

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ – UNIFEI

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

EM ENGENHARIA DE ENERGIA

**“PROJETO CONCEITUAL DE UMA PLANTA INDUSTRIAL DE
GERAÇÃO DE ELETRICIDADE A PARTIR DE CDR (1MWe)”**

Michael Corredor Marsiglia

Itajubá, Minas Gerais

Agosto 2019

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ – UNIFEI

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

EM ENGENHARIA DE ENERGIA

**PROJETO CONCEITUAL DE UMA PLANTA INDUSTRIAL DE
GERAÇÃO DE ELETRICIDADE A PARTIR DE CDR**

Michael Corredor Marsiglia

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

Área de Concentração: Exploração do uso racional de Recursos naturais e Energia.

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora
Co-orientador: Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade

Itajubá, Minas Gerais

Agosto 2019

Dedicatória

Dedico essa dissertação a toda minha família e amigos. Especialmente para minha mãe, quem tem sido exemplo de superação e orgulho para minha vida.

Agradecimentos

Agradeço primeiramente a Deus que me deu fortaleza nas adversidades.

Aos meus pais Lesmes Corredor e Elisa Marsiglia que me motivaram sempre a seguir quando as coisas se complicaram.

Ao professor Electo Silva por seu apoio, confiança e paciência durante tudo este tempo, por ter me recebido como seu orientado e por sua grande contribuição profissional.

Ao professor Rubenildo Andrade por seu apoio e orientação profissional.

Ao professor Arnaldo pela sua orientação profissional

Aos meus amigos colombianos que me ajudaram nas dificuldades e obrigado pelo seu apoio.

As amigadas que conheci no Brasil, especialmente aos moradores da república Barril de Glicose que se converteram na minha família e me ajudaram em todo momento.

RESUMO

O objetivo deste trabalho é propor e pré-dimensionar uma usina de geração elétrica a partir de Combustível Derivado de Resíduo (CDR) para uma capacidade de 1 MW_e, utilizando como ponto de partida os dados obtidos de uma planta piloto de produção de CDR com uma capacidade nominal de 500 kg/h e os resultados de testes experimentais de gaseificação que foram realizados no laboratório do NEST da Universidade Federal de Itajubá utilizando o ar como agente de gaseificação. Os resultados experimentais foram de grande utilidade para inferir e determinar as condições operacionais da planta que foi projetada. Tendo como finalidade determinar o desempenho do processo foram usadas informações de modelos matemáticos elaborados em trabalhos anteriores. Foi usada um modelo em CFD como ferramenta para projetar os reatores usados na usina de 1MW_e, analisando o processo em função da Razão de Equivalência (RE) na faixa de 0,25 até 0,45 e sua relação na composição do gás de síntese (CO, CH₄ e H₂) junto com o poder calorífico inferior do gás (*PCIg*). Foram analisados três cenários econômicos possível para determinar a viabilidade econômica do projeto da planta, variando a preço de venda da eletricidade (0,18 até 0,31 \$R/kWh), variando as taxas contratuais para a disposição do RSU de acordo ao tamanho do município e variando a taxa de juros na faixa de 5% até 10%. Concluiu-se que este projeto é viável para municípios pequenos (menos de 100.000 habitantes) por que foi onde se apresentou o maior VPL (R\$ 19.248.536) com uma TIR de 23,67% isto devido a que taxa para sua disposição é maior comparada com outros casos estudados.

Palavras-chaves:

Gasificação, co-corrente, leito fixo, dinâmica dos fluidos computacionais (CFD), combustível derivado de resíduos (CDR), Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Interna de Retorno (TIR)

ABSTRACT

The objective of this work is to propose and pre-dimension an electrical generation plant from Residue Derived Fuel (RDF) for a capacity of 1 MWe, using as a starting point the data obtained from a pilot plant of RDF production with a nominal capacity of 500 kg/h and the results of experimental tests of gasification that were performed in the NEST laboratory of the Federal University of Itajubá using air as gasification agent. The experimental results were very useful to infer and determine the operational conditions of the plant that was projected. In order to determine the performance of the process, information from mathematical models developed in previous studies was used. A CFD model was used as a tool to design the reactors used in the 1MWe plant, analyzing the process in function of the Equivalence Ratio (RE) in the range of 0.25 to 0.45 and its relationship in the composition of the synthesis gas (CO, CH₄ and H₂) along with the lower calorific power of the gas (PCIg). Three possible economic scenarios were analyzed to determine the economic viability of the plant project, varying the selling price of electricity (0.18 to 0.31 \$/kWh), varying the contractual rates for the disposal of MSW according to the size of the municipality and varying the inflation in the range of 5% to 10%. It was concluded that this project is viable for small municipalities (less than 100,000 inhabitants) because it was where the highest NPV (R\$ 19,248,536) with an IRR of 23.67% was presented due to the fact that the rate for its disposal is higher compared with other cases studied.

