combustão de monóxido carbono (R6) para fornecer calor ao processo. Esta reação é dita reversível e sua taxa de reação é dada pela equação (2.22) [39].

$$r_{for} = k_{for} C_{CO} C_{O_2}^{0,5} C_{H_2O}^{0,5} \quad (2.22)$$

A constante de reação reversa de combustão de CO obedece a equação (2.23) [39].

$$k_{back} = 5,18 \times 10^8 e^{-\frac{167,47}{RT}} C_{CO} \quad (2.23)$$

2.2.3 Gaseificadores de biomassa

Os equipamentos utilizados para gaseificar a biomassa são denominados gaseificadores e podem ser classificados em função de algumas variáveis, a saber [32]:

- (i) Poder calorífico do gás produzido;
- (ii) Tipo de agente gaseificador;
- (iii) Direção do movimento relativo da biomassa e do agente gaseificador;
- (iv) Pressão de trabalho;
- (v) Tipo e forma da biomassa de alimentação.

Todo gaseificador tem uma etapa de pirólise implícita precedendo a etapa de gaseificação e as reações envolvidas podem ser analisadas separadamente, conforme descrito nas seções 2.2.1.2 e 2.2.1.3.

Os gaseificadores comerciais modernos atendem diferentes demandas de produção e podem ser usados inclusive para produção de biocombustíveis líquidos submetendo o syngas a tratamentos posteriores. A Fig. 2.18 mostra os intervalos de potência entregue por alguns dos gaseificadores mais comuns.

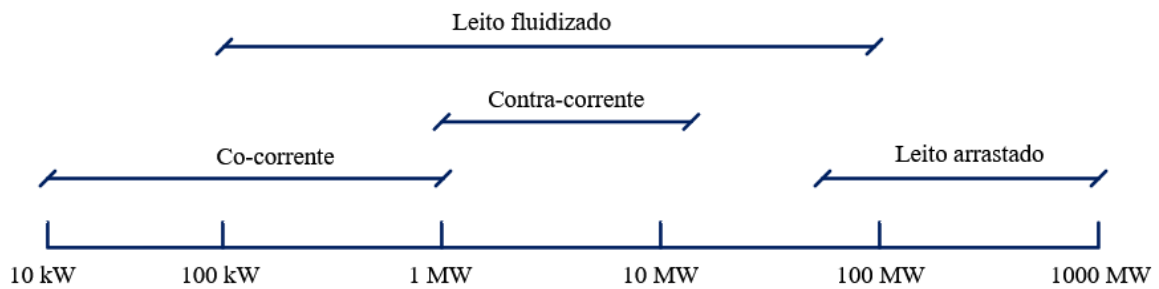


Figura 2.18 - Escala de potências atingidas em função do tipo de gaseificador

Fonte: Adaptado de [33]

Geralmente a performance de um gaseificador é medida em função da qualidade dos gases de síntese através da denominada eficiência de gás frio EGF (equação (2.24)) [40].

$$EGF = \frac{\dot{m}_{Syngas} \times PC_{Syngas}}{\dot{m}_{Biomassa} \times PC_{Biomassa}} \quad [-] \quad (2.24)$$

Os gaseificadores analisados nesta dissertação obedecem à classificação dada em função do movimento relativo da biomassa e do meio gaseificante, são eles:

- (i) Gaseificador co-corrente (*downdraft*) com ar atmosférico;
- (ii) Gaseificador co-corrente (*downdraft*) com mistura de ar e vapor;
- (iii) Gaseificador co-corrente (*downdraft*) com mistura de vapor e oxigênio;
- (iv) Gaseificador co-corrente (*downdraft*) com ar enriquecido com oxigênio;
- (v) Gaseificador de leito fluidizado duplo com vapor e ar suplementar.

Dependendo do meio gaseificante utilizado e do tipo de gaseificador é possível obter diferentes rendimentos em termos de produção, isto é, diferentes vazões volumétricas de syngas para cada quilograma de biomassa seca alimentada como descrito pela equação (2.25).

$$Prod = \frac{\dot{V}_{Syngas}}{\dot{m}_{biomassa} - \dot{m}_{umidade}} \quad (2.25)$$

2.2.3.1 Gaseificador co-corrente (*downdraft*)

É o tipo de gaseificador mais difundido. Neste equipamento, Fig. 2.19, as regiões de combustão e de redução estão posicionadas em forma sequencial, a alimentação de biomassa é realizada pelo topo enquanto o meio gaseificante é injetado na zona de combustão diretamente (fluxos descendentes), direcionando os produtos para a zona de redução.

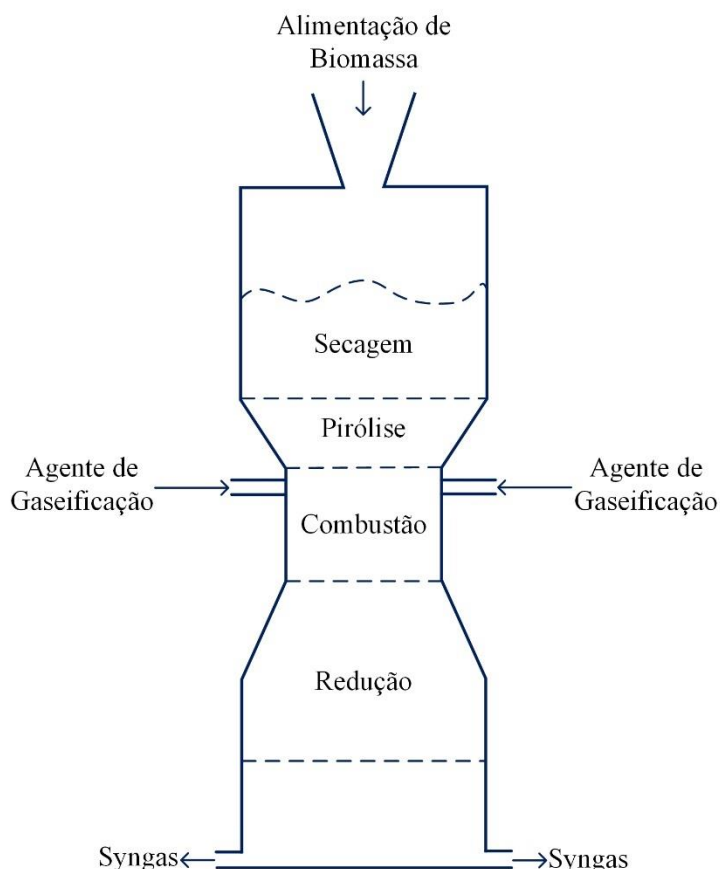


Figura 2.19 - Gaseificador co-corrente

Fonte: Adaptado de [33]

Este gaseificador é projetado de modo que os alcatrões e voláteis provenientes da zona de pirólise sejam direcionados para a zona de combustão onde, em condições de operação controladas, são craqueados termicamente. Quando isto ocorre, esses alcatrões são convertidos em fase leve e coque e a mistura de gases na saída fica relativamente livre de alcatrão. Sendo assim, o arranjo da zona de combustão é um fator crítico nos gaseificadores co-corrente. Como o gás é liberado diretamente através da zona de redução, tende a apresentar quantidades significativas de cinzas e fuligem, por esse motivo é necessário instalar um sistema de limpeza de gases a montante do ponto de extração. A temperatura de saída dos gases pode atingir os 900 °C [32].

A produção de gás combustível livre de alcatrão e voláteis em um gaseificador co-corrente requer cuidados especiais de desenvolvimento pois, além do projeto da garganta e do controle do fluxo de ar, são particularmente vulneráveis ao arrasto de cinzas e à variação no teor de umidade [32] [41].

2.2.3.2 Gaseificador de leito fluidizado duplo

Este tipo de gaseificador, Fig. 2.20, foi desenvolvido em 1997 pela *Vienna University of Technology*, tem suas regiões de combustão e redução separadas fisicamente, vinculadas através do leito fluidizado e dispostas em forma sequencial; cada uma delas é comportada por um reator independente [42]. A alimentação de biomassa é realizada em vários pontos do reator de gaseificação enquanto o meio gaseificante (vapor) é injetado em pontos estratégicos da interface entre o reator de gaseificação e o reator de combustão. Ar primário e ar secundário são injetados de forma suplementar para otimizar a etapa de combustão e estabilizar a temperatura de operação.

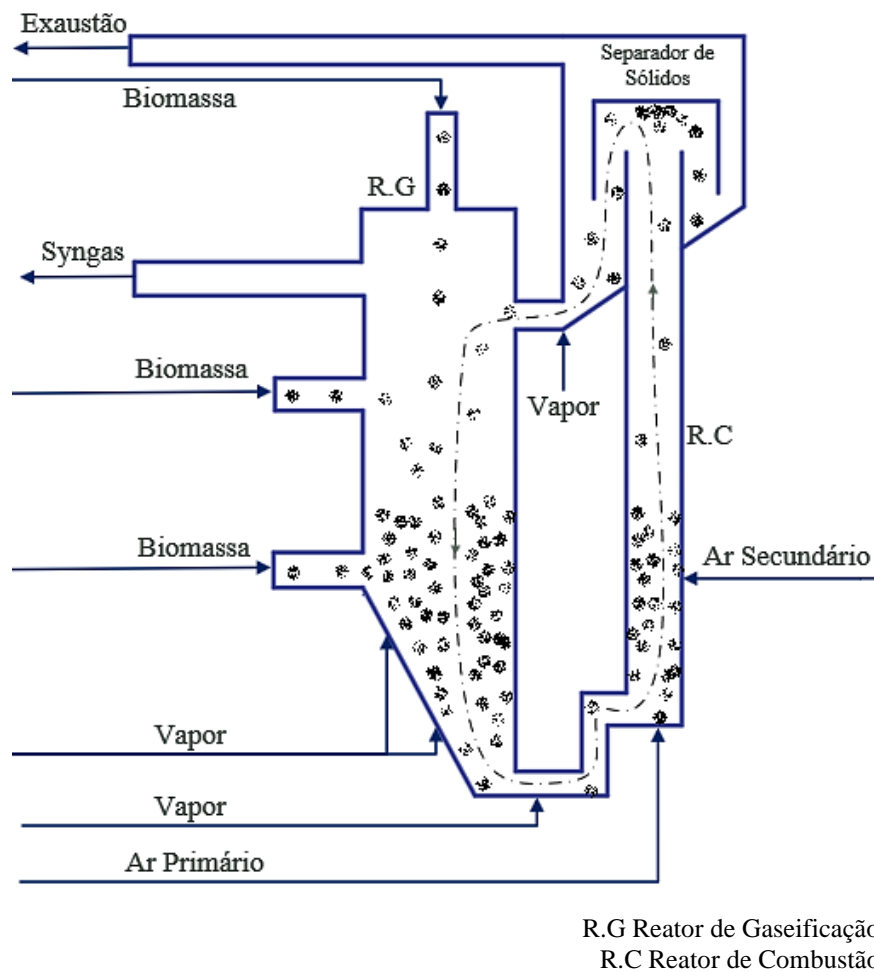


Figura 2.20 - Gaseificador de leito fluidizado duplo

Fonte: Adaptado de [43]

O gaseificador de leito fluidizado duplo é projetado de tal forma que os alcatrões e voláteis resultantes da etapa de gaseificação sejam craqueados termicamente no próprio leito. Quando isto ocorre, esses alcatrões são convertidos em fase leve e coque, os compostos mais densos continuam no leito e circulam em direção ao reator de combustão; assim a mistura de gases de

síntese, removida no topo do reator de gaseificação, fica relativamente livre de alcatrão. A temperatura dos gases de exaustão pode atingir os 940 °C, enquanto a temperatura dos gases de síntese pode chegar aos 870 °C [42].

No leito fluidizado as partículas de biomassa são mantidas suspensas e fluidizadas pelo fluxo do meio gaseificante, criando melhores condições de transferência de calor e homogeneidade da temperatura durante a redução, promovendo um íntimo contato entre partículas e gases e facilitando a circulação das partículas. Como resultado disto é possível ter uma alta taxa de reação gás-sólido e uma temperatura uniforme em todo o leito. O leito deve ser aquecido inicialmente por um combustível auxiliar (GLP, carvão vegetal, etc.) e quando a temperatura for suficientemente alta a biomassa é introduzida dando início ao processo de gaseificação.

Os estudos mais recentes em matéria de gaseificadores de leito fluidizado duplo focam na alteração da matéria prima [44] [45] e na troca do material do leito [46] [47] visando customizar a composição dos produtos.

2.2.4 Novas tecnologias de gaseificação

2.2.4.1 Gaseificação por plasma

Na gaseificação por plasma, a elevada temperatura do plasma (gás ionizado) contribui para a decomposição térmica dos hidrocarbonetos presentes na biomassa, especialmente quando se lida com resíduos sólidos municipais. Alguns autores também denominam esta tecnologia de “pirolise por plasma” uma vez que o processo consiste na desintegração térmica de um material carbonoso em um ambiente pobre em oxigênio. O elemento fundamental deste tipo de gaseificação é a pistola de plasma, uma região do gaseificador que faz circular um gás inerte através de um arco elétrico de alta intensidade para favorecer sua ionização, tal como apresentado na Fig. 2.21.

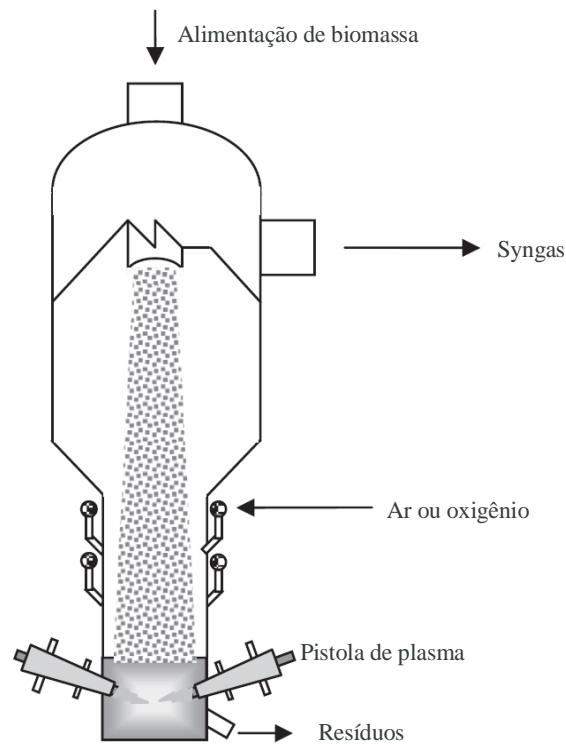


Figura 2.21 - Gaseificador de plasma

Fonte: Adaptado de [33]

2.2.4.2 Gaseificação com água supercrítica

Neste tipo de gaseificação, Fig. 2.22, é utilizada água acima do ponto crítico (374 °C e 22,1 MPa) para decompor a biomassa visando reduzir a quantidade de alcatrão e char produzidos durante o processo. A gaseificação com água supercrítica mostra-se especialmente interessante quando se lida com uma biomassa muito úmida, por exemplo uma biomassa com um teor de umidade de 80% apresenta uma eficiência de gaseificação de apenas 10% quando é processada através de gaseificação convencional, já utilizando a gaseificação com água supercrítica o rendimento do processo pode atingir até 70% [33].

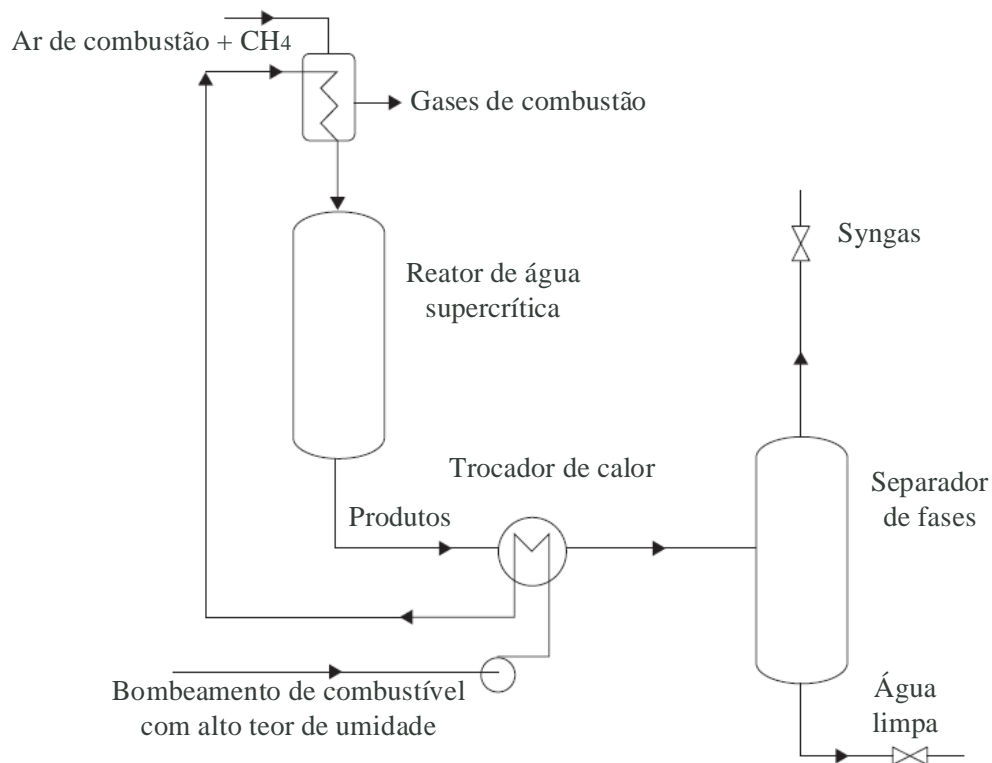


Figura 2.22 - Diagrama esquemático do gaseificador com água supercrítica.

Fonte: Adaptado de [33]

A gaseificação sob condições supercríticas oferece as seguintes vantagens:

- (i) Baixa produção de alcatrão;
- (ii) Alto rendimento para biomassa úmida;
- (iii) Em um único estágio é possível produzir gás com alto teor de hidrogênio e baixo teor de CO sem necessidade de reatores adicionais;
- (iv) O hidrogênio é produzido em altas pressões, tornando-o utilizável para uso comercial;
- (v) O dióxido de carbono pode ser separado facilmente graças a sua alta solubilidade em água a alta pressão;
- (vi) Baixa produção de char;
- (vii) Fácil separação de impurezas inorgânicas e elementos como enxofre e nitrogênio, evitando o uso de filtros.

2.3 Métodos de produção de ar enriquecido com oxigênio

Nesta seção são descritas as principais tecnologias disponíveis para produção de ar enriquecido com oxigênio. Ar enriquecido é utilizado na seção 4.1.1 para testar a viabilidade técnica de algumas variantes do sistema proposto.

2.3.1 Destilação criogênica

Com este tipo de tecnologia é possível obter uma pureza superior a 99% de oxigênio, com taxas de produção elevadas da ordem de 100 a 300 toneladas diárias [48]. Na prática, é o método adotado pelas indústrias de liquefação de gases; o processo de destilação criogênica, Fig. 2.23, usa colunas criogênicas, trocadores de calor, tubulações de resfriamento e grandes quantidades de energia [49].

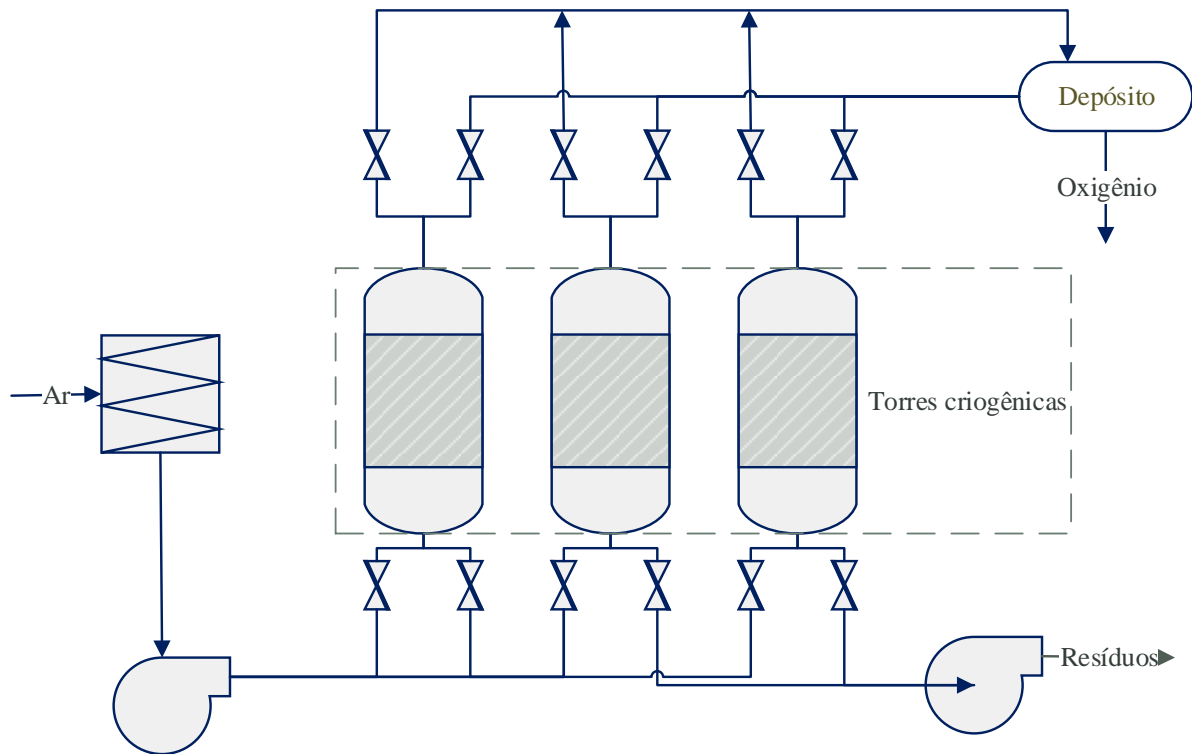


Figura 2.23 - Diagrama do processo de destilação criogênica

Fonte: Adaptado de [49]

O processo de destilação criogênica pode ser dividido em cinco etapas, como segue:

- (i) Filtração-compressão: dentro de esta etapa o ar é limpo via filtragem e então comprimido;
- (ii) Resfriamento: após ser filtrado e comprimido, o ar precisa ser resfriado através de trocadores de calor até atingir uma temperatura próxima da temperatura ambiente;
- (iii) Remoção de CO₂ e vapor: após o resfriamento é necessário retirar qualquer traço de dióxido de carbono e umidade remanescente visando a obtenção de um produto de alta qualidade na saída;
- (iv) Resfriamento criogênico e destilação: nesta etapa o ar é submetido a baixas temperaturas e seus compostos são separados dentro das torres criogênicas de destilação em função

da massa específica (da mesma forma que ocorre em processos de destilação convencionais);

- (v) Retirada e armazenamento: os produtos da destilação de ar (oxigênio e nitrogênio principalmente) são direcionados através de tubulações para armazenamento em tanques ou para seu uso final.

2.3.2 Adsorção por variação da pressão (*pressure swing adsorption*)

Este método de produção de oxigênio baseia-se na capacidade de adsorção seletiva de nitrogênio de alguns materiais que formam um leito de material zeolítico (mineral poroso que atua como peneira molecular). Com esta tecnologia é possível obter uma pureza de cerca de 95%, com taxas de produção pequenas e médias da ordem de 20 a 100 toneladas diárias, porém requer elevadas quantidades de energia [48].

O ar atmosférico é filtrado, secado e comprimido antes de ser submetido ao processo de adsorção (retenção na superfície do material zeolítico). O leito adsorve o nitrogênio, aumentando assim a concentração de oxigênio no fluxo de saída. Quando o leito está saturado de nitrogênio é necessário regenerá-lo, isto é, liberar o nitrogênio acumulado reduzindo a pressão do sistema (dessorção). Como mostrado na Fig. 2.24, este tipo de sistema utiliza dois leitos; enquanto um deles é pressurizado o outro é regenerado sem interrupção no fluxo de ar.

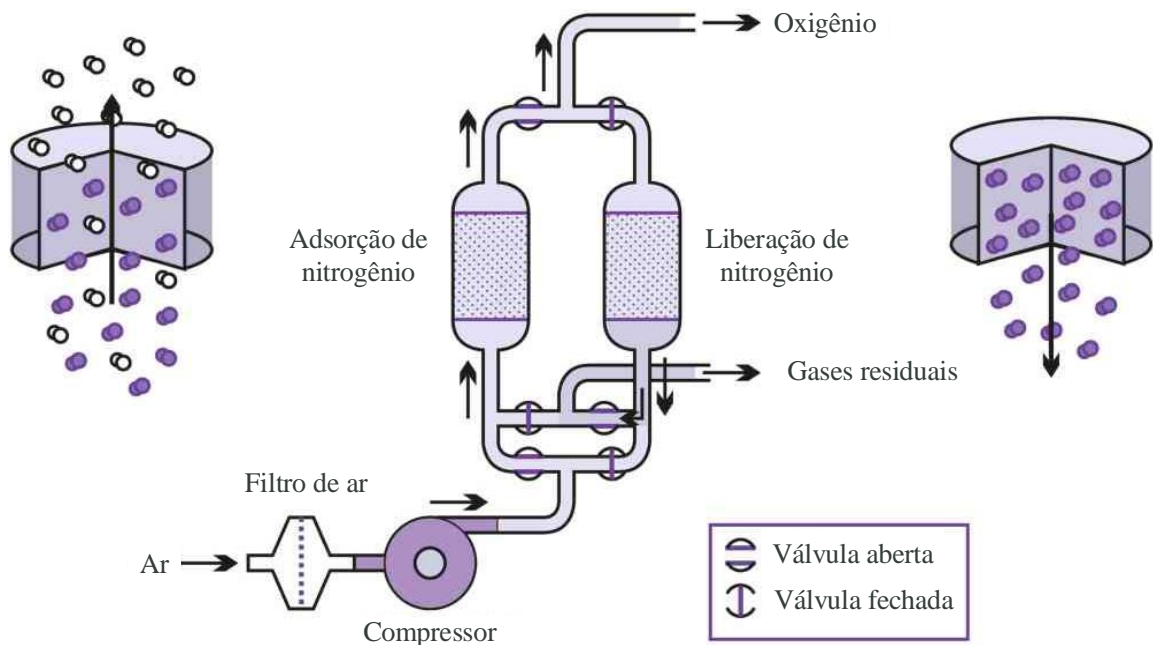


Figura 2.24 - Esquema do processo de adsorção por variação de pressão

Fonte: Adaptado de [50]

2.3.3 Separação por membrana

Esta tecnologia, Fig. 2.25, baseada em fibras poliméricas ocas de permeabilidade seletiva, apresentou um crescimento contínuo nas últimas décadas como alternativa às tecnologias supracitadas. O fluxo de ar de alimentação circula através da membrana formada por fibras ocas, possibilitando a separação do oxigênio em função da sua elevada taxa de permeabilidade; os compostos menos permeáveis são removidos junto com o nitrogênio,

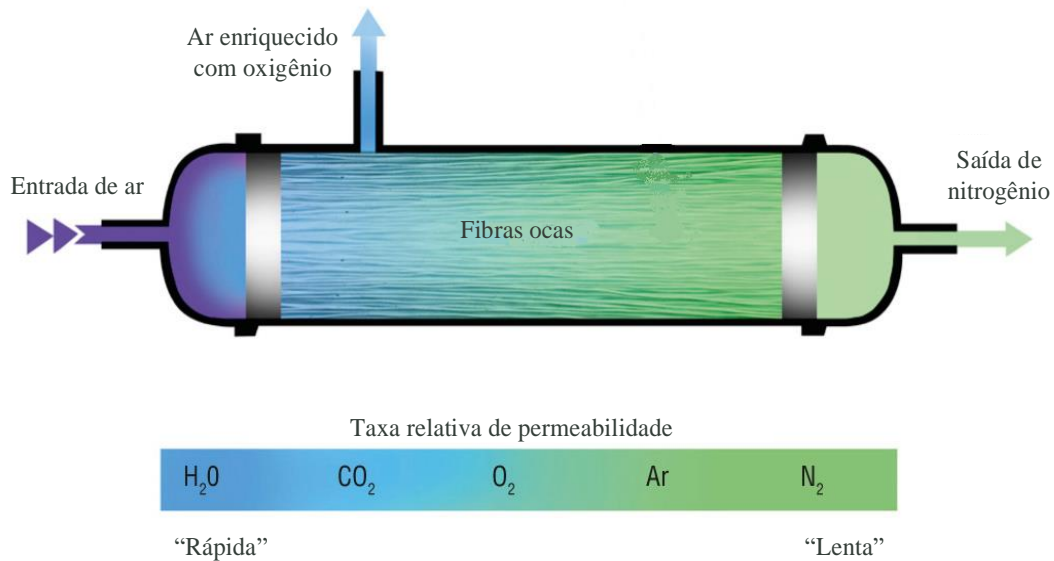


Figura 2.25 - Sistema de separação por membranas

Adaptado de [51]

A pureza obtida com este tipo de tecnologia encontra-se no intervalo de 25 a 40 % e o volume de produção na ordem de 10-25 toneladas diárias [48]. O rendimento relativamente baixo deste tipo de tecnologia decorre das limitações de permeabilidade e seletividade dos polímeros utilizados tradicionalmente, porém estudos recentes têm demonstrado que a troca do polímero pode propiciar taxas de produção de oxigênio maiores (ar com até 90% de O₂), o que desperta interesse na indústria. Os materiais testados incluem cerâmicas, membranas líquidas, *perovskite*, substâncias orgânicas, ligas orgânicas-inorgânicas e polímeros avançados; alguns desses materiais precisam de temperaturas muito elevadas para operar (700 a 800 °C), o que implica um elevado gasto de energia e limita sua aplicabilidade, mesmo tendo taxas de purificação altamente competitivas.

3 METODOLOGIA DE PESQUISA

O trabalho desenvolvido seguiu estritamente a sequência de pesquisa apresentada na Fig. 3.1. Em primeiro lugar foi formalmente estabelecido o problema de pesquisa feito um levantamento do marco teórico das tecnologias envolvidas. Posteriormente, foram analisados casos de sucesso e fracasso na implementação de tecnologias semelhantes, suas implicações reais em termos de desempenho e seus indicadores de viabilidade econômica. A partir dos dados levantados, foi desenvolvido um modelo computacional e adotadas algumas hipóteses (ponto ótimo de operação, melhor relação da mistura oxidante-combustível, ponto de equilíbrio financeiro, etc) que orientaram os esforços da pesquisa visando testar a validade do sistema em prol do alcance dos objetivos da seção 1.2. Foram realizadas várias simulações computacionais e análises numéricas com o propósito de contrastar quantitativa e qualitativamente os resultados obtidos com dados experimentais e computacionais de outros autores, buscando aferir a resposta do sistema proposto. Os resultados obtidos foram avaliados objetivando estabelecer padrões e relações de causa-efeito entre as variáveis analisadas. O capítulo 4 resume as descobertas mais relevantes em relação à viabilidade técnica e econômica do novo sistema de geração.

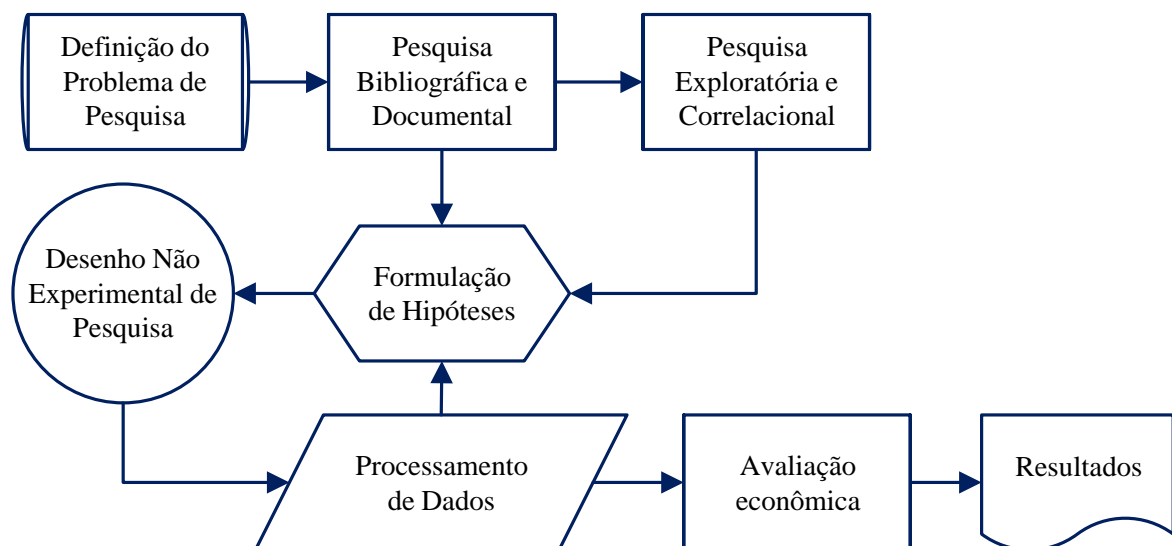


Figura 3.1 - Metodologia de pesquisa

3.1 Estratégias de modelagem e variantes propostas

O sistema proposto é apresentado de forma genérica na Fig. 3.2. Em termos gerais, a operação do arranjo é a seguinte: a biomassa, já tratada, alimenta o gaseificador; os gases produzidos no

gaseificador são direcionados para o ciclone, onde são removidas as partículas sólidas remanescentes; os gases de síntese limpos e secos são armazenados em um gasômetro e posteriormente injetados na câmara de combustão da microturbina, onde é liberada a energia química através do processo de combustão, gerando energia mecânica durante a expansão dos gases dentro da turbina; finalmente a energia mecânica é convertida em eletricidade usando o gerador elétrico que a microturbina já possui. As cinzas originadas no gaseificador e as partículas coletadas durante a etapa de limpeza são transportadas e descartadas corretamente. As variantes modeladas são enunciadas na Tabela 3.1.

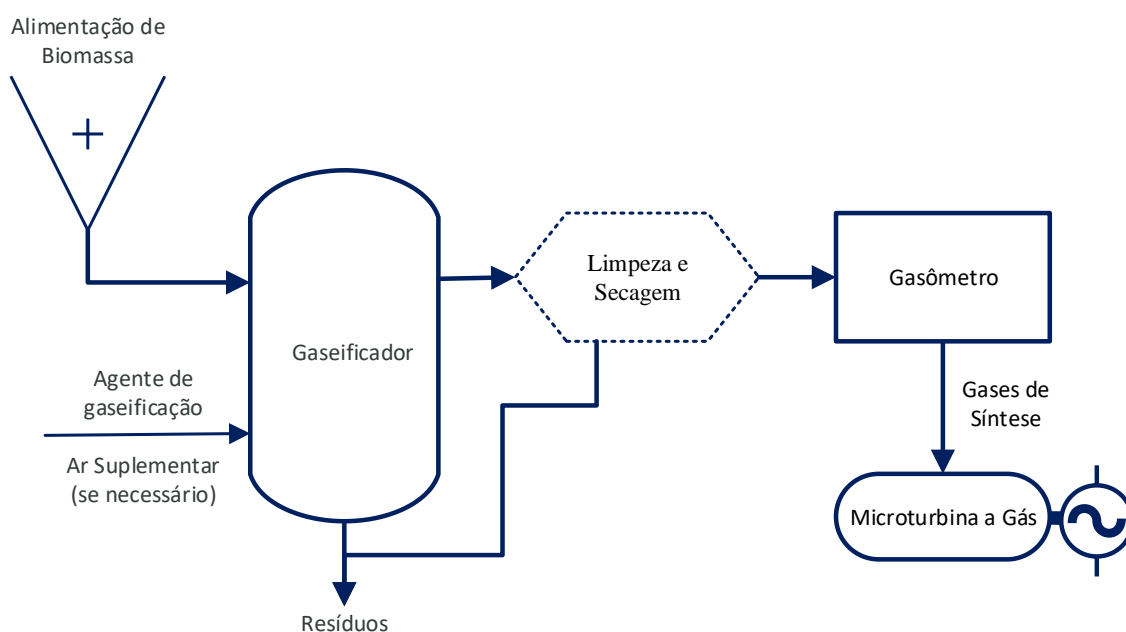


Figura 3.2 - Esquema geral do sistema proposto

Tabela 3.1 - Variantes analisadas

Variante	Gaseificador	Meio gaseificante		
		Ar atmosférico	Vapor de água	Ar enriquecido com oxigênio
1	Co-corrente	X		
2		X	X	
3			X	X
4				X
5	Leito fluidizado duplo	X	X	

Todas as variantes do sistema proposto foram modeladas utilizando o software AspenPlus®, uma ferramenta de modelagem, projeto e monitoramento de processos químicos, desenvolvida pela *Aspen Technology, Inc.* A modelagem computacional utilizada ao longo desta pesquisa teve uma abordagem de equilíbrio termodinâmico, também conhecida como modelagem de minimização da energia livre de Gibbs. Neste caso as estimativas se basearam no alcance do estado de equilíbrio termodinâmico, no qual é obtida a máxima conversão de energia possível;

as reações químicas foram consideradas zero dimensionais e independentes do tempo, os efeitos hidrodinâmicos e cinéticos não foram levados em consideração dentro dos modelos para microturbina e gaseificador conforme Sikarwar et. al [52]. Apesar das limitações da modelagem de equilíbrio termodinâmico, principalmente o comportamento monotônico das curvas de sensibilidade, os resultados obtidos foram satisfatórios e estão em conformidade com as descobertas divulgadas na literatura especializada.

O estudo econômico das variantes do sistema proposto passíveis de implementação, sem alteração estrutural da microturbina (PCI do syngas maior que 8 MJ/Nm^3 [22]), baseou-se nos critérios VPL (valor presente líquido) e TIR (taxa interna de retorno) derivados do fluxo de caixa esperado após a implementação do sistema de geração com e sem alavancagem financeira; a TMA (taxa mínima de atratividade) utilizada para estimar as receitas e despesas foi atrelada ao WACC (*weighted average cost of capital*) do setor de energias renováveis conforme [53] e calculada através do CAPM (*Capital Asset Pricing Model*) para uma empresa anfitriã cuja estrutura de capital obedece a proporção apresentada na Fig. 3.3. O risco do investimento foi avaliado por meio de simulação Monte-Carlo utilizando o software *Crystal Ball*®.

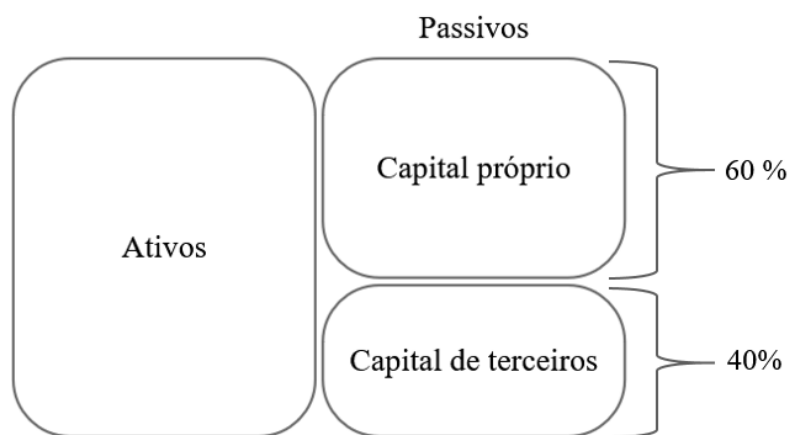


Figura 3.3 - Estrutura de capital da empresa anfitriã

Os resultados do modelo do novo sistema de geração foram validados por separado, isto é, os diferentes modelos de gaseificador foram confrontados com dados da literatura especializada, enquanto o modelo de microturbina foi validado a partir de relatórios operacionais do fabricante e ensaios publicados em revistas especializadas. Como descrito na seção 1.5, não existe registro na literatura especializada de sistemas análogos ao aqui apresentado, fato que impossibilita a validação minuciosa dos modelos de gaseificador de biomassa e microturbina a gás operando conjuntamente.

3.2 Modelo de gaseificador co-corrente

Para estimar a variação do estado termodinâmico dos diferentes processos que coexistem dentro do gaseificador co-corrente foi utilizado o método Peng-Robinson com modificações Boston-Mathias, recomendado para estabelecer o estado termodinâmico de substâncias não polares e medianamente polares, como hidrocarbonetos não derivados de petróleo. Para os cálculos das propriedades termodinâmicas da fase de água livre do sistema foi implementado o método IAPWS-95 (standard da *International Association for the Properties of Water and Steam* estabelecido em 1995 e ainda vigente) considerando um fator de solubilidade (K) de 3. O diagrama de blocos do modelo de gaseificador co-corrente desenvolvido é apresentado na Fig. 3.4.

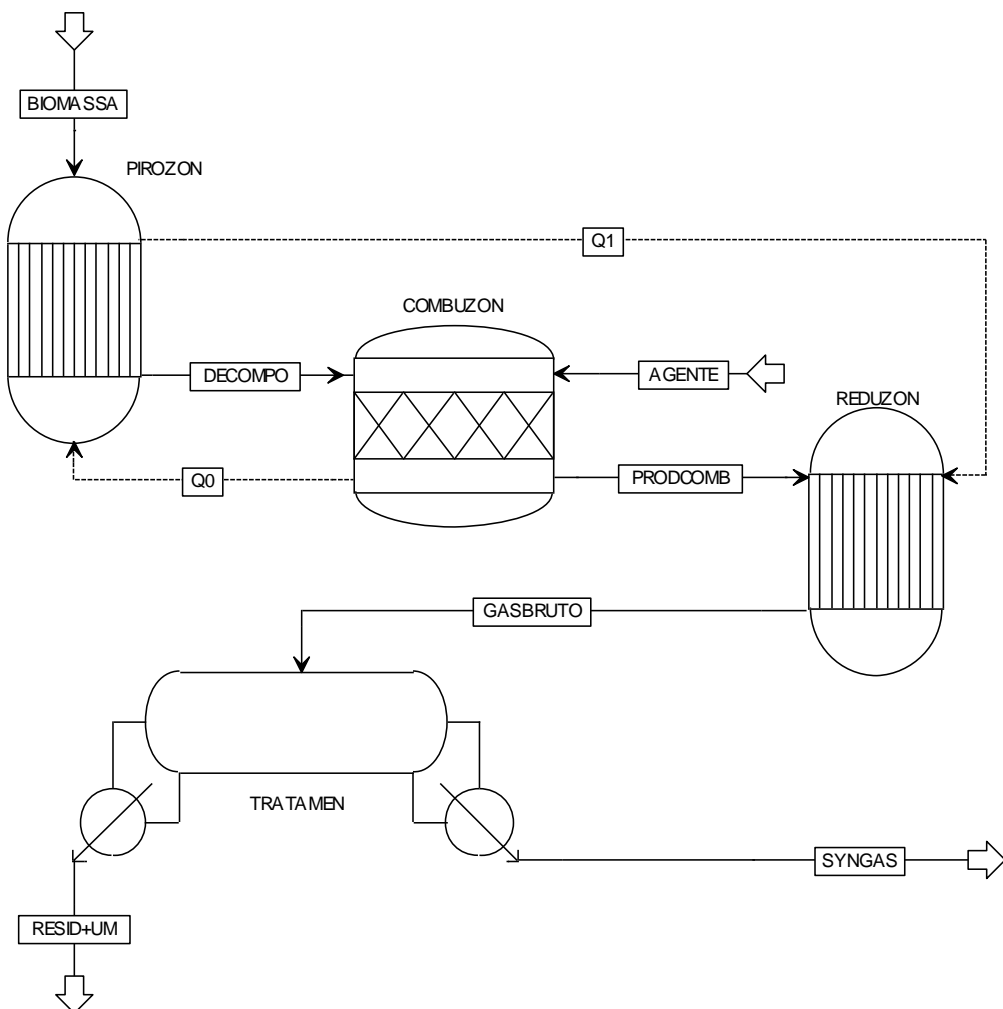


Figura 3.4 - Modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®

Para o caso da biomassa, componente não convencional de fórmula química desconhecida (variável), foi utilizada a caracterização da matéria prima (pellets de madeira com 7,2% de

umidade em base mássica e PCI de 18.940 kJ/kg) reportada por [54] contendo os resultados das análises imediata, elementar e de enxofre (Tabela 3.2).