Keywords:

Gasification, downdraft, fixed bed, computational fluid dynamics (CFD), Residue Derived Fuel (RDF), Net Present Value (NPV), Internal Rate of Return (IRR)

Sumário

1	INTRODUÇÃO.....	13
1.1	Justificativa.....	14
1.2	Hipótese.....	15
1.3	Objetivos	16
1.3.1	Objetivo Geral	16
1.3.2	Objetivos Específicos.....	16
1.4	Escopo e estrutura da dissertação	17
2	REVISÃO BIBLOGRAFICA	18
2.1	Definição dos Resíduos Sólidos Urbanos	18
2.1.1	Situação dos RSU no Brasil	19
2.1.2	Caracterização dos RSU no Brasil.....	24
2.2	Produção do Combustível Derivado de Resíduos (CDR).....	26
2.2.1	Definição do CDR	26
2.2.2	Linha de Produção de CDR.....	27
2.3	Propriedades termoquímicas do CDR a partir dos RSU	32
2.4	Gaseificação	36
2.4.1	Agentes de gaseificação	39
2.4.2	Tipos de reatores.....	41
2.4.3	Composição do gás	47
2.4.4	Sistemas de Recuperação de Energia.....	Erro! Indicador não definido.
2.5	Análise técnico-econômica	Erro! Indicador não definido.
3	Planta piloto.....	56
3.1	Descrição da planta de produção de CDR (briquetagem).....	56
3.2	Descrição e caracterização do combustível.....	61
3.3	Descrição do Sistema de gaseificação e MCI	63
3.3.1	Gaseificador de Leito fixo.....	63
3.3.2	Motor de Combustão Interna.....	64
3.4	Testes de gaseificação	65

3.4.1	Calculo da vazão de ar em duplo estagio.....	65
3.4.2	Composição do gás produzido	69
3.5	Procedimento para a realização dos testes	70
3.5.1	Resultados dos testes experimentais de gaseificação em duplo estagio ...	71
3.5.2	Balanco de massa e energia do gaseificador de duplo estagio	75
3.6	Resultados planta piloto de briquetagem	83
3.6.1	Balanco de massa e energia da planta piloto de briquetagem	83
3.7	Problemas evidenciados durante os testes experimentais	87
3.7.1	Problemas na Usina de Briquetagem.....	87
3.7.2	Problemas durante os Testes de gaseificação.....	87
4	Metodologia do pré-dimensionamento da planta de 1MWe.....	88
4.1	Configuração da planta	89
4.2	Balancos de Massa e Energia da Planta 1MWe	95
4.2.1	Balanco de energia na Fornalha e no secador	95
4.2.2	Balanco de massa e energia do Sistema de Gaseificação	100
4.2.3	Pré-dimensionamento do reator.....	101
4.2.4	Conjunto Motogerador.....	106
4.3	Avaliação econômica da planta	107
4.3.1	Taxa mínima de atratividade (TMA).....	107
4.3.2	VPL (Valor Presente Líquido)	107
4.3.3	Taxa Interna de Retorno (TIR).....	108
4.3.4	Tempo de Retorno (Payback).....	109
4.3.5	Custo de Capital Fixo.....	109
4.3.6	Custo de operação e manutenção.....	110
4.3.7	Investimento total	110
4.3.8	Método do fator de potência aplicado a relação Planta/Capacidade	111
4.3.9	Custo nivelado de energia	112
5	Resultados	113
5.1	Comparação dos Resultados.....	113

5.1.1	Resultados termodinâmicos da planta de 1MW	115
5.1.2	Resultados termodinâmicos do modelo CFD	118
5.2	Avaliação Economica da planta	123
5.2.1	Receitas do projeto	123
5.2.2	Energia Gerada	124
5.2.3	Viabilidade econômica.....	125
6	Conclusões	132
7	Bibliografia.....	134
8	ANEXOS.....	143

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Distribuição de resíduos em países de renda baixa e média/alta [19].....	20
Figura 2.2 Taxa de economia informal brasileira em diferentes setores [14]	20
Figura 2.3. Destino final de RSU no Brasil (ton. / dia) pela ABRELPE [19].....	22
Figura 2.4. Arrecadação per capita com taxas e percentual de municípios que cobram a taxa de limpeza pública ou de coleta do RSU por região – 2016 [21].....	23
Figura 2.5. Processo típico de classificação de resíduos sólidos[25].	29
Figura 2.6. Fluxograma da geração de CDR [30].....	29
Figura 2.7. Propriedades físico-químicas de um combustível [33].	32
Figura 2.8. Relação entre a composição elementar e imediata de um combustível[6]...	33
Figura 2.9 Processo de gaseificação. Adaptado de [5]	36
Figura 2.10. Passos do processo de gaseificação. Adaptado de [48].....	37
Figura 2.11. Escala de potência térmica com vários tipos de gaseificadores [56]	42
Figura 2.12. Gaseificadores de leito fixo co-corrente [5].	44
Figura 2.13. Gaseificador tipo Imbert [62].....	45
Figura 2.14. Esquema geral da gaseificação em duplo estagio[63].....	46
Figura 2.15. Sistema de remoção de alcatrão OLGA[67].....	49
Figura 2.16. Diagrama de fluxo para a geração de energia a partir do CDR [65].....	50
Figura 2.17. Diagrama de Sankey do processo de cogeração [74].....	52
Figura 3.1. Esquema da planta piloto de produção de CDR[77].....	56
Figura 3.2. Ficha técnica da briquetadeira Mecânica de Pistão BL 65/210[77].....	57
Figura 3.3. Ficha técnica Trituradora LIPPEL TMF-3280 E[77].....	58
Figura 3.4. Ficha técnica ciclone FCL/750[77].....	59
Figura 3.5. Secador rotativo série SRL[77].....	60
Figura 3.6. Fornalha de combustão pirolítica[77].	61
Figura 3.7. CDR produzido na usina de briquetagem.....	62
Figura 3.8. Gaseificador de leito fixo de duplo estagio[79].....	63

Figura 3.9. Motor de Combustão Interna YANMAR BTD22 acoplado ao gaseificador	65
Figura 3.10. Esquema das placas de orifício do gaseificador[63].	66
Figura 3.11. Configuração das placas de orifício do gaseificador[63].	66
Figura 3.12. Sistema de análise de gases	70
Figura 3.13. Perfil de concentração de CO, CH ₄ e H ₂ , e <i>PCIg</i> durante os testes experimentais.	73
Figura 3.14. Perfis de temperatura do gaseificador de leito fixo.	74
Figura 3.15. Perfil de temperaturas no gaseificador durante os testes experimentais	75
Figura 3.16. Volume de controle do gaseificador.	76
Figura 3.17. Balanços de massa e energia da planta piloto (Briquetagem)	85
Figura 3.18. Diagrama de Sankey planta piloto (Briquetagem)	86
Figura 4.1. Fluxograma da metodologia para o projeto da planta	88
Figura 4.2. Fluxograma do Processo.	90
Figura 4.3. Diagrama geral da planta de geração (seção 1)	93
Figura 4.4. Diagrama geral da planta de geração (seção 2)	94
Figura 4.5. Esquema do fluxo de energia da fornalha	97
Figura 4.6. Balanço de energia do secador.	99
Figura 4.7. Esboço do leito do reator	104
Figura 4.8. Modelo CAD do reator proposto	105
Figura 4.9. Conjunto motogerador Jenbacher modelo J420 [98]	106
Figura 5.1. Comparação das concentrações volumétricas do gás CO, CH ₄ , H ₂ , entre os dados experimentais e modelo CFD para uma RE: 0,25	113
Figura 5.2. Comparação das concentrações volumétricas do gás CO, CH ₄ , H ₂ , entre os dados experimentais e modelo CFD para uma RE: 0,3	114
Figura 5.3. Comparação das concentrações volumétricas do gás CO, CH ₄ , H ₂ , entre os dados experimentais e modelo CFD para uma RE: 0,35	114
Figura 5.4. Concentração volumétrica do gás de síntese a partir em função da RE.	119
Figura 5.5. Perfis do PCI e da <i>η_{frio}</i> em função da relação de equivalência	120
Figura 5.6. Balanços de massa e energia geral da planta (1 MWe).	121

Figura 5.7. Diagrama de Sankey da planta de 1MWe	122
Figura 5.8. Energia total gerada ao longo dos 25 anos	124
Figura 5.9. Fluxo de caixa cenário 1	126
Figura 5.10. Valor presente líquido cenário 1	126
Figura 5.11. Análise de sensibilidade para o cenário 1	127
Figura 5.12. Fluxo de caixa cenário 2.....	128
Figura 5.13. Valor presente líquido cenário 2	128
Figura 5.14. Análise de sensibilidade cenário 2	129
Figura 5.15. Fluxo de caixa cenário 3.....	130
Figura 5.16. Valor presente líquido cenário 3	130
Figura 5.17. Análise de sensibilidade cenário 3	131