Tabela 3.2 - Resultados das análises elementar, imediata e de enxofre dos pellets de madeira

Análise elementar		
Composto	Base	Magnitude
Cinza	Seca mássica [%]	0,2
Carbono	Seca mássica [%]	50,7
Hidrogênio	Seca mássica [%]	5,9
Nitrogênio	Seca mássica [%]	0,19
Cloro	Seca mássica [%]	0,005
Enxofre	Seca mássica [%]	0,005
Oxigênio	Seca mássica [%]	43,0
Total		100
Análise imediata		
Composto	Base	Magnitude
Voláteis	Seca mássica [%]	85,4
Carbono Fixo	Seca mássica [%]	14,4
Cinza	Seca mássica [%]	0,2
Total		100
Análise de enxofre		
Pyritic	Seca mássica [%]	0
Sulfate	Seca mássica [%]	0
Organic	Seca mássica [%]	0,005

Fonte: [54]

As propriedades entalpia e densidade dos compostos não convencionais (cinza e biomassa) foram parametrizadas utilizando os métodos HCOALGEN e DCOALIGT, respectivamente. O método HCOALGEN baseia-se em correlações empíricas para estimar a entalpia de combustão, a entalpia de formação e o calor específico do composto; já o método DCOALIGT baseia-se em correlações empíricas do *IGT Institute of Gas Technology* para determinar a densidade do composto. Os parâmetros utilizados para acionar o método HCOALGEN são apresentados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 - Parâmetros de caracterização da entalpia para substâncias não convencionais em AspenPlus®

Parâmetro	Código	Método de cálculo	Base de cálculo
Entalpia de combustão	7	Correlação IGT (<i>Institute of Gas Technology</i>) revisada	Análise imediata e análise elementar
Entalpia de Formação	1	Correlação básica para entalpias de combustão	Análise elementar e análise de enxofre
Calor específico	1	Correlação de Kirov	Análise imediata
Base de cálculo	1	Elementos constituintes a 25 °C e 1 bar	-

O fluxo global foi definido como sendo MIXCINC, isto é, existe escoamento simultâneo de substâncias convencionais e não convencionais dentro do modelo (MIX=>MIXED: composto

convencional que participa durante o equilíbrio de fases; CI=>CISOLID: composto convencional que aparece em fase sólida mas não participa do equilíbrio de fases; e NC: composto não convencional) e ao mesmo tempo não está disponível a distribuição do tamanho de partículas sólidas.

O modelo de gaseificador co-corrente, em AspenPlus®, foi desenvolvido para ser alimentado com pellets de madeira e diferentes agentes de gaseificação: ar, vapor de água, oxigênio puro ou uma mistura destes. Os insumos requeridos para modelar a gaseificador co-corrente são descritos na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Insumos utilizados para operar o modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®

Componente	Tipo	Nome em AspenPlus®	Fórmula Química
Biomassa	Não Convencional	-	-
Nitrogênio	Convencional	NITROGEN	N ₂
Oxigênio	Convencional	OXYGEN	O ₂
Vapor de água	Convencional	WATER	H ₂ O

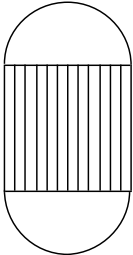
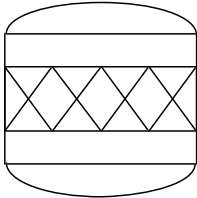
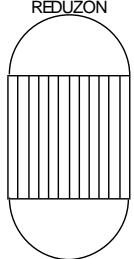
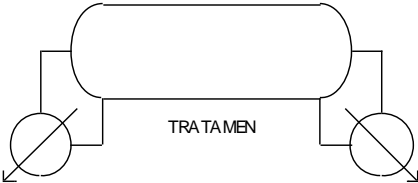
O modelo desenvolvido em AspenPlus® exige a definição das espécies químicas formadas ao longo de todo o processo de gaseificação, inclusive durante as etapas intermediárias. A lista completa de espécies consideradas neste estudo é apresentada na Tabela 3.5.

Tabela 3.5 - Espécies químicas analisadas dentro do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®

Componente	Tipo	Nome em AspenPlus®	Fórmula Química
Cinza	No Convencional	-	-
Biomassa	Não Convencional	-	-
Carbono	Convencional	CARBON-GRAPHITE	C
Monóxido de Carbono	Convencional	CARBON-MONOXIDE	CO
Dióxido de Carbono	Convencional	CARBON-DIOXIDE	CO ₂
Hidrogênio	Convencional	HYDROGEN	H ₂
Nitrogênio	Convencional	NITROGEN	N ₂
Oxigênio	Convencional	OXYGEN	O ₂
Vapor de água	Convencional	WATER	H ₂ O
Metano	Convencional	METHANE	CH ₄
Cloro	Convencional	CHLORINE	CL ₂
Enxofre	Convencional	SULFUR	S
Ácido clorídrico	Convencional	HYDROGEN-CHLORIDE	HCL
Amônia	Convencional	AMMONIA	NH ₃
Sulfeto de hidrogênio	Convencional	HYDROGEN-SULFIDE	H ₂ S
Dióxido de enxofre	Convencional	SULFUR-DIOXIDE	SO ₂
Oxido nítrico	Convencional	NITRIC-OXIDE	NO
Dióxido de nitrogênio	Convencional	NITROGEN-DIOXIDE	NO ₂

O modelo de gaseificador co-corrente é relativamente simples e utiliza os blocos descritos na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 - Blocos do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®

Bloco	Tipo	Breve descrição
 <p>PIROZON</p>	RYield	Representando a zona de pirólise (PIROZON), foi implementado um reator não estequiométrico (RYield) que possibilita a definição dos produtos da decomposição térmica sob atmosfera inerte que ocorre no início do processo de gaseificação. A temperatura de pirólise foi fixada em 735 °C [55], a pressão em 1 bar e foram permitidas as fases líquida e vapor. A produção específica de espécies químicas foi estimada usando as equações (3.1) a (3.9).
 <p>COMBUZON</p>	RStoic	Representando a zona de combustão (COMBUZON), foi implementado um reator estequiométrico (RStoic) que permite avaliar o processo de combustão do char produzido na etapa de pirólise. A temperatura de combustão foi fixada em 905 °C [40], a pressão em 1 bar e foram permitidas as fases líquida e vapor. A reação de combustão foi automodelada pelo próprio bloco e limitada pela quantidade de oxidante presente no agente de gaseificação.
 <p>REDUZON</p>	RGibbs	Representando a zona de redução (REDUZON), foi implementado um reator de reação rigorosa (RGibbs) que determina as espécies formadas na sua saída a partir da minimização da energia livre de Gibbs. A temperatura foi definida em 850 °C, a pressão em 1 bar e foram considerados todos os compostos como produtos.
 <p>TRATAMEN</p>	Sep	Os gases de síntese obtidos inicialmente (GASBRUTO) arrastam vários compostos indesejados e umidade. Neste separador (TRATAMEN), que atua como filtro e secador, foram removidos todos os contaminantes que alteram a composição dos gases de síntese.

A umidade da biomassa alimentada na região de pirólise foi de 7,2%, após pré-tratamento. As equações (3.1) a (3.9), também descritas na sub-rotina A.1 do Apêndice A, definem a distribuição dos produtos da etapa de pirólise.

$$FATOR = \frac{(100 - AGUA)}{100} \quad (3.1)$$

$$AGUA_{OUT} = \frac{AGUA}{100} \quad (3.2)$$

$$CINZA = FATOR \times \frac{ULT(1)}{100} \quad (3.3)$$

$$C = FATOR \times \frac{ULT(2)}{100} \quad (3.4)$$

$$H_2 = FATOR \times \frac{ULT(3)}{100} \quad (3.5)$$

$$N_2 = FATOR \times \frac{ULT(4)}{100} \quad (3.6)$$

$$CL_2 = FATOR \times \frac{ULT(5)}{100} \quad (3.7)$$

$$S = FATOR \times \frac{ULT(6)}{100} \quad (3.8)$$

$$O_2 = FATOR \times \frac{ULT(7)}{100} \quad (3.9)$$

Note-se que a variável *FATOR* equivale à fração de massa total uma vez descontada a fração de umidade; já *ULT* é o vetor da análise elementar, em base seca, da biomassa que alimenta o processo. As equações (3.1) a (3.9) utilizam as variáveis de importação e exportação apresentadas na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 - Variáveis de importação e exportação da sub-rotina de pirólise no modelo de gaseificador co-corrente

Variável	Tipo	Definição
AGUA ¹	Import variable	Compatr-Var Stream=BIOMASSA Substream=NC Component=BIOMASSA Attribute=PROXANAL Element=1
ULT	Import variable	Compatr-Vec Stream=BIOMASSA Substream=NC Component=BIOMASSA Attribute=ULTANAL
AGUAOUT	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=H2O ID2=MIXED
CINZA	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=CINZA ID2=NC

¹ No caso da água é necessário complementar a definição da variável de importação usando o parâmetro ELEMENT=1, isto é, citando o primeiro elemento do vetor correspondente à análise elementar da biomassa previamente inserida no AspenPlus®. ID1 e ID2 definem a fórmula química e a classificação do composto, respectivamente.

C	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=C ID2=MIXED
H₂	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=H2 ID2=MIXED
N₂	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=N2 ID2=MIXED
CL₂	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=CL2 ID2=MIXED
S	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=S ID2=MIXED
O₂	Export variable	Block-Var Block=PIROZON Variable=MASS-YIELD Sentence=MASS-YIELD ID1=O2 ID2=MIXED

Durante a inserção dos componentes do fluxo de alimentação (BIOMASSA) é necessário incluir uma fração infinitesimal de cinza para habilitar a planilha de caracterização deste composto dentro do AspenPlus® sem afetar o balanço atômico após a execução da sub-rotina de pirólise.

Na zona de combustão (COMBUZON) é necessário queimar parte do carbono (char) obtido durante a etapa de pirólise para atender a demanda térmica do processo todo. Contudo, dado que se trata de um processo de gaseificação, a vazão de oxigênio é necessariamente menor que a vazão estequiométrica, motivo pelo qual foi adotada uma razão de equivalência específica como linha de base em função do agente de gaseificação analisado.

A quantidade estequiométrica de ar requerido para alcançar a combustão completa da biomassa descrita na Tabela 3.2 foi determinada através de uma simulação independente dentro do próprio AspenPlus®; assim, foi estabelecida a relação $\left(\frac{Ar}{Biomassa}\right)_{Esteq} = 5,537$. Isto é, a cada quilograma de biomassa são necessários aproximadamente 5,54 kg de ar atmosférico (ou 1,29 kg de oxigênio) para alcançar uma combustão estequiométrica.

O fluxo de gás proveniente do reator de redução (GASBRUTO) é formado pelos gases de síntese junto com vários compostos indesejados e umidade. No último separador (TRATAMEN), que atua como filtro e secador, são removidos todos os contaminantes que alteram a composição dos gases de síntese.

3.2.1 Adaptação para operar com ar atmosférico

No caso do uso de ar atmosférico como agente de gaseificação, a vazão deficitária de oxidante foi inserida no modelo de gaseificador co-corrente (Fig. 3.4) através da equação (3.10), também descrita na sub-rotina A.2 do Apêndice A.

$$AR = ER \times 5,537 \times BIOMASSA \quad (3.10)$$

A equação (3.10) utiliza as variáveis de importação e exportação apresentadas na Tabela 3.8.

Tabela 3.8 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro do algoritmo para vazão de ar no gaseificador co-corrente

Variável	Tipo	Definição
AR	Export variable	Stream-Var Stream=AGENTE Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
ER	Tear variable	Parameter Parameter no.=1 Physical type=Dimensionless Units=Unitless Initial value=0,30
BIOMASSA	Import variable	Stream-Var Stream=BIOMASSA Substream=NC Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr

A composição volumétrica final dos gases de síntese obtidos no gaseificador co-corrente, utilizando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação, após limpeza e secagem, é apresentada na Tabela 4.1.

3.2.2 Adaptação para operar com ar atmosférico e vapor de água

Ao utilizar uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação é necessário alterar levemente o modelo co-corrente originalmente apresentado na Fig. 3.4. Nesse sentido, foi introduzido o adendo da Fig. 3.5. O novo fluxo AGENTE, que é injetado diretamente na zona de combustão (COMBUZON), é o resultado de misturar as vazões de AR e VAPOR que alimentam o modelo. O fluxo AR segue a mesma lógica descrita na seção 3.2.1. Já o fluxo VAPOR foi determinado através da equação (3.11), derivada da manipulação algébrica da equação (2.2); essa nova equação foi inserida no modelo por meio da sub-rotina A.3 do Apêndice A. As variáveis de importação e exportação utilizadas pela equação (3.11) são descritas na Tabela 3.9.

$$VAPOR = STBR \times (BIOMASSA - UMIDADE) - UMIDADE \quad (3.11)$$

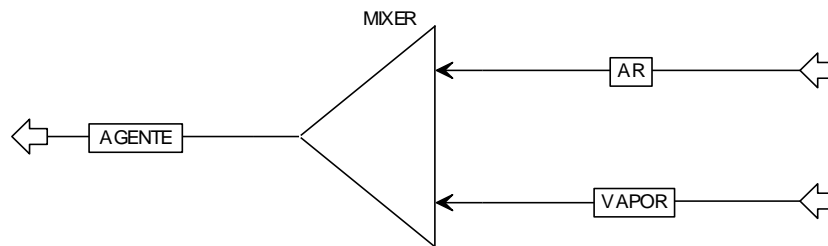


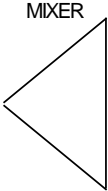
Figura 3.5 - Esquema de adaptação do agente de gaseificação (ar atmosférico e vapor de água) no modelo co-corrente

A composição volumétrica final dos gases de síntese obtidos no gaseificador co-corrente, utilizando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação, após limpeza e secagem, é apresentada na Tabela 4.2. O bloco utilizado pelo adendo da Fig. 3.5 é caracterizado na Tabela 3.10.

Tabela 3.9 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro do algoritmo para vazão de vapor no gaseificador co-corrente

Variável	Tipo	Definição
VAPOR	Export variable	Stream-Var Stream=VAPOR Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
STBR	Tear variable	Parameter Parameter no.=2 Physical type=Dimensionless Units=Unitless Value=0,20 – 0,25 – 0,30 – 0,40 – 0,50 – 0,70 – 0,75 – 1,0 – 1,25
BIOMASSA	Import variable	Stream-Var Stream=BIOMASSA Substream=NC Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
UMIDADE	Import variable	Stream-Var Stream=DECOMPO Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr

Tabela 3.10 - Bloco utilizado no adendo (ar atmosférico e vapor de água) do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®

Bloco	Tipo	Breve descrição
	Mixer	Representando a zona de mistura (MIXER), foi implementado um bloco misturador que possibilita a junção dos fluxos AR e VAPOR. No caso de linha de base foi utilizada uma razão de equivalência de 0,30 e uma razão vapor-biomassa de 0,40 visando otimizar o poder calorífico do syngas.

3.2.3 Adaptação para operar com vapor de água e ar enriquecido

Ao utilizar uma mistura de vapor de água e ar enriquecido como agente de gaseificação é necessário alterar levemente o modelo co-corrente originalmente apresentado na Fig. 3.4. Nesse sentido, foi introduzido o adendo da Fig. 3.6. O novo fluxo AGENTE, que é injetado diretamente na zona de combustão (COMBUZON), é o resultado de misturar as vazões de ar enriquecido (AR+O₂) e VAPOR que alimentam o modelo. O fluxo VAPOR segue a mesma lógica descrita na seção 3.2.2. Já o fluxo AR+O₂, produto da remoção parcial do nitrogênio

(NITROGEN) presente no ar atmosférico (AR), foi fixado para uma razão de equivalência de 0,25 e segue as frações de remoção descritas na Tabela 3.11.

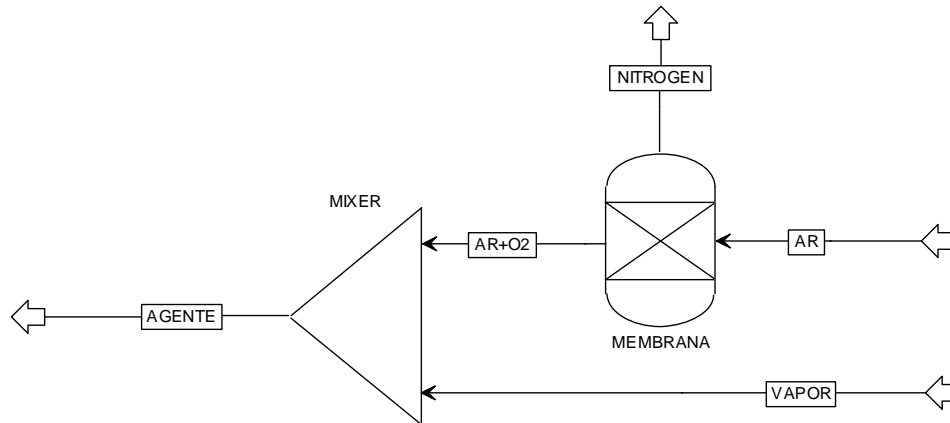


Figura 3.6 - Esquema de adaptação do agente de gaseificação (vapor de água e ar enriquecido) no modelo co-corrente

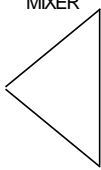
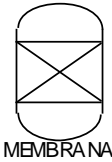
Tabela 3.11 - Concentração de oxigênio no fluxo AR+O2 e frações de nitrogênio removido no bloco

MEMBRANA

Concentração volumétrica de oxigênio no fluxo AR+O2 [%]	Concentração volumétrica de nitrogênio no fluxo AR+O2 [%]	Vazão de nitrogênio removido [kg/h]	Split fraction de nitrogênio no bloco MEMBRANA [-]
21	79	0,00	0,0000
25	75	21,89	0,2025
30	70	41,04	0,3797
35	65	54,73	0,5063
40	60	64,99	0,6013

A composição volumétrica final dos gases de síntese obtidos no gaseificador co-corrente, utilizando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido como agente de gaseificação, após limpeza e secagem, é apresentada na Tabela 4.3. Os blocos utilizados pelo adendo da Fig. 3.6 são caracterizados na Tabela 3.12.

Tabela 3.12 - Blocos utilizados pelo adendo (vapor de água e ar enriquecido) do modelo de gaseificador co-corrente em AspenPlus®

Bloco	Tipo	Breve descrição
	Mixer	Representando a zona de mistura (MIXER), foi implementado um bloco misturador que possibilita a junção dos fluxos AR+O ₂ e VAPOR. No caso de linha de base foi utilizada uma razão de equivalência de 0,25 e uma razão vapor-biomassa de 0,20 visando otimizar o poder calorífico do gás de síntese produzido.
	Sep	Para modelar o sistema de produção de ar enriquecido baseado em fibras poliméricas ocas (seção 2.3.3) foi utilizado um bloco de separação (MEMBRANA). Dessa forma, foi produzido ar enriquecido com até 40% de oxigênio em base volumétrica.

3.2.4 Adaptação para operar com ar atmosférico e oxigênio (ar enriquecido)

Ao utilizar ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação é necessário alterar levemente o modelo co-corrente originalmente apresentado na Fig. 3.4. Nesse sentido foi introduzido o adendo da Fig. 3.7. O novo fluxo AGENTE, que é injetado diretamente na zona de combustão (COMBUZON), é o resultado da remoção parcial de nitrogênio do fluxo original de ar atmosférico (AR). A modelagem dos fluxos AR e NITROGEN segue a mesma lógica descrita na seção 3.2.3, porém para uma razão de equivalência de 0,30 e satisfaz as frações de remoção descritas na Tabela 3.13.

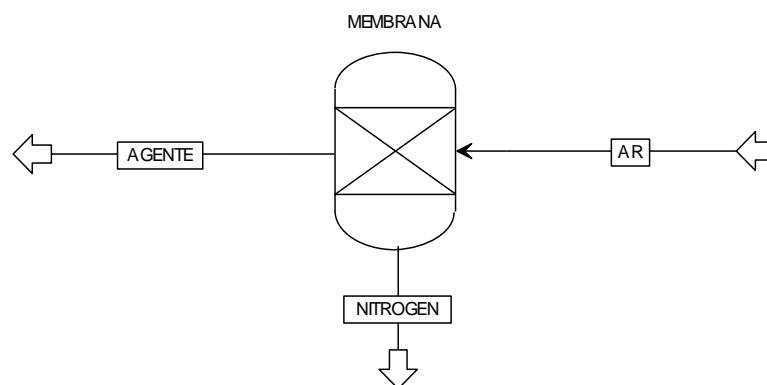


Figura 3.7 - Esquema de adaptação do agente de gaseificação (ar enriquecido) no modelo co-corrente

Tabela 3.13 - Concentração de oxigênio no fluxo AGENTE e frações de nitrogênio removido no bloco MEMBRANA

Concentração volumétrica de oxigênio no fluxo AGENTE [%]	Concentração volumétrica de nitrogênio no fluxo AGENTE [%]	Vazão de nitrogênio removido [kg/h]	<i>Split fraction</i> de nitrogênio no bloco MEMBRANA [-]
21	79	0	0
25	75	25,26	0,2025
30	70	47,37	0,3797
35	65	63,16	0,5063
40	60	75,01	0,6013

A composição volumétrica final dos gases de síntese obtidos no gaseificador co-corrente, utilizando ar enriquecido como agente de gaseificação, após limpeza e secagem, é apresentada na Tabela 4.4.

3.3 Modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo

Da mesma forma que no modelo de gaseificador co-corrente, o modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo utiliza o método Peng-Robinson com modificações Boston-Mathias e o método IAPWS-95. O diagrama de blocos do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo desenvolvido em AspenPlus® é apresentado na Fig. 3.8.

Para o caso da biomassa foi utilizada a matéria prima (pellets de madeira com 7,2% de umidade em base mássica) reportada por [54] cujas análises imediata, elementar e de enxofre são descritas na Tabela 3.2. As propriedades entalpia e densidade dos compostos não convencionais (cinza e biomassa) utilizaram os mesmos parâmetros do modelo co-corrente, apresentados na Tabela 3.3, e o fluxo global foi definido como sendo MIXCINC.

O modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo foi desenvolvido para ser alimentado com pellets de madeira, vapor de água e ar atmosférico. Os insumos requeridos para modelar o gaseificador de leito fluidizado duplo são os mesmos utilizados no modelo de gaseificador co-corrente (Tabela 3.4). Da mesma forma, as espécies químicas formadas ao longo de todo o processo de gaseificação no modelo de leito fluidizado duplo são análogas às descritas na Tabela 3.5. O modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo utiliza os blocos descritos na Tabela 3.14.

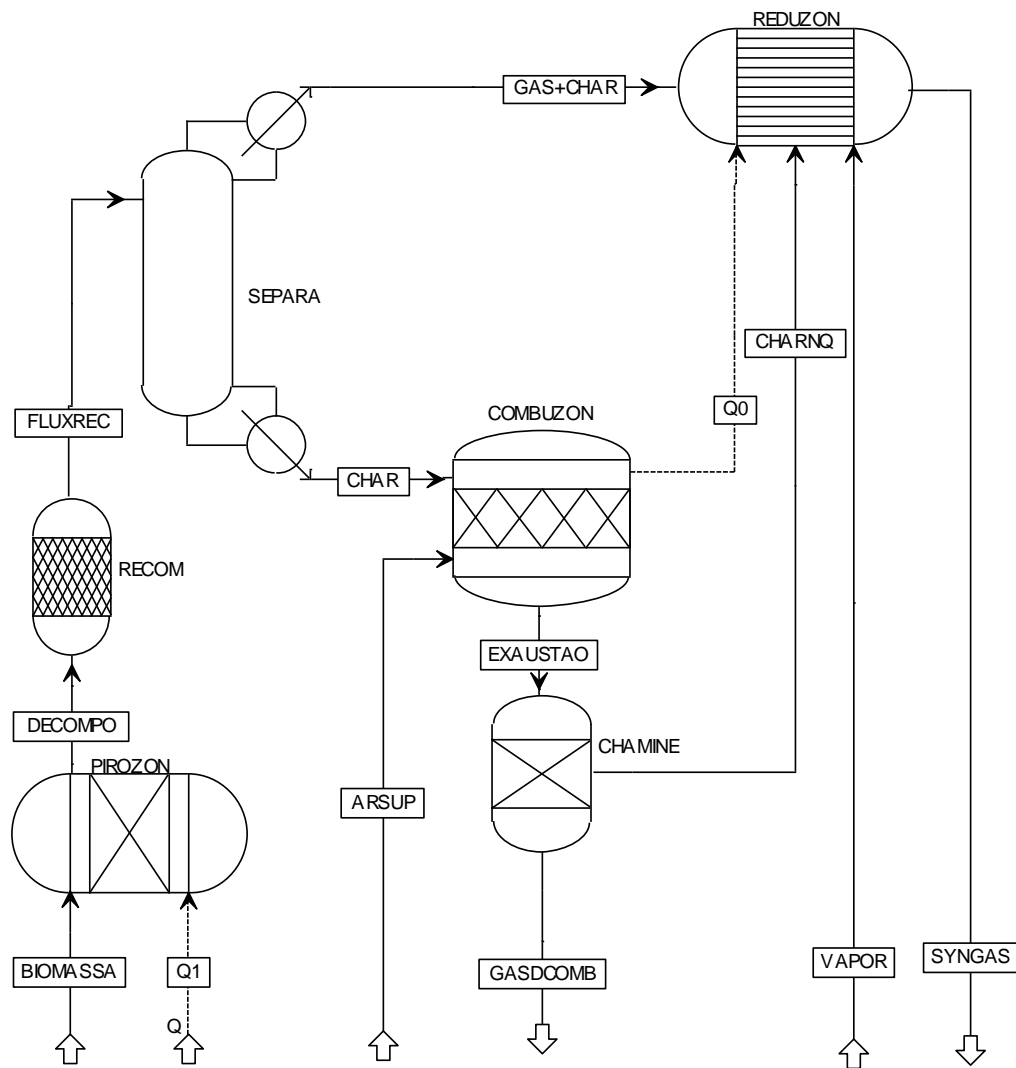


Figura 3.8 - Modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo em AspenPlus®

A unidade da biomassa alimentada na região de pirólise foi de 7,2 %, após pré-tratamento. A sub-rotina que define a distribuição dos produtos da etapa de pirólise é a mesma utilizada no modelo de gaseificador co-corrente (equações (3.1) a (3.9)) e também utiliza as variáveis de importação e exportação apresentadas na Tabela 3.7.

Os fluxos de saída do separador (SEPARA), localizado a jusante do reator de recombinação (RECOM), devem ser corretamente caracterizados. Isto é, a definição das frações de char direcionadas para as zonas de combustão e redução é um requerimento obrigatório para simular satisfatoriamente o processo de gaseificação (Tabela 3.15). As frações de char direcionadas para os reatores de combustão e redução foram estimadas através das equações (3.12) a (3.15), também descritas na sub-rotina A.4 do Apêndice A, em conformidade com as proporções publicadas em [54], dadas em função da temperatura da etapa de pirólise (Fig. 3.9).

Tabela 3.14 - Blocos do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo em AspenPlus®

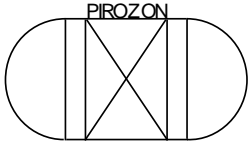
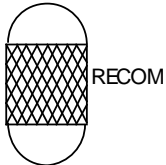
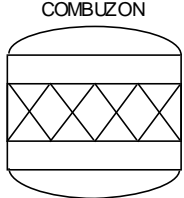


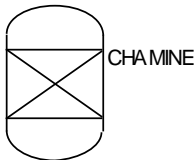
Bloco	Tipo	Breve descrição
	RYield	Representando a etapa inerente de pirólise (PIROZON), foi implementado um reator não estequiométrico (RYield) que possibilita a definição dos produtos da decomposição térmica sob atmosfera inerte que ocorre no início do processo de gaseificação. A temperatura de pirólise foi definida em 735 °C, a pressão em 1 bar e foram permitidas as fases líquida e vapor. A produção específica de espécies químicas foi estimada usando as equações (3.1) a (3.9).
	RStoic	Para modelar a formação de espécies intermediárias, resultantes da decomposição térmica durante a etapa de pirólise, foi implementado um reator (RStoic) de recombinação (RECOM). A jusante deste bloco aparecem, pela primeira vez, alguns traços de CH ₄ , HCL, NH ₃ e H ₂ S, além das espécies básicas que compõem a biomassa.
	RStoic	Representando a zona de combustão (COMBUZON), foi implementado um reator estequiométrico (RStoic) que permite avaliar o processo de combustão do char produzido na etapa de pirólise. A temperatura de combustão foi fixada em 920 °C [42], a pressão em 1 bar e foram permitidas as fases líquida e vapor durante as reações. As reações químicas foram autogeradas pelo reator e o elemento limitante foi carbono com fração de conversão de 95 %. Note-se que neste caso a quantidade de char queimado é controlada pela vazão de ar suplementar.
	RGibbs	Representando a região de redução (REDUZON), foi implementado um reator de reação rigorosa (RGibbs) que determina as espécies formadas na sua saída a partir da minimização da energia livre de Gibbs. No cenário de linha de base a pressão foi definida em 1 bar, a temperatura do leito fixada em 850 °C e foram considerados todos os compostos da Tabela 3.5 como potenciais produtos. Neste reator é injetado o agente de gaseificação (VAPOR) e são obtidos os gases de síntese (SYNGAS).
	Sep	Os produtos da etapa de recombinação (FLUXREC) foram divididos em dois fluxos: o primeiro (CHAR) foi direcionado para a zona de combustão (COMBUZON) visando sustentar a demanda térmica do processo todo; o segundo (GAS+CHAR) foi direcionado para a zona de redução (REDUZON). Para tal foi utilizado um separador (Sep) que direciona o 9% do char obtido durante a etapa de pirólise para a região de combustão junto com as correspondes frações de hidrogênio e oxigênio - ver Fig. 3.9-.
	Sep	Os produtos de combustão (PRODCOMB) arrastam tanto gases quanto sólidos. Para separar os gases de exaustão do char não queimado e das cinzas foi implementado um bloco (Sep) que possibilita essa tarefa. Neste dispositivo é separado o char não queimado (CHARNQ) que é logo direcionado para a zona de redução (REDUZON) enquanto as cinzas e demais produtos da combustão (GASDCOMB) são removidos do sistema.

Tabela 3.15 - Frações de separação no bloco SEPARA do gaseificador de leito fluidizado duplo

Composto	Fração do fluxo CHAR	Fração do fluxo GAS+CHAR
C	0,09	0,91
Cinza	1	0
H ₂	Equação (3.12)	Equação (3.14)
N ₂	0	1
O ₂	Equação (3.13)	Equação (3.15)
H ₂ O	0	1
S	0	1
CH ₄	0	1
HCL	0	1
NH ₃	0	1
H ₂ S	0	1

$$H_{2CHAR} = 0,02 \times \frac{CVAZ \times \frac{CFRA}{0,9}}{H2VAZ} \quad (3.12)$$

$$O_{2CHAR} = 0,08 \times \frac{CVAZ \times \frac{CFRA}{0,9}}{O2VAZ} \quad (3.13)$$

$$H_{2GAS+CHAR} = 1 - \left[0,02 \times \frac{CVAZ \times \frac{CFRA}{0,9}}{H2VAZ} \right] \quad (3.14)$$

$$O_{2GAS+CHAR} = 1 - \left[0,08 \times \frac{CVAZ \times \frac{CFRA}{0,9}}{O2VAZ} \right] \quad (3.15)$$

As equações (3.12) a (3.15) utilizam as variáveis de importação e exportação apresentadas na Tabela 3.16. Na região de combustão (COMBUZON) é necessário queimar parte do char depositado no leito fluidizado, presente tanto na região de combustão quanto na região de redução, para atender a demanda térmica do processo todo. Dado que o processo de combustão é executado de forma independente em relação ao processo de gaseificação, cabe a possibilidade de ter uma oxidação completa no reator de combustão sem prejuízo da operação do reator de redução; nesse sentido é necessário estabelecer as razões de ar-biomassa e vapor-biomassa de forma independente.

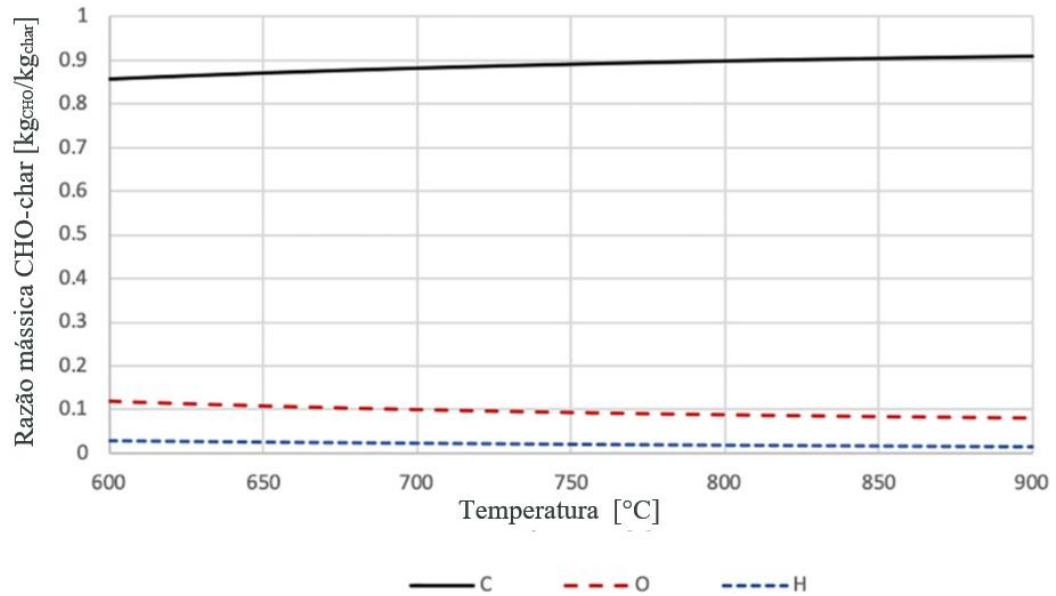


Figura 3.9 - Composição elemental do char como função da temperatura da etapa de pirólise no gaseificador de leito fluidizado duplo

Fonte: Adaptado de [54]

O valor de linha de base para a vazão de vapor foi estimado usando a equação (3.11), uma STBR de 0,50 e os parâmetros publicados em [56]; já a vazão de ar suplementar foi modelada usando a equação (3.10) e uma ER de 0,25, considerando o carbono como elemento limitante com fração de conversão de 95%. Ao longo da análise descrita na seção 4.1.2 foram testados diferentes valores de STBR e ER.

No caso específico do gaseificador de leito fluidizado duplo, a equação (3.10) utiliza as variáveis de importação e exportação apresentadas na Tabela 3.17 enquanto a equação (3.11) utiliza as mesmas variáveis de importação e exportação da Tabela 3.9.

Tabela 3.16 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro das sub-rotinas para quantificação de frações de char no gaseificador de leito fluidizado duplo

Variável	Tipo	Definição
H₂FRA	Export variable	Block-Var Block=SEPARA Variable=FLOW/FRAC Sentence=FLOW/FRAC ID1=MIXED ID2=CHAR ID3=H2
O₂FRA	Export variable	Block-Var Block=SEPARA Variable=FLOW/FRAC Sentence=FLOW/FRAC ID1=MIXED ID2=CHAR ID3=O2
CVAZ	Import variable	Mass-Flow Stream=FLUXREC Substream=MIXED Component=C Units=kg/hr
H₂VAZ	Import variable	Mass-Flow Stream=FLUXREC Substream=MIXED Component=H2 Units=kg/hr
O₂VAZ	Import variable	Mass-Flow Stream=FLUXREC Substream=MIXED Component=O2 Units=kg/hr
CFRA	Import variable	Block-Var Block=SEPARA Variable=FLOW/FRAC Sentence=FLOW/FRAC ID1=MIXED ID2=CHAR ID3=C

Tabela 3.17 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro da calculadora para vazão de ar suplementar no gaseificador de leito fluidizado duplo

Variável	Tipo	Definição
AR	Export variable	Stream-Var Stream=ARSUP Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
BIOMASSA	Import variable	Stream-Var Stream=BIOMASSA Substream=NC Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
ER (Razão de equivalência)	Tear variable	Parameter Parameter no.=1 Physical type=Dimensionles Units=Unitless Initial value=0,25

3.4 Modelo de microturbina a gás

O modelo de microturbina a gás desenvolvido em AspenPlus® teve como referencial os dados da ficha técnica da microturbina a gás C200, com potência nominal de 200 kW, fabricada pela Capstone®, apresentados na Tabela 3.18.

Tabela 3.18 - *Datasheet* da microturbina a gás Capstone® C200²

Parâmetro	Unidade de Medida	Magnitude
Potência Elétrica	kW	200
Tensão	V	400-480 (3ø)
Frequência	Hz	50-60
Eficiência Elétrica	%	33
PCS de Referência	MJ/Nm ³	30,7-47,5
Pressão Máxima	kPa	551
Vazão de Combustível (PCS)	MJ/h	2400
Heat Rate	MJ/kWh	10,9
Emissões NOx	ppmvd	<9
Vazão Máxima de combustível	kg/h	57,85
Vazão Máxima de combustível	kg/s	0,016
Vazão na Exaustão	kg/h	4648
Vazão na Exaustão	kg/s	1,29
Temperatura de Exaustão	°C	280

Fonte: [57]

² Usando gás natural

A vazão de combustível, considerando o baixo poder calorífico dos gases de síntese, foi recalculada sem exceder os limites declarados pelo fabricante, ou seja, sem requerer alterações estruturais do sistema de combustão do motor. A Fig. 3.10 apresenta o modelo de blocos utilizado para simular a microturbina Capstone C200 em AspenPlus®, assim como os correspondentes fluxos de massa e trabalho de acordo com os estados termodinâmicos definidos na Fig. 2.1.

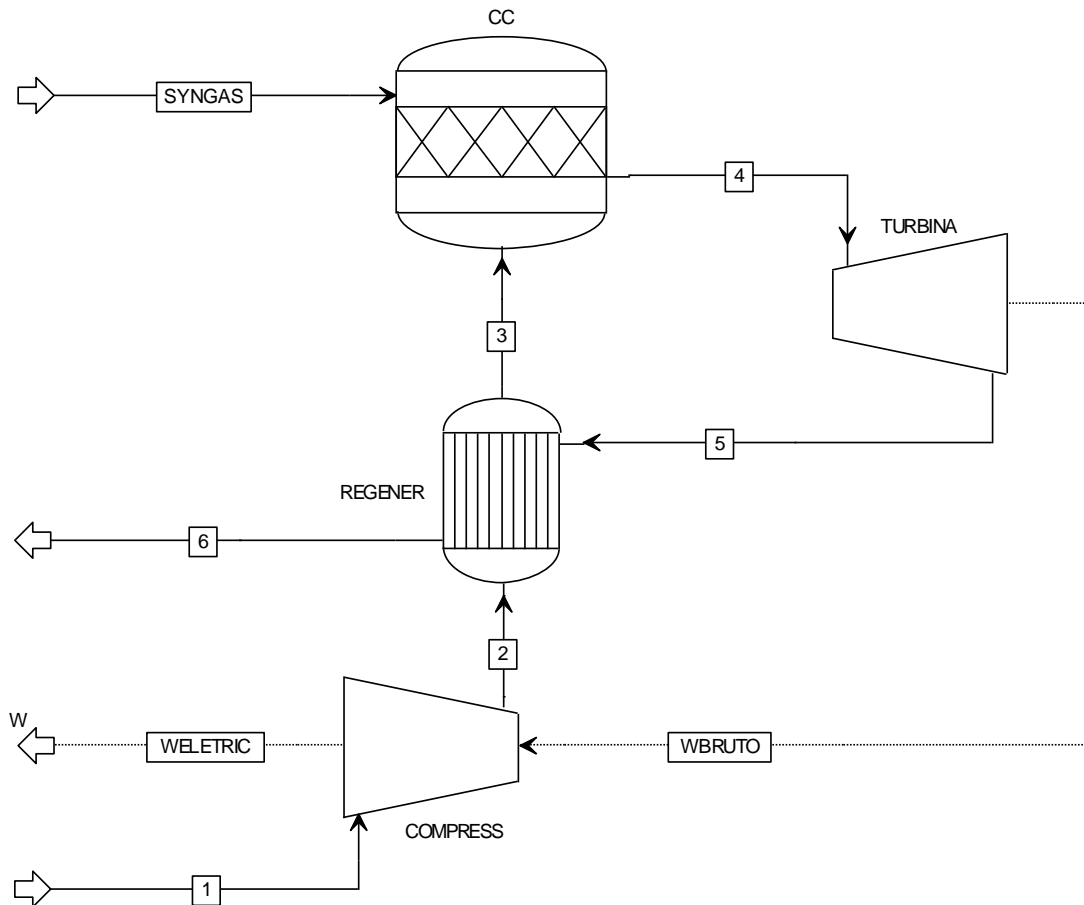


Figura 3.10 - Modelo de microturbina a gás em AspenPlus®

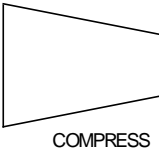
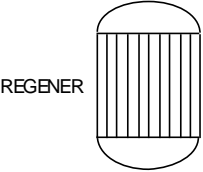
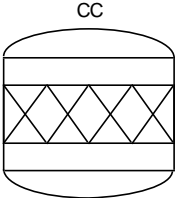
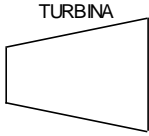
Os blocos utilizados no modelo de microturbina a gás em AspenPlus® são apresentados na Tabela 3.19.

Note-se que a quantidade de ar injetada na câmara de combustão do motor deve garantir que a fração volumétrica remanescente de oxigênio na saída (fluxo 4) não ultrapasse 15% [57], para tal foram definidas as equações (3.16), (3.17) e (3.18) visando atender a demanda de comburente do gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido e vapor como agente de gaseificação, do gaseificador co-corrente usando ar enriquecido como agente de gaseificação e do gaseificador de leito fluidizado duplo, respectivamente. As equações (3.16) a

(3.18) foram introduzidas no respectivo modelo usando a sub-rotina A.5 do Apêndice A e utilizam as variáveis de importação e exportação apresentadas na Tabela 3.20.

A microturbina a gás simulada, operando em regime permanente, apresenta as características termodinâmicas descritas na Tabela 3.21.

Tabela 3.19 - Blocos do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo em AspenPlus®

Bloco	Tipo	Breve descrição
	Compr	A transição entre os estados 1 e 2 foi modelada através de um bloco de alteração de pressão (Compr), representando o processo de compressão não isentrópica do motor. A pressão de descarga foi estabelecida em 551 kPa, a eficiência isentrópica em 79,6 % e a eficiência mecânica em 97,0 %. A vazão de ar admitido foi calculada através das equações (3.16) a (3.18), também descritas na sub-rotina A.5 do Apêndice A.
	HeatX	O processo de regeneração da microturbina a gás utilizou um trocador de calor contracorrente (HeatX) para promover a transferência de energia térmica desde os gases de exaustão para o ar comprimido que alimenta a câmara de combustão. O critério utilizado para caracterizar o regenerador foi a temperatura de saída do fluxo quente com abordagem de temperatura mínima (precisão de 1 °C).
	RStoic	Representando a câmara de combustão (CC), foi utilizado um reator estequiométrico (RStoic) para modelar o processo de combustão dos gases de síntese dentro da microturbina. Foram permitidas as fases líquido e vapor, a temperatura do reator foi definida em 896,1 °C, a pressão em 551 kPa e as reações autogeradas pelo próprio bloco.
	Compr	O processo de expansão não isentrópica do motor (transição entre os estados 4 e 5) foi modelado através de um bloco de alteração de pressão (Compr). A pressão de descarga foi estabelecida em 100 kPa, a eficiência isentrópica em 84,1 % e a eficiência mecânica em 97,0 %.

$$AR_1 = 630.03 \times N_{2_{split}} + 1443.10 \quad (3.16)$$

$$AR_1 = 610.94 \times N_{2_{split}} + 1289.50 \quad (3.17)$$

$$AR_1 = -3.31 \times VAPOR + 3406.80 \quad (3.18)$$

Tabela 3.20 - Caracterização das variáveis utilizadas dentro da sub-rotina para vazão de ar de combustão na microturbina a gás

Variável	Tipo	Definição
VAPOR	Import variable	Stream-Var Stream=VAPOR Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr
N2SPLIT	Import variable	Block-Var Block=MEMBRANA Variable=FLOW/FAC ID1=MIXED ID2=NITROGEN ID3=N2
AR1	Export variable	Stream-Var Stream=1 Substream=MIXED Variable=MASS-FLOW Units=kg/hr

Tabela 3.21 - Principais características termodinâmicas da microturbina a gás Capstone® C200³

Parâmetro	Unidade de Medida	Magnitude
Eficiência Isentrópica do Compressor	%	79,60
Eficiência Mecânica do Compressor	%	97,00
Eficiência Isentrópica da Turbina	%	84,10
Eficiência Mecânica da Turbina	%	97,00
Razão de Pressão	[-]	5,51
Vazão Máxima de combustível	kg/h	173,55
Vazão Máxima de combustível	kg/s	0,048 ⁴
T ₁	°C	25,00
T ₂	°C	256,57
T ₃	°C	588,98
T ₄	°C	896,10
T ₅	°C	591,15
T ₆	°C	Varia em função da qualidade do syngas. Consultar os resultados da seção 4.1 para cada variante analisada

Fonte: Adaptado de [57] [58]

³ Usando gases de síntese

⁴ Valor estimado conforme Apêndice E

3.5 Modelo de estudo econômico

A viabilidade econômica das variantes passíveis de implementação foi determinada através das etapas descritas no fluxograma da Fig. 3.11, utilizando moeda internacional (dólar americano especificamente). Trata-se de um modelo convencional para teste de viabilidade econômica de projetos, complementado com análise de risco.

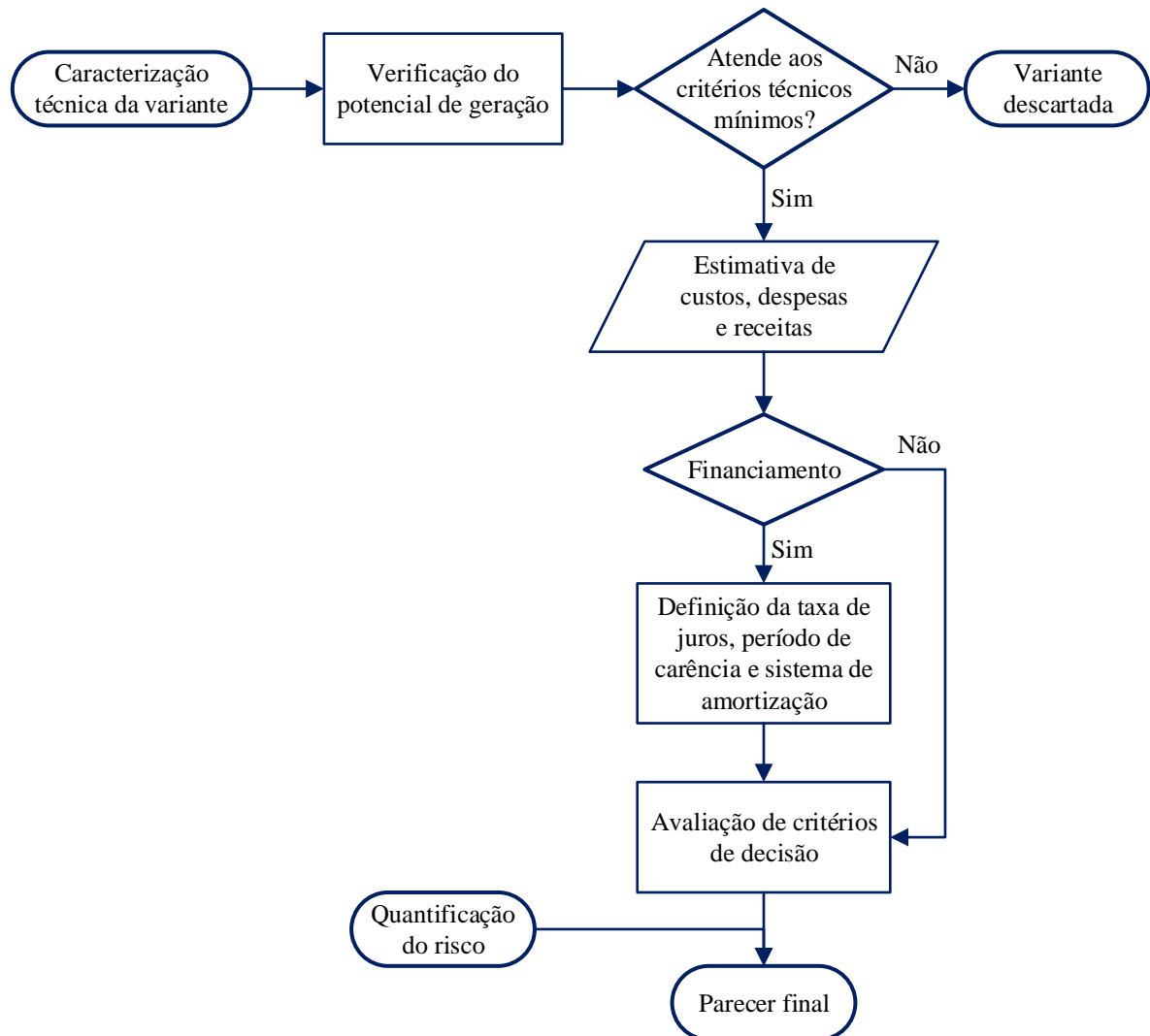


Figura 3.11 - Sequência de etapas do estudo de viabilidade econômica das variantes de interesse

Depois de estabelecer se o gaseificador consegue efetivamente acionar a microturbina a gás sob as condições de interesse, isto é, uma vez verificado que o syngas gerado atinge um PCI maior que 8 MJ/Nm^3 , foram estimadas as despesas, receitas e os CAPEX (*Capital Expenditures*) de cada sistema de gaseificação tecnicamente viável. Já os custos da microturbina, da unidade de separação de ar (quando aplicável) e do gerador de vapor (quando aplicável) foram consultados junto aos fabricantes. Os CAPEX do sistema de gaseificação foram estimados seguindo a metodologia CCS (*Capital Cost Scaling*) [33] [59], utilizando os índices anuais de custo

apresentados na Tabela 3.22 e tomando como referência os orçamentos publicados em [60] [61].

Tabela 3.22 - Índices anuais de custos

Ano	Índice anual de custo
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	620,0 ⁵

Fonte: [62]

A correção dos valores das despesas de capital (metodologia *Capital Cost Scaling*) segue a lógica descrita a seguir:

- (i) **Ajuste de escala de tamanho (potência):** o investimento em bens de capital, destinados à geração de energia, pode ser facilmente estimado a partir de dados de sistemas semelhantes, mesmo tendo potências diferentes, quer seja usando custos específicos (equação 3.19) quer seja através de custos e potências de referência (equação (3.20)).

$$C_s = K_g \times P_s \quad (3.19)$$

$$C_s = C_0 \left[\frac{P_s}{P_0} \right]^z \quad (3.20)$$

Onde,

$$z = \frac{\ln \left(\frac{R_{C1}}{R_{C2}} \right)}{\ln \left(\frac{R_{P1}}{R_{P2}} \right)} \quad (3.21)$$

- (ii) **Ajuste de escala de tempo:** preços atualizados de componentes e sistemas altamente especializados, como os utilizados dentro dos modelos desenvolvidos, são de difícil obtenção junto ao fabricante. No entanto, é possível tomar preços publicados em anos

⁵ Valor estimado a partir das publicações parciais de 2019 da *Chemical Engineering Magazine*

anteriores e fazer estimativas realistas trazendo-os ao valor presente através da equação (3.22).

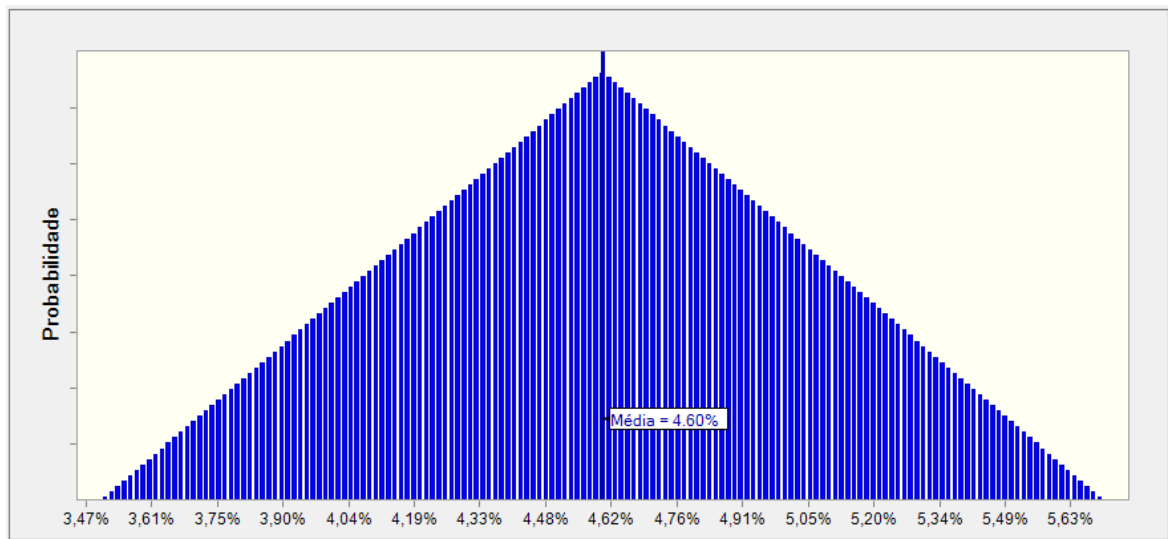
$$C_{sA} = C_{sB} \left[\frac{I_A}{I_B} \right] \quad (3.22)$$

O ajuste simultâneo das escalas de tempo e tamanho (potência) permite ter uma boa aproximação do investimento requerido em bens de capital para o componente ou sistema de geração avaliado.

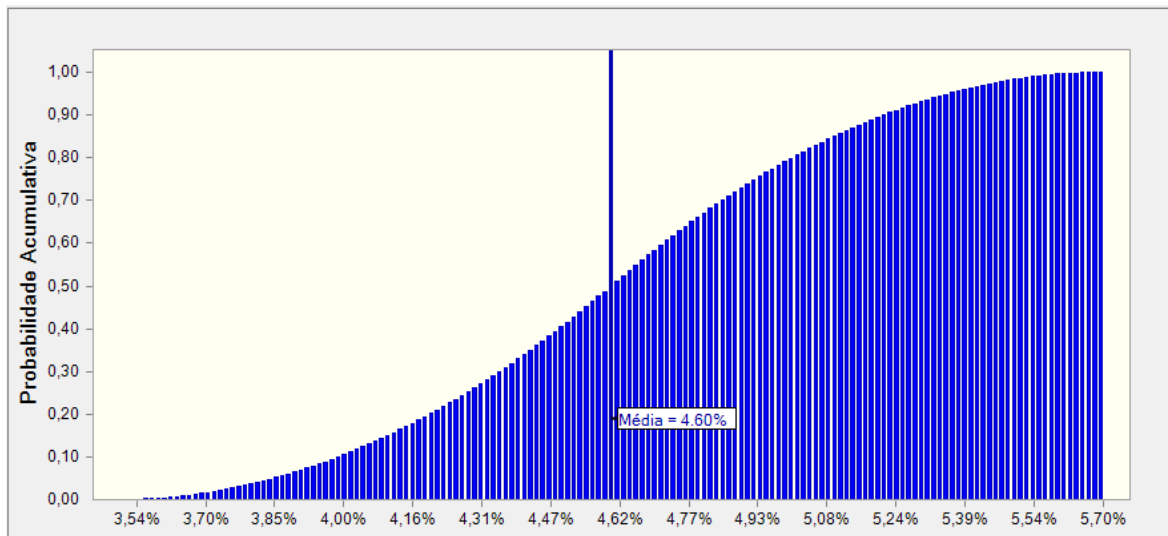
A análise de risco foi desenvolvida no software *Crystal Ball*®, ferramenta computacional da *Oracle Corporation*™ que possibilita a modelagem, previsão e otimização de cenários com algum grau de incerteza através de simulações estocásticas Monte Carlo. Os pressupostos (variáveis com algum grau de incerteza) adotados durante o estudo de risco, foram:

- (i) Os custos de operação e manutenção do sistema de gaseificação;
- (ii) Os custos de operação e manutenção da microturbina a gás;
- (iii) A tarifa de energia da concessionária;
- (iv) O preço da biomassa;
- (v) A cotação do dólar americano;

Os custos de operação e manutenção para sistemas de gaseificação (sem incluir biomassa) oscilam no intervalo de 3,5 a 5,7 % do seu CAPEX conforme [63]. Neste estudo foi tomado como parâmetro de partida o valor médio (4,60 %) e durante o estudo de risco foram incorporados os limites inferior e superior através da distribuição triangular da Fig. 3.12, cujos principais parâmetros são apresentados na Tabela 3.23.



(a)



(b)

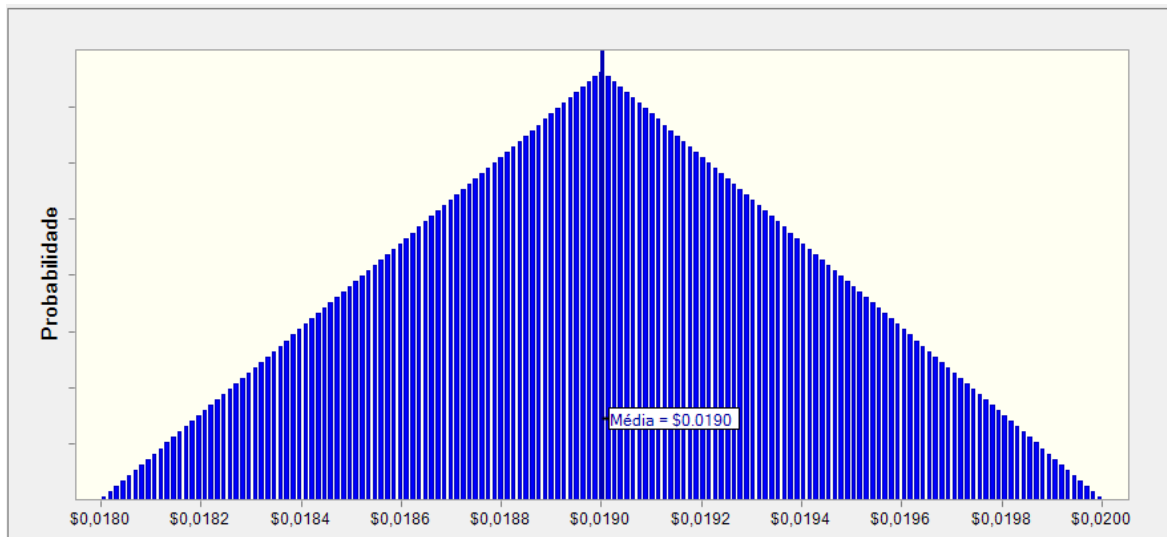
Figura 3.12 - Distribuição triangular para custos de operação e manutenção em sistemas de gaseificação

(a) Probabilidade (b) Probabilidade acumulada

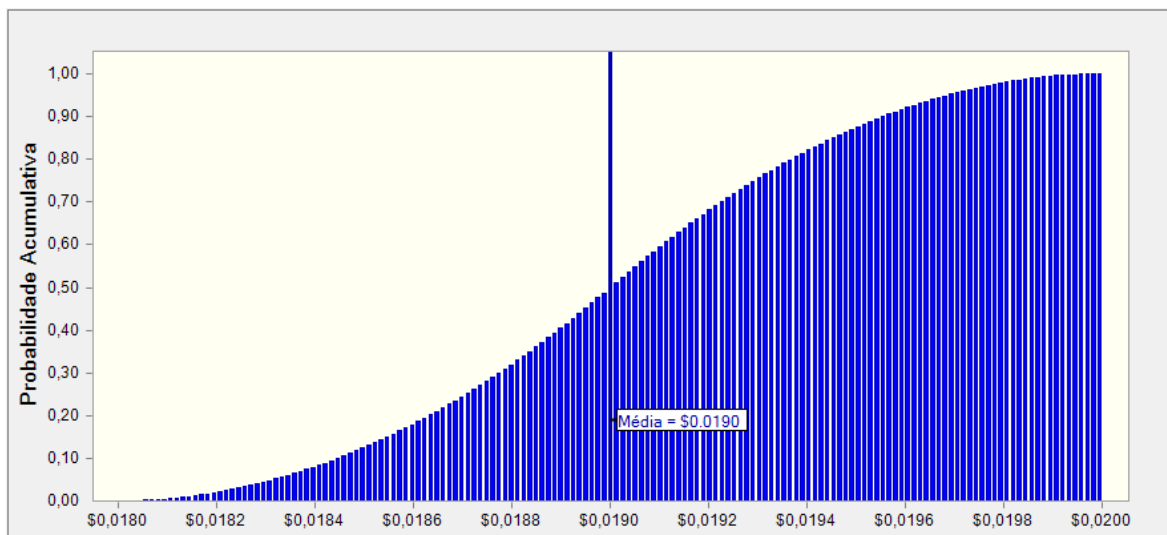
Tabela 3.23 - Parâmetros da distribuição triangular para custos de operação e manutenção em sistemas de gaseificação como porcentagem do CAPEX

Parâmetro	Unidade	Magnitude
Mínimo	%	3,50
Mais provável	%	4,60
Máximo	%	5,70
P95	%	3,85
P90	%	3,99
P50	%	4,60
P10	%	5,21
P5	%	5,35

Os custos operacionais para a microturbinas a gás foram estimados em 1,9 ¢/kWh, a partir de [64], com limites inferior e superior de 1,8 ¢/kWh e 2,0 ¢/kWh durante a análise de risco, respectivamente. A distribuição de probabilidade para esta variável é apresentada na Fig. 3.13 e seus principais parâmetros são resumidos na Tabela 3.24.



(a)



(b)

Figura 3.13 - Distribuição triangular para custos de operação e manutenção de microturbinas a gás

(a) Probabilidade (b) Probabilidade acumulada

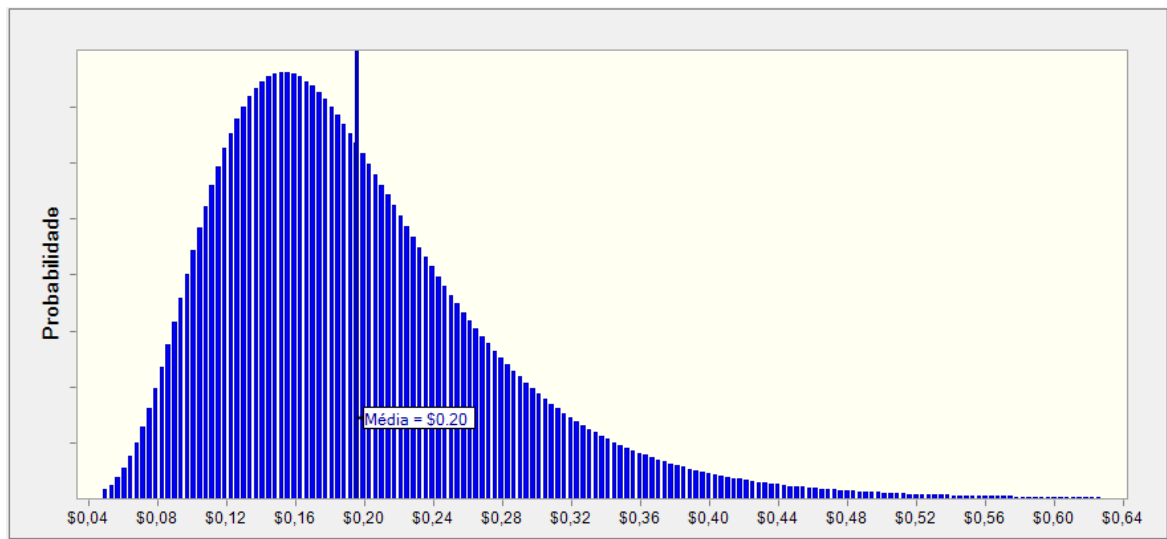
O valor de referência para os custos de operação e manutenção de microturbinas a gás utilizado durante as avaliações econômicas da seção 4.2 foi 1,9 ¢/kWh.

Tabela 3.24 - Parâmetros da distribuição triangular para custos de operação e manutenção de microturbinas a gás como função da quantidade de energia elétrica gerada

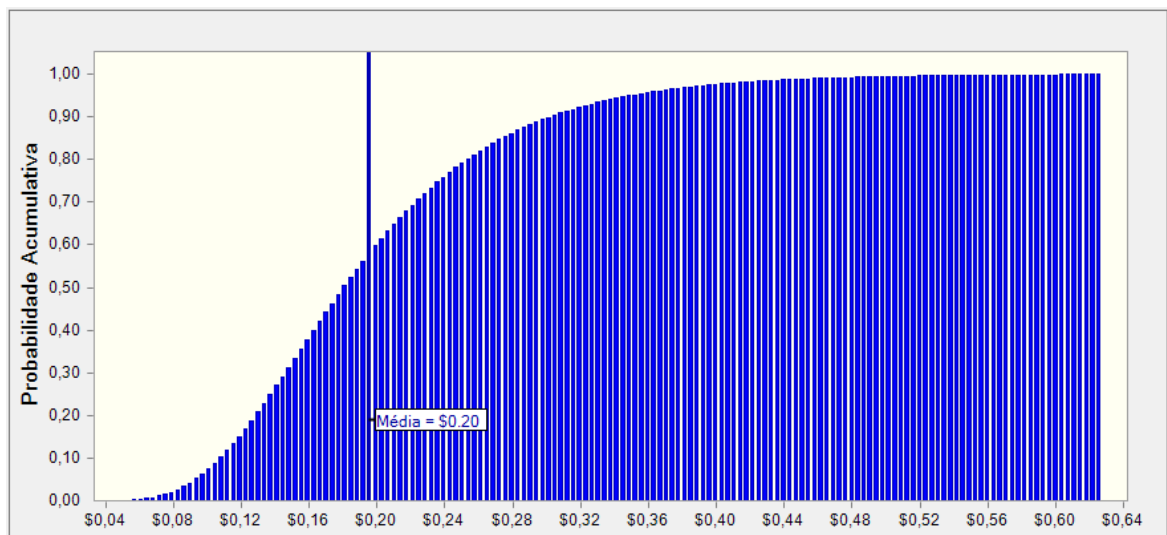
Parâmetro	Unidade	Magnitude
Mínimo	US\$	0,0180
Mais provável	US\$	0,0190
Máximo	US\$	0,0200
P95	US\$	0,0183
P90	US\$	0,0184
P50	US\$	0,0190
P10	US\$	0,0196
P5	US\$	0,0197

As receitas (economias produto da geração própria) foram projetadas a partir da tarifa da energia elétrica atualmente praticada pela Companhia Energética de Minas Gerais (CEMIG), levando em consideração o histórico de incrementos dos últimos anos. Para estimar as tarifas dos próximos 15 anos (vida útil do projeto, conforme Tabela 2.1) foi utilizada a distribuição lognormal da Fig. 3.14, produto do ajuste do próprio histórico da CEMIG, estendendo a análise até o horizonte de vida útil do empreendimento. Os parâmetros característicos da referida distribuição são resumidos na Tabela 3.25.

O valor de referência para a tarifa de energia elétrica, antes de impostos, no caso base, durante as avaliações econômicas da seção 4.2 foi 0,1614 US\$/kWh (tarifa vigente em dezembro de 2019).



(a)



(b)

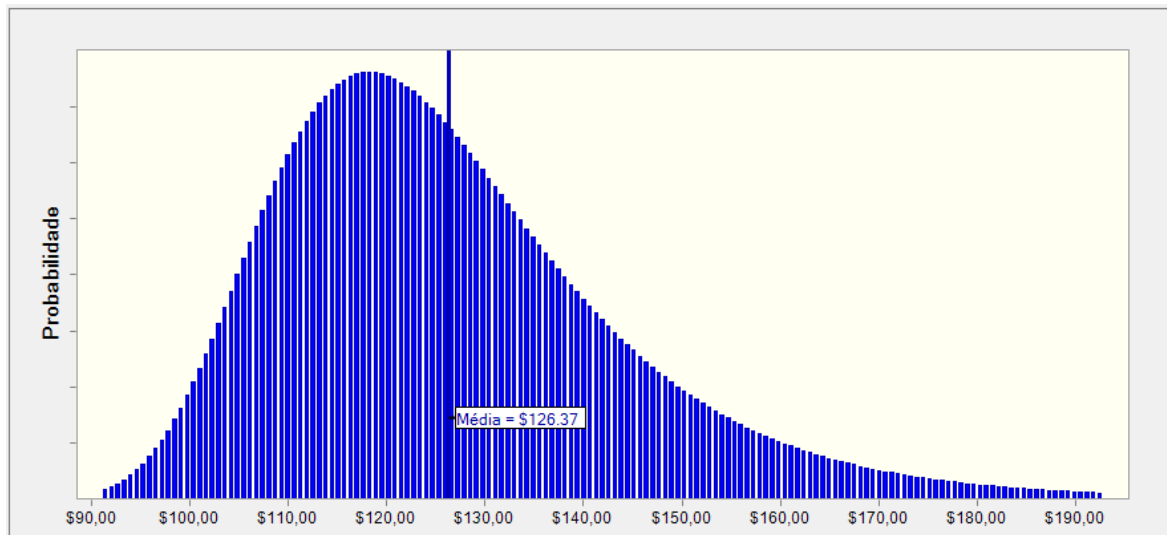
Figura 3.14 - Distribuição lognormal para a tarifa elétrica da concessionária (antes de impostos)

(a) Probabilidade (b) Probabilidade acumulada

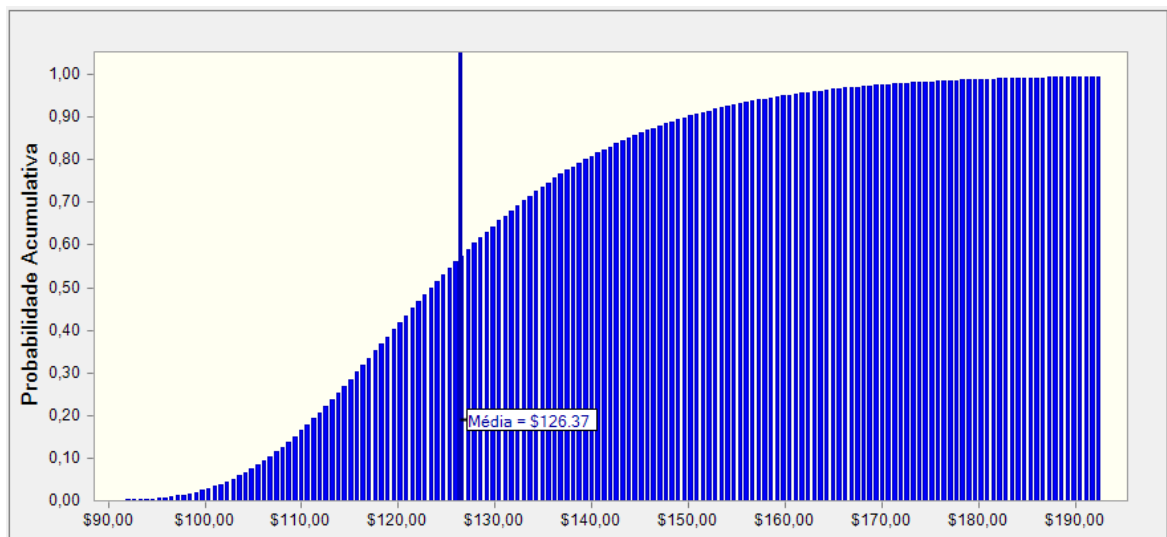
Tabela 3.25 - Parâmetros da distribuição lognormal para a tarifa de energia elétrica (antes dos impostos)

Parâmetro	Unidade	Magnitude
Média	US\$	0,1954
Desvio padrão	US\$	0,0822
Desvio padrão logarítmico	US\$	0,4036
Desvio padrão geométrico	US\$	1,4973

Outra variável com algum grau de incerteza durante o estudo de viabilidade econômica foi o preço da biomassa. Dado que o histórico de preços da biomassa utilizada (pellets de madeira) não está disponível, foi necessário implementar uma distribuição empírica derivada dos preços disponíveis no mercado (Fig. 3.15). Os parâmetros característicos da distribuição para o preço da tonelada de pellets são resumidos na Tabela 3.26.



(a)



(b)

Figura 3.15 - Distribuição extremo máximo para o preço da biomassa (a) Probabilidade (b) Probabilidade acumulada

O valor de referência para o preço da biomassa utilizado durante as avaliações econômicas da seção 4.2 foi 126,37 US\$/ton [65].

Tabela 3.26 - Parâmetros da distribuição extremo máximo para o preço da biomassa

Parâmetro	Unidade	Magnitude
Escala	US\$	14,06
Mais provável	US\$	118,25
P5	US\$	160,01
P10	US\$	149,89
P90	US\$	106,52

A variação da cotação do dólar foi determinada a partir do ajuste estatístico do histórico dos últimos doze meses conforme dados publicados por [66]. Os referidos registros podem ser ajustados através da distribuição Gama da Fig. 3.16. Os parâmetros característicos desta distribuição são resumidos na Tabela 3.27. O valor de referência para a cotação do dólar, utilizado durante as avaliações econômicas da seção 4.2 foi 4,07 R\$/USD (cotação em 17 de dezembro de 2019 [66]).

A taxa mínima de atratividade TMA do sistema foi atrelada ao custo médio ponderado de capital WACC (*Weighted Average Capital Cost*) de uma empresa do setor de energia renovável, sob o suposto de uma estrutura de capital cujos passivos possuem a proporção 60 % de capital próprio e 40 % de capital de terceiros. O custo médio ponderado do capital WACC foi determinado através do modelo de precificação de ativos CAPM (*Capital Asset Pricing Model*). Nesse sentido, via equação (3.23), foi determinado o custo do capital próprio R_E a partir do fator β do setor [53], da taxa de retorno fixo R_F [67] e da taxa de retorno do mercado R_M [68].

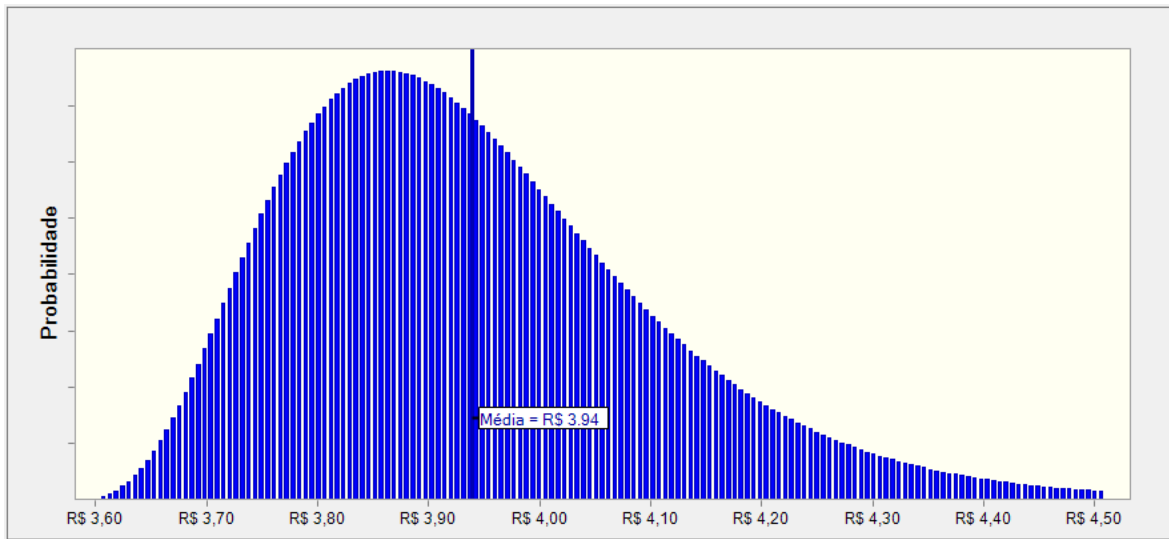
$$R_E = R_F + \beta(R_M - R_F) \quad (3.23)$$

Onde: $R_F = 4,5\% \text{ a.a}$ (taxa Selic); $R_M = 13,00\% \text{ a.a}$ (rendimento esperado para projetos produtivos) e $\beta = 0,4517$; portanto $R_E = 8,34\% \text{ a.a}$. Note-se que neste caso o spread é de 8,50% a.a.

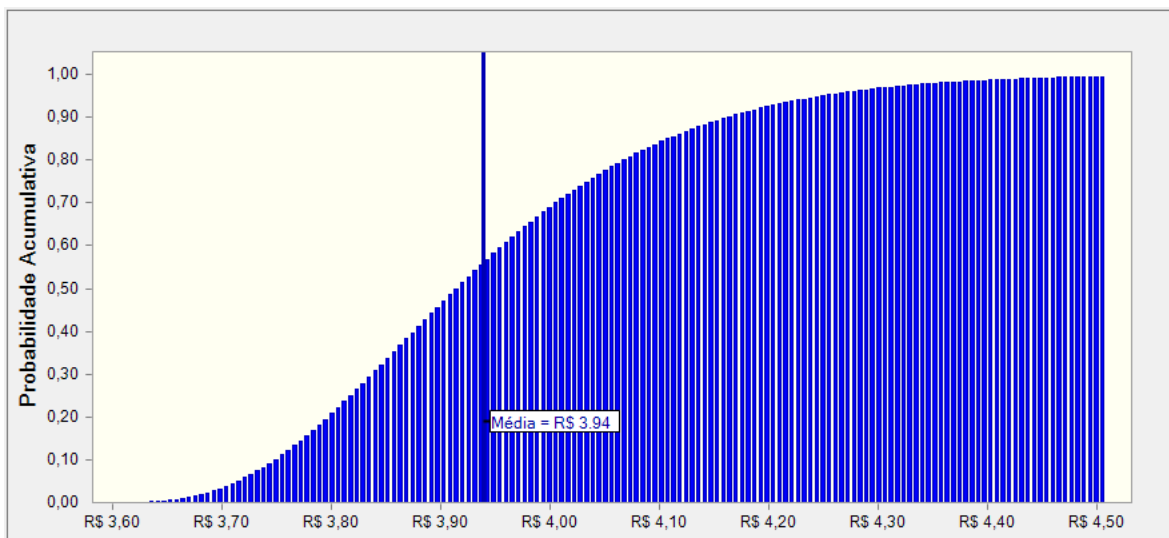
De posse do custo de capital próprio (R_E), foi estimado o WACC do empreendimento através da equação (3.24) usando a estrutura de passivos da Fig. 3.3 e a taxa de financiamento $R_D = 13,28\%$ (ver Tabela 3.28).

$$WACC = R_D \times DD \times (1 - IR) + R_E \times EE \quad (3.24)$$

Onde: $DD = 0,40$; $EE = 0,60$; $R_D = 13,28\% \text{ a.a}$; $R_E = 8,34\% \text{ a.a}$ e $IR = 0\%$ uma vez que a economia resultante da implementação do sistema proposto é isenta de tributação. Portanto $WACC = 10,32\% \text{ a.a}$.



(a)



(b)

Figura 3.16 - Distribuição Gama para a cotação do dólar americano (a) Probabilidade
(b) Probabilidade acumulada

Tabela 3.27 - Parâmetros da distribuição Gama para a cotação do dólar americano

Parâmetro	Unidade	Magnitude
Forma	[-]	4,80
Coefficiente de variação	[-]	0,04
Obliquidade	[-]	0,91
Escala	R\$/US\$	0,08
P100	R\$/US\$	3,57
P90	R\$/US\$	3,75
P50	R\$/US\$	3,91
P10	R\$/US\$	4,16

Uma vez conhecidos os valores de investimento, receita e despesas, foram analisados os fluxos de caixa dos sistemas passíveis de implementação (ver Tabela 3.1 e Fig. 4.33) nos cenários com e sem financiamento. A linha de crédito utilizada para alavancar o investimento foi a Finame (Financiamento de Máquinas e Equipamentos) do BNDES, que permite financiar até 100% do capital necessário para aquisição de equipamentos, com prazo de pagamento de até 120 meses e carência de até 24 meses. Considerando o *spread* médio dos repassadores de crédito no BNDES Finame para micro, pequenas e médias empresas, a taxa final projetada é de 13,28% a.a. [69]. Os dados básicos do financiamento são apresentados na Tabela 3.28 e o plano completo de financiamento pode ser consultado nos apêndices B, C e D para as variantes tecnicamente viáveis do sistema proposto.

De posse das distribuições de probabilidade, foi quantificado o risco do projeto se tornar inviável a partir de uma simulação Monte-Carlo com 100.000 avaliações e nível de confiança de 95%, considerando os limites inferiores admissíveis dos critérios econômicos de decisão, isto é, $VPL=US\$ 0$ e $TIR=WACC=TMA=10,32\%$ a.a.

Tabela 3.28 - Dados chave do financiamento Finame BNDES

Parâmetro	Unidade	Magnitude
Taxa efetiva mensal	%	1,04
Taxa nominal anual	%	12,53
Taxa efetiva anual	%	13,28
Sistema de Amortização	-	SAC
Prazo	Anos	10
Carência	Anos	2
Montante a financiar	R\$	Depende da variante a implementar. Ver apêndices B, C e D
Amortização anual	R\$	Depende da variante a implementar. Ver apêndices B, C e D

Fonte: [69]

4 RESULTADOS

Os modelos de gaseificador de biomassa e microturbina a gás, aferidos a partir dos dados reportados na literatura especializada, foram submetidos a várias rodadas de simulação visando identificar os parâmetros chave de operação e o comportamento do sistema sob diferentes condições operacionais. O estudo econômico foi desenvolvido apenas para as variantes com potencial técnico de implementação.

4.1 Viabilidade técnica

4.1.1 Sistema baseado em gaseificador co-corrente

Para este tipo de gaseificador recomenda-se operar acima dos 800 °C [41] visando otimizar as taxas de conversão do carbono e de produção de gás. No estudo de linha de base foi adotada a temperatura de 850 °C para a zona de redução, conforme valores reportados em Rabou et al. [22] e, ao mesmo tempo, para facilitar a comparação com os resultados do gaseificador de leito fluidizado duplo da seção 4.1.2; contudo, o efeito da variação da temperatura média de gaseificação também foi analisado através do estudo de sensibilidade de cada variante. A operação da microturbina a gás em condições aceitáveis é alcançada quando utilizados gases de síntese com PCI maior que 8 MJ/Nm³; já para syngas com PCI maior que 15 MJ/Nm³ é possível atingir a potência nominal do motor, conforme reportado em Rabou et al. [22].

4.1.1.1 Operação com ar atmosférico

Os resultados para o gaseificador co-corrente utilizando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação são resumidos na Tabela 4.1. Note-se que o poder calorífico inferior dos gases de síntese nesta variante do sistema (6,10 MJ/Nm³) é baixo demais para sustentar a operação da microturbina (operação aceitável acima dos 8 MJ/Nm³), inclusive sob carga parcial. Como critério de aquiescência foi adotada a localização do PCI do syngas produzido dentro do *boxplot* da Fig. 4.1 (desprezando os outliers), nesse sentido foi aceito o modelo apenas quando o PCI esteve entre os quartis 1 e 3, guardando assim as devidas proporções em relação aos dados disponíveis na literatura especializada.

A partir da Fig. 4.2 pode ser verificado que nesta variante do sistema o teor volumétrico de nitrogênio no gás de síntese é bastante expressivo e aumenta rapidamente com o incremento da

razão de equivalência ER. O poder calorífico inferior do syngas mostra uma forte dependência das frações de monóxido de carbono e hidrogênio; além disso, nota-se uma acentuada redução do PCI do syngas à medida que a fração de nitrogênio aumenta. A fração de metano mostra-se desprezível.