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1. Quantidades de RSU coletado adotadas pela ABELPE entre os anos 2016 e 2017[11].	21
Tabela 2.2. Número de municípios consultados na Pesquisa ABRELPE, a partir de 2008[17][19].	22
Tabela 2.3. Composição gravimétrica e elementar dos RSU [8][18][19].	25
Tabela 2.4. Composição gravimétrica do RSU nas principais cidades do Brasil entre 2001-2006 [2].	25
Tabela 2.5. Tipos de CDR segundo a ASTM[8].	26
Tabela 2.6. Propriedades termoquímicas do CDR.	35
Tabela 2.7. Listado das reações que ocorrem durante o processo da gaseificação [48][51].	39
Tabela 2.8. Comparação das agentes de gaseificação para a gaseificação de CDR [46].	40
Tabela 2.9. Tipos de gaseificadores[56].	42
Tabela 2.10. Composição do gás produzido em reatores de leito fixo [68][69].	48
Tabela 3.1. Análise elementar e imediata do CDR.	62
Tabela 3.2. Características do gaseificador de duplo estágio [79]	64
Tabela 3.3. Especificações do Motor [82].	64
Tabela 3.4. Vazão volumétrica de ar em duplo estágio	67
Tabela 3.5. Condições experimentais de gaseificação	69
Tabela 3.6. Concentração de CO, CH ₄ , H ₂ e PCIg	72
Tabela 3.7. Temperaturas ao longo do reator	74
Tabela 3.8. Fluxos mássicos e energéticos	82
Tabela 3.9. Composição do gás de síntese	82
Tabela 3.10. Consumo de potência dos componentes da planta[78].	84
Tabela 4.1. Propriedades físico-químicas da biomassa[90]	95
Tabela 4.2. Parâmetros de desenho do reator	105
Tabela 5.1. Parâmetros de entrada para o cálculo da planta.	116

Tabela 5.2. fluxos mássicos e energéticos da fornalha	117
Tabela 5.3. fluxos mássicos e energéticos do secador	117
Tabela 5.4. Equipamentos da planta de produção de CDR	118
Tabela 5.5. Fluxos mássicos e energéticos para um reator de 1400kWt	120
Tabela 5.6. Parâmetros para os cálculos econômicos	125
Tabela 5.7. Indicadores econômicos para o cenário 1	127
Tabela 5.8. Indicadores econômicos para o cenário 2	129
Tabela 5.9. Indicadores econômicos para o cenário 3	131

LISTA DE ABREVIACÕES E SIMBOLOS

ABREVIACÕES

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ABRELPE	Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ASTM	Sociedade Americana de Testes e Materiais
CFD	Computational Fluid Dynamics
CF	Carbono Fixo
CDR	Combustível Derivado de Resíduo
CEMIG	Companhia Energética de Minas Gerais
CHAR	Resíduo Sólido Carbonáceo
CGE	Eficiência a fio de Gaseificação
COFINS	Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social
EU	União Europeia
FCR	Taxa de Consumo de Combustível
GET	Global Energy Telecom
IEA	International Energy Agency (Agência Internacional de Energia)
IGCC	Integrated Gasification Combined-Cycle

LCOE	Levelized Cost of Electricity (Custo Nivelado de Energia)
MCI	Motor de Combustão Interna
MBC	Verificação do Balanço de Massa
NEST	Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída
PAYBACK	Tempo de Retorno do Investimento
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PIS	Programa de Integração Social
PNA	Plano Nacional de Energia
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
RDF	Refuse Derived Fuel (Siglas em Inglês para o CDR)
SGR	Taxa de Gaseificação Especifica
TIR	Taxa Interna de Retorno
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
VPL	Valor Presente Líquido

SÍMBOLOS

A	Cinzas
C	Carbono
CH ₄	Metano
CO ₂	Dióxido de Carbono
CO	Monóxido de Carbono
C _P	Calor Específico
C _{FC}	Custo de Capital Fixo
C _C	Custo de Contingência
C _{OP}	Custo de capital de operação
\dot{m}_b	Vazão mássica de CDR
\dot{m}_{ar}	Vazão mássica de ar
\dot{m}_{cinzas}	Vazão mássica das cinzas
\dot{m}_{gas}	Vazão mássica de gás gerado
E_{CDR}	Energia contida no CDR
E_{ar}	Energia contida no ar
E_{perdas}	Energia perdida
$E_{gás}$	Energia contida no gás

η	Eficiência
T	Temperatura
O ₂	Oxigênio
H ₂ O	Água
H ₂	Hidrogênio
N ₂	Nitrogênio
S	Enxofre
P	Potência
Q	Calor
W	Umidade

CAPÍTULO 1

1 INTRODUÇÃO

Na atualidade o tratamento de resíduos sólidos urbanos (RSU) e sua disposição final apresentam um soa principais problemas ambientais da humanidade. Com o crescimento das cidades vem ocorrendo um aumento significativo da quantidade e da diversidade dos RSU acrescentando o consumo energético e como consequência aumentando a dependência de diferentes tipos de combustíveis principalmente das fontes fósseis.

Uma pesquisa da Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais (ABRELPE), indica uma geração de RSU por ano de 78,4 milhões de toneladas no país para o ano 2017. o que demonstra um aumento em cerca de 1% em relação a 2016. A quantidade do resíduo coletado em 2017 foi de 71,6 milhões de toneladas, registrando um índice de cobertura de coleta de 91,2% para o país, o que evidencia que 6,9 milhões de toneladas de resíduos não foram objeto de coleta e, conseqüentemente, tiveram destino impróprio[1]. No tocante à disposição final dos RSU coletados, o panorama do ano 2017 não registrou avanços em relação ao cenário do ano anterior, mantendo praticamente a mesma proporção entre o que segue para locais adequados e inadequados, com cerca de 42,3 milhões de toneladas de RSU, ou 59,1% do coletado, dispostos em aterros sanitários. O restante, que corresponde a 40,9% dos resíduos coletados, foi despejado em locais inadequados por 3.352 municípios brasileiros, totalizando mais 29 milhões de toneladas de resíduos em lixões ou aterros controlados, que não possuem o conjunto de sistemas e medidas necessários para proteção do meio ambiente contra danos e degradações, com danos diretos à saúde de milhões de pessoas.

A ausência de áreas adequadas para a disposição final do RSU é um problema que o Brasil vem enfrentado, esse problema pode ser reduzido por meio da geração de energia a partir dos RSU e de outras fontes ambientalmente mais adequadas [2][3].

Neste cenário, as fontes de energias renováveis e com menos poluentes como a energia solar, eólica e biomassa e a proveniente do biogás vem ter uma prioridade maior. Uma tecnologia usada para o tratamento do RSU é a incineração ajudando amplamente na sua disposição. Mas esta tecnologia apresenta uma grande desvantagem a qual é a emissão de gases poluentes ao ambiente[4]. O processo de incineração libera gases como dioxinas, particulados e precursores da chuva ácida (NO_x, SO_x), sendo alto os custos remoção

destes compostos [5]. Uma das alternativas menos exploradas, que tem um alto potencial para o aproveitamento dos RSU, é a gaseificação, com aplicação preferencial em conglomerados urbanos pequenos e médios. A tecnologia de gaseificação é uma forma de conversão de energia onde é possível a utilização de materiais residuais para geração de potência. O processo de gaseificação produz um gás de baixo poder calorífico inferior (PCI) na faixa de 4 e 13 MJ/Nm³[6], entretanto com a utilização de outros agentes de gaseificação como o vapor e oxigênio pode-se melhorar a qualidade desse gás e utilizá-lo em motores ou turbinas a gás para a geração de energia elétrica[7].

Um dos principais proveitos da gaseificação e seu potencial uso em zona isoladas. Além disso, esta tecnologia pode ser utilizada de uma forma muito mais eficiente em relação a incineração, porque as temperaturas de operação são menores, razão pela qual os poluentes desprendidos no processo de gaseificação são menores do que a incineração. Desta forma, pode representar uma tecnologia mais eficiente desde o ponto de vista energético e muito mais amigável com o meio ambiente se é comparada com a incineração, contudo a gaseificação vem ganhando interesse nos últimos anos[8].

1.1 Justificativa

Para diminuir a quantidade de RSU destinado aos aterros sanitários e os altos custos associados as tecnologias tradicionais como a incineração. A gaseificação se apresenta como uma ótima alternativa para a geração de energia. Há evidencia que o gás gerado é mais fácil de manipular do que os resíduos sólidos o que ajudaria bastante ao desenvolvimento desta tecnologia para o aproveitamento energético dos RSU[9].

A gaseificação é a conversão de um combustível geralmente sólido em gases combustíveis através de reações termoquímicas: pode ser definida como uma oxidação parcial de um combustível na presença de uma quantidade de oxidante menor que aquele necessário para a combustão estequiométrica. A matéria orgânica é convertida principalmente em monóxido de carbono, hidrogênio e menores quantidades de metano embora o gás pobre esteja geralmente contaminado por material particulado e alcatrão[10].

O combustível derivado de resíduos (CDR); é o produto da separação adequada dos rejeitos com um poder calorífico alto, aceitável utilizado para fins de uso como combustível, por que oferece homogeneidade, permitindo uma maior otimização na

reutilização dos materiais. Segundo Bundschuh [11], o CDR tem maior potencial energético com relação à os RSU devido a seu alto poder calórico (20,2 MJ/kg)[12].