Tabela 4.1 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação

Parâmetro	Unidade de medida	Magnitude				
		[70]	[22]	[71]	[55]	Este modelo
Fonte	N/A	[70]	[22]	[71]	[55]	Este modelo
Temperatura média da região de gaseificação	°C	-	850	-	800	850
H ₂ /CO	[-]	0,65	0,41	0,68	0,94	0,77
Razão de equivalência	[-]	0,36	-	0,36	0,27	0,30
Biomassa	N/A	Cavaco de madeira	Pellets de madeira	Folhas de palma	Cavaco de madeira	Pellets de madeira
Poder calorífico inferior	MJ/Nm ³	5,43	6,00	6,51	4,86	6,10
Composição						
H ₂	%	15,23	6,90	21,04	18,29	22,45
CO	%	23,04	16,90	31,63	21,31	29,13
CO ₂	%	16,42	15,30	5,07	11,36	6,72
CH ₄	%	1,58	4,20	0,02	0,2	5,44x10 ⁻³
N ₂	%	44,23	52,00	42,22	48,84	41,69
Outras espécies	%	0,50	4,70	0,02	-	-

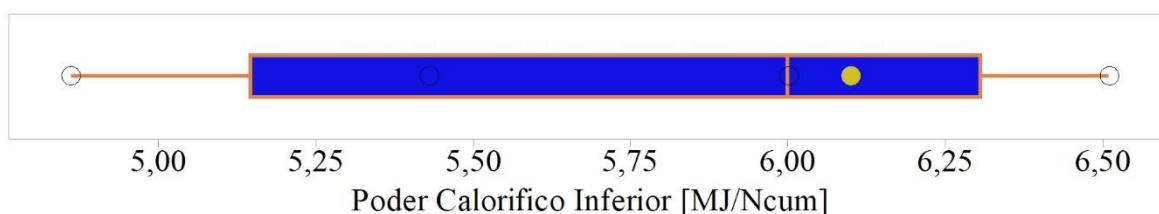


Figura 4.1 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando ar atmosférico como agente de gaseificação

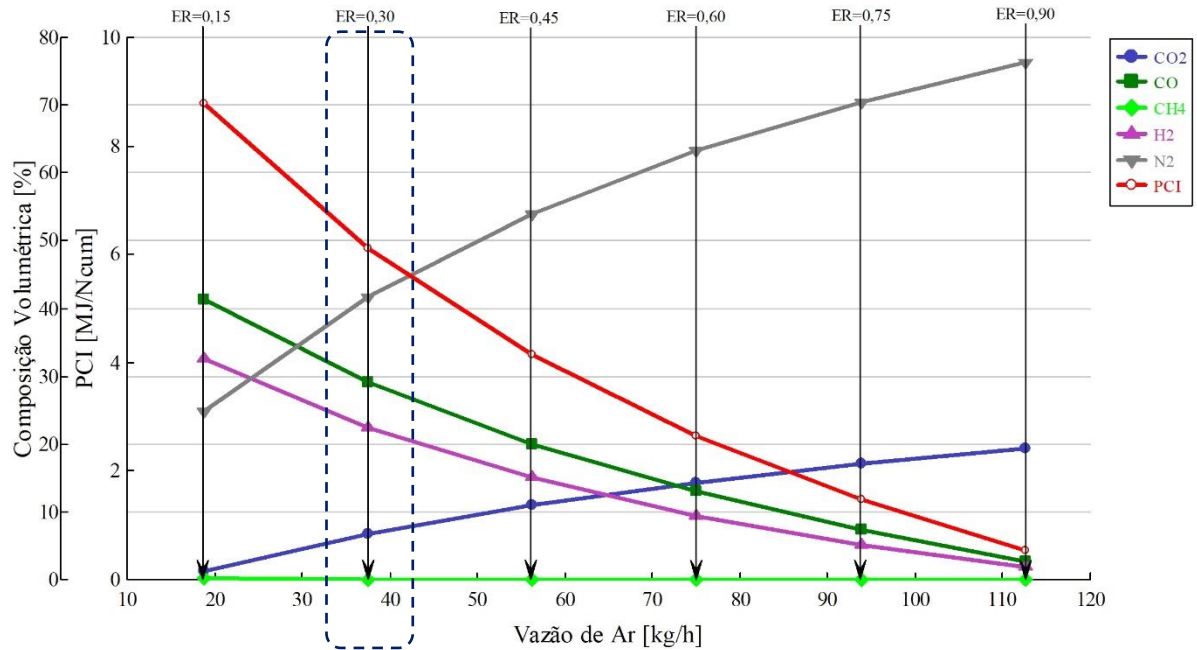


Figura 4.2 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de ar atmosférico alimentado no gaseificador co-corrente

A superfície apresentada na Fig. 4.3 descreve o comportamento da razão H_2/CO em função da vazão de ar atmosférico e da temperatura média da região de redução. É possível constatar que no cenário com elevadas vazões de ar (altas razões de equivalência) e baixas temperaturas a razão H_2/CO apresenta um valor de pico (0,93); no entanto, o teor de CO é sempre maior que o teor de hidrogênio (a razão H_2/CO é sempre menor do que 1). Em geral, a razão H_2/CO decresce com o aumento da temperatura.

A temperatura da zona de redução é um parâmetro de especial relevância no sistema proposto; na Fig. 4.4 é apresentada a relação entre esta variável e a eficiência de gás frio (equação (2.24)), o poder calorífico inferior do syngas e sua taxa de produção (equação (2.25)). Note-se que neste caso a EGF e o PCI do gás de síntese são favorecidos pelo aumento da temperatura, enquanto a taxa de produção decai, isto é, à medida que aumenta a qualidade do syngas o volume gerado diminui.

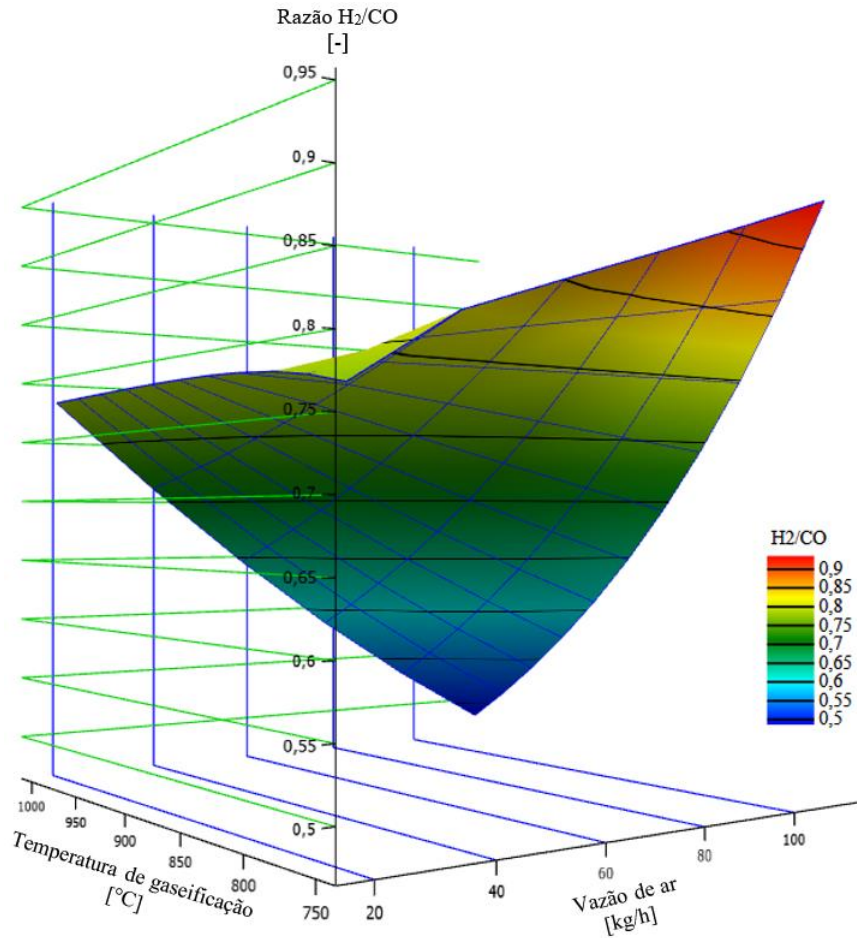


Figura 4.3 - Comportamento da razão H₂/CO do gás de síntese em função da temperatura de gaseificação e da vazão de ar para o gaseificador co-corrente usando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação

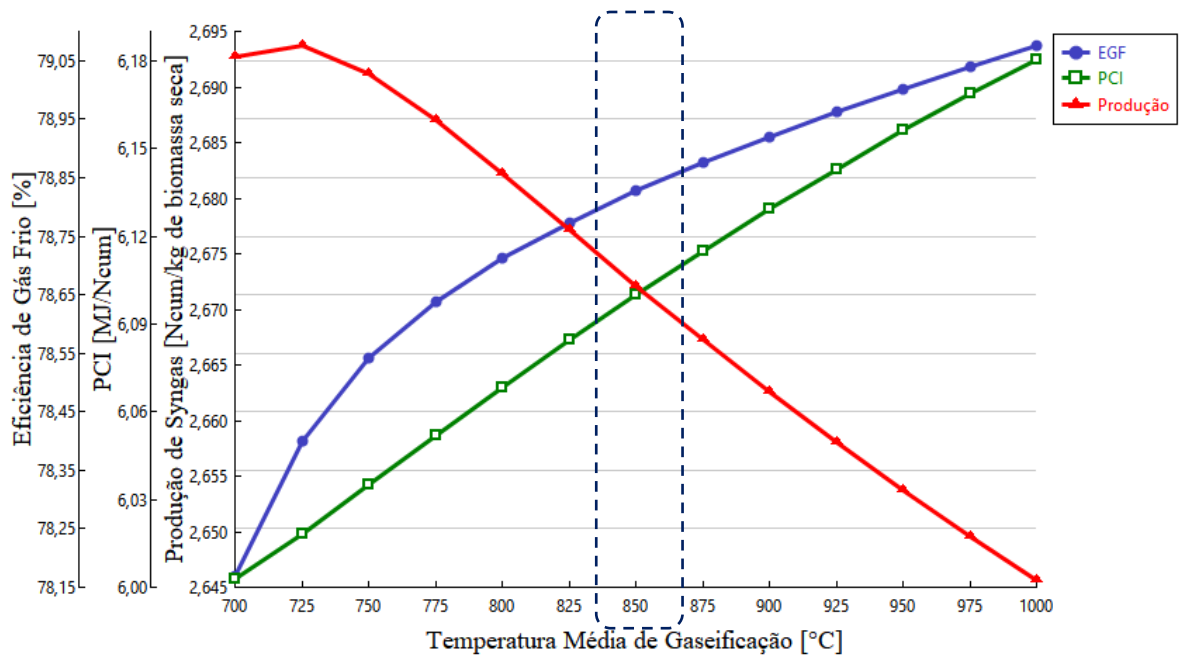


Figura 4.4 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação

Como foi reportado em Atnaw et al. [71] e Begum et al. [72], as espécies que formam o gás de síntese no modelo co-corrente (utilizando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação) têm um comportamento quase linear em relação à temperatura de gaseificação, tendência condizente com os resultados obtidos nesta pesquisa e facilmente constatável a partir da Fig. 4.5.

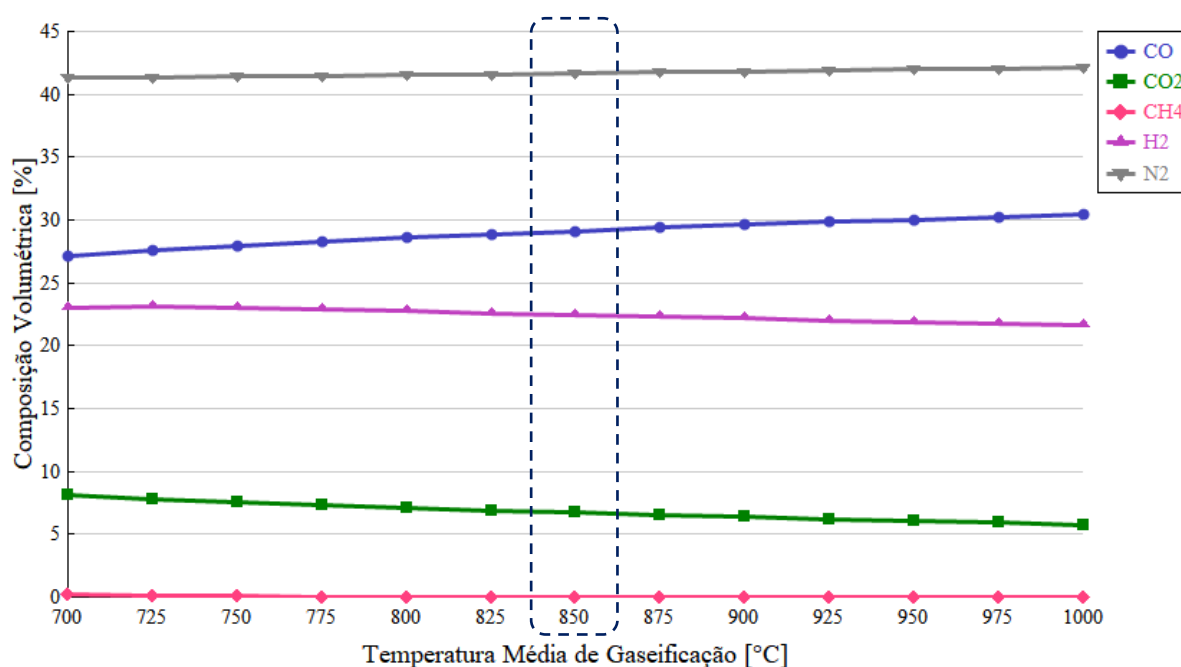


Figura 4.5 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando apenas ar atmosférico como agente de gaseificação

4.1.1.2 Operação com mistura de ar atmosférico e vapor

Os resultados para o gaseificador co-corrente utilizando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação são resumidos na Tabela 4.2. Note-se que o poder calorífico inferior dos gases de síntese nesta variante do sistema ($5,71 \text{ MJ/Nm}^3$) também é baixo demais para sustentar a operação da microturbina (operação aceitável acima dos 8 MJ/Nm^3), inclusive sob carga parcial. Como critério de aquiescência foi adoptada a localização do PCI do syngas produzido dentro do *boxplot* da Fig. 4.6 (desprezando os outliers), nesse sentido foi aceito o modelo apenas quando o PCI esteve entre os quartis 1 e 3, guardando assim as devidas proporções em relação aos dados disponíveis na literatura especializada.

Tabela 4.2 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação

Parâmetro	Unidade		Magnitude					Este modelo
	de	medida						
Fonte	N/A		[73]	[74]	[75]	[76]	[77]	
Temperatura média da região de gaseificação	°C		1030	900	646	1000	-	850
H₂/CO	[-]		1,31	0,92	-	2,33	1,63	1,15
Razão de equivalência	[-]		0,20	0,33	0,22	0,21	0,41	0,30
Razão Vapor-Biomassa	[-]		0,4	0,35	0,41	0,5	0,48	0,40
Umidade	%		18,2				11,17	7,20
Biomassa	N/A	Cavaco de seringueira	Cavaco de eucalipto	Resíduos lignocelulósicos de biorrefinaria	Cavaco de seringueira	Cavaco de eucalipto	Pellets de madeira	
Poder calorífico inferior	MJ/Nm ³		7,89	5,10	4,54	6,09	4,22	5,71
Composição								
H₂	%		34	16,1	-	28	19,9	26,28
CO	%		26	17,5	-	12	12,2	22,76
CO₂	%		9	17	-	16	-	11,31
CH₄	%		0	1,65	-	2	1,7	2,29x10 ⁻⁵
N₂	%		31	47,83	-	42	-	39,63

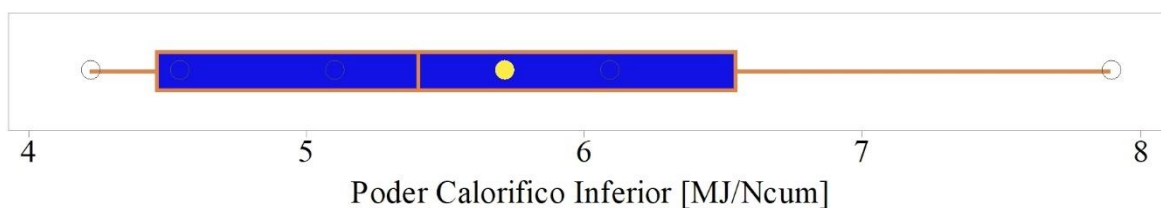


Figura 4.6 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação

A partir da Fig. 4.7 pode ser verificado que nesta variante do sistema o volume de nitrogênio no gás de síntese é relativamente alto e aumenta rapidamente com o incremento da razão de equivalência. Em relação à operação com ar atmosférico como agente de gaseificação (seção 4.1.1.1), esta variante do gaseificador co-corrente possibilita um incremento significativo no teor de hidrogênio no syngas, inclusive ultrapassando o teor de CO. A participação do metano continua sendo desprezível e o comportamento do PCI continua mantendo uma estreita correlação com as concentrações de hidrogênio e monóxido de carbono.

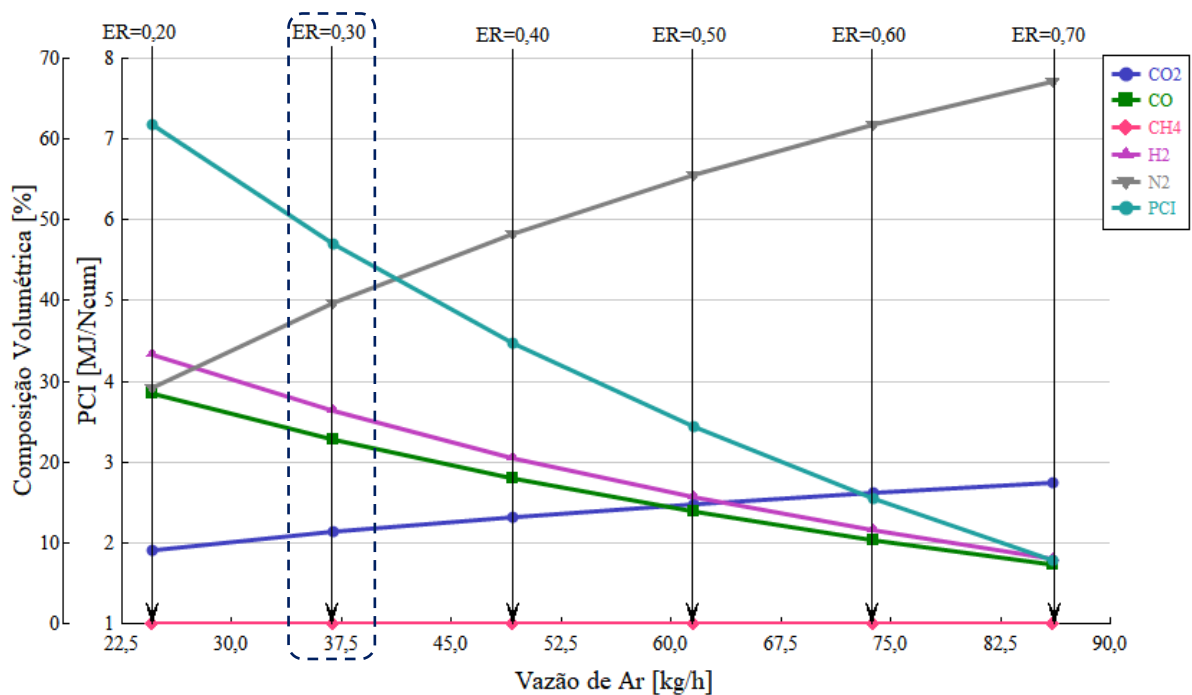


Figura 4.7 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de ar atmosférico alimentado no gaseificador co-corrente, mantendo uma STBR de 0,4

Em relação à resposta da composição do syngas em função da STBR, a Fig. 4.8 permite constatar que o uso de maiores volumes de vapor de água como co-agente de gaseificação leva ao decréscimo do teor de nitrogênio e ao aumento da concentração de hidrogênio nos gases de síntese. No entanto, a presença do oxigênio proveniente do vapor de água acaba induzindo a formação de CO₂ (R6 na Tabela 2.3) e com isso é percebida uma ligeira queda no conteúdo de CO. Nessas condições o valor do PCI do gás tende a diminuir.

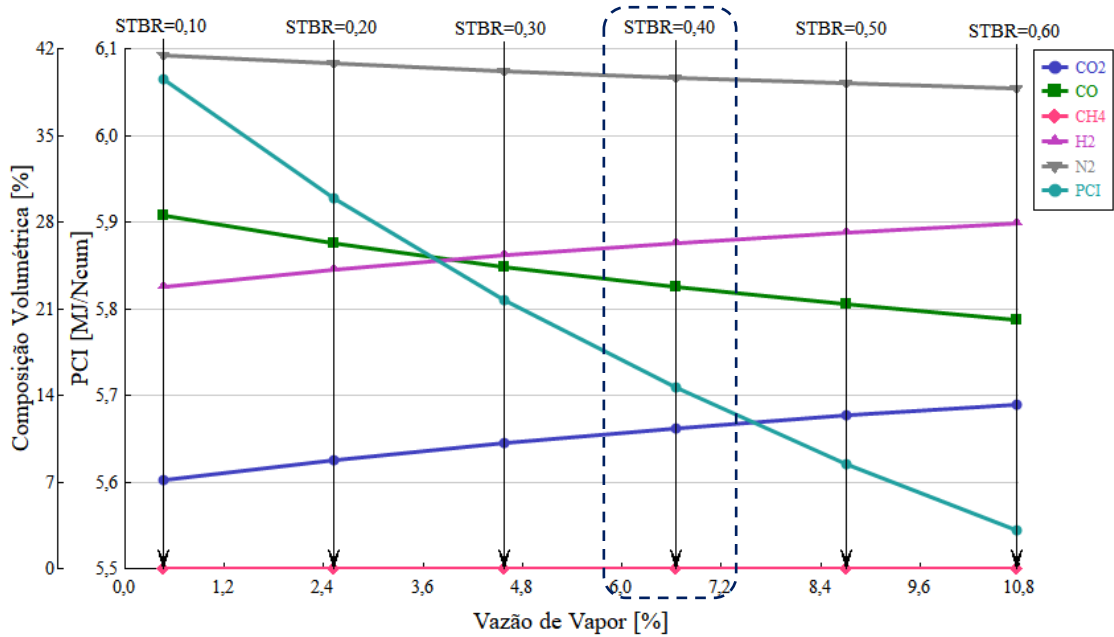


Figura 4.8 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de vapor alimentado no gaseificador co-corrente (ER de 0,30)

O comportamento do PCI em função da ER e da STBR é descrito através do contorno da Fig. 4.9. Foi comprovado que para esta variante do gaseificador co-corrente o PCI máximo dos gases de síntese produzidos é de $7,72 \text{ MJ/Nm}^3$, quando a razão de equivalência é de 0,20 e a razão vapor-biomassa diminui até 0,10. No caso de linha de base (ER=0,30 e STBR=0,40) o PCI do syngas é de $5,71 \text{ MJ/Nm}^3$. Note-se que a redução simultânea da STBR e da ER leva ao aumento do PCI do syngas uma vez que são potencializadas as reações de metanação (R10, R11 e R12) descritas na Tabela 2.3.

Devido ao incremento no teor de hidrogênio nos gases de síntese (reações R2, R9 e R13 na Tabela 2.3), decorrente da injeção de hidrogênio através do fluxo de vapor de água como co-agente de gaseificação, a razão H_2/CO consegue chegar até 1,39 quando a temperatura da região de redução cai até $700 \text{ }^\circ\text{C}$ e a ER é de 0,70, conforme mostra a Fig. 4.10. No caso de linha de base ($850 \text{ }^\circ\text{C}$, STBR=0,40 e ER=0,30) a razão H_2/CO é de 1,15.

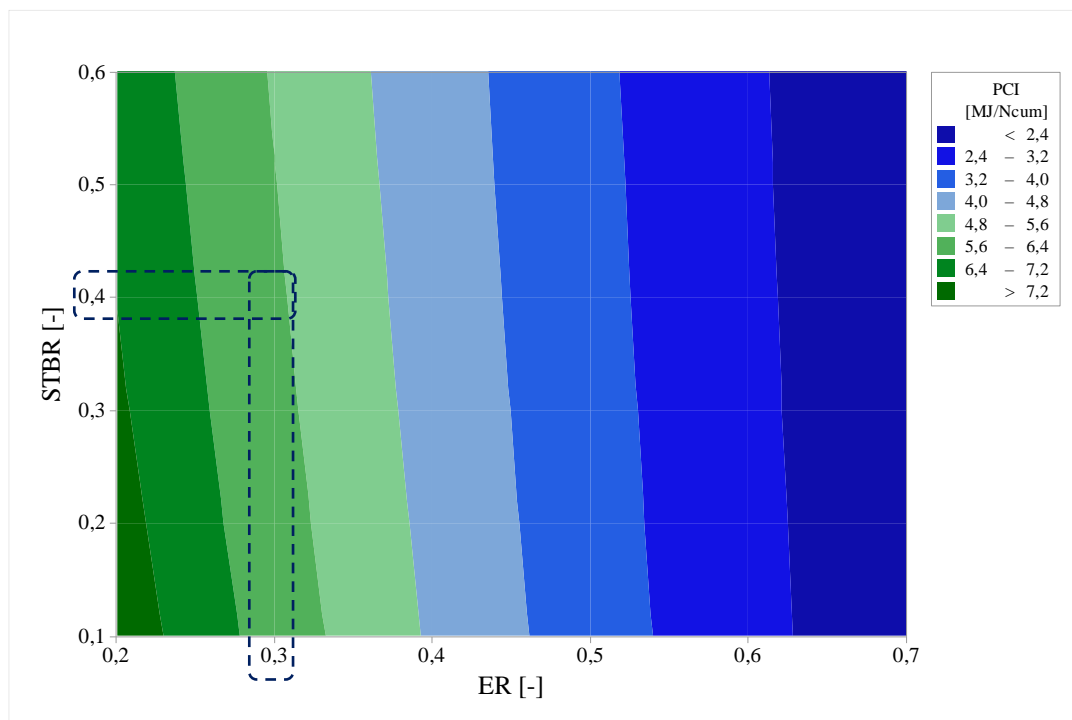


Figura 4.9 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função das vazões de ar atmosférico e vapor alimentados no gaseificador co-corrente

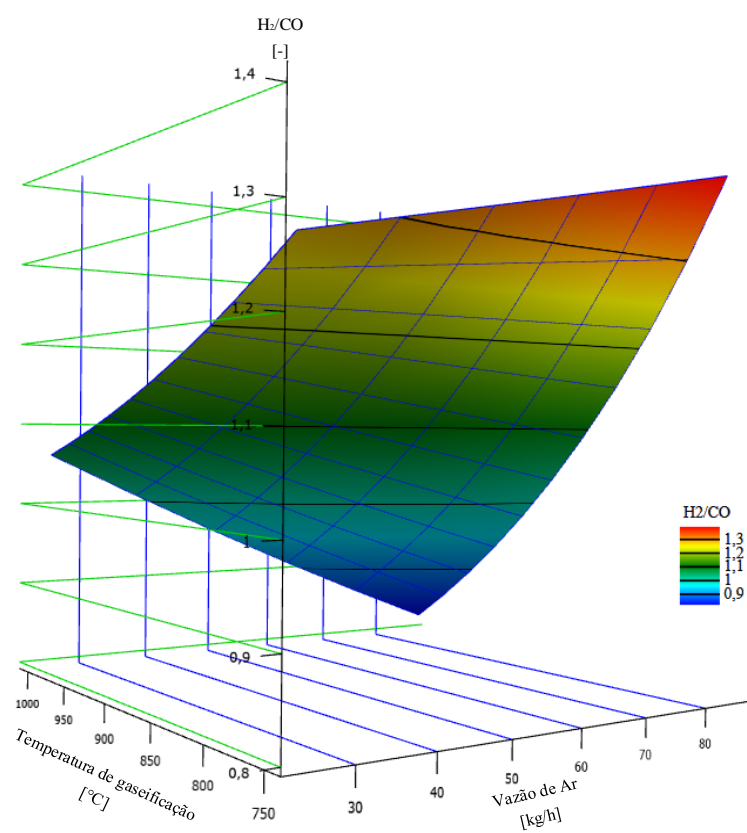


Figura 4.10 - Comportamento da razão H_2/CO do gás de síntese em função da temperatura de gaseificação e da vazão de ar para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação

A resposta do gaseificador co-corrente, quando alimentado com uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação, em termos de eficiência de gás frio, poder calorífico inferior e taxa de produção é descrita através da Fig. 4.11. Note-se que nesta variante do sistema existe uma relação inversa entre o PCI e a produção, isto é, quanto maior o poder calorífico do gás de síntese, menor o volume produzido por unidade de biomassa seca alimentada. Já a eficiência de gás frio segue a tendência do próprio PCI, fato justificado na própria forma de cálculo deste parâmetro (equação (2.24)).

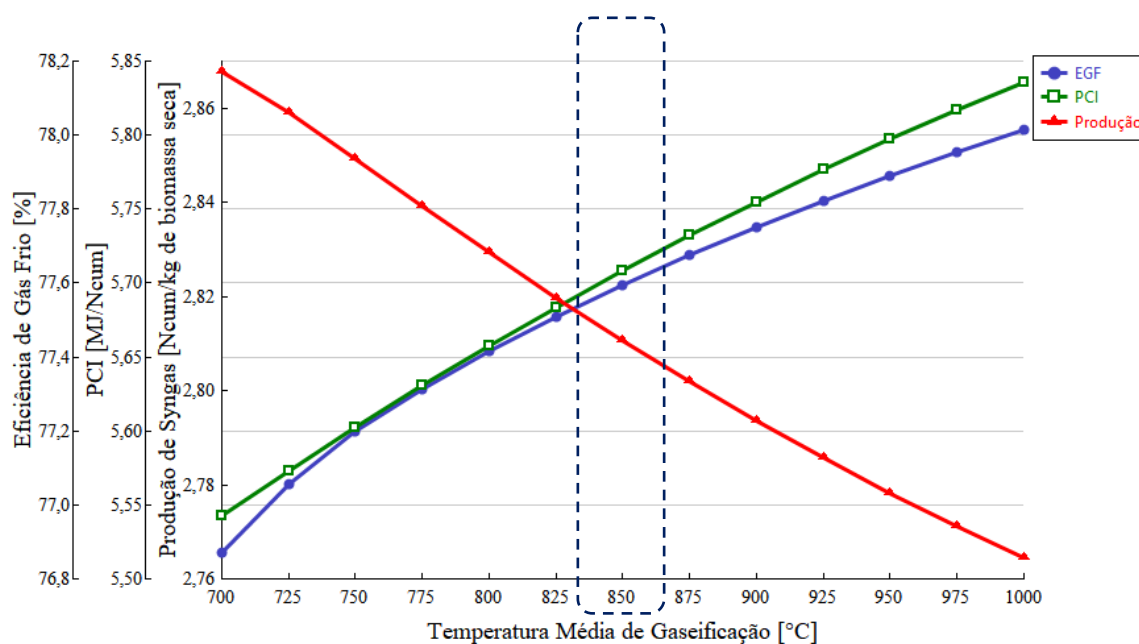


Figura 4.11 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando ar atmosférico e vapor como agentes de gaseificação

No cenário de linha de base desta variante do gaseificador co-corrente, as espécies que formam o gás de síntese têm um comportamento quase linear em relação à temperatura de gaseificação, tal como apresentado na Fig. 4.12. Note-se que, em relação ao sistema que utiliza apenas ar atmosférico como agente de gaseificação, para este caso o teor de hidrogênio supera a concentração volumétrica de monóxido de carbono ao longo do intervalo de temperaturas avaliadas, resultado condizente com a tendência observada nas Fig. 4.7, Fig. 4.8 e Fig. 4.10.

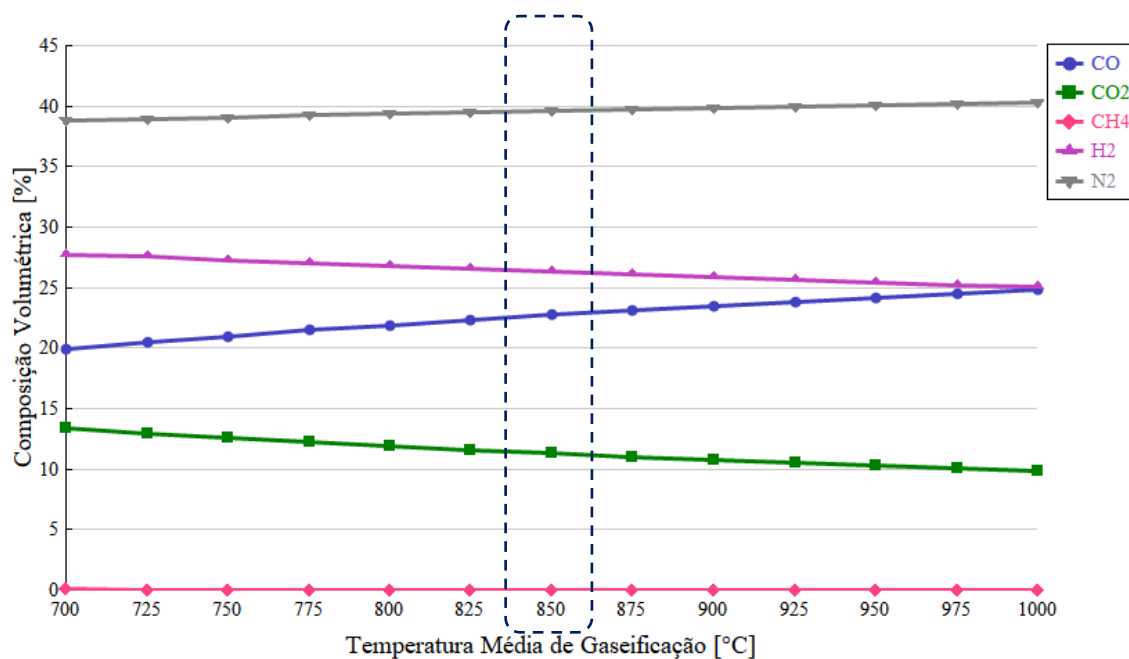


Figura 4.12 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação

4.1.1.3 Operação com mistura de vapor e ar enriquecido

Os resultados para o gaseificador co-corrente utilizando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação são resumidos na Tabela 4.3 e contrastados com dados da literatura especializada; neste caso particular não foi possível realizar uma validação no sentido estrito da palavra devido à inexistência de publicações com características semelhantes às aqui propostas, isto é, gaseificadores co-corrente utilizando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação. Note-se que o poder calorífico inferior dos gases de síntese nesta variante do sistema ($8,50 \text{ MJ/Nm}^3$) é suficientemente alto para sustentar a operação da microturbina (operação aceitável acima dos 8 MJ/Nm^3). Como critério de aquiescência foi adoptada a localização do PCI do syngas produzido dentro do *boxplot* da Fig. 4.13 (desprezando os outliers), nesse sentido foi aceito o modelo apenas quando o PCI esteve entre os quartis 1 e 3, guardando assim as devidas proporções em relação aos dados disponíveis na literatura especializada.

Vale a pena destacar o fato de que a máxima concentração de oxigênio no ar enriquecido foi de 40% devido às próprias limitações técnicas da tecnologia utilizada (separação por membranas) conforme descrito na Tabela 3.12.

Tabela 4.3 - Resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Parâmetro	Unidade de medida	Magnitude							
		Fonte	N/A	[78] ⁶	[79] ⁶	[80] ⁷	Este modelo		
Temperatura média da região de gaseificação	°C		781	803	800	750	850		
STBR	[-]		0,31	0,30	0,20	0,10	0,20		
ER	[-]		0,25	0,26	0,20	0,20 ⁸	0,25		
CGE	%		61	68	60	-	83,86		
H₂/CO	[-]		0,96	0,90	1,17	0,65	0,92		
Biomassa	N/A		Pellets de madeira		Serragem	Lascas de madeira	Pellets de madeira		
Concentração O₂	%		30,00	40,00	45,00	25,75	21,00	30,00	40,00
Composição									
H₂	%		20,00	25,70	38,00	22,30	27,33	31,61	34,80
CO	%		20,80	28,50	32,50	34,05	29,55	34,18	37,62
CO₂	%		15,80	14,60	12,00	16,39	7,35	8,50	9,36
CH₄	%		6,70	8,10	0,50	4,04	0,01	0,01	0,01
N₂	%		36,70	23,10	17,00	23,22	35,77	25,69	18,21
Poder calorífico inferior	MJ/Nm ³		7,19	9,28	8,40	7,76	6,68	7,73	8,51

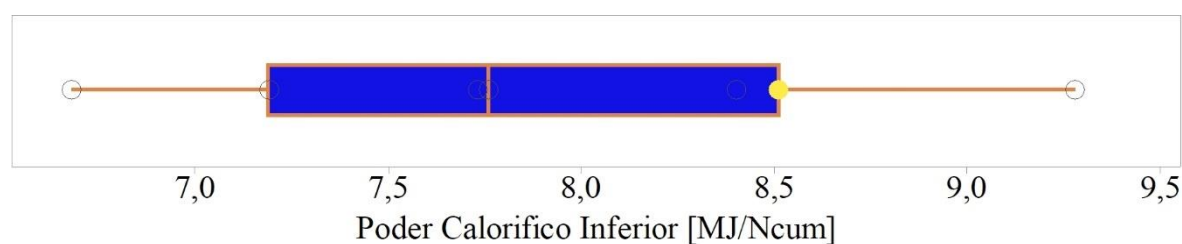


Figura 4.13 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Na Fig. 4.14 é constatado que, quando o gaseificador co-corrente utiliza uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação é possível incrementar consideravelmente o poder calorífico inferior do gás de síntese à medida que aumenta a

⁶ Gaseificador de leito fluidizado

⁷ Gaseificador contra-corrente

⁸ Valor estimado a partir dos fluxos mássicos declarados pelo autor

concentração de oxigênio no fluxo de ar injetado. Isto é uma consequência direta da minimização do nitrogênio que ingressa ao sistema, fato refletido claramente por uma queda acentuada no teor de hidrogênio no syngas.

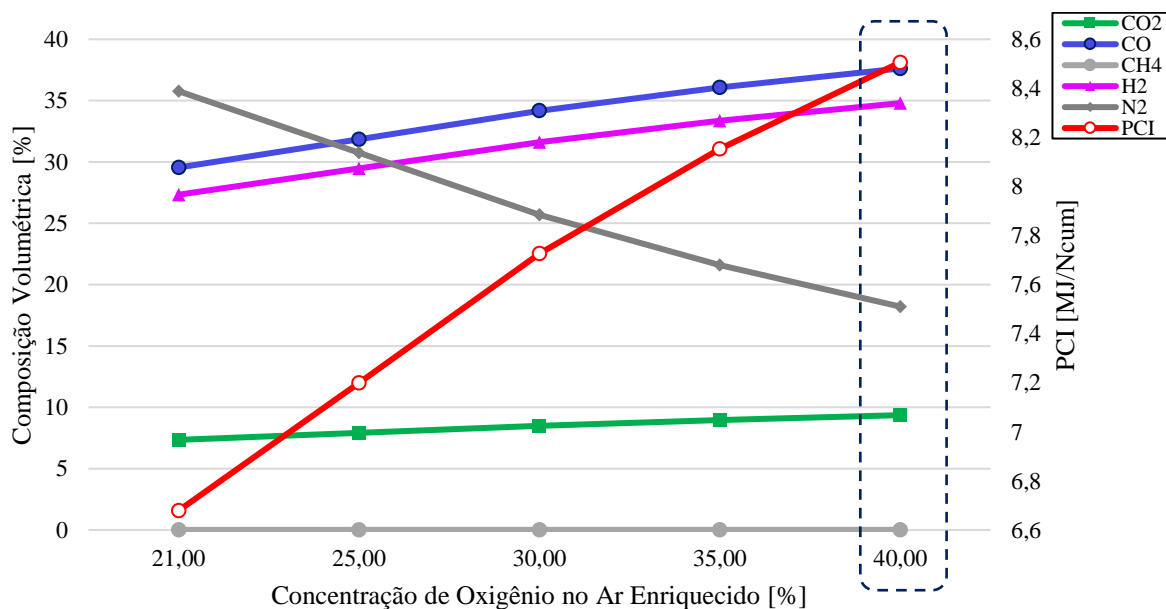


Figura 4.14 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido para uma STBR=0,20

A Fig. 4.15 permite constatar que o volume de syngas produzido reduz em função do aumento da concentração de oxigênio no ar enriquecido, fato já previsto dada à remoção parcial do nitrogênio presente no ar fornecido (queda na vazão), conforme detalhado na Tabela 3.11. A eficiência de gás frio mantém um comportamento praticamente constante.

A partir da Fig. 4.16 é possível notar um aumento considerável do PCI do syngas à medida que a concentração de oxigênio no ar enriquecido é favorecida e a STBR é reduzida. Nesta variante do sistema, o PCI pode chegar até $8,77 \text{ MJ/Nm}^3$ quando a razão vapor-biomassa é de 0,10 e a concentração de oxigênio no ar enriquecido é de 40%. No caso de linha de base (ER=0,25; STBR=0,20; $\text{O}_2=40\%$) o PCI foi estimado em $8,51 \text{ MJ/Nm}^3$.

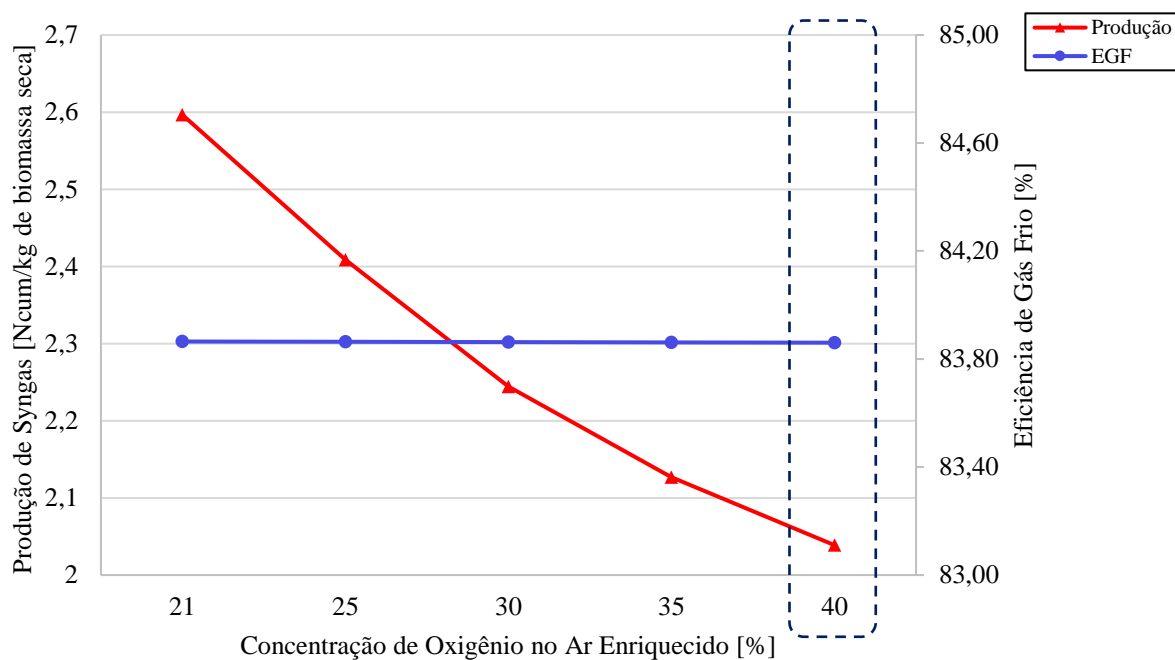


Figura 4.15 - Comportamento da eficiência de gás frio e da taxa de produção do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido e vapor de água como agente de gaseificação

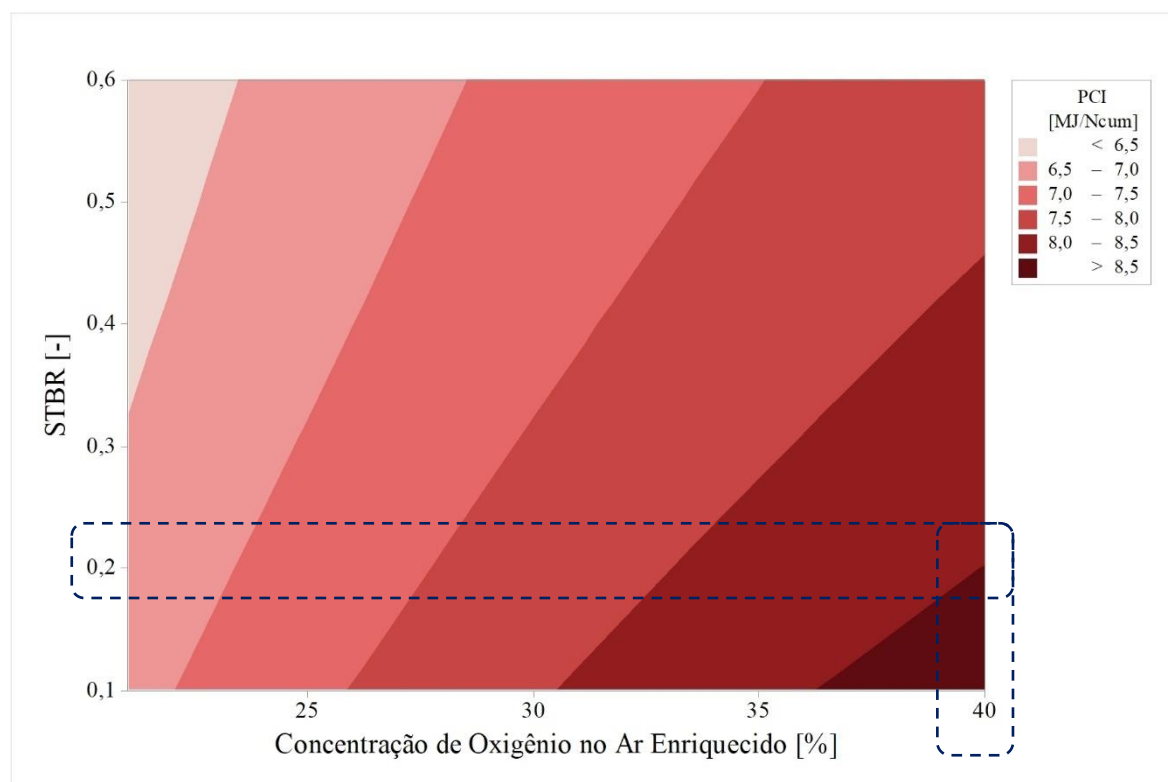


Figura 4.16 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da STBR para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido e vapor de água como agente de gaseificação

Em termos da razão H_2/CO , a Fig. 4.17 mostra que a variação da concentração de oxigênio no ar enriquecido tem um efeito desprezível enquanto a redução da temperatura de gaseificação acaba favorecendo-a. Isto decorre do fato de que o aumento da temperatura de gaseificação promove a formação de CO e, simultaneamente, impacta negativamente no teor de hidrogênio (ver Fig. 4.19).