Vários trabalhos publicados descrevem o processo de produção do CDR[13], caracterizando o CDR em termos de análise elementar e imediata[9][12]. Outros trabalhos estudam o potencial energético do CDR apresentando resultados sobre o processo de gaseificação, usando diferentes tipos de reatores e do mesmo modo utilizando diferentes agentes de gaseificação (ar, vapor e oxigênio), fornecendo resultados suportados e comparados com trabalhos experimentais[14].

Neste trabalho de pesquisa se apresenta o projeto de uma planta de geração de energia elétrica. Começando desde a etapa de pré-tratamento e produção do CDR até a geração de energia, a partir de resultados experimentais prévios. Para determinar a viabilidade se realizara uma avaliação técnica e econômica.

1.2 Hipótese

É possível gerar 1MW_e de energia de forma eficiente, viável no ponto de vista econômico e energético, a partir do combustível derivado de resíduos (CDR), numa planta de geração elétrica com o conjunto gaseificador acoplado a um motor de combustão interna (MCI). Levando em consideração que na atualidade no mundo existem 94 plantas que usam a tecnologia da gaseificação para o aproveitamento energético do CDR a partir de CDR, com uma capacidade entre 8000 – 300,000 toneladas/ano de resíduo sólido[15].

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo Geral

Fazer o projeto conceitual de uma planta industrial de geração de eletricidade utilizando a tecnologia de gaseificação a partir de combustível derivado de resíduo, com uma capacidade de 1MW_e.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Identificar os diferentes processos pelos quais passa o RSU até a geração de eletricidade.
- Caracterizar o CDR, como insumo de uma planta de gaseificação para gerar energia elétrica por meio de MCI
- Realizar o balanço de massa e energia de uma planta piloto de produção de briquetes de CDR.
- Avaliar os resultados dos testes de gaseificação em duplo estágio com os briquetes de CDR produzidos na planta piloto de briquetagem dos laboratórios do NEST/UNIFEI, os quais serviram de ferramenta para o projeto da planta.
- Realizar os cálculos termodinâmicos para determinar e selecionar os equipamentos do projeto da planta.
- Realizar uma análise técnico-econômica, analisando vários cenários econômicos a fim de determinar a viabilidade do projeto.

1.4 Estrutura da dissertação

No Capítulo 1 é apresentada uma introdução ao tema dos RSU e sua potencialidade como recurso energético, assim como algumas considerações iniciais referentes ao tema da geração de energia elétrica através da conversão de RSU para CDR. São explicitados os objetivos específicos que se pretendem atingir com o desenvolvimento da pesquisa.

No Capítulo 2 é realizada uma revisão bibliográfica da situação atual dos RSU no Brasil, as etapas de pré-tratamento que é submetido o resíduo para sua conversão em CDR, as tecnologias existentes para a geração elétrica. São também apresentados alguns estudos onde é usado o sistema gaseificador de leito fixo co-corrente com MCI e várias pesquisas com análises de viabilidade econômica.

No Capítulo 3 são apresentados os resultados dos testes experimentais que foram realizados com a planta piloto atual, junto com os testes de gaseificação realizados no NEST, incluindo os respectivos balanços de massa e energia.

No Capítulo 4 apresenta-se a metodologia para o projeto da planta de 1 MW_e.

No capítulo 5 são apresentados os resultados obtidos: balanços de massa e energia do processo junto com a análise de viabilidade econômica.

No Capítulo 6 se apresentam as conclusões da dissertação e as recomendações para os trabalhos futuros

CAPÍTULO 2

2 REVISÃO BIBLOGRAFICA

Neste capítulo se apresenta uma revisão da situação dos resíduos sólidos no Brasil e sua potencialidade para a geração de energia. São apresentadas as principais etapas aos quais é submetido o resíduo desde sua caracterização até a conversão em CDR e sua posterior conversão em geração de energia.

2.1 Definição dos Resíduos Sólidos Urbanos

Conforme a norma NBR 10004:2004 da ABNT (Associação Brasileira de Normas Técnicas), os resíduos sólidos são definidos como aqueles materiais nos estados sólido e semissólido, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, de serviços, de varrição e agrícola. De forma geral os Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) são classificados em três categorias:

- Resíduos Classe I - Perigosos: resíduos sólidos ou mistura de resíduos que, em função de suas características de inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade e patogenicidade, podem apresentar riscos à saúde pública, provocando ou contribuindo para um aumento de mortalidade ou incidência de doenças e/ou apresentam efeitos adversos ao meio ambiente, quando manuseados ou dispostos de forma inadequada.
- Resíduos Classe II - Não Inertes: resíduos sólidos ou mistura de resíduos sólidos que não se enquadram na Classe I (perigosos) ou na Classe III (inertes). Estes resíduos podem ter propriedades tais como: combustibilidade, biodegradabilidade, ou solubilidade em água.
- Resíduos Classe III - Inerte: resíduos sólidos ou mistura de resíduos sólidos que, submetidos a testes de solubilização, não tenham nenhum de seus constituintes solubilizados em concentrações superiores aos padrões de potabilidade de águas, excetuando-se os padrões: aspecto, cor, turbidez e sabor. Como exemplo destes materiais podemos citar rochas, tijolos, vidros e certos plásticos e borrachas que não são decompostos prontamente[16].