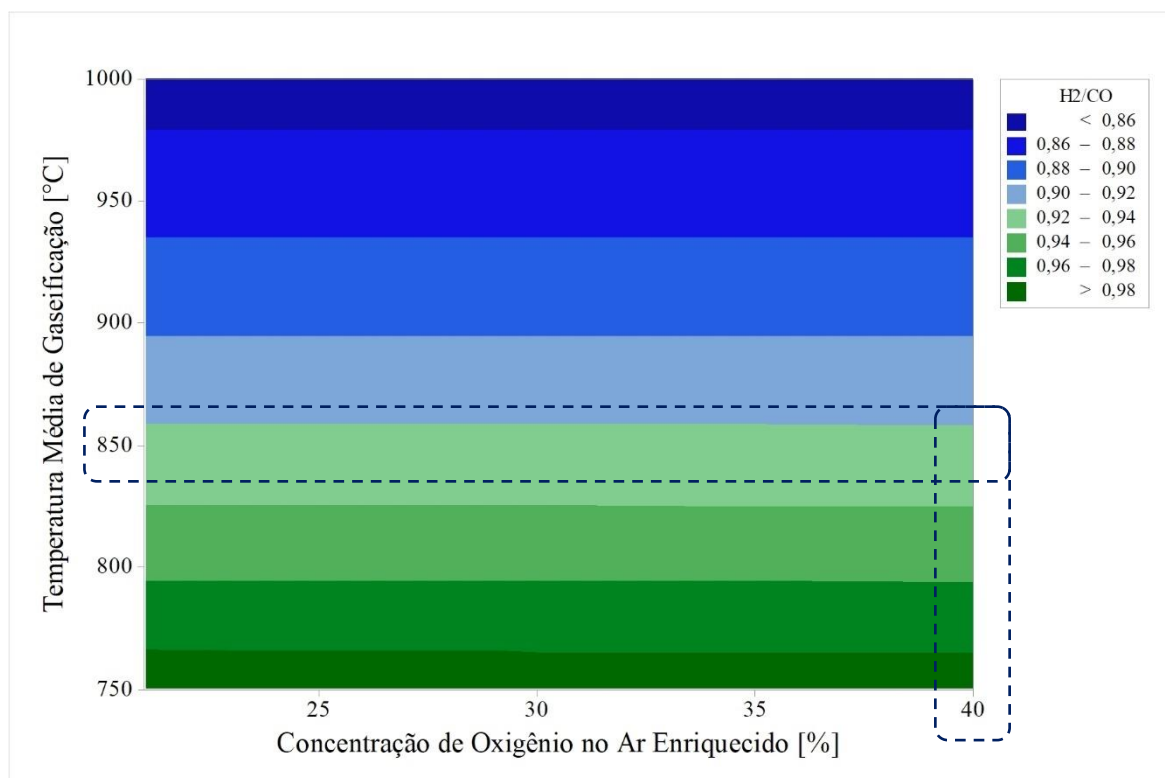


Figura 4.17 - Comportamento da razão H_2/CO do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da temperatura média de gaseificação para o gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido e vapor de água ($STBR=0,20$) como agente de gaseificação

A resposta da eficiência de gás frio, do PCI e da taxa de produção de syngas para esta variante do gaseificador co-corrente, em função da temperatura média da região de gaseificação, é apresentada na Fig. 4.18. Note-se que existe uma relação inversa entre o PCI e a taxa de produção, isto é, quanto maior o poder calorífico do gás de síntese, menor o volume produzido por unidade de biomassa seca alimentada. Já a eficiência de gás frio segue uma tendência logarítmica, fato justificado no pico da taxa de produção em torno dos 730 °C e da própria forma de cálculo deste parâmetro (equação (2.24)).

Devido à remoção parcial de nitrogênio do fluxo de ar alimentado, é observada uma queda significativa deste composto nos gases de síntese produzidos. A Fig. 4.19 permite verificar graficamente que a concentração de nitrogênio nesta variante do sistema cai para aproximadamente 18% ao longo do intervalo de temperaturas analisadas, fato que acaba

tornando o CO e o H₂ os componentes principais do syngas. A concentração do CO₂ fica em torno de 10% e a participação do metano é desprezível dentro do intervalo de temperaturas de interesse.

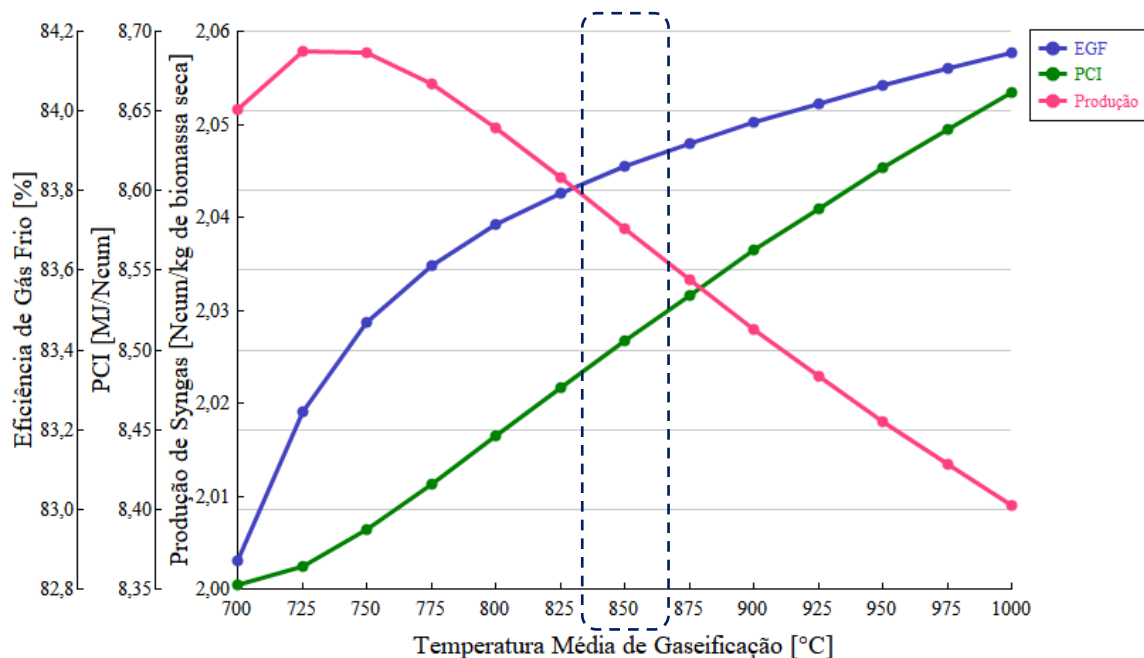


Figura 4.18 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido (O₂=40%) e vapor de água como agente de gaseificação

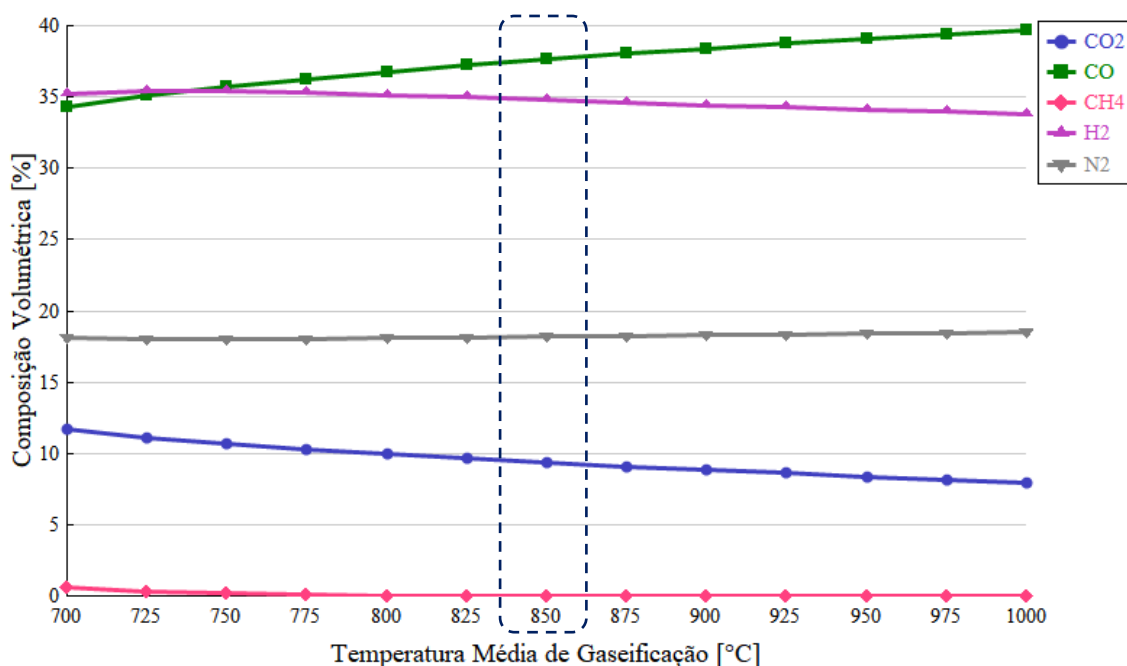


Figura 4.19 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura média de redução no gaseificador co-corrente usando uma mistura de ar enriquecido ($O_2=40\%$) e vapor de água ($STBR=0,20$) como agente de gaseificação

Em matéria de potência, quando alimentada pelos gases de síntese produzidos nesta variante do gaseificador co-corrente, a microturbina a gás pode entregar entre 73,77 e 88,46 kW, em função das condições operacionais do sistema de gaseificação. A Fig. 4.20 mostra a variação da potência entregue em função da concentração de oxigênio presente no ar enriquecido e da temperatura média da região de gaseificação, ambos parâmetros têm um impacto significativo no desempenho do motor. No cenário de linha de base a potência entregue pela microturbina é de 88,28 kW e sua eficiência térmica é de 19,66%. A temperatura dos gases de exaustão (T_6) é de 293,37 °C.

Este sistema de geração, isto é, a microturbina C200 acoplada ao gaseificador co-corrente usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido como agente de gaseificação (incluindo sistemas auxiliares: gerador de vapor, membrana de enriquecimento de ar e sistema de tratamento de syngas), apresenta uma eficiência global de 10,14%.

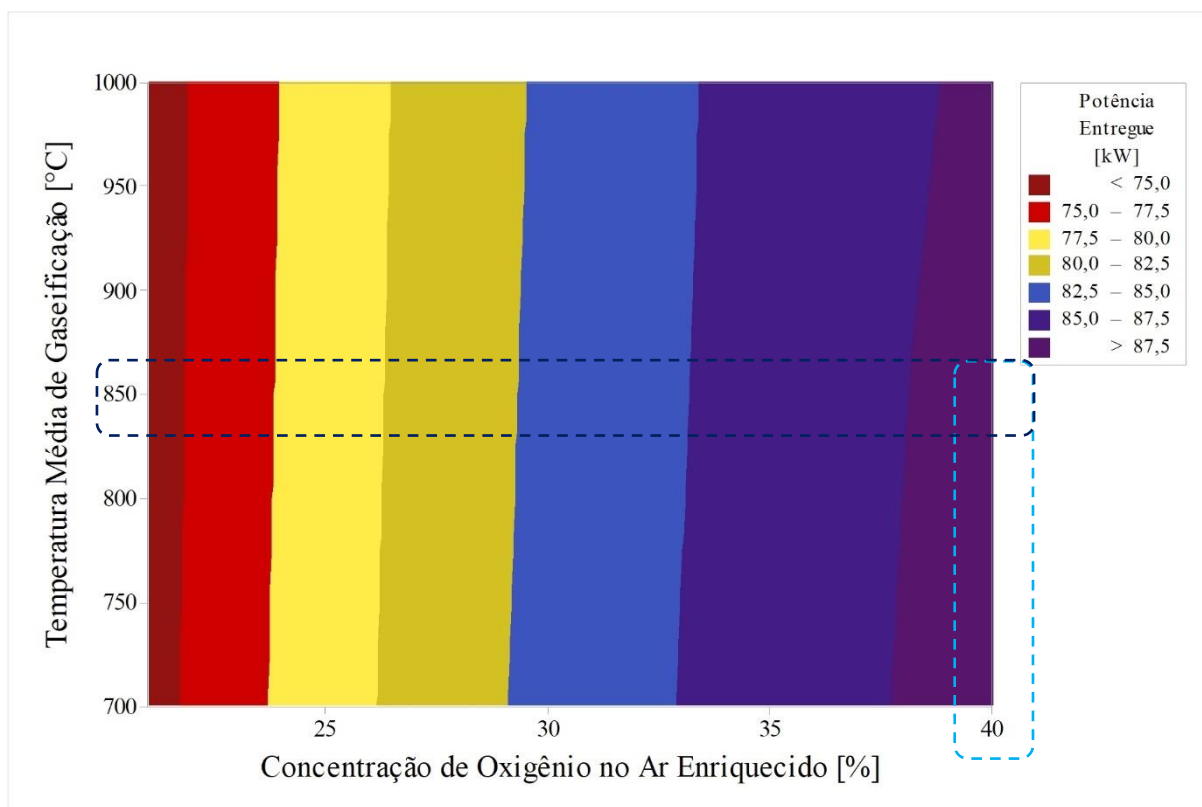


Figura 4.20 - Potência entregue pela microturbina a gás em função da temperatura média da região de redução e da concentração de oxigênio no ar enriquecido

4.1.1.4 Operação com ar enriquecido

Os resultados para o gaseificador co-corrente utilizando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação são resumidos na Tabela 4.4 e validados com dados da literatura especializada. Note-se que o poder calorífico inferior dos gases de síntese nesta variante do sistema ($8,14 \text{ MJ/Nm}^3$) é suficientemente alto para sustentar a operação da microturbina (operação aceitável acima dos 8 MJ/Nm^3). Como critério de aquiescência foi adotada a localização do PCI do syngas produzido dentro do *boxplot* da Fig. 4.21 (desprezando os outliers), nesse sentido foi aceito o modelo apenas quando o PCI esteve entre os quartis 1 e 3, guardando assim as devidas proporções em relação aos dados disponíveis na literatura especializada.

Vale a pena destacar o fato de que a máxima concentração de oxigênio no ar enriquecido foi de 40%, devido às próprias limitações técnicas da tecnologia utilizada (separação por membranas), conforme descrito na Tabela 3.12.

Tabela 4.4 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador co-corrente utilizando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Parâmetro	Unidade de medida	Magnitude									
		Fonte	N/A	[81]	[82]	[83]	Este modelo				
Temperatura média da região de gaseificação	°C		960	800-1200		900	850				
CGE	%	-	-	62	64	61	66,8	67,7	78,82		
Taxa de produção de syngas	Nm ³ /kg	1,96	1,41	0,82	0,84	0,85	1,47	1,09	2,01		
H₂/CO	[-]	1,13	1,09	0,65	0,75	0,88	0,63	0,65	0,77		
ER	[-]	0,25		0,20		0,30		0,30			
Biomassa	N/A	Resíduos da cultura de algodão (pellets)			Palha		Serragem de madeira		Pellets de madeira		
Concentração O₂	%	21	30	21	30	40	21	35	21	30	40
Composição											
H₂	%	17	24	24,8	27,7	28,9	14,0	23,0	22,45	26,66	29,94
CO	%	15	22	37,5	36,8	33,4	20,0	31,0	29,13	34,6	38,85
CO₂	%	14	17	20,5	24,1	27	24,0	19,0	6,72	7,98	8,96
CH₄	%	1,3	4,6	9,8	7,5	6,2	1,0	1,1	5,44E-03	8,92E-03	0,01
N₂	%	51	32	-	-	-	41,0	26,0	41,69	30,74	22,22
Outras espécies	%	-	-	7,4	3,9	4,5	-	-	-	-	-
Poder calorífico inferior	MJ/Nm ³	4,22	7,03	6,8	7,7	8,4	6,77	9,21	6,1	7,25	8,14

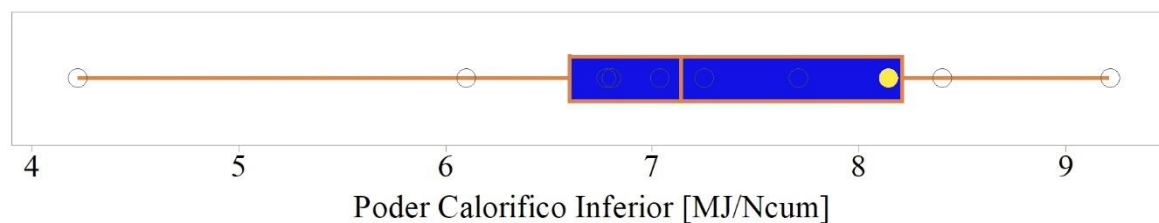


Figura 4.21 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

A partir da Fig. 4.22 é possível constatar que, quando o gaseificador co-corrente utiliza ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, ocorre um incremento considerável do poder calorífico inferior do gás de síntese à medida que aumenta a concentração de oxigênio no fluxo de ar. Nota-se também uma estreita relação entre o PCI e a concentração de CO e H₂. Devido à minimização do nitrogênio que ingressa ao sistema através do fluxo de ar, é percebida uma queda substancial no teor de nitrogênio presente no syngas.

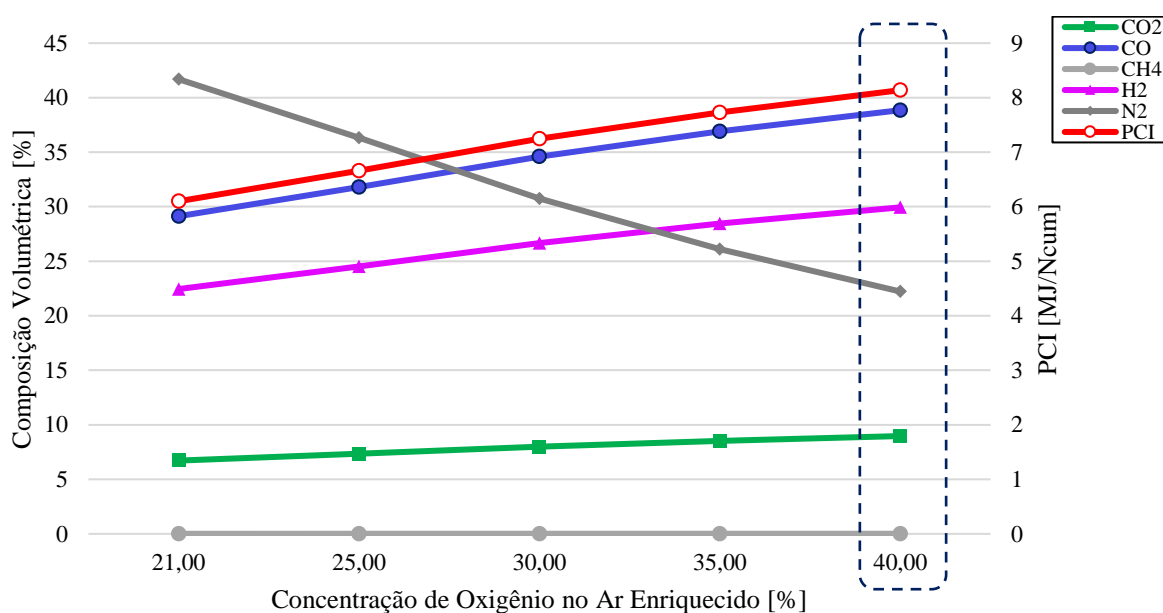


Figura 4.22 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido

A Fig. 4.23 mostra que o volume de syngas produzido reduz em função do aumento da concentração de oxigênio no ar enriquecido, fato já previsto dada à remoção parcial do nitrogênio presente no ar fornecido (queda na vazão), conforme detalhado na Tabela 3.13. A eficiência de gás se mantém praticamente inalterada dentro do intervalo de variação da fração de O₂.

Nesta variante do gaseificador co-corrente, foi verificado um aumento considerável do PCI do syngas à medida que a concentração de oxigênio no ar enriquecido é favorecida, conforme mostra a Fig. 4.24. A elevação da temperatura da região de redução também contribui para o aumento do PCI, mas em menor proporção que o incremento da concentração de oxigênio no ar fornecido. O PCI do gás produzido pode atingir os 8,27 MJ/Nm³ quando a temperatura de gaseificação é de 1000 °C e a concentração de oxigênio no ar enriquecido é de 40%. No caso de linha de base (ER=0,30; O₂=40%; T_{redu}=850 °C) o PCI foi de 8,14 MJ/Nm³.

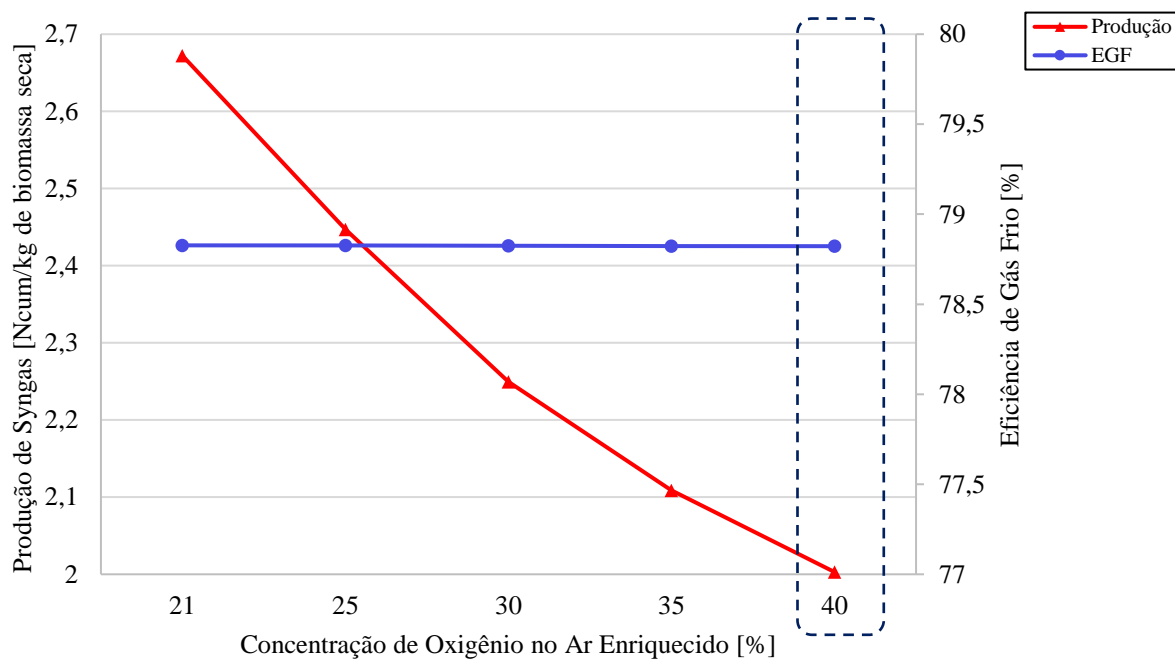


Figura 4.23 - Comportamento da eficiência de gás frio e da taxa de produção do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido

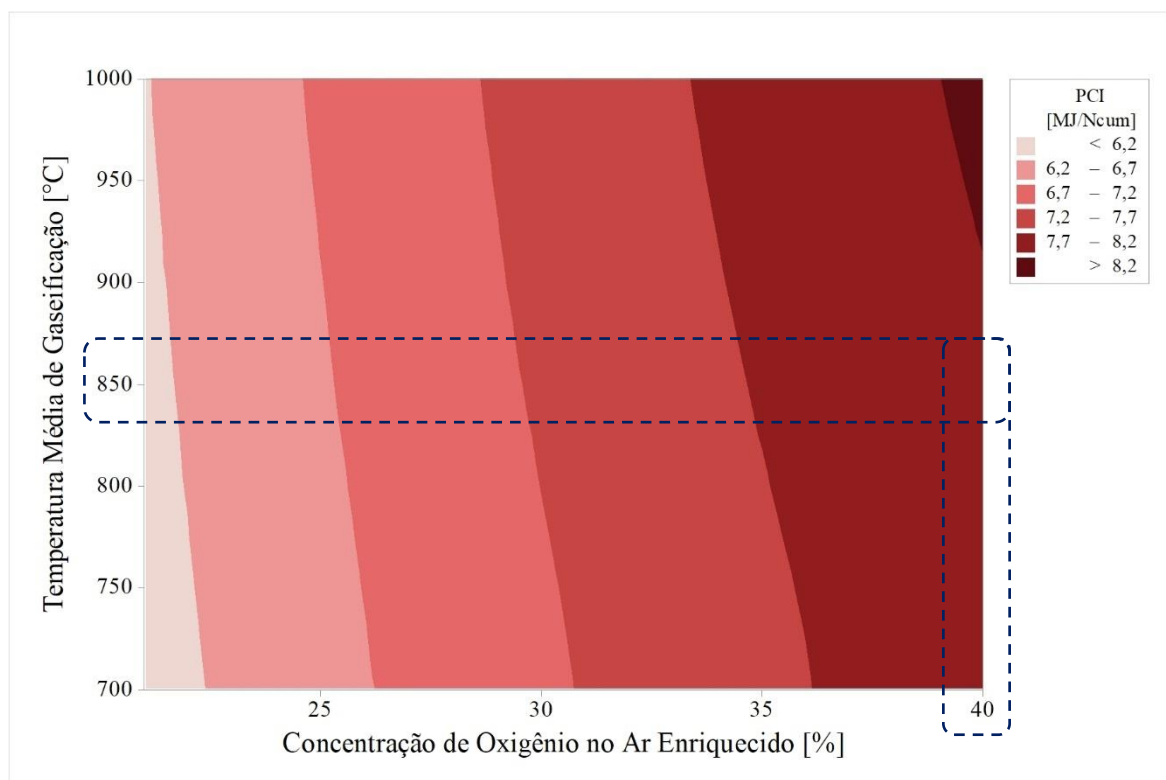


Figura 4.24 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da temperatura média de gaseificação

A resposta da razão H_2/CO para o gaseificador co-corrente, em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da temperatura média de gaseificação, é apresentada na Fig. 4.25. A variação da concentração de oxigênio no ar enriquecido tem um efeito praticamente desprezível na razão H_2/CO , devido ao aumento paralelo de ambas as espécies no syngas (ver Fig. 4.22); já o aumento da temperatura de gaseificação tem um efeito significativo e acaba reduzindo a razão H_2/CO , devido ao fato do aumento da temperatura de gaseificação promover a formação de CO e, simultaneamente, impactar negativamente a concentração de hidrogênio (ver Fig. 4.27).

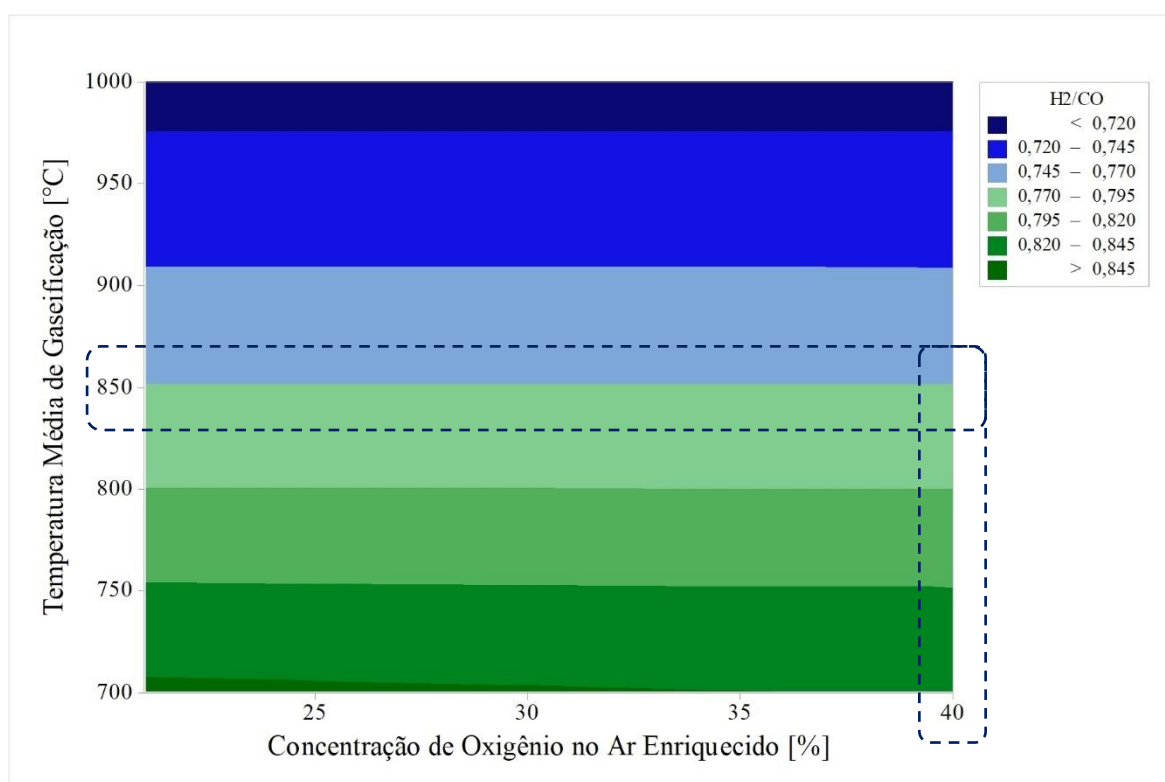


Figura 4.25 - Comportamento da razão H_2/CO do gás de síntese em função da concentração de oxigênio no ar enriquecido e da temperatura média de gaseificação

A resposta da eficiência de gás frio, do PCI e da taxa de produção de syngas para esta variante do gaseificador co-corrente, em função da temperatura média da região de gaseificação, é apresentada na Fig. 4.26. Note-se que existe uma relação matemática inversa entre o PCI e a taxa de produção, isto é, quanto maior o poder calorífico do gás de síntese, menor o volume produzido por unidade de biomassa seca alimentada. Já a eficiência de gás frio segue uma tendência logarítmica, fato justificado no pico da taxa de produção em torno dos 725 °C e da própria forma de cálculo deste parâmetro (equação (2.24)).

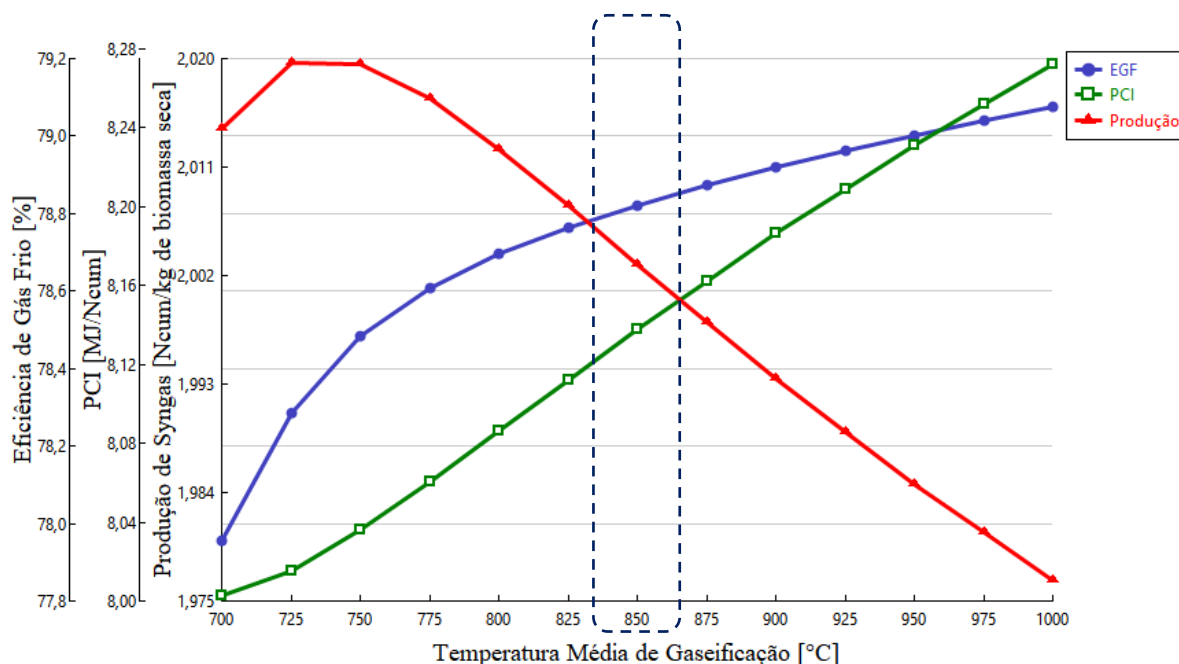


Figura 4.26 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador co-corrente usando ar enriquecido ($O_2=40\%$) como agente de gaseificação

Como consequência da remoção parcial de nitrogênio do fluxo de ar fornecido, é observada uma queda significativa deste composto nos gases de síntese produzidos nesta variante do gaseificador co-corrente. A Fig. 4.27 permite verificar que a concentração de nitrogênio neste caso cai para aproximadamente 22% ao longo do intervalo de temperaturas analisadas, fato que acaba tornando o CO e o H_2 os componentes principais do syngas. O teor de CO supera amplamente o teor de H_2 . A concentração do CO_2 fica em torno de 9% e a participação do metano é desprezível dentro do intervalo de temperaturas de interesse.

Em termos de potência, quando alimentada com o syngas produzido nesta variante do gaseificador co-corrente, a microturbina a gás pode entregar entre 67,49 e 81,51 kW, em função das condições operacionais do sistema de gaseificação. A Fig. 4.28 mostra a variação da potência entregue em função da concentração de oxigênio presente no ar enriquecido e da temperatura média da região de gaseificação, ambos parâmetros têm um impacto significativo no desempenho do motor. No cenário de linha de base a potência entregue pela microturbina é de 81,35 kW e sua eficiência térmica é de 20,05%. A temperatura dos gases de exaustão (T_6) é de 295,08 °C.

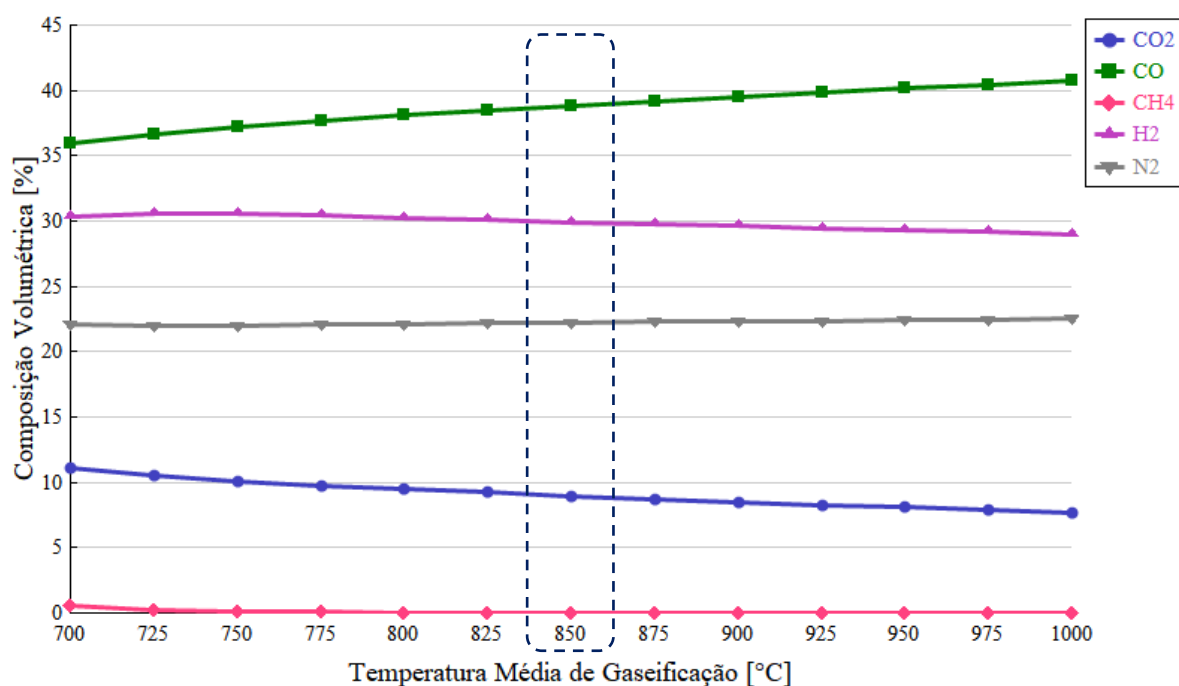


Figura 4.27 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura média de redução no gaseificador co-corrente usando ar enriquecido ($O_2=40\%$) como agente de gaseificação

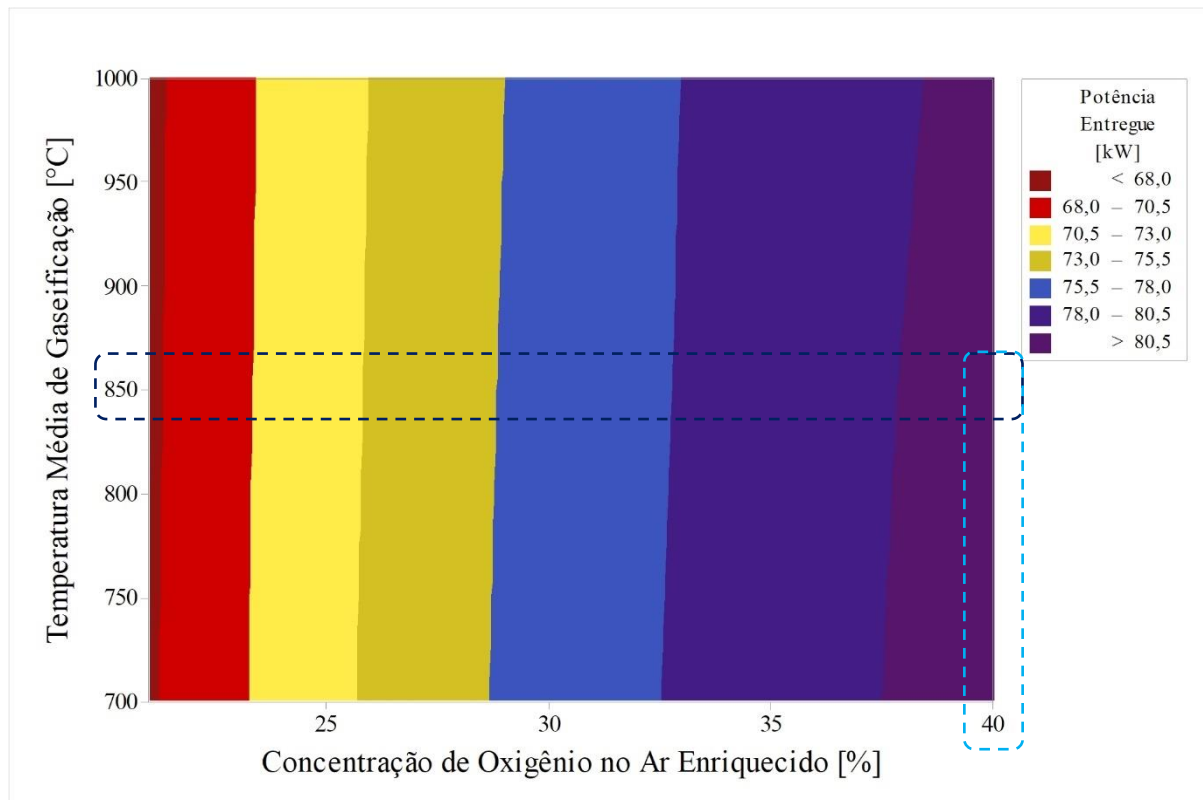


Figura 4.28 - Potência entregue pela microturbina a gás em função da temperatura média de gaseificação e da concentração de oxigênio no ar enriquecido

Este sistema de geração, isto é, a microturbina C200 acoplada ao gaseificador co-corrente usando ar enriquecido como agente de gaseificação (incluindo sistemas auxiliares: membrana de enriquecimento de ar e sistema de tratamento de syngas), apresenta uma eficiência global de 11,01%.

4.1.2 Sistema baseado em gaseificador de leito fluidizado duplo

Neste caso, pelo fato de se tratar de um gaseificador relativamente novo, os modelos e resultados de testes disponíveis na literatura especializada são escassos e utilizam apenas vapor de água como agente de gaseificação e ar atmosférico como comburente no reator de combustão (ver Fig. 2.19). Os resultados do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo são resumidos e comparados com dados da literatura na Tabela 4.5. Note-se que o poder calorífico do syngas no cenário de linha de base ($12,02 \text{ MJ/Nm}^3$) é suficientemente elevado para acionar a microturbina a gás de forma satisfatória.