Segundo Menezes [14] os resíduos sólidos urbanos (RSU) são atrativos do ponto de vista energético e econômico comparados com outras biomassas, como, por exemplo, o bagaço

de cana de açúcar e pinus pois, contrariamente a estes, o RSU não necessita de custos de manuseio para sua produção, não é afetado por variações climáticas e não necessita de tempo para que esteja disponível para fins energéticos, podendo oferecer, contudo, os mesmos produtos no mercado, normalmente eletricidade, calor e biocombustíveis.

2.1.1 Situação dos RSU no Brasil

De acordo com a legislação brasileira, os municípios brasileiros são os responsáveis pela gestão dos resíduos sólidos com algumas exceções, como os Resíduos Sólidos Industriais. Visto que cerca de 80% da população do país vive em cidades, e que este setor de saneamento é o que demanda mais recursos, tanto financeiros quanto humanos, pode-se entender a grande importância do assunto[2]

As projeções para o Brasil resultam da somatória das projeções de cada uma das regiões do país, apresentadas nos itens a seguir, cujas tabelas e gráficos se referem a dados de 2015 comparando-os às informações do ano anterior.

Segundo Medina [17] no Brasil ao longo dos anos a geração de resíduos sólidos urbanos de RSU vem aumentando. Entre os anos de 2014 e 2015, houve um aumento de 1,7% na geração de RSU, o que resultou em um valor médio de 1,07 kg por pessoa por dia em 2015. No Brasil as pesquisas mostram um total anual de 79,9 milhões de toneladas no país, configurando um crescimento a um índice inferior ao registrado em anos anteriores. A comparação entre a quantidade de RSU gerada e o montante coletado em 2015, que foi de 72,5 milhões de toneladas, resulta em um índice de cobertura de coleta de 90,8% para o país, o que leva a cerca de 7,3 milhões de toneladas de resíduos sem coleta no país e, conseqüentemente, com destino impróprio[18].

De acordo com Oliveira [19] as taxas de geração de resíduos sólidos urbanos (RSU) tem forte influência do desenvolvimento econômico, níveis de industrialização, hábitos de consumo e clima local. Em geral, quanto maiores as taxas de desenvolvimento econômico e urbanização, maiores são as quantidades de resíduos produzidos. O nível de renda e a urbanização tem grande influência já que à medida que o nível de renda e os padrões de qualidade de vida aumentam, o consumo de bens e serviços aumenta e, portanto, a geração de resíduos aumenta. Os moradores das áreas urbanas produzem duas vezes mais desperdício do que aqueles que vivem nas áreas rurais. A Figura 2.1 mostra como a

disposição de resíduos é distribuída em países de baixa renda em países de renda média/alta.

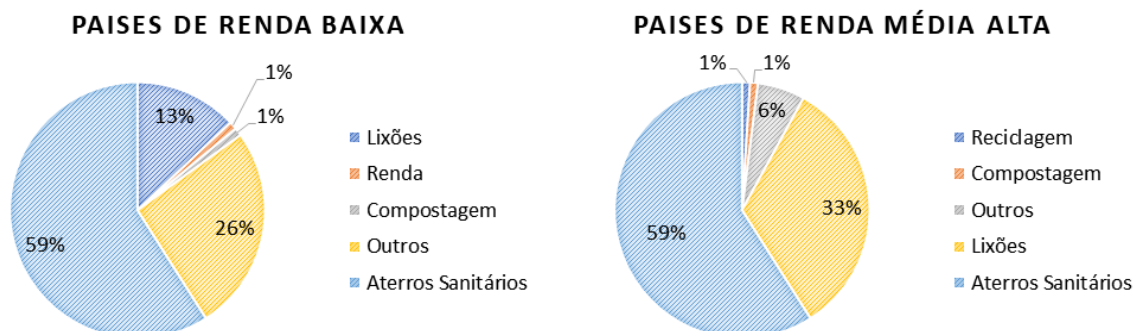


Figura 2.1. Distribuição de resíduos em países de renda baixa e média/alta [19].

A discussão sobre o aproveitamento energético de RSU no Brasil esbarra em questões ligadas as incertezas quanto às emissões lançadas no meio ambiente e a disputa da matéria-prima com catadores de materiais recicláveis, que tem influência indireta sobre a recuperação energética de RSU, como a taxa de economia informal no país, que representa cerca 16,8% do PIB, podendo chegar a valores maiores em setores diferentes da economia como: a indústria, o setor serviços, o comércio e a construção conforme mostrado na Figura 2.2.