Como critério de aquiescência foi adotada a localização do PCI do syngas produzido dentro do *boxplot* da Fig. 4.29 (desprezando os outliers), nesse sentido foi aceito o modelo apenas quando o PCI esteve entre os quartis 1 e 3, guardando assim as devidas proporções em relação aos dados disponíveis na literatura especializada.

A Fig. 4.30 descreve a variação da composição do syngas e do seu PCI em função da quantidade de vapor injetado na zona de redução. Note-se que para STBRs baixas o PCI do gás é favorecido, no entanto, a integridade do leito fluidizado é comprometida uma vez que o vapor, além de atuar como meio gaseificante, age como agente de fluidização do próprio leito [84]. Vale a pena destacar que, conforme aumenta a vazão de vapor, é percebida uma diminuição na fração de metano, resultado esperado de acordo com as descobertas de Gao et al. [85], que apontam a inibição das reações de metanação (R10, R11 e R12 na Tabela 2.3). Nos testes de laboratório e modelos publicados na literatura especializada é frequente usar uma STBR entre 0,4 e 1,0 para este tipo de gaseificador; nesta pesquisa foi adotada uma STBR de 0,5 como linha de base com resultados satisfatórios.

Para o gaseificador de leito fluidizado duplo foi verificado um aumento considerável do PCI do syngas à medida que a STBR é reduzida, conforme mostra a Fig. 4.31; a elevação da temperatura da região de redução acaba induzindo uma queda no valor PCI. O poder calorífico inferior do gás produzido pode atingir os $17,34 \text{ MJ/Nm}^3$ se a temperatura de gaseificação cair até os $700 \text{ }^\circ\text{C}$ e a razão vapor-biomassa for de apenas 0,25. No caso de linha de base (ER=0,25; STBR=0,50; $T_{\text{redu}}=850 \text{ }^\circ\text{C}$) o PCI foi estimado em $12,02 \text{ MJ/Nm}^3$.

Tabela 4.5 - Validação dos resultados do modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo

Parâmetro	Unidade de medida	Magnitude						
		Fonte	N/A	[86]	[40]	[87]	[54]	Este modelo
Temperatura média do reator de gaseificação	°C		810	802	850	891	650-900	850
Temperatura média do reator de combustão	°C		897	862	905	965	-	884,85
Taxa de produção de syngas	Nm ³ por kg de biomassa		1,38	0,84	-	1,10 ⁹	1,63 ¹⁰	1,13
Eficiência de gás frio	%		79	63	76	64	-	71
Razão vapor-biomassa	[-]		0,90	0,80	0,5-1,0	0,4	-	0,5
Biomassa	N/A		Pellets de lodo de esgoto	Madeira macia	Cavaco de madeira	Biomassa lenhosa	Pellets de madeira	Pellets de madeira
Poder calorífico inferior	MJ/Nm ³		11,8	14,0	13,9	13,19	12-15	12,02
Composição								
H ₂	%		39,2	35,3	45,8	41,7	45,2 ¹⁰	44,27
CO	%		16,3	29,1	21,59	19,9	26,1 ¹⁰	26,39
CO ₂	%		25,4	17,3	20,19	18,7	20,4 ¹⁰	18,31
CH ₄	%		7,8	11,1	11,02	8,8	5,8 ¹⁰	10,92
N ₂	%		-	-	1,4	0,0	2,4 ¹⁰	0,09
Outras espécies	%		-	-	0,0	10,9	0,0 ¹⁰	0,0

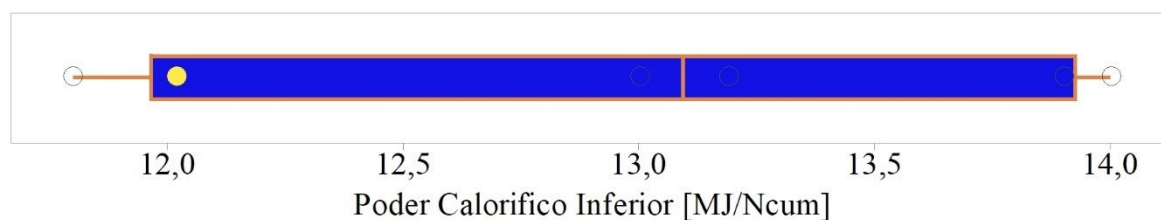


Figura 4.29 - Boxplot para o PCI do syngas produzido a partir do gaseificador de leito fluidizado duplo

⁹ Estimativa para $\rho = 0,7686 \text{ kg/Nm}^3$ ¹⁰ Estimativa a 850°C

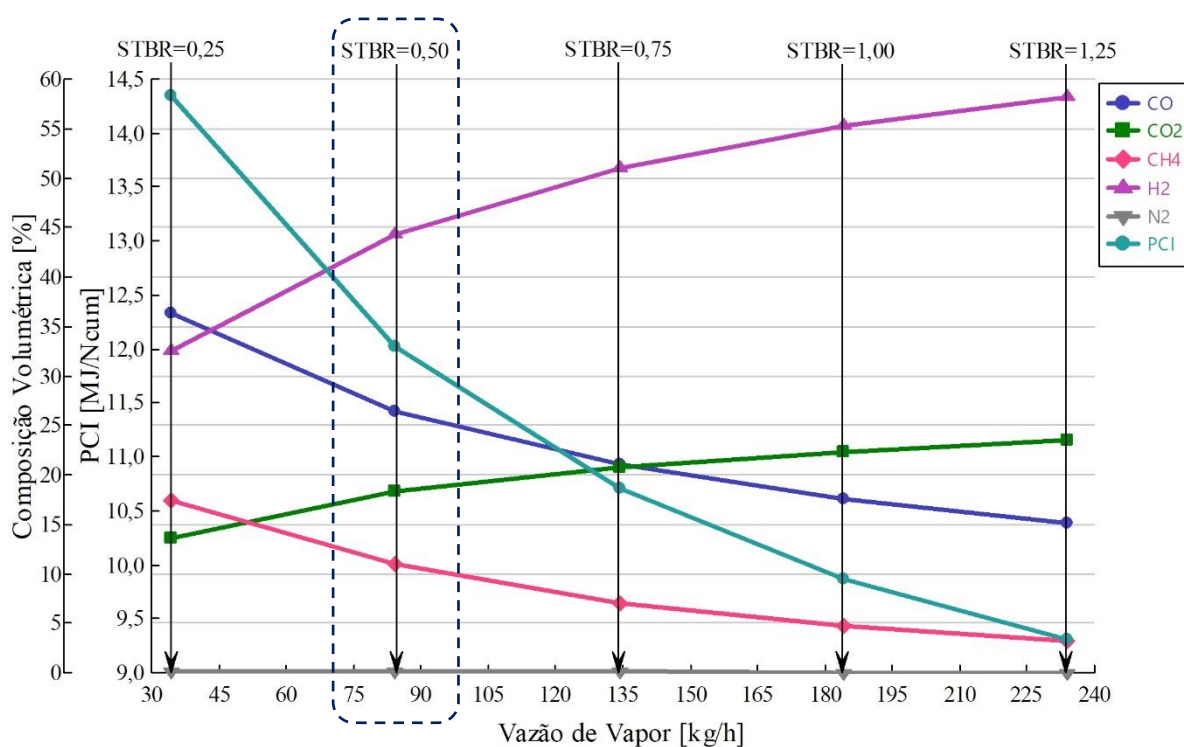


Figura 4.30 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da vazão de vapor no gaseificador de leito fluidizado duplo

A resposta da razão H_2/CO para o gaseificador de leito fluidizado duplo, em função da temperatura média de gaseificação e da STBR, é apresentada na Fig. 4.32. O aumento da vazão de vapor de água no reator de redução tem um grande impacto na concentração de hidrogênio no syngas produzido, especialmente a temperaturas de gaseificação relativamente baixas, tal como descrito nas Fig. 4.30 e Fig. 4.35. No caso de linha de base ($T_{redu} = 850\text{ }^\circ\text{C}$ e $STBR=0,50$), a razão H_2/CO é de 1,67.

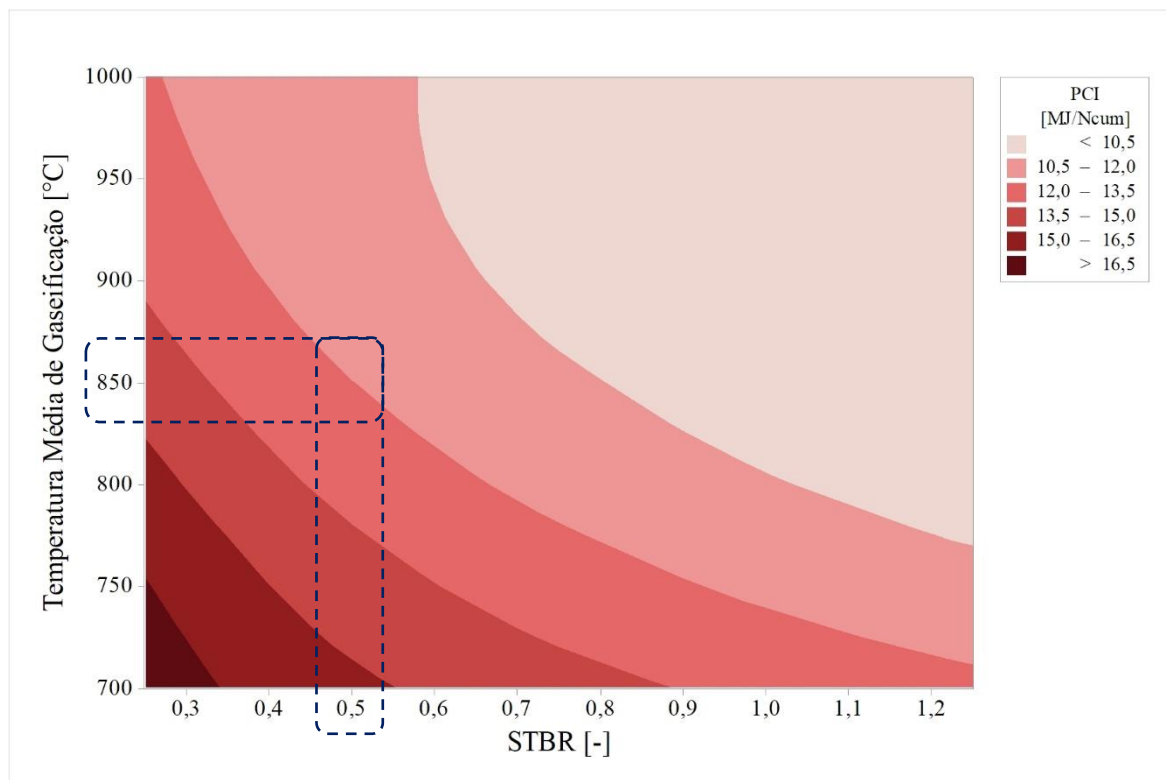


Figura 4.31 - Comportamento do PCI do gás de síntese em função da temperatura média de gaseificação e da razão vapor-biomassa no gaseificador de leito fluidizado duplo

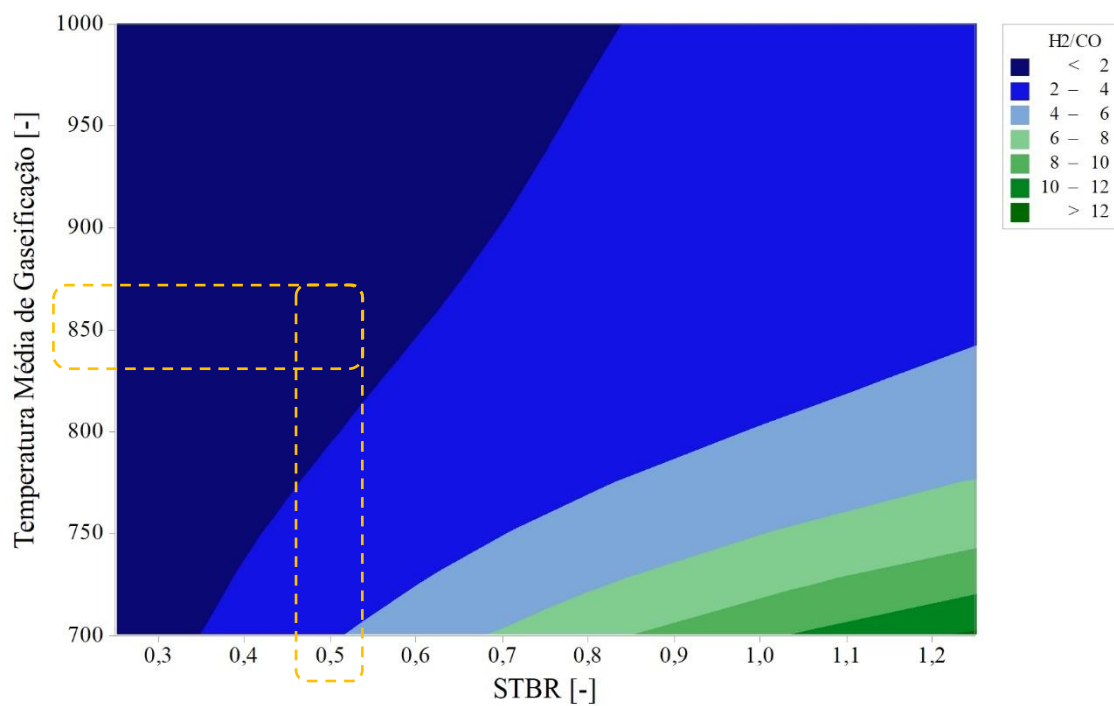


Figura 4.32 - Comportamento da razão H₂/CO do gás de síntese em função da temperatura média de gaseificação e da razão vapor-biomassa no gaseificador de leito fluidizado duplo

O comportamento do gaseificador de leito fluidizado duplo em termos de eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção (ver equação (2.25)) é apresentado na Fig. 4.33 para diferentes temperaturas de gaseificação. Chama a atenção a relação existente entre a taxa de produção de syngas e seu PCI: quanto maior o volume produzido, menor seu PCI. Já a EGF e a produção de syngas têm um comportamento bastante semelhante em razão da própria definição da EGF (equação (2.24)), que depende diretamente do volume de combustível produzido.

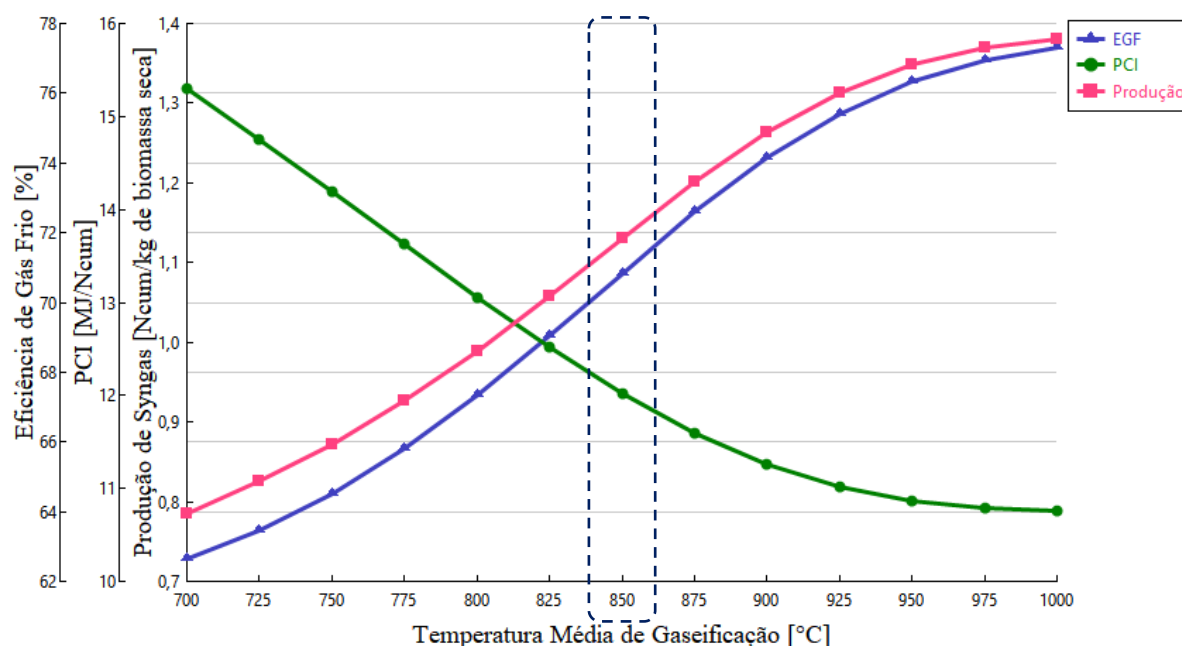


Figura 4.33 - Comportamento da eficiência de gás frio, PCI e taxa de produção do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador de leito fluidizado duplo para $STBR=0,50$

A resposta do gaseificador de leito fluidizado duplo à variação da fração de char direcionada para o reator de combustão é sutil em termos de composição volumétrica, mas significativa em termos de PCI como mostrado na Fig. 4.34. No estudo de linha de base foi utilizado 9% (valor médio) do char total gerado durante a etapa de pirólise como combustível para fornecimento de calor com resultados satisfatórios; na literatura especializada esta fração pode variar de 5 a 15% [88] [89] [90].

A composição do syngas em função da temperatura da etapa de redução é apresentada na Fig. 4.35. Note-se que a concentração de hidrogênio pode ultrapassar 50% em temperaturas acima dos 900 °C, o que pode vir a comprometer a estabilidade da combustão dentro da microturbina (aumento do risco de desprendimento de chama e parada do motor). Já o teor de monóxido de carbono pode ultrapassar 32%, o que supõe um risco em matéria de degradação

para a microturbina a gás (aumento excessivo da temperatura de combustão e, portanto, risco de trinca térmica nas paredes da câmara de combustão) tal como descrito na seção 2.1.2.2.

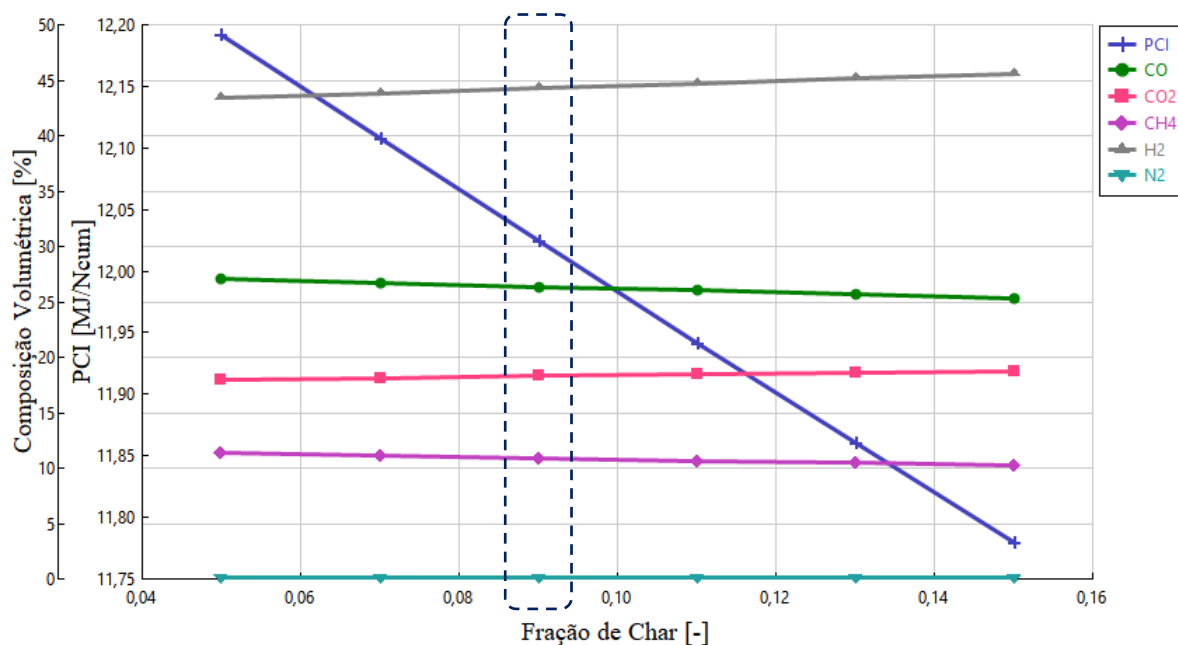


Figura 4.34 - Comportamento da composição volumétrica e do PCI do gás de síntese em função da fração de char no gaseificador de leito fluidizado duplo

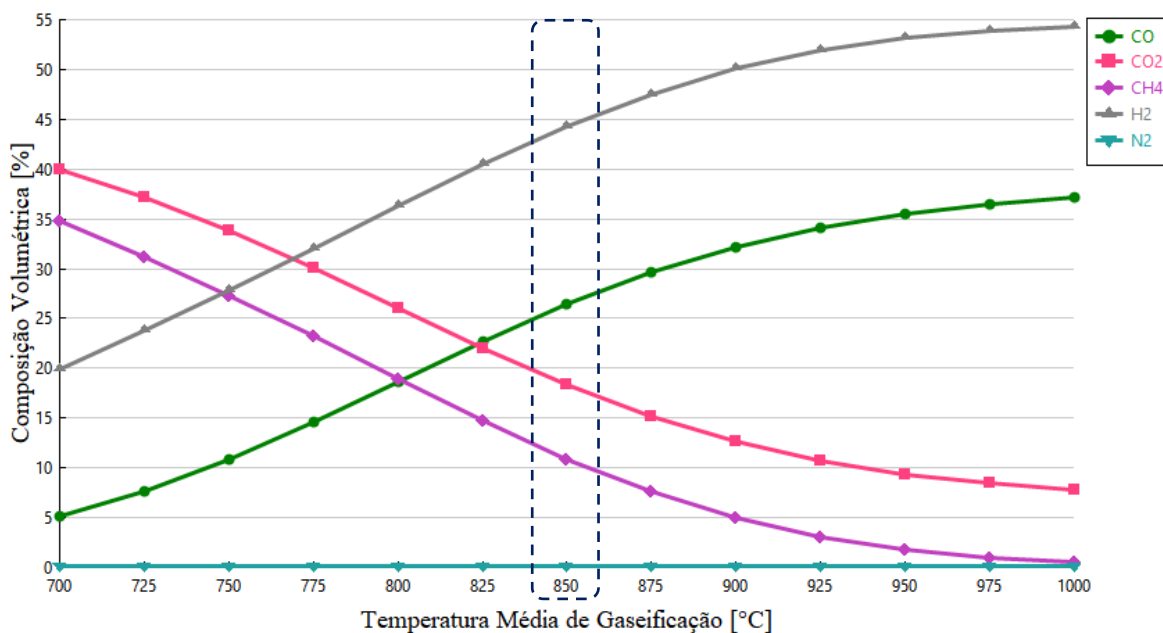


Figura 4.35 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese em função da temperatura de redução no gaseificador de leito fluidizado duplo

Por outro lado, dado que no gaseificador de leito fluidizado duplo os reatores de redução e combustão estão virtualmente separados, foi constatado que o aumento da vazão de ar suplementar não influencia a composição nem o PCI do syngas (Fig. 4.36). Uma das principais características operacionais do gaseificador de leito fluidizado duplo é justamente a separação dos processos de gaseificação e combustão, o que contribui para a minimização do teor de nitrogênio no syngas.

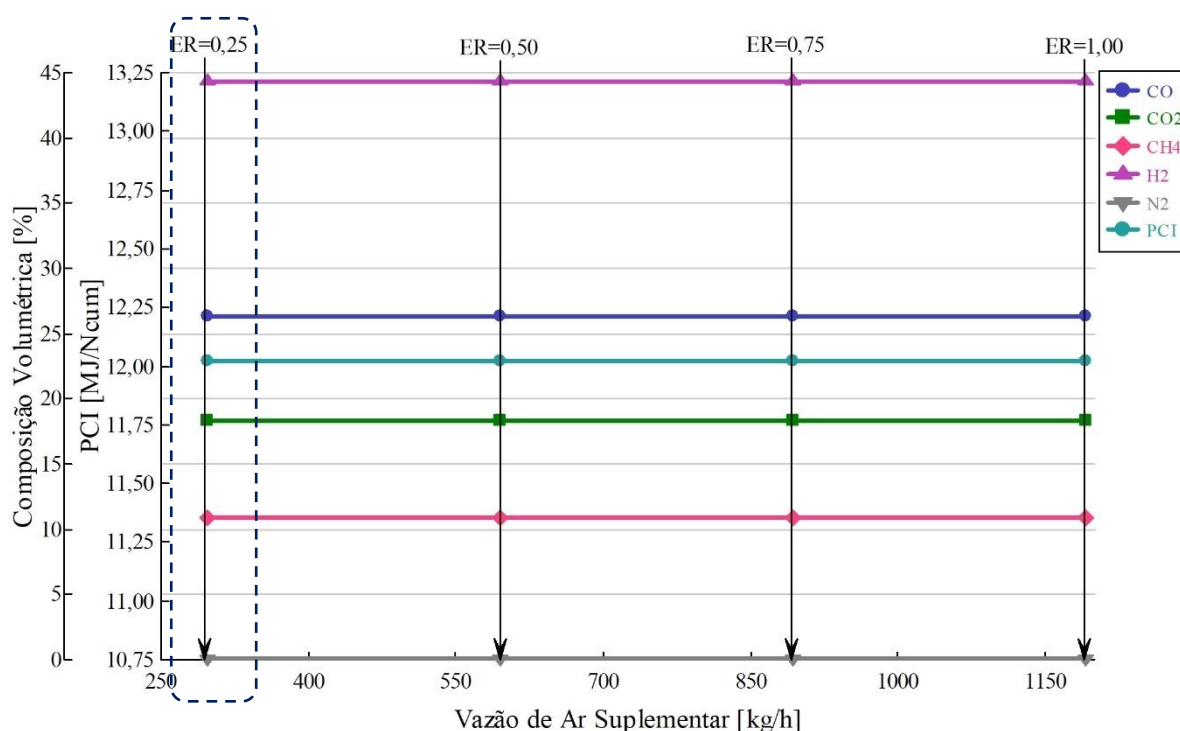


Figura 4.36 - Variação da composição volumétrica do gás de síntese do seu PCI em função da vazão de ar suplementar no gaseificador de leito fluidizado duplo

Ao alimentar a microturbina a gás com o syngas produzido no gaseificador de leito fluidizado duplo, foi possível verificar uma entrega parcial de potência na saída do gerador elétrico, resultado condizente com os testes reportados por Rabou et al. [22]. O contorno apresentado na Fig. 4.37 mostra a potência entregue pela microturbina em função da temperatura média de gaseificação e da razão vapor-biomassa. No caso de linha de base ($T_{redu} = 850 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $STBR = 0,5$, $\dot{m}_{bio} = 215 \text{ kg/h}$, $\dot{m}_{vapor} = 84,28 \text{ kg/h}$, $\dot{m}_{ar,sup} = 297,61 \text{ kg/h}$) foi obtida uma potência de 141,38 kW. Note-se que para elevadas vazões de vapor é percebida uma queda significativa na potência da microturbina devido à diminuição dos teores de CO e metano nos gases de síntese (inerente redução no PCI), conforme mostram as Fig. 4.30 e Fig. 4.32.

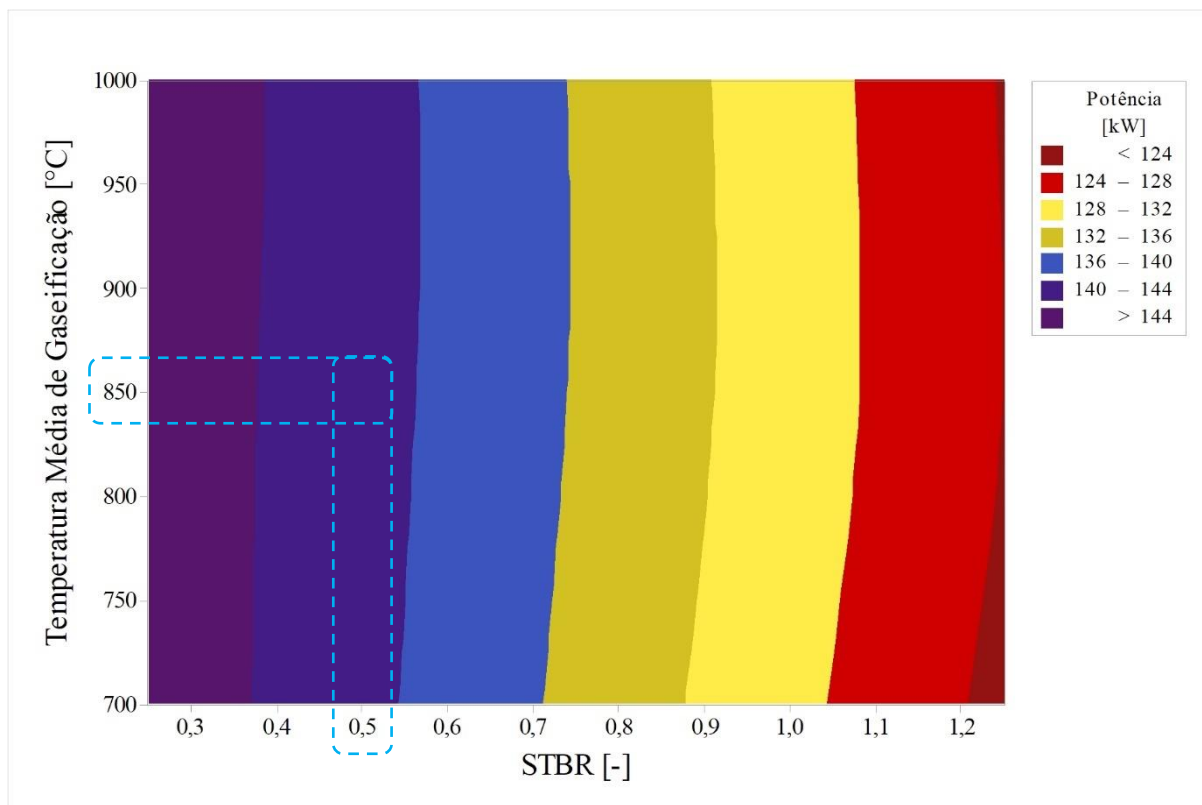


Figura 4.37 - Comportamento da potência entregue pela microturbina C200 em função das vazões de biomassa e vapor do gaseificador de leito fluidizado duplo

Nas condições de linha de base a microturbina apresentou uma eficiência térmica de 19,74%. A microturbina a gás simulada, operando em regime permanente, apresentou uma temperatura de exaustão (T_6) de 286,01°C, quando alimentada com gases de síntese provenientes do gaseificador de leito fluidizado duplo, o que supõe um leve incremento em relação à operação com gás natural (ver Tabela 3.14). Este sistema, isto é, a microturbina C200 acoplada ao gaseificador de leito fluidizado duplo (incluindo sistemas auxiliares: gerador de vapor e sistema de tratamento de syngas), apresenta uma eficiência global de 4,64%.

4.1.3 Síntese dos resultados técnicos

As cinco variantes do novo sistema de geração, descritas inicialmente na Tabela 3.1, foram avaliadas tecnicamente. Os resultados para as três variantes com potencial técnico de implementação são apresentados na Tabela 4.6 e resumidos graficamente na Fig. 4.38. Em termos de eficiência global, o sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando unicamente ar enriquecido como agente de gaseificação, mostra-se mais atrativo devido à não necessidade de um sistema de geração de vapor (menor consumo de energia); já o sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo, apesar de fornecer um syngas com

maior PCI (seção 4.1.2), apresenta uma baixa eficiência global devido, principalmente, ao elevado consumo de energia durante a produção de vapor.

Tabela 4.6 - Resultados técnicos dos sistemas de geração passíveis de implementação

Parâmetro	Unidade	Variante		
		Co-corrente usando vapor de água e ar enriquecido	Co-corrente usando ar enriquecido	Leito fluidizado duplo
Potência de compressão/limpeza	kW	12,01	11,04	14,57
Potência para geração de vapor	kW	10,19	0,00	74,30
Potência MTG	kW	88,28	81,35	141,38
Perda de carga durante o enriquecimento de Ar	kW	11,76	13,58	0,00
Potência Elétrica Líquida	kW	54,32	56,73	52,51
Eficiência global	%	10,14	11,01	4,64

Em termos gerais, a partir da Fig. 4.38 é possível verificar que a potência consumida durante o tratamento do syngas (principalmente para fins de compressão do gás de síntese antes de ser injetado na microturbina) apresenta pouca variação entre os três sistemas passíveis de implementação. A potência elétrica líquida é baixa e em nenhum dos casos consegue ultrapassar 28,37% da potência nominal do motor.

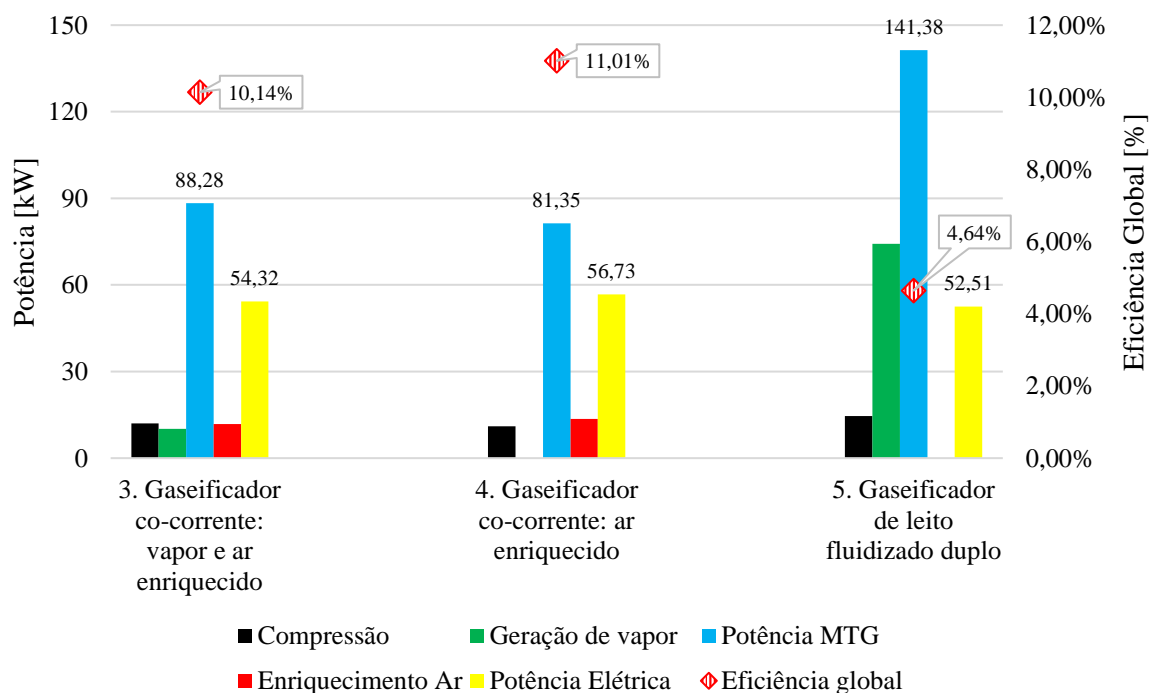


Figura 4.38 - Eficiência global, potência gerada e potência gasta pelos principais componentes das variantes tecnicamente viáveis do novo sistema de geração

A perda de potência do motor (*derating*), decorrente da troca do combustível de referência (gás natural) por syngas, foi quantificada através da abordagem desenvolvida por Efendy & Nurhadi [91]. A potência gerada pela microturbina a gás, em cada uma das variantes analisadas, foi comparada com a potência entregue pelo mesmo ciclo (Fig. 3.10), usando os parâmetros operacionais descritos na Tabela 3.18, isto é, comparando cada variante desenvolvida com um cenário de referência que utiliza gás natural como combustível. Conforme apresentado na Fig. 4.39, o *derating* do motor pode variar entre 25,1 e 56,9%.

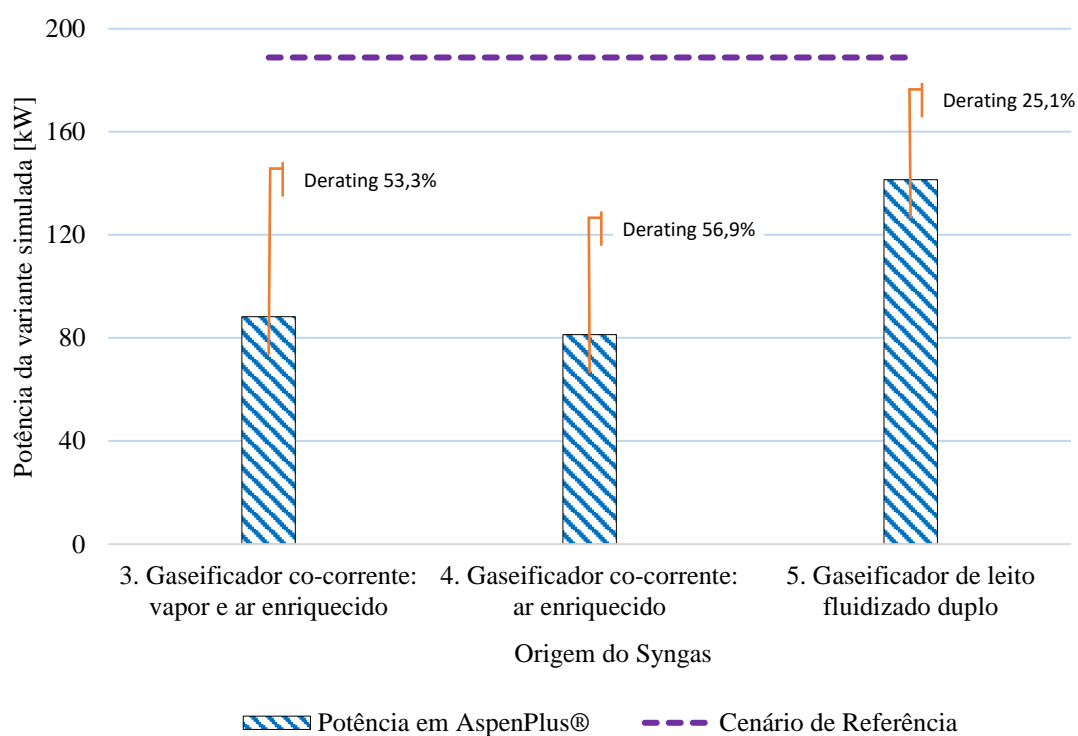


Figura 4.39 - Potência entregue pela microturbina a gás em função do syngas fornecido e perda de potência do motor (*derating*) em relação ao cenário de referência

4.2 Viabilidade econômica

4.2.1 Sistema baseado em gaseificador co-corrente

4.2.1.1 Operação com ar atmosférico

Como descrito na seção 4.1.1.1, o acoplamento da microturbina a gás ao gaseificador co-corrente é tecnicamente inviável quando utilizado apenas ar atmosférico como agente de gaseificação. Por essa razão a análise econômica desta variante do sistema foi dispensada.

4.2.1.2 Operação com mistura de ar atmosférico e vapor

Como descrito na seção 4.1.1.2, o acoplamento da microturbina a gás ao gaseificador co-corrente é tecnicamente inviável quando utilizadas misturas de ar atmosférico e vapor de água como agente de gaseificação. Por essa razão a análise econômica desta variante do sistema foi dispensada.

4.2.1.3 Operação com mistura de vapor e ar enriquecido

As principais características econômicas e os investimentos necessários para a construção do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, são descritos na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 - Investimento necessário para construir o sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Característica/Item	Unidade de medida	Magnitude
Potência Elétrica	kW	54,32
Fator de Disponibilidade	%	95
Energia anual	kWh/Ano	452.051,04
Investimento		
Microturbina a gás	US\$	347.600,00
Gaseificador co-corrente (Inclui instalação)	US\$	97.358,88
Unidade de Separação de Ar	US\$	8.640,00
Gerador de vapor	US\$	25.798,53
Gasômetro	US\$	5.000,00
Outros (Balance of plant BOP) [92]	US\$	94.151,48
Tributos de importação	US\$	167.971,98
Total	US\$	746.520,86

Visto que os equipamentos requeridos para a construção do sistema não estão disponíveis no mercado nacional, será necessário arcar com os tributos apresentados na Tabela 4.8 para sua

importação. Já as receitas anuais, produto da economia em termos de energia elétrica não contratada da concessionária (custo evitado), são descritas na Tabela 4.9.

Tabela 4.8 - Tributos decorrentes da importação de equipamentos no Estado de Minas Gerais

Taxa	Unidade de medida	Magnitude
TEC Mercosul [93]	%	0,00
IPI [94]	%	8,00
PIS [95]	%	2,10
COFINS [95]	%	9,65
ICMS (Minas Gerais) [96]	%	18,00
Total	%	37,75

Tabela 4.9 - Receita anual do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Parâmetro	Unidade de medida	Magnitude
Tarifa Energia (Antes de imposto) [97]	R\$/kWh	0,6571
Tarifa Energia (Antes de imposto)	US\$/kWh	0,1614
Imposto CEMIG Classe B3 [98]	%	25,00
Tarifa Energia (Depois de imposto)	R\$/kWh	0,8213
Tarifa Energia (Depois de imposto)	US\$/kWh	0,2017
Receita anual	R\$/Ano	371.292,12
Receita anual	US\$/Ano	91.201,30

As despesas anuais da operação, manutenção e combustível (biomassa) para o sistema baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, foram estimadas conforme descrito na seção 3.5 e são apresentadas na Tabela 4.10.

Tabela 4.10 - Despesas anuais do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Despesas Anuais	Unidade de medida	Magnitude
O&M da microturbina a gás	US\$	8.497,27
O&M do gaseificador co-corrente e do gerador de vapor	US\$	4.478,51
Pellets	US\$	107.058,09
Total	US\$	120.033,87

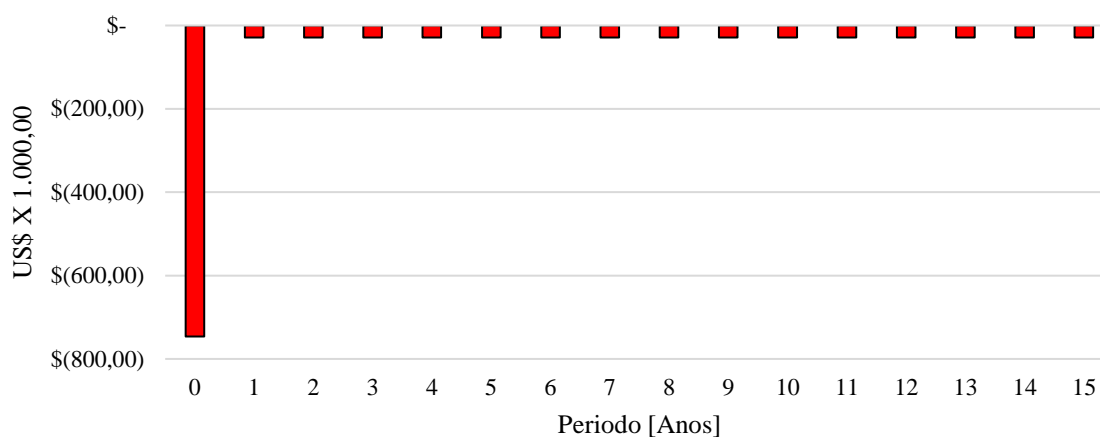
Outros fatores relevantes durante a análise de viabilidade econômica para o sistema baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, estimados conforme descrito na seção 3.5 são descritos na Tabela 4.11.

Tabela 4.11 - Dados complementares para o estudo de viabilidade econômica das variantes tecnicamente viáveis do sistema de geração

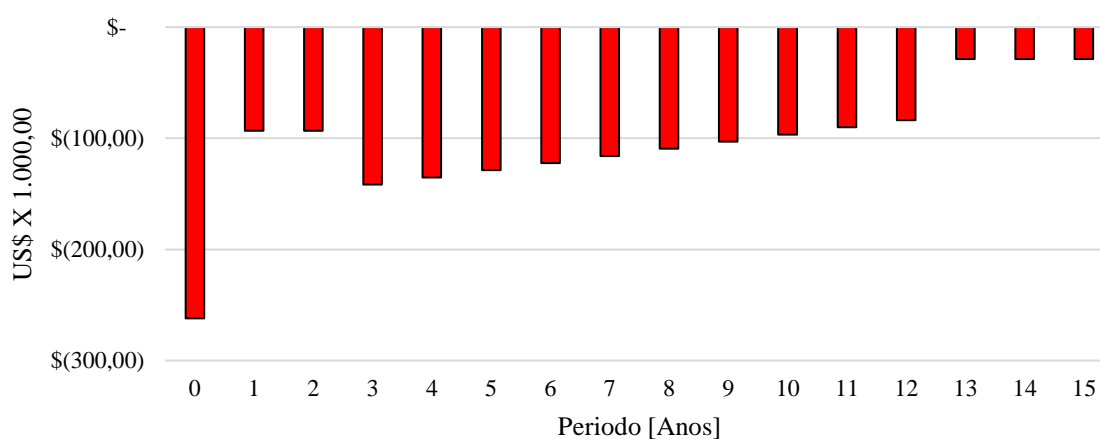
Fator	Unidade de medida	Magnitude
Vida útil (ver Tabela 2.1)	Anos	15
Cotação do dólar [66]	R\$/US\$	4,07
IRPJ¹¹	%	0,00
Depreciação [99]	% a.a.	10,00
TMA	% a.a.	10,32
Preço dos pellets [65]	R\$/ton	514,32
Preço dos pellets	US\$/ton	126,37

Conforme estimativas do modelo computacional, a vazão de biomassa (pellets de madeira) requerida para gerar a potência elétrica de 54,32 kW é de 101,80 kg/h. Já a vazão de vapor é de 11,56 kg/h, enquanto a vazão de ar enriquecido (após a remoção do nitrogênio) é de 75,92 kg/h. A partir dos dados conhecidos (taxa de desconto, segregação do investimento e segregação das despesas) junto com a estimativa da economia anual resultante da implementação do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, foi possível estabelecer os fluxos de caixa, com e sem financiamento, apresentados na Fig. 4.40. Note-se que o investimento inicial da empresa anfitriã seria de US\$ 746.520,86 no cenário sem financiamento. Dado que o investimento em equipamentos é totalmente financiável pelo BNDES através da linha de crédito Finame (Tabela 3.28), excetuando os tributos e o balanço de planta BOP, o investimento da empresa anfitriã cairia para US\$ 262.123,46 no cenário com financiamento; neste caso a alavancagem financeira é negativa conforme mostram os indicadores de viabilidade econômica da Tabela 4.12. Note-se que o financiamento tem um efeito negativo sobre o retorno econômico do projeto.

¹¹ Não se aplica porque se trata de uma economia, não de uma receita propriamente dita



(a)



(b)

Figura 4.40 - Fluxo de caixa do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) Sem financiamento (b) Com financiamento

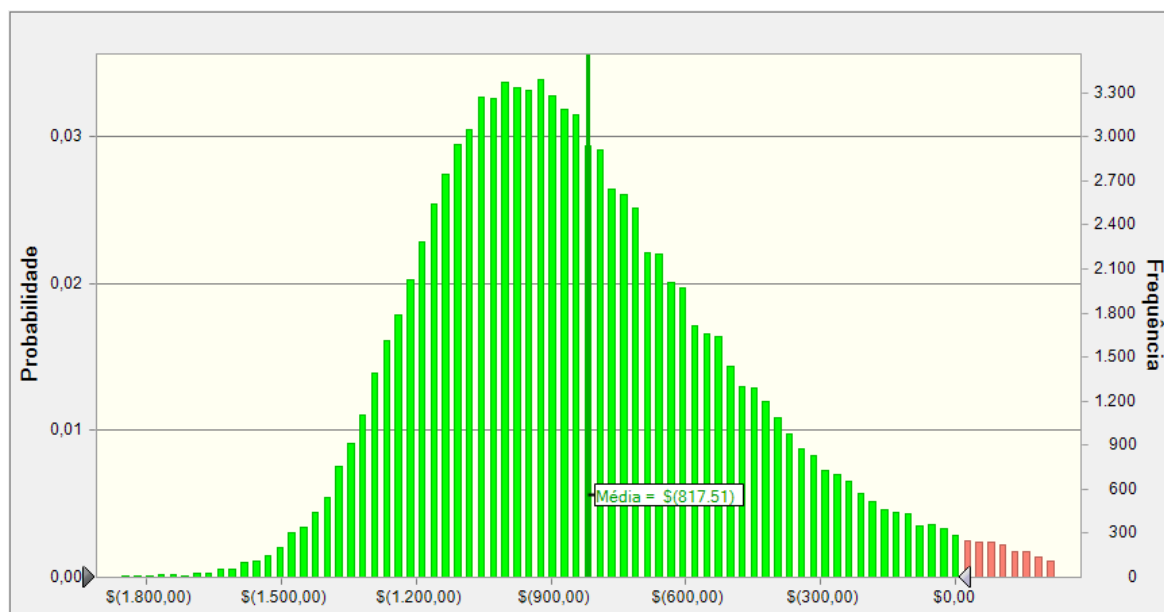
Tabela 4.12 - Critérios econômicos de decisão para o empreendimento

Parâmetro	Unidade	Sem financiamento	Com financiamento
Valor do negócio	US\$X1.000	- 215,41	-769,66
Valor presente líquido	US\$X1.000	- 961,93	-1.031,79
Taxa interna de retorno	%	Nula	Nula

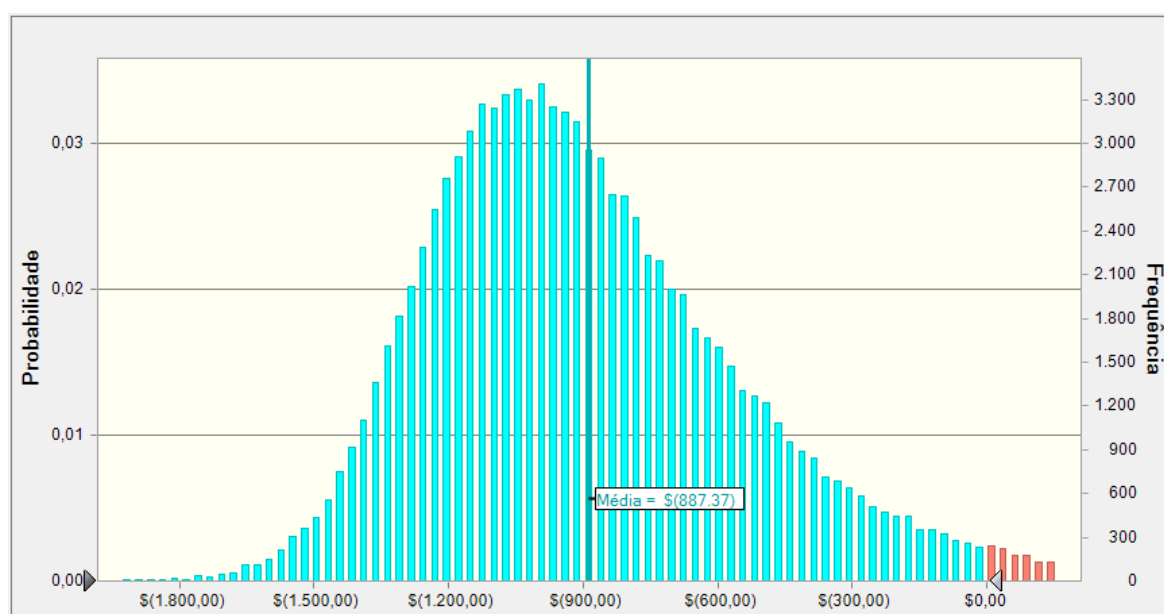
Considerando a taxa de desconto ($WACC=10,32\%$ a.a.) e o comportamento do VPL, o investimento é economicamente inviável tanto no cenário sem financiamento quanto no cenário com financiamento.

As distribuições estatísticas esperadas para o VPL do empreendimento, considerando uma tolerância de $\pm 15\%$ na potência elétrica líquida entregue e nos CAPEX do sistema (Tabela 4.7), para os cenários com e sem financiamento, são apresentadas na Fig. 4.41. A probabilidade de

ter um prejuízo (VPL negativo) no cenário sem financiamento é de 96,87% e no cenário com financiamento aumenta para 97,52%.



(a)



(b)

Figura 4.41 - Previsão do comportamento do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) sem financiamento – extremo máximo (b) com financiamento – lognormal

Como pode ser constatado na Fig. 4.42 o VPL do empreendimento (com e sem financiamento) é altamente dependente da tarifa de energia da concessionária; as participações dos CAPEX do empreendimento, do preço da biomassa e da potência elétrica líquida entregue pelo sistema são

baixas; os custos de operação e manutenção e a cotação do dólar têm um efeito desprezível sobre a viabilidade econômica nesta variante do sistema.

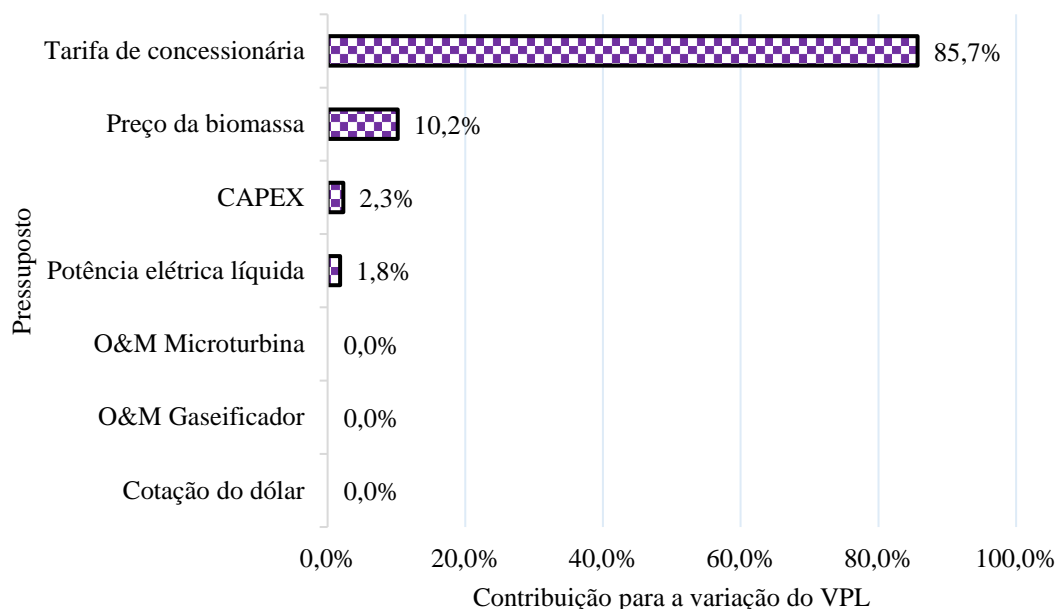


Figura 4.42 - Contribuição dos pressupostos para a variação do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando uma mistura de vapor de água e ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

4.2.1.4 Operação com ar enriquecido com oxigênio

As principais características econômicas e os investimentos necessários para a construção do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, são descritos na Tabela 4.13.

Visto que os equipamentos requeridos para a construção do sistema não estão disponíveis no mercado nacional, será necessário arcar com os tributos apresentados na Tabela 4.8 para sua importação. Já as receitas anuais, produto da economia em termos de energia elétrica não contratada da concessionária (custo evitado), são descritas na Tabela 4.14.

Tabela 4.13 - Investimento necessário para construir o sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Característica/Item	Unidade de medida	Magnitude
Potência Elétrica	kW	56,73
Fator de Disponibilidade	%	95
Energia anual	kWh/Ano	472.107,06
Investimento		
Microturbina a gás	US\$	347.600,00
Gaseificador co-corrente (Inclui instalação)	US\$	92.939,61
Unidade de Separação de Ar	US\$	8.640,00
Gasômetro	US\$	5.000,00
Outros (Balance of plant BOP) [92]	US\$	88.107,92
Tributos de importação	US\$	166.303,70
Total	US\$	708.591,24

Tabela 4.14 - Receita anual do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

Parâmetro	Unidade de medida	Magnitude
Tarifa Energia (Antes de imposto) [97]	R\$/kWh	0,6571
Tarifa Energia (Antes de imposto)	US\$/kWh	0,1614
Imposto CEMIG Classe B3 [98]	%	25,00
Tarifa Energia (Depois de imposto)	R\$/kWh	0,8213
Tarifa Energia (Depois de imposto)	US\$/kWh	0,2017
Receita anual	R\$/Ano	387.765,13
Receita anual	US\$/Ano	95.247,60

As despesas anuais da operação, manutenção e combustível (biomassa) para o sistema baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, foram estimadas conforme descrito na seção 3.5 e são descritas na Tabela 4.15.

Tabela 4.15 - Despesas anuais do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

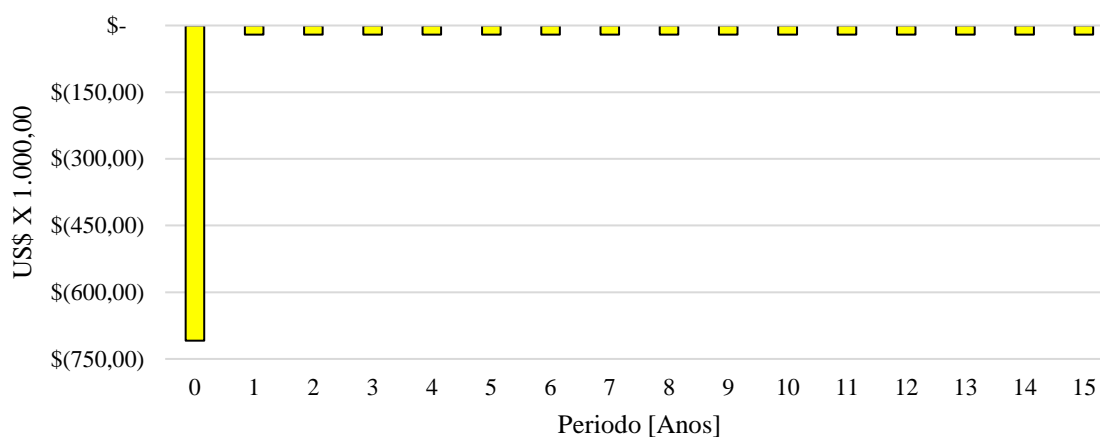
Despesas Anuais	Unidade de medida	Magnitude
O&M da microturbina a gás	US\$	8.874,27
O&M do gaseificador co-corrente	US\$	4.275,22
Pellets	US\$	102.956,65
Total	US\$	116.106,14

Outros fatores relevantes durante a análise de viabilidade econômica para o sistema baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, são descritos na Tabela 4.11. Conforme estimativas do modelo computacional, a vazão de biomassa

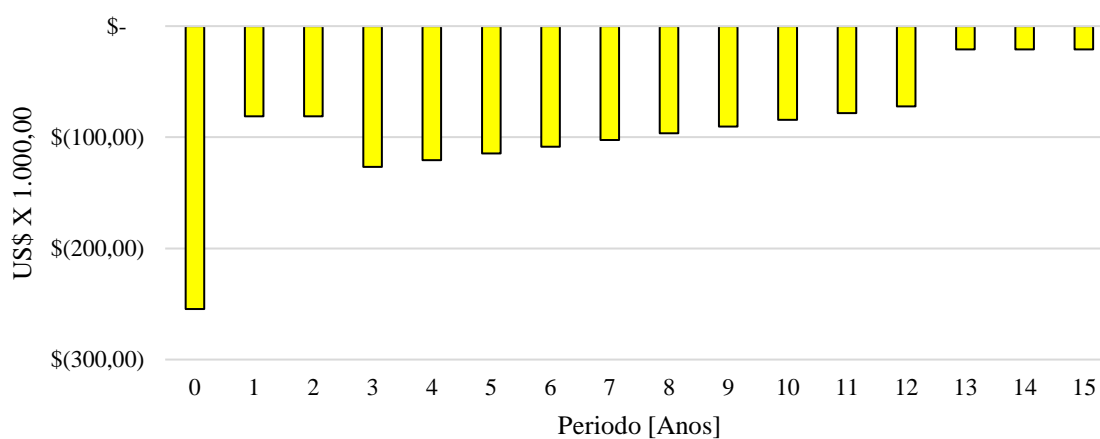
(pellets de madeira) requerida para gerar a potência elétrica de 56,73 kW é de 97,90 kg/h. Já a vazão de ar enriquecido (após a remoção do nitrogênio) é de 87,61 kg/h.

A partir dos dados conhecidos (taxa de desconto, segregação do investimento e segregação das despesas) junto com a estimativa da economia anual resultante da implementação do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação, foi possível estabelecer os fluxos de caixa, com e sem financiamento, apresentados na Fig. 4.43. Note-se que o investimento inicial da empresa anfitriã seria de US\$ 708.591,24 no cenário sem financiamento. Dado que o investimento em equipamentos é totalmente financiável pelo BNDES através da linha de crédito Finame (Tabela 3.28), excetuando os tributos e o balanço de planta BOP, o investimento da empresa anfitriã cairia para US\$ 254.411,63 no cenário com financiamento; neste caso a alavancagem financeira é negativa conforme mostram os indicadores de viabilidade econômica da Tabela 4.16. Note-se que o financiamento tem um efeito negativo sobre o retorno econômico do projeto.

Considerando a taxa de desconto ($WACC=10,32\%$) e o comportamento do VPL, o investimento é economicamente inviável, tanto no cenário sem financiamento quanto no cenário com financiamento.



(a)



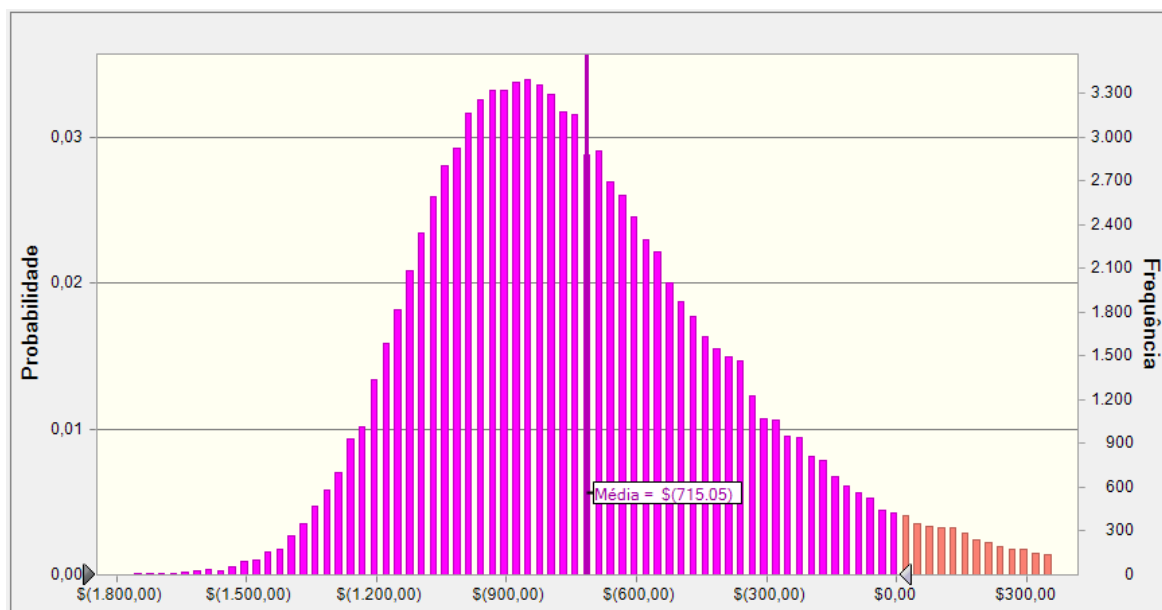
(b)

Figura 4.43 - Fluxo de caixa do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) Sem financiamento (b) Com financiamento

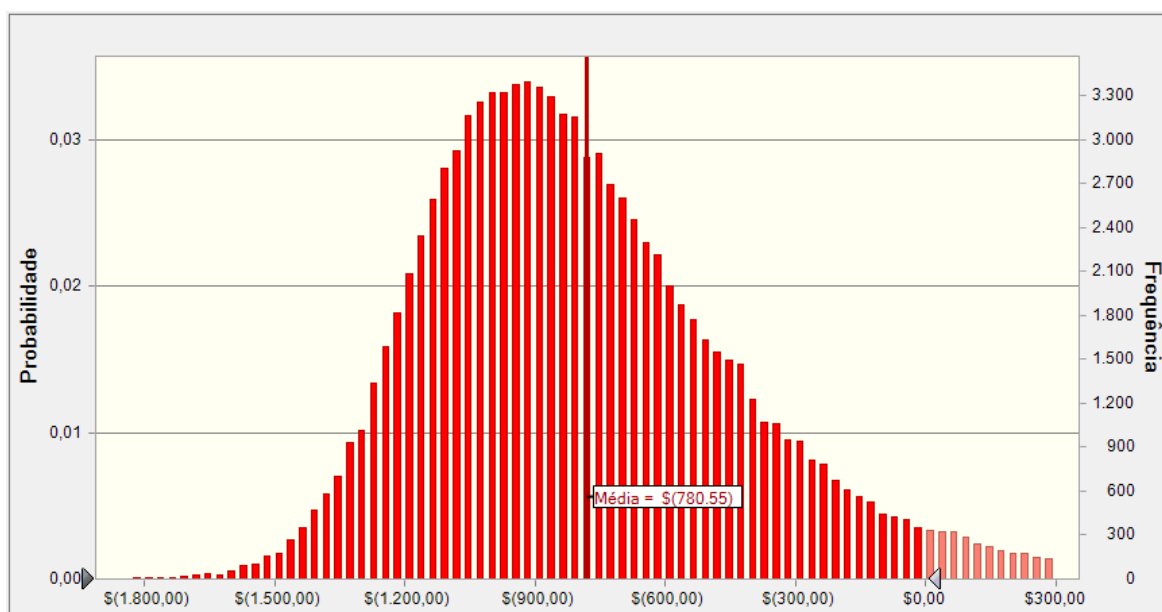
Tabela 4.16 - Critérios econômicos de decisão para o empreendimento

Parâmetro	Unidade	Sem financiamento	Com financiamento
Valor do negócio	US\$X1.000	- 155,83	-675,51
Valor presente líquido	US\$X1.000	- 864,42	-929,92
Taxa interna de retorno	%	Nula	Nula

As distribuições estatísticas esperadas para o VPL do empreendimento, considerando uma tolerância de $\pm 15\%$ na potência elétrica líquida entregue e nos CAPEX do sistema (Tabela 4.13), para os cenários com e sem financiamento, são apresentadas na Fig. 4.44. A probabilidade de ter um prejuízo (VPL negativo) no cenário sem financiamento é de 95,11% e no cenário com financiamento aumenta para 96,03%.



(a)



(b)

Figura 4.44 - Previsão do comportamento do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação (a) sem financiamento – extremo máximo (b) com financiamento – lognormal

Como pode ser constatado na Fig. 4.45, o VPL do empreendimento (com e sem financiamento) é altamente dependente da tarifa de energia da concessionária; a participação dos CAPEX do investimento, do custo da biomassa e da potência elétrica líquida entregue pelo sistema têm um baixo impacto; já os custos de operação e manutenção e a cotação do dólar têm um efeito desprezível sobre a viabilidade econômica desta variante do sistema.

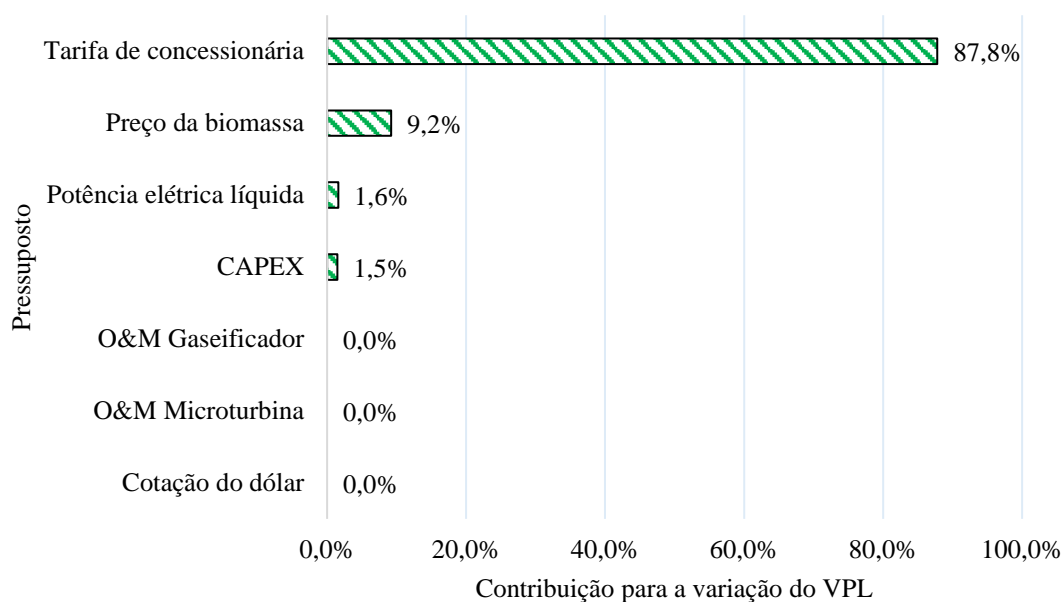


Figura 4.45 - Contribuição dos pressupostos no VPL do sistema baseado no gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação

4.2.2 Sistema baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo

As principais características do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo, assim como os investimentos necessários para construí-lo, são descritos na Tabela 4.17. Visto que os equipamentos requeridos para a construção do sistema não estão disponíveis no mercado nacional, será necessário arcar com os tributos apresentados na Tabela 4.8 para sua importação. Já as receitas anuais, produto da economia em termos de energia elétrica não contratada da concessionária (custo evitado), são descritas na Tabela 4.18.

As despesas anuais da operação, manutenção e combustível (biomassa) para o sistema baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo foram estimadas conforme descrito na seção 3.5 e são descritas na Tabela 4.19.

Outros fatores relevantes durante a análise de viabilidade econômica para o sistema baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo são descritos na Tabela 4.11. Conforme estimativas do modelo computacional, a vazão de biomassa (pellets de madeira) requerida para gerar uma potência elétrica de 52,51 kW é de 215 kg/h. Já a vazão de vapor é de 84,28 kg/h enquanto a vazão de ar suplementar é de 297,61 kg/h.

Tabela 4.17 - Investimento necessário para construir o sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo

Característica/Item	Unidade de medida	Magnitude
Potência Elétrica	kW	52,51
Fator de Disponibilidade	%	95
Energia anual	kWh/Ano	436.988,22
Investimento		
Microturbina a gás	US\$	347.600,00
Gaseificador de leito fluidizado duplo (Inclui instalação)	US\$	857.877,15
Gerador de vapor	US\$	25.798,53
Gasômetro	US\$	5.000,00
Outros (Balance of plant BOP) [92]	US\$	246.255,14
Tributos de importação	US\$	455.067,62
Total	US\$	1.937.598,43

Tabela 4.18 - Receita anual do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo

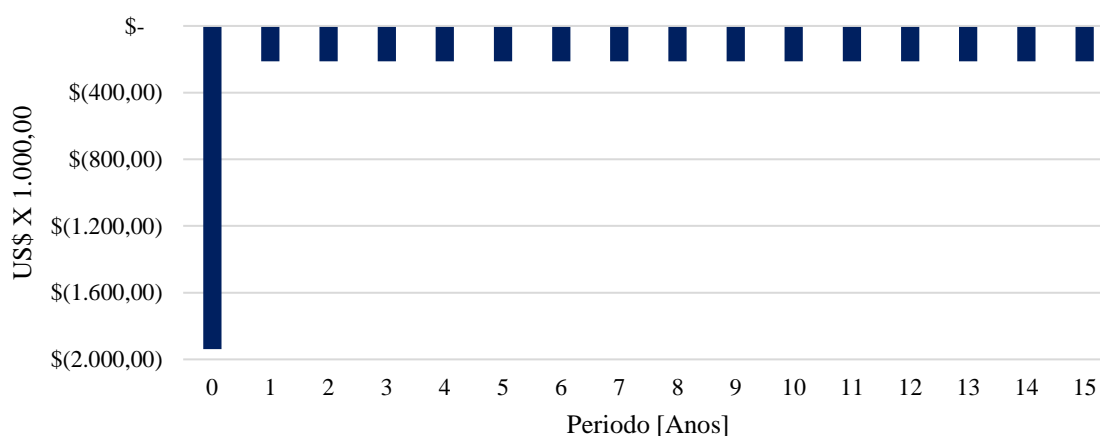
Parâmetro	Unidade de medida	Magnitude
Tarifa Energia (Antes de imposto) [97]	R\$/kWh	0,6571
Tarifa Energia (Antes de imposto)	US\$/kWh	0,1614
Imposto CEMIG Classe B3 [98]	%	25,00
Tarifa Energia (Depois de imposto)	R\$/kWh	0,8213
Tarifa Energia (Depois de imposto)	US\$/kWh	0,2017
Receita anual	R\$/Ano	358.920,27
Receita anual	US\$/Ano	88.162,37

Tabela 4.19 - Despesas anuais do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo

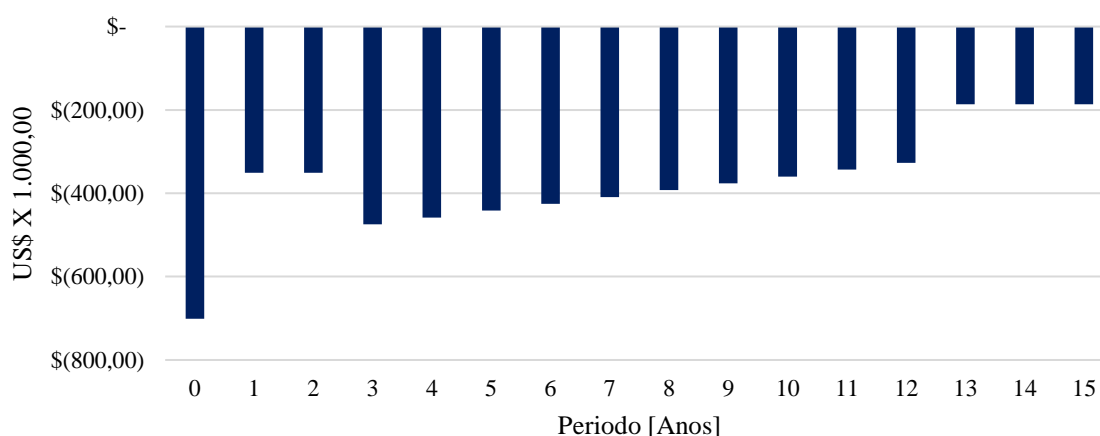
Despesas Anuais	Unidade de medida	Magnitude
O&M da microturbina a gás	US\$	8.214,13
O&M do gaseificador de leito fluidizado duplo e do gerador de vapor	US\$	40.649,08
Pellets	US\$	226.105,00
Total	US\$	274.968,21

A partir dos dados conhecidos (taxa de desconto, segregação do investimento e segregação das despesas), junto com a estimativa da economia anual resultante da implementação do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo, foi possível estabelecer os fluxos de caixa, com e sem financiamento, apresentados na Fig. 4.46. Note-se que o investimento inicial da empresa anfitriã seria de US\$ 1.937.598,43 no cenário sem financiamento. Dado que o investimento em equipamentos é totalmente financiável pelo BNDES através da linha de crédito Finame (Tabela 3.28), excetuando os tributos e o balanço de planta BOP, o investimento da empresa anfitriã cairia para US\$ 701.322,76 no cenário com financiamento; neste caso a

alavancagem financeira é negativa conforme mostram os indicadores de viabilidade econômica da Tabela 4.20.



(a)



(b)

Figura 4.46 - Fluxo de caixa do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo (a) Sem financiamento (b) Com financiamento

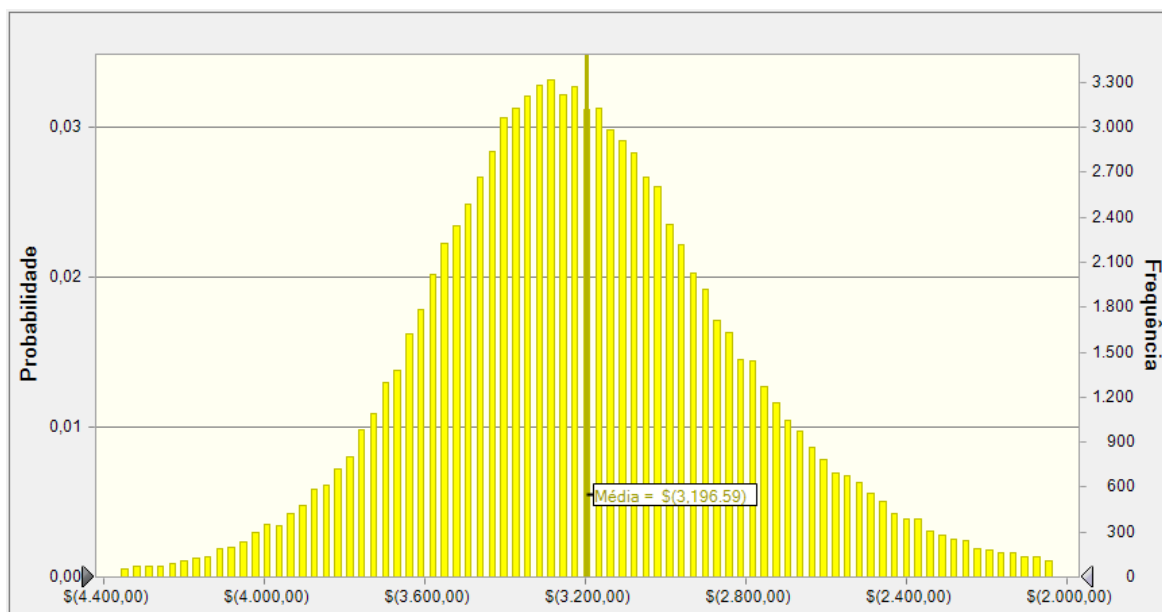
Tabela 4.20 - Critérios econômicos de decisão para o empreendimento

Parâmetro	Unidade	Sem financiamento	Com financiamento
Valor do negócio	US\$X1.000	- 1.395,62	-2.810,19
Valor presente líquido	US\$X1.000	- 3.333,22	-3.511,51
Taxa interna de retorno	%	Nula	Nula

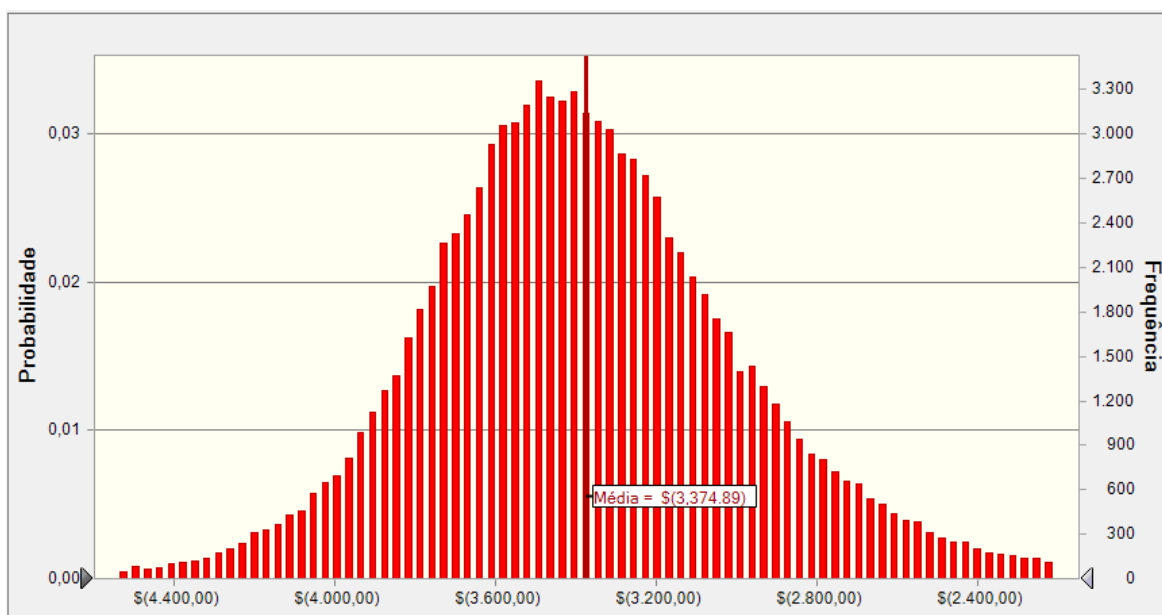
Considerando a taxa de desconto ($WACC=10,32\%$) e o comportamento do VPL, o investimento é economicamente inviável tanto no cenário sem financiamento quanto no cenário com financiamento.

As distribuições estatísticas esperadas para o VPL do empreendimento, considerando uma tolerância de $\pm 15\%$ na potência elétrica líquida entregue e nos CAPEX do sistema (Tabela 4.17), para os cenários com e sem financiamento, são apresentadas na Fig. 4.47. A

probabilidade de ter um prejuízo (VPL negativo) em ambos os cenários (com e sem financiamento) é de 100,00%.



(a)



(b)

Figura 4.47 - Previsão do comportamento do VPL do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo (a) sem financiamento – logística (b) com financiamento – logística

Como pode ser constatado na Fig. 4.48, o VPL desta variante do sistema de geração (com e sem financiamento) é altamente dependente da tarifa de energia da concessionária e do preço da biomassa. Os custos de operação e manutenção do gaseificador, os investimentos em bens de capital e a potência elétrica líquida mostraram-se pouco relevantes na definição do VPL,

enquanto os custos de operação e manutenção da microturbina e a cotação do dólar têm um impacto desprezível na viabilidade econômica do sistema.

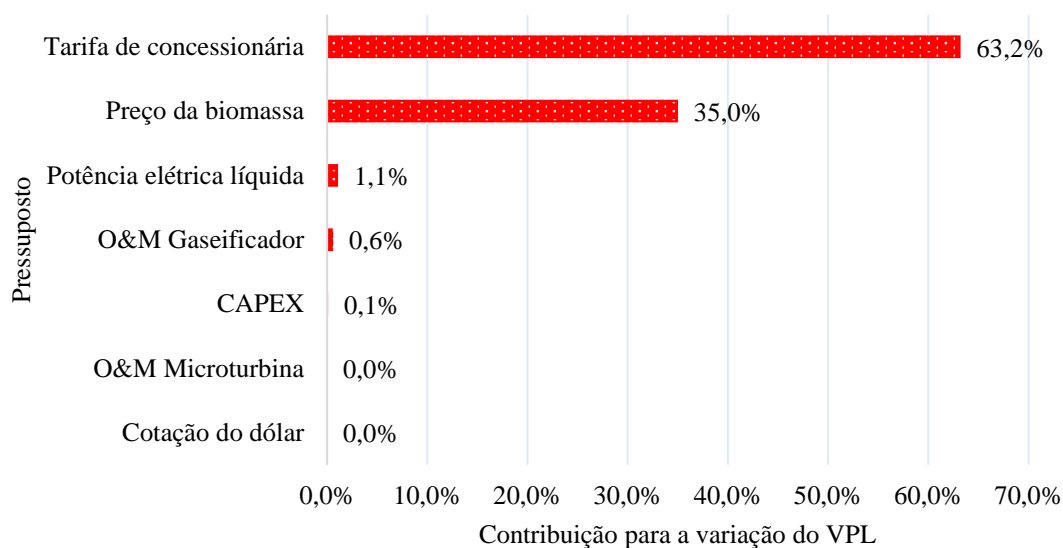


Figura 4.48 - Contribuição dos pressupostos no VPL do sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo

4.2.3 Síntese dos resultados econômicos

As três variantes do sistema de geração com potencial real de implementação, derivadas do estudo técnico da seção 4.1, foram avaliadas desde a perspectiva econômica: nenhuma delas é economicamente viável. A Tabela 4.21 elenca os principais parâmetros do correspondente estudo de viabilidade econômica. Para cada variante, nos cenários com e sem financiamento, foram estimadas as “tarifas objetivo”, isto é, as tarifas que, se praticadas pela concessionária, poderiam vir a tornar viável o investimento.

Considerando as informações da Tabela 4.21, foi construída a Fig. 4.49. Nela é possível verificar que o sistema de geração baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo é muito mais oneroso que qualquer um dos sistemas baseados no gaseificador co-corrente. Enquanto o custo específico de instalação fica em torno de 13.000,00 US\$/kW no caso do sistema que utiliza gaseificador co-corrente, o mesmo parâmetro ultrapassa facilmente os 35.000,00 US\$/kW, quando é utilizado o gaseificador de leito fluidizado duplo. O mesmo raciocínio é válido para o valor presente líquido do empreendimento: o prejuízo médio das variantes baseadas no gaseificador co-corrente é de cerca de US\$ 950.000,00, mas o prejuízo médio do sistema baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo supera os US\$ 3.400.000,00.

Tabela 4.21 - Principais parâmetros da análise de viabilidade econômica das variantes com potencial real de implementação

Parâmetro	Unidade	Variante		
		Co-corrente usando vapor de água e ar enriquecido	Co-corrente usando ar enriquecido	Leito fluidizado duplo
Investimento inicial	US\$	746.520,86	708.591,24	1.937.598,43
EBITDA anual	US\$	-28.832,57	-20.858,54	-186.805,84
Taxa mínima de atratividade	%	10,32	10,32	10,32
Valor do negócio sem financiamento	US\$	-215.407,08	-155.833,38	-1.395.619,72
Valor do negócio com financiamento	US\$	-769.662,29	-675.512,91	-2.810.185,99
VPL sem financiamento	US\$	-961.927,94	-864.424,62	-3.333.218,15
VPL médio sem financiamento (Monte Carlo)	US\$	-817.510,00	-715.050,00	-3.196.590,00
VPL com financiamento	US\$	-1.031.785,75	-929.924,53	-3.511.508,75
VPL médio com financiamento (Monte Carlo)	US\$	-887.370,00	-780.550,00	-3.374.890,00
Tarifa objetivo sem financiamento	US\$/kWh	0,39	0,36	0,98
Tarifa objetivo com financiamento	US\$/kWh	0,41	0,37	1,02
Tarifa objetivo/Tarifa atual (cenário sem financiamento)	[-]	2,41	2,21	6,06
Tarifa objetivo/Tarifa atual (cenário com financiamento)	[-]	2,51	2,31	6,33
Custo por unidade de potência instalada	US\$/kW	13.743,02	12.490,59	36.899,61

Partindo do preço atual da energia consumida diretamente da rede da concessionária (0,1614 US\$/kWh), foi identificado o número de vezes em que essa tarifa deve incrementar (razão tarifa objetivo-tarifa atual) para tornar economicamente viável a implementação do correspondente sistema de geração. A Fig. 4.50 mostra estes resultados graficamente. Dependendo da variante do sistema e da alavancagem financeira, seria necessário ter tarifas de energia da rede entre 2,21 e 6,33 vezes maiores que as praticadas atualmente para tornar interessante o investimento.

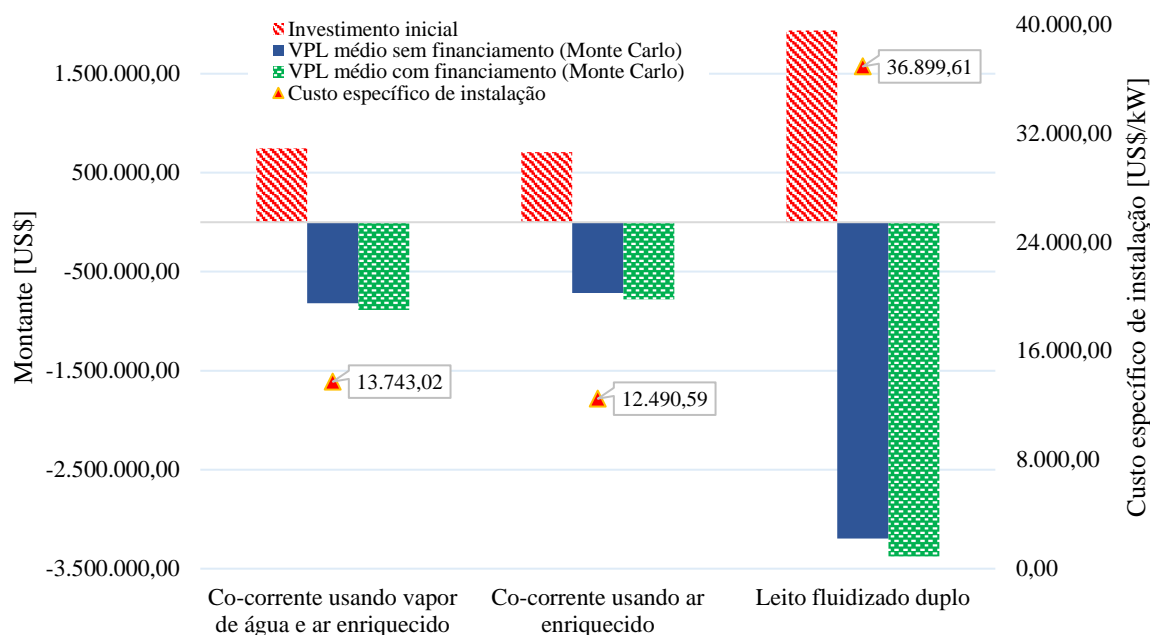


Figura 4.49 - Comportamento do VPL médio, com e sem financiamento, e do custo específico de instalação das variantes tecnicamente viáveis

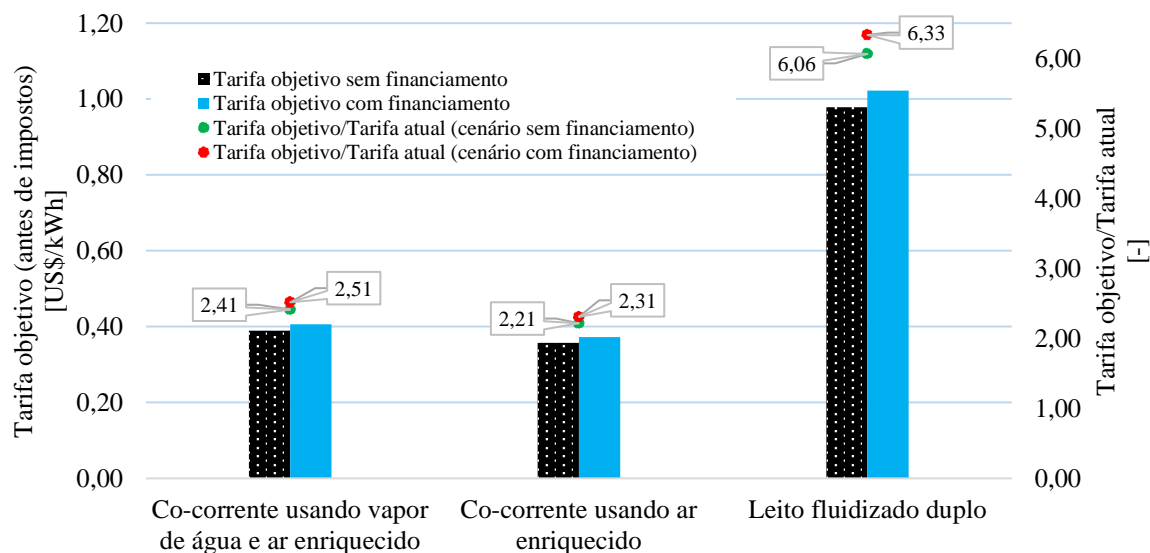


Figura 4.50 - Tarifas objetivo, com e sem financiamento, que viabilizam economicamente a implementação das variantes tecnicamente realizáveis do sistema de geração

A partir do comportamento financeiro das diferentes variantes do sistema de geração proposto e levando em consideração as respectivas respostas em termos de potência elétrica líquida (seção 4.1.3), é possível estabelecer a potência hipotética que permitiria atingir o ponto de equilíbrio financeiro (*break even point*) sob a premissa *ceteris paribus* em cada um dos cenários

de interesse. A Fig. 4.51 apresenta os valores de potência elétrica líquida que cada variante analisada deveria atingir, com e sem financiamento, para igualar o valor do investimento inicial à somatória dos fluxos futuros descontados, isto é, para recuperar o investimento.

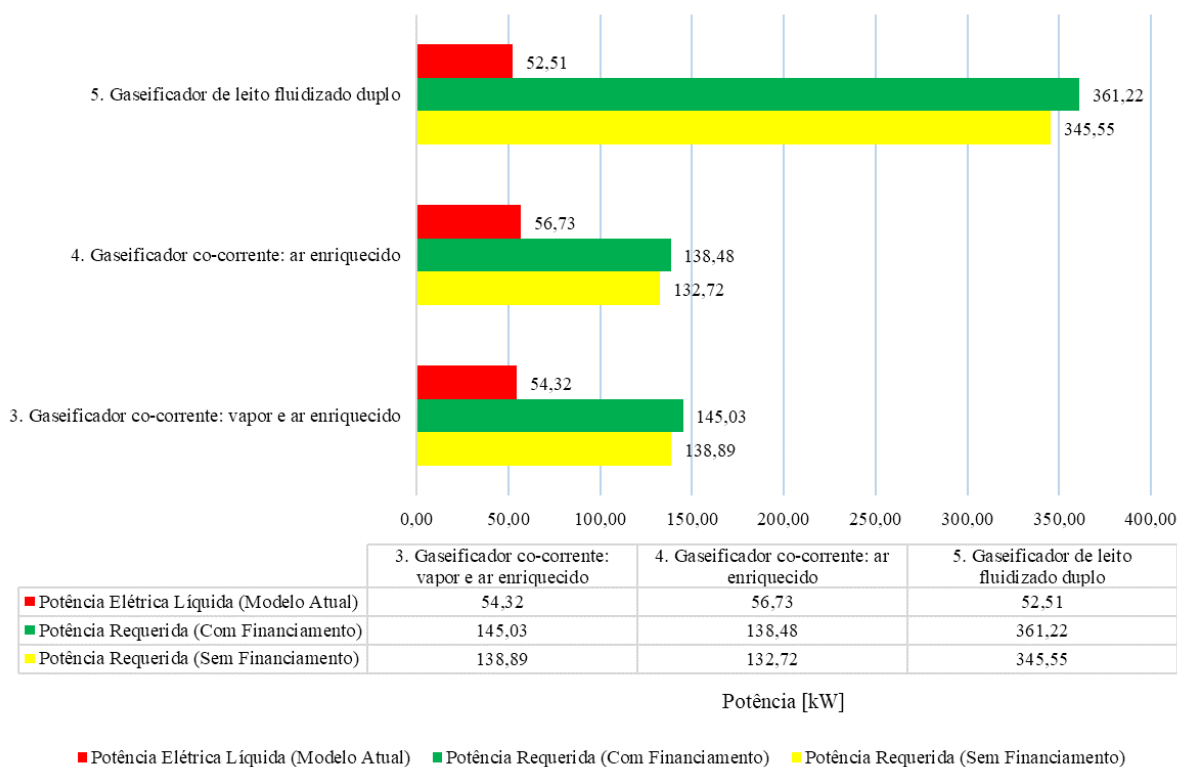


Figura 4.51 - Potência elétrica líquida requerida para tornar economicamente viável cada uma das variantes tecnicamente passíveis de implementação sob a premissa *ceteris paribus*

Note-se que, em todos os casos, a potência elétrica requerida para viabilizar economicamente o sistema de geração baseado em microturbinas a gás acopladas a gaseificadores de biomassa, ultrapassa a potência entregue. No caso específico do sistema que utilizado o gaseificador de leito fluidizado duplo, a potência necessária para tornar viável o investimento ultrapassa a própria potência nominal do motor utilizando gás natural como combustível.

5 CONCLUSÕES

5.1 Considerações finais

Após a modelagem isolada dos componentes do sistema de geração proposto e uma vez concluída a análise das diferentes variantes do gaseificador de biomassa acoplado à microturbina a gás C200, é possível elencar algumas descobertas relevantes. Em primeiro lugar, a composição química dos gases de síntese mostrou-se fortemente dependente da temperatura do processo de gaseificação, do tipo de agente de gaseificação e do volume do mesmo, portanto, da ER e da STBR. Nesse sentido, o teor de hidrogênio dos gases de síntese processados com vapor como meio gaseificante é muito elevado, o que pode inviabilizar seu uso direto em microturbinas a gás, dado o risco de desprendimento de chama dentro da câmara de combustão, tal como descrito nas seções 2.1.2 e 4.1.2.

Do ponto de vista termodinâmico, conforme demonstrado por diversos autores, é possível acionar uma microturbina a gás com gases de síntese, contanto que o agente de gaseificação não seja apenas ar atmosférico (gases produzidos possuem PCI muito baixo) e que o syngas possua um PCI maior que 8 MJ/Nm^3 ; a utilização de gases de síntese com PCI menor que 15 MJ/Nm^3 resulta em uma baixa taxa de confiabilidade do equipamento e na entrega parcial da potência nominal (pelo menos na ausência de modificações estruturais no sistema de combustão do motor).

O uso de syngas puro como combustível em microturbinas a gás, na prática, contribui para a degradação acelerada da máquina e limita a potência entregue pelo motor; isto é consequência da própria composição química do combustível. O uso de syngas enriquecido com outros gases de maior poder calorífico poderia vir a contribuir para reduzir o risco de parada, operação instável e, ao mesmo tempo, diminuir a taxa de degradação do motor.

O uso de agentes de gaseificação que potencializam o PCI do syngas (vapor de água e/ou ar enriquecido com oxigênio) resulta em maiores investimentos em bens de capital, o que torna impraticável, do ponto de vista econômico, este tipo de sistema. A implementação de sistemas de geração baseados em microturbinas a gás e gaseificadores de biomassa mostrou-se economicamente inviável no momento atual; a partir das simulações Monte Carlo foi verificada a elevada probabilidade de prejuízo financeiro, podendo inclusive chegar a 100% no caso do sistema baseado em gaseificador de leito fluidizado duplo.

A variante do sistema baseada no gaseificador de leito fluidizado duplo apresenta um custo específico de instalação de aproximadamente 3 vezes o custo específico de instalação do sistema baseado no gaseificador co-corrente.

Em termos de perda de potência, o *derating* da microturbina a gás pode variar 25,1 e 56,9% em função do tipo de gás de síntese fornecido. Já a eficiência global do arranjo mostrou-se preocupantemente baixa, atingindo 11,01% no melhor dos casos (uso do syngas proveniente do gaseificador co-corrente, usando ar enriquecido com oxigênio como agente de gaseificação).

O fator chave dentro do estudo econômico das variantes tecnicamente passíveis de implementação é a tarifa praticada pela concessionária. Dependendo do tipo de gaseificador utilizado e da opção de financiamento, o cenário que pode vir a viabilizar o uso da tecnologia analisada implica tarifas entre 2,21 e 6,33 vezes maiores que as praticadas atualmente pela concessionária, o que se traduziria em uma maior receita para o empreendimento. O aumento da potência elétrica líquida entregue pelo acionador primário também foi testado como possível estratégia de viabilização do investimento, no entanto, em alguns casos seria necessário gerar potências maiores que as alcançadas com gás natural (caso específico do sistema baseado em gaseificador de leito fluidizado duplo) e inclusive maiores que a própria potência nominal da microturbina a gás.

5.2 Recomendações para trabalhos futuros

Visando dar continuidade à pesquisa aqui apresentada, seria de grande relevância científica o estudo técnico das diferentes variantes do arranjo proposto operando com misturas de gás natural, GLP e syngas. Esses novos sistemas provavelmente serão economicamente inviáveis, mesmo tendo uma redução significativa no consumo de biomassa e um aumento importante na potência elétrica entregue, em decorrência do peso ponderado dessas variáveis dentro do estudo de sensibilidade do VPL (ver Fig. 4.42, Fig. 4.45 e Fig. 4.48). Os novos estudos deverão contar com validação experimental com o intuito de aprimorar o modelo termodinâmico desenvolvido. Uma outra abordagem que vale a pena ser avaliada é a do sistema operando em cogeração, o que poderia viabilizar economicamente a proposta em função de um consequente aumento na eficiência global. Alterações estruturais no sistema de combustão são também uma área de pesquisa complementar para este trabalho. Nesse sentido, seria interessante estabelecer as mudanças físicas concretas que o motor requer para operar com syngas puro e PCI menor que 8 MJ/Nm³.

Além de usar o syngas como combustível dentro de microturbinas a gás, seria interessante avaliar seu uso potencial em outros acionadores primários, tais como: motores de combustão interna, motores Stirling, turbinas a vapor e turbinas a gás de maior porte.

REFERÊNCIAS

- [1] N. Antonakakis, I. Chatziantoniou e G. Filis, “Energy consumption, CO2 emissions, and economic growth: An ethical dilemma,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 68, nº 1, pp. 808-824, February 2017.
- [2] J. G. Gupta, S. De, A. Gautam, A. Dhar e A. Pandey, “Introduction to Sustainable Energy, Transportation Technologies, and Policy,” *Sustainable Energy and Transportation*, pp. 3-7, 2018.
- [3] International Energy Agency, *World Energy Outlook*, Paris: International Energy Agency - IEA, 2016.
- [4] F. A. Farret e M. G. Simões, “Alternative Sources of Energy,” em *Integration of Renewable Sources of Energy*, 2th ed., Hoboken NJ, John Wiley & Sons, Inc., 2018, pp. 1-35.
- [5] Aurelia Turbines Oy, “Aurelia A400,” 2019. [Online]. Available: <https://aureliaturbines.com>.
- [6] M. Boyce, *Gas Turbine Engineering Handbook*, Waltham: Elsevier Inc, 2006.
- [7] C. Soares, *Microturbines: Applications for Distributed Energy Systems*, Burlington, MA: Butterworth-Heinemann: Elsevier, 2007.
- [8] E. Benini, *Progress in Gas Turbine Performance*, IntechOpen, 2013.
- [9] B. Kolanowski, *Guide to Microturbines*, Lilburn: Fairmont Press, 2004.
- [10] M. Moghimi, M. Emadi, P. Ahmadi e H. Moghadasi, “4E analysis and multi-objective optimization of a CCHP cycle based on gas turbine and ejector refrigeration,” *Applied Thermal Engineering*, pp. 516-530, 2018.
- [11] M. Renzi, F. Patuzzi e M. Baratieri, “Syngas feed of micro gas turbines with steam injection: Effects on performance, combustion and pollutants formation,” *Applied Energy*, vol. 206, pp. 697-707, 2017.
- [12] X. D. Dingyi, H. Youfang e Y. Bin, “A Study Of Cost And Emissions Considering Speed Optimization In Trans Eurasia Transportation Based On Intelligent Transportation,” *International Journal On Smart Sensing And Intelligent Systems*, pp. 191-214, 2016.
- [13] M. Mokhtari, G. B. Gharehpetian e M. M. Agah, “Distributed Energy Resources,” em *Distributed Generation Systems: Design, Operation and Grid Integration*, Cambridge MA, Elsevier, 2017, pp. 1-19.
- [14] Capstone Turbine Corporation, “Capston Microturbines - Products,” 2018. [Online]. Available: <https://www.capstoneturbine.com>.
- [15] Capstone Turbine Corporation, “C200,” May 2018. [Online]. Available: https://d1io3yog0oux5.cloudfront.net/_fa0c466fdb60777d51a56ad546a5430f/capstone-turbine/db/235/7016/file/C200+HPNG_331043A_lowres.pdf.
- [16] B. L. Capehart, “Microturbines,” 2016. [Online].
- [17] A. M. Carvalho, C. H. F. d. Silva, E. E. S. Lora, M. A. R. Nascimento, O. J. Venturini, R. V. Andrade e V. R. M. Cobas, “Microturbinas a Gás, Motores Stirling e Células a Combustível para Geração Distribuída,” *P&D CEMIG/ANEEL 001*, pp. 1-9, 2007.
- [18] V. A. Boicea, *Essentials of Natural Gas Microturbines*, Boca Raton, FL: CRC Press - Taylor & Francis Group, 2014.

- [19] P. Laranci, G. Bidini, B. D'Alessandro, M. Zampilli, F. Forcella e F. Fantozzi, "Improving Lifetime and Manufacturability of an RQL Combustor for Microturbines: Design and Numerical Validation," *Proceedings of the ASME Turbo Expo 2018: Turbomachinery Technical Conference and Exposition*, pp. 1-12, 2015.
- [20] G. E. Andrews e M. Kim, "Small Radial Swirler Low NO_x Combustors for Micro Gas Turbine Applications," *Proceedings of ASME Turbo Expo 2017: Turbomachinery Technical Conference and Exposition*, pp. 1-13, 2017.
- [21] U.S. Environmental Protection Agency, Catalog of CHP Technologie, Washington, DC: Combined Heat and Power Partnership: U.S. Environmental Protection Agency and U.S. Department of Energy, 2017.
- [22] L. P. L. M. Rabou, J. M. Grift, R. E. Conradie e S. Fransen, "Micro Gas Turbine Operation with Biomass Producer Gas and Mixtures of Biomass Producer Gas and Natural Gas," *Energy & Fuels*, p. 1944–1948, 2008.
- [23] R. D. Herazoa, G. V. Ochoa e Y. P. Ruiz, "Exergoeconomic Analysis of a Syngas Micro Turbine Cogeneration System," *Chemical Engineering Transactions*, pp. 655-660, 2018.
- [24] D. Vera, F. Jurado, J. Carpio e S. Kamel, "Biomass gasification coupled to an EFGT-ORC combined system to maximize the electrical energy generation: A case applied to the olive oil industry," *Energy*, pp. 41-53, February 2018.
- [25] P. Mondal e S. Ghosh, "Techno-economic performance evaluation of a direct biomass-fired combined cycle plant employing air turbine," pp. 427-436, March 2017.
- [26] A. Perna, M. Minutillo, E. Jannelli, V. Cigolotti, S. W. Nam and K. J. Yoon, "Performance assessment of a hybrid SOFC/MGT cogeneration power plant fed by syngas from a biomass down-draft gasifier," *Applied Energy*, pp. 1-12, September 2017.
- [27] A. González, J.-R. Riba, R. Puig e P. Navarro, "Review of micro- and small-scale technologies to produce electricity and heat from Mediterranean forests' wood chips," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, pp. 143-155, March 2015.
- [28] D. Vera, F. Jurado, K. Panopoulos e P. Grammelis, "Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry," *International Journal Of Energy Research*, pp. 355-367, March 2012.
- [29] M. Loeser e M. L. M. Redfern, "Modelling and simulation of a novel micro-scale combined feedstock biomass generation plant for grid-independent power supply," pp. 303-320, May 2009.
- [30] J. L. Pereira e E. S. Lora, "Análise do uso de gás de síntese em microturbinas a gás," *Congresso Nacional de Engenharia Mecânica CONEM2016*, pp. 1-10, 2016.
- [31] P. S. P. C. Jr, J. Zhang, E. E. S. Lora, R. V. Andrade, L. R. d. M. e. Pinto e A. Ratner, "Experimental study on applying biomass-derived syngas in a microturbine," *Applied Thermal Engineering*, p. 328–337, 2019.
- [32] C. G. Sánchez, *Tecnologia da Gaseificação de Biomassa*, Átomo, 2010.
- [33] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis, and Torrefaction: Practical Design and Theory*, 2th ed., San Diego, CA: Academic Press - Elsevier, 2018.
- [34] R. Zeng, S. Wang, J. Cai e C. Kuang, "A Review of Pyrolysis Gasification of MSW," *7th International Conference on Energy, Environment and Sustainable Development*, pp. 166-171, 2018.

- [35] E. Cetin, B. Moghtaderi, R. Gupta e T. F. Wall, "Biomass Gasification Kinetics: Influences of Pressure and Char Structure," *Combustion Science and Technology*, pp. 765-791, 2005.
- [36] C. Di Blasi, "Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars," *Progress in Energy and Combustion Science*, pp. 121-140, 2009.
- [37] M. Schmal, *Chemical Reaction Engineering: Essentials, Exercises and Examples*, CRC Press, 2014.
- [38] I. Petersen e J. Werther, "Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed," *Chemical Engineering & Processing*, pp. 717-736, 2005.
- [39] C. Westbrook e F. Dryer, "Simplified Reaction Mechanisms for the Oxidation of Hydrocarbon Fuels in Flames," *Combustion Science and Technology*, pp. 31-43, 1981.
- [40] W. Doherty, "Modelling of Biomass Gasification Integrated with a Solid Oxide Fuel Cell System," Dublin Institute of Technology, Dublin, 2014.
- [41] A. Gaglianoa, F. Nocera, M. Brunoa e G. Cardillo, "Development of an equilibrium-based model of gasification of biomass by Aspen Plus," *8th International Conference on Sustainability in Energy and Buildings*, p. 1010 – 1019, 2017.
- [42] S. Kern, C. Pfeifer e H. Hofbauer, "Dual fluidized-bed steam gasification of solid feedstock: Matching syngas requirements with fuel mixtures," *South African Journal of Chemical Engineering*, pp. 13-24, 2012.
- [43] N. Henao, E. Lora, D. Maya, O. V. e E. F. , "Technical feasibility study of 200kWgas microturbine coupled to a dual fluidized bed gasifier," *Biomass and Bioenergy*, pp. 1-12, 2019.
- [44] L. Yan, Y. Cao, X. Li e B. He, "Characterization of a dual fluidized bed gasifier with blended biomass/coal as feedstock," *Bioresource Technology*, pp. 97-106, 2018.
- [45] T. P. Thomsen, Z. Sárossy e B. Gøbel, "Low temperature circulating fluidized bed gasification and co-gasification of municipal sewage sludge," *Waste Management*, pp. 123-133, 2017.
- [46] A. M. Mauerhofer, F. Benedikt e J. C. Schmid, "Influence of different bed material mixtures on dual fluidized bed steam gasification," *Energy*, pp. 957-968, 2018.
- [47] F. Benedikt e J. C. Schmid, "Enhanced Dual Fluidized Bed Gasification Using Calcium Oxide as Bed," em *13th Minisymposium Chemical and Process Engineering and 4th Austrian Particle Forum*, Innsbruck, 2017.
- [48] B. Belaissaoui, Y. L. Moullec, H. Hagi e E. Favre, "Energy efficiency of oxygen enriched air production technologies: Cryogeny vs membranes," *Separation and Purification Technology*, pp. 142-150, 2014.
- [49] S. S. Amarkhail, "Air Separation," Kabul Polytechnic University, Bratislava, 2010.
- [50] The Essential Chemical Industry, "Manufacture of oxygen and nitrogen using pressure swing adsorption (PSA)," 2019. [Online]. Available: <http://www.leck.co.uk>.
- [51] Air products AS , "Products & Technology," 2016. [Online]. Available: www.airproducts.no.
- [52] V. S. Sikarwar, M. Zhao, P. Clough, J. Yao, X. Zhong, M. Z. Memon, N. Shah, E. J. Anthonyf e P. S. Fennell, "An overview of advances in biomass gasification," *Energy & Environmental Science*, pp. 2939--2977, 2016.
- [53] Agência Nacional de Energia Elétrica, "Nota Técnica 37/2019-SRM/ANEEL," ANEEL, 2019.

- [54] A. Aghaalikhani, J. C. Schmid, D. Borello, J. Fuchs, F. Benedikt, H. Hofbauer, F. Rispoli, U. B. Henriksen, Z. Sárosy e L. Cedola, “Detailed modelling of biomass steam gasification in a dual fluidized bed gasifier with temperature variation,” *Renewable Energy*, pp. 703-718, 2019.
- [55] J. Han, Y. Liang, J. Hu, L. Qin, J. Street, Y. Lu e F. Yu, “Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus,” *Energy Conversion and Management*, pp. 641-648, 2017.
- [56] Q. Eri, W. Wu e X. Zhao, “Numerical Investigation of the Air-Steam Biomass Gasification Process Based on Thermodynamic Equilibrium Model,” *Energies*, pp. 1-19, 2017.
- [57] Capstone Turbine Corporation, “Product Specification Model C200 – Capstone MicroTurbine,” Capstone Technical Support, Chatsworth, CA, 2009.
- [58] B. Kunte, “Thermodynamic, Economic and Emissions Analysis of a Micro Gas Turbine Cogeneration System operating on Biofuels,” Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Guaratinguetá, 2015.
- [59] National Energy Technology Laboratory NETL, “Quality Guidelines for Energy System Studies: Capital Cost Scaling Methodology - Revision 4 Report,” United States Department of Energy (DOE), 2019.
- [60] Food and Agriculture Organization FAO, “Bioenergy and food security rapid appraisal: User Manual,” United Nations, 2014.
- [61] K. M. Holmgren, “Investment cost estimates for gasification-based biofuel production systems,” IVL Swedish Environmental Research Institute, Stockholm, Sweden, 2015.
- [62] Chemical Engineering Magazine, “THE CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX,” EC-PCI, 2019.
- [63] J. Watson, Y. Z. B. Si, W.-T. Chen e R. d. Souza, “Gasification of biowaste: A critical review and outlooks,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, pp. 1-17, 2018.
- [64] K. Davidson, R. Hite, D. Jones e A. Howley, “A Comprehensive Assessment of Small Combined Heat and Power Technical and Market Potential in California,” California Energy Commission, 2019.
- [65] MF Rural, “Produtos Rurais e Agropecuários,” 2019. [Online]. Available: <https://www.mfrural.com.br/>.
- [66] Banco Central do Brasil, *Cotações e boletins*, 2019.
- [67] Tesouro Nacional, “Tesouro Direto,” 2019. [Online]. Available: <http://www.tesouro.fazenda.gov.br/tesouro-direto>.
- [68] E. Pamplona, *Apostila Engenharia Econômica Avançada*, Unifei, 2019.
- [69] Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social, “Simulador BNDES,” 2019. [Online]. Available: www.bndes.gov.br. [Acesso em 17 Dezembro 2019].
- [70] Z. A. Zainal, R. Ali, C. H. Lean e K. N. Seetharamu, “Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass material,” *Energy Conversion and Management*, pp. 1499-1515, 2001.
- [71] S. M. At Naw, S. A. Sulaiman e M. R. T. Ahmad, “Prediction of biomass conversion process for oil palm fronds in a downdraft gasifier,” *AIP Conference Proceedings*, pp. 981-990, 2012.
- [72] S. Begum, M. G. Rasul, D. A. e N. Ramzan, “Performance Analysis of an Integrated Fixed Bed Gasifier Model for Different Biomass Feedstocks,” *Energies*, pp. 6508-6524, 2013.

- [73] F. Paviot, F. Chazarenc e M. Tazerout, “Thermo Chemical Equilibrium Modelling of a Biomass Gasifying Process Using AspenPlus,” *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, vol. 7, pp. 1-16, 2009.
- [74] S. Jarungthammachote e A. Dutta, “Experimental investigation of a multi-stage air-steam gasification process for hydrogen enriched gas production,” *International Journal of Energy Research*, pp. 335-345, 2012.
- [75] N. Cerone, F. Zimbardi, L. Contuzzi, M. Prestipino, M. O. Carnevale e V. Valerio, “Air-steam and oxy-steam gasification of hydrolytic residues from biorefinery,” *Fuel Processing Technology*, pp. 451-461, 2017.
- [76] T. Nakyai, S. Authayanun, Y. Patcharavorachot, A. Arpornwichanop, S. Assabumrungrat e D. Saebea, “Exergoeconomics of hydrogen production from biomass air-steam gasification with methane co-feeding,” *Energy Conversion and Management*, vol. 140, pp. 228-239, 2017.
- [77] C. V. B. d. Sales, D. M. Y. Maya, E. E. S. Lora, R. L. Jaén, A. M. M. Reyes, A. M. González, R. V. Andrade e J. D. Martínez, “Experimental study on biomass (eucalyptus spp.) gasification in a two-stage downdraft reactor by using mixtures of air, saturated steam and oxygen as gasifying agents,” *Energy Conversion and Management*, vol. 145, pp. 314-323, 2017.
- [78] M. Campoy, A. Gómez-Barea, F. B. Vidal e P. Ollero, “Air–steam gasification of biomass in a fluidised bed: Process optimisation by enriched air,” *Fuel Processing Technology*, vol. 90, p. 677–685, 2009.
- [79] Q. Fu, Y. Huang, M. Niu, G. Yang e Z. Shao, “Experimental and predicted approaches for biomass gasification with enriched air–steam in a fluidised bed,” *Waste Management & Research*, pp. 988-996, 2014.
- [80] M. Dudyński, “Novel oxygen-steam gasification process for high quality gas from biomass,” *Detritus - Multidisciplinary Journal for Waste Resources and Residues*, vol. 06, pp. 68-76, 2019.
- [81] Z. Wang, T. He, J. Qin, J. Wu, J. Li, Z. Zi, G. Liu, J. Wu e L. Sun, “Gasification of biomass with oxygen-enriched air in a pilot scale two-stage gasifier,” *Fuel*, p. 386–393, 2015.
- [82] H. Yu, Z. Li, X. Yang, L. Jiang, Z. Zhang e D. Chen, “Experimental research on oxygen-enriched gasification of straw in an entrained-flow gasifier,” *Journal of Renewable Sustainable Energy*, pp. 053127-01 - 053127-12, 2013.
- [83] S.-W. Park, S.-Y. Lee, Y.-O. Jeong, G.-H. Han e Y.-C. Seo, “Effects of Oxygen Enrichment in Air Oxidants on Biomass Gasification Efficiency and the Reduction of Tar Emissions,” *Energies*, pp. 1-13, 2018.
- [84] S. Kern, C. Pfeifer e H. Hofbauer, “Gasification of wood in a dual fluidized bed gasifier: Influence of fuel feeding on process performance,” *Chemical Engineering Science*, vol. 90, pp. 284-298, 2013.
- [85] J. Gao, Y. Wang, Y. Ping, D. Hu, G. Xu, F. Gu e F. Su, “A thermodynamic analysis of methanation reactions of carbon oxides for the production of synthetic natural gas,” *RSC Advances*, pp. 2358-2368 , 2012.
- [86] J. C. Schmid, U. Wolfesberger, S. Koppatz, C. Pfeifer e H. Hofbauer, “Variation of feedstock in a dual fluidized bed steam gasifier—influence on product gas, tar content, and composition,” *Environmental Progress & Sustainable Energy*, pp. 205-215, 2012.

- [87] P. Arora, A. F. A. Hoadley, S. M. Mahajani e A. Ganesh, “Compartment model for a dual fluidized bed biomass gasifier,” *Chemical Engineering Research and Design*, p. 274–286, 2017.
- [88] L. Abdelouahed, O. Authier, G. Mauviel, J. P. Corriou, G. Verdier e A. Dufour, “Detailed Modeling of Biomass Gasification in Dual Fluidized Bed Reactors under Aspen Plus,” *Energy & Fuels*, pp. 3840-3855, 2012.
- [89] W. Doherty, A. Reynolds e D. Kennedy, “Aspen plus simulation of biomass gasification in a steam blown dual fluidised bed,” *Materials and processes for energy: communicating current research and technological developments*, pp. 212-220, 2013.
- [90] K. Sun, Optimization of biomass gasification reactor using Aspen Plus, Nøtterøy: Telemark University College, 2014.
- [91] M. A. A. Efendi e N. Nurhadi, “Comparison of an Internal Combustion Engine Derating Operated on Producer Gas from Coal and Biomass Gasification,” *International Journal on Advanced Science, Engineering and Information Technology*, vol. 6, pp. 385-389, 2016.
- [92] K. R. Craig e M. K. Mann, “Cost and Performance Analysis of Biomass-Based Integrated Gasification Combined-Cycle (BIGCC) Power Systems,” NREL, Golden - Colorado, 1996.
- [93] Secretaria-Executiva da Câmara de Comércio Exterior, “Tarifa Externa Comum - TEC,” Ministério da Economia, 2019.
- [94] Secretaria-Geral - Subchefia para Assuntos Jurídicos, “Decreto nº 9514/2018,” Presidência da República, 2018.
- [95] Secretaria-Geral - Subchefia para Assuntos Jurídicos, “Lei nº 13137/2015,” Presidência da República, 2015.
- [96] Secretaria de Estado da Fazenda de Minas Gerais, “Decreto nº 43080/2002,” Governo do Estado de Minas Gerais, 2002.
- [97] Companhia Energética de Minas Gerais S.A., “Valores de Tarifa e Serviços,” CEMIG, 2019.
- [98] Agência Nacional de Energia Elétrica, “Resolução Homologatória nº 2550/2019,” ANEEL, 2019.
- [99] Receita Federal, “Tabela de depreciação,” 2019.
- [100] Capstone Turbine Corporation, “Capstone MicroTurbine Fuel Requirements Technical Reference,” Chatsworth - CA, 2014.

APÊNDICES

Apêndice A. Sub-rotinas desenvolvidas em Fortran 77

Sub-rotina	Descrição	Algoritmo desenvolvido em Fortran 77
Sub-rotina A.1	Algoritmo para pirólise de biomassa	$FATOR=(100-AGUA)/100$ $AGUAOUT=AGUA/100$ $CINZA=(ULT(1)/100)*FATOR$ $C=(ULT(2)/100)*FATOR$ $H2=(ULT(3)/100)*FATOR$ $N2=(ULT(4)/100)*FATOR$ $CL2=(ULT(5)/100)*FATOR$ $S=(ULT(6)/100)*FATOR$ $O2=(ULT(7)/100)*FATOR$
Sub-rotina A.2	Algoritmo para vazão de ar atmosférico como agente de gaseificação	$AR=ER*5.537*BIOMASSA$
Sub-rotina A.3	Algoritmo para vazão de vapor no modelo de gaseificador de leito fluidizado duplo	$VAPOR=(STBR*(BIOMASSA-UMIDADE))-UMIDADE$
Sub-rotina A.4	Algoritmo para cálculo das frações de char direcionadas para os reatores de combustão e redução no gaseificador de leito duplo fluidizado	$(CVAZ*CFRA/0.9)*0.02/H2VAZ$ $(CVAZ*CFRA/0.9)*0.08/O2VAZ$ $1-[(CVAZ*CFRA/0.9)*0.02/H2VAZ]$ $1-[(CVAZ*CFRA/0.9)*0.08/O2VAZ]$
Sub-rotina A.5	Algoritmo para vazão de ar de combustão na microturbina a gás	$ARI=207.73*N2SPLIT+481,69$ $ARI=203.38*N2SPLIT+430.06$ $ARI=-3.21*VAPOR+1134.80$

Apêndice B. Financiamento do sistema baseado no gaseificador co-corrente (vapor de água e ar enriquecido)

Ano	Período	Saldo devedor [US\$]	Prestação [US\$]	Amortização [US\$]	Juros [US\$]
2020	Ano 0	484.397,41	-	-	-
2021	Ano 1	484.397,41	64.327,98	0,00	64.327,98
2022	Ano 2	484.397,41	64.327,98	0,00	64.327,98
2023	Ano 3	435.957,67	112.767,72	48.439,74	64.327,98
2024	Ano 4	387.517,92	106.334,92	48.439,74	57.895,18
2025	Ano 5	339.078,18	99.902,12	48.439,74	51.462,38
2026	Ano 6	290.638,44	93.469,32	48.439,74	45.029,58
2027	Ano 7	242.198,70	87.036,53	48.439,74	38.596,79
2028	Ano 8	193.758,96	80.603,73	48.439,74	32.163,99
2029	Ano 9	145.319,22	74.170,93	48.439,74	25.731,19
2030	Ano 10	96.879,48	67.738,13	48.439,74	19.298,39
2031	Ano 11	48.439,74	61.305,34	48.439,74	12.865,60
2032	Ano 12	0,00	54.872,54	48.439,74	6.432,80

Apêndice C. Financiamento do sistema baseado no gaseificador co-corrente (ar enriquecido com oxigênio)

Ano	Período	Saldo devedor [US\$]	Prestação [US\$]	Amortização [US\$]	Juros [US\$]
2020	Ano 0	454.179,61	-	-	-
2021	Ano 1	454.179,61	60.315,05	0,00	60.315,05
2022	Ano 2	454.179,61	60.315,05	0,00	60.315,05
2023	Ano 3	408.761,65	105.733,01	45.417,96	60.315,05
2024	Ano 4	363.343,69	99.701,51	45.417,96	54.283,55
2025	Ano 5	317.925,73	93.670,00	45.417,96	48.252,04
2026	Ano 6	272.507,77	87.638,50	45.417,96	42.220,54
2027	Ano 7	227.089,81	81.606,99	45.417,96	36.189,03
2028	Ano 8	181.671,84	75.575,49	45.417,96	30.157,53
2029	Ano 9	136.253,88	69.543,98	45.417,96	24.126,02
2030	Ano 10	90.835,92	63.512,48	45.417,96	18.094,52
2031	Ano 11	45.417,96	57.480,97	45.417,96	12.063,01
2032	Ano 12	0,00	51.449,47	45.417,96	6.031,51

Apêndice D. Financiamento do sistema baseado no gaseificador de leito fluidizado duplo

Ano	Período	Saldo devedor [US\$]	Prestação [US\$]	Amortização [US\$]	Juros [US\$]
2020	Ano 0	1.236.275,68			
2021	Ano 1	1.236.275,68	164.177,41	0,00	164.177,41
2022	Ano 2	1.236.275,68	164.177,41	0,00	164.177,41
2023	Ano 3	1.112.648,11	287.804,98	123.627,57	164.177,41
2024	Ano 4	989.020,54	271.387,24	123.627,57	147.759,67
2025	Ano 5	865.392,97	254.969,50	123.627,57	131.341,93
2026	Ano 6	741.765,41	238.551,75	123.627,57	114.924,19
2027	Ano 7	618.137,84	222.134,01	123.627,57	98.506,45
2028	Ano 8	494.510,27	205.716,27	123.627,57	82.088,70
2029	Ano 9	370.882,70	189.298,53	123.627,57	65.670,96
2030	Ano 10	247.255,14	172.880,79	123.627,57	49.253,22
2031	Ano 11	123.627,57	156.463,05	123.627,57	32.835,48
2032	Ano 12	0,00	140.045,31	123.627,57	16.417,74

Apêndice E. Memorial de cálculo da vazão máxima suportada pela microturbina a gás

A partir dos catálogos da Capstone Corporation foi determinada a vazão máxima que a microturbina a gás C200 admite a partir dos dados disponíveis para alimentação com gases de baixo poder calorífico (gás de aterro especificamente). Nesse sentido, conforme [57] é necessário fornecer um fluxo de combustível equivalente a 2,4 GJ/h visando garantir a operação do motor em regime permanente e carga nominal. Por outro lado, o mesmo documento sugere utilizar gás de aterro com poder calorífico superior de 13,0 a 22,3 MJ/Nm³.

A massa específica do gás de aterro foi estimada a partir de [100] considerando-o como gás tipo A. Dessa forma, o índice Wobbe é de 13MJ/Nm³ (adoptando o limite inferior do poder calorífico superior do gás de aterro conforme [57]) e portanto a gravidade específica pode ser estimada como segue:

$$SG = \left(\frac{HHV}{Wobbe} \right)^2 = \left(\frac{13}{13} \right)^2 = 1$$

SG - Specific gravity

HHV - High Heating Value

Wobbe - Wobbe Index

Note-se que a partir da gravidade específica do gás de aterro é possível estabelecer sua massa específica como segue:

$$\rho_{gásaterro} = SG * \rho_{ArSTP} = 1 * 1,225 = 1,225 \text{ kg/m}^3$$

$\rho_{gásaterro}$ - Massa específica do gás de aterro

ρ_{ArSTP} - Massa específica do ar em condições standard de temperatura e pressão

Logo, a massa específica do gás de aterro é de aproximadamente 1,225 kg/m³ e, portanto, a vazão máxima de combustível do motor é de 226,15 kg/h (0,063 kg/s).

$$V_{Máx} = \left(\frac{FE}{HHV} \right) \times \rho_{gásaterro} = \left(\frac{2400}{13} \right) \times 1,225 = 226,15 \text{ kg/h}$$

FE - Fluxo de energia requerido pelo motor na condição nominal

Considerando que a vazão nominal da MTG C200 é de 57,85 kg/h (ver Tabela 3.18), a vazão máxima da máquina pode chegar até **3,91** vezes sua vazão nominal.

Devido à escassa informação experimental disponível na literatura especializada para a microturbina a gás C200 usando apenas syngas como combustível, foi necessário apelar à analogia do motor via dados disponíveis para a microturbina a gás C30 usando unicamente syngas. Kolanowski [9] estabelece que a microturbina a gás C30 opera com vazão nominal de 420 ft³/h (11,89 m³/h) quando alimentada com gás natural. Já Rabou et. al [22] garante que a mesma máquina pode receber até 25 m³/h quando alimentada unicamente com syngas. Logo, a vazão máxima suportada pelo motor, sob a premissa de uma massa específica constante, é de aproximadamente **2,10** vezes sua vazão nominal.

$$\text{Incremento}_{Vazão} = \frac{\dot{V}_{MáxRabou} \times \rho_{Syngas}}{\dot{V}_{Nom_Kolanowski} \times \rho_{GN}} = \frac{25}{11,89} = 2,10 \text{ vezes}$$

Durante o cálculo da vazão máxima do modelo de microturbina a gás sendo alimentada unicamente com syngas (seção 3.4) foi adoptado um **incremento médio de 3 vezes na vazão nominal** da máquina ($\sim(3,91+2,10)/2$) em relação a sua operação com gás natural.