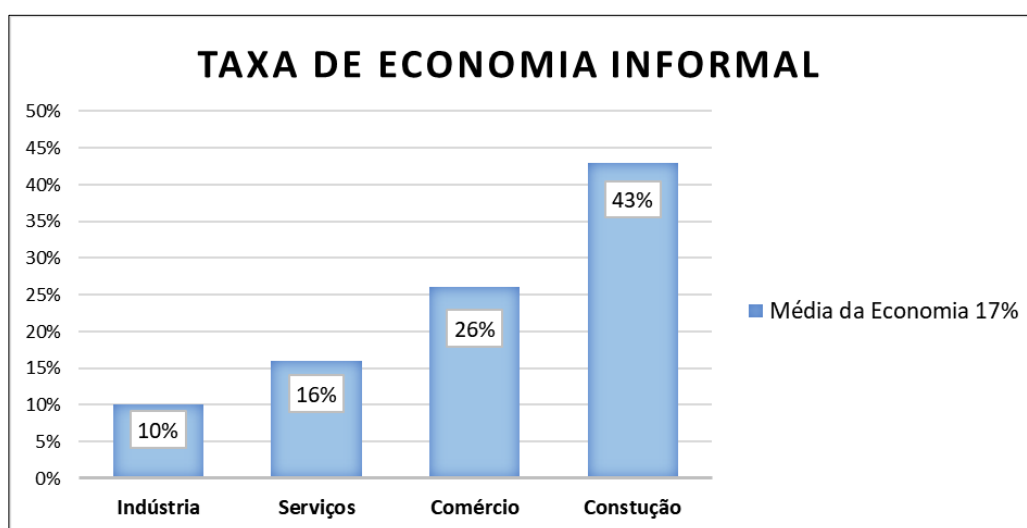


Figura 2.2 Taxa de economia informal brasileira em diferentes setores [14]

Há diversos exemplos da utilização de tecnologias disponíveis comercialmente para o aproveitamento energético de RSU, com estágios bem maduros de evolução em outros países, tais como da União Europeia (conglomerado de 28 países), Japão e Estados

Unidos, que assim como o Brasil, possuem rigorosas restrições quanto aos níveis de emissões geradas por estes empreendimentos, tendo estes países, no entanto, estabelecido uma hierarquia para destinação dos resíduos que minimiza os danos causados ao meio ambiente, além de ter criado condições e incentivos que permitem a viabilidade econômica dos empreendimentos [14].

De acordo com a ABRELPE quantidade de RSU coletados em 2017 (Tabela 2.1) cresceu em todas as regiões em comparação ao ano anterior, e manteve uma cobertura um pouco acima de 90%. A região Sudeste continua respondendo por cerca de 53% do total de resíduos coletados, e apresenta o maior percentual de cobertura dos serviços de coleta do país[1] [18].

Tabela 2.1. Quantidades de RSU coletado adotadas pela **ABELPE** entre os anos 2016 e 2017[11].

<i>REGIÕES</i>	<i>2016</i>	<i>2017</i>	<i>Porcentagem de crescimento [%]</i>
	<i>RSU total (t/dia)</i>	<i>RSU total (t/dia)</i>	
<i>Norte</i>	12.500	12.705	1,64
<i>Nordeste</i>	43.555	43.871	0,72
<i>Centro-Oeste</i>	14.175	14.406	1,62
<i>Sudeste</i>	102.620	103.741	1,09
<i>Sul</i>	20.987	21.327	1,62
<i>BRASIL</i>	193.637	196.050	1,24

Desde o ano 2008, a análise dos dados referentes aos resíduos sólidos urbanos teve por base apenas a Pesquisa ABRELPE, realizada diretamente com alguns municípios, e a extrapolação dos dados para o cenário nacional após tratamento estatístico próprio. A Tabela 2.2 apresenta a quantidade de municípios consultados em cada ano de divulgação do Panorama dos resíduos sólidos no Brasil.

Segundo apresenta Oliveira [19] a perspectiva de Resíduos Sólidos Brasileiros de 2016, publicada pela ABRELPE é mostrado na Figura 2.3 indicando a quantidade de RSU coletado em toneladas por dia, das quais o 58,3% são destinados a aterros sanitários, 24,3% “aterros controlados” e 17,4% a instalações sanitárias insalubres (lixões). aterros sanitários. Esta publicação também revela que, dos 5570 municípios brasileiros, apenas 2226 estão depositando seus resíduos em aterros, 1775 em “aterros controlados” e 1569 em aterros sanitários.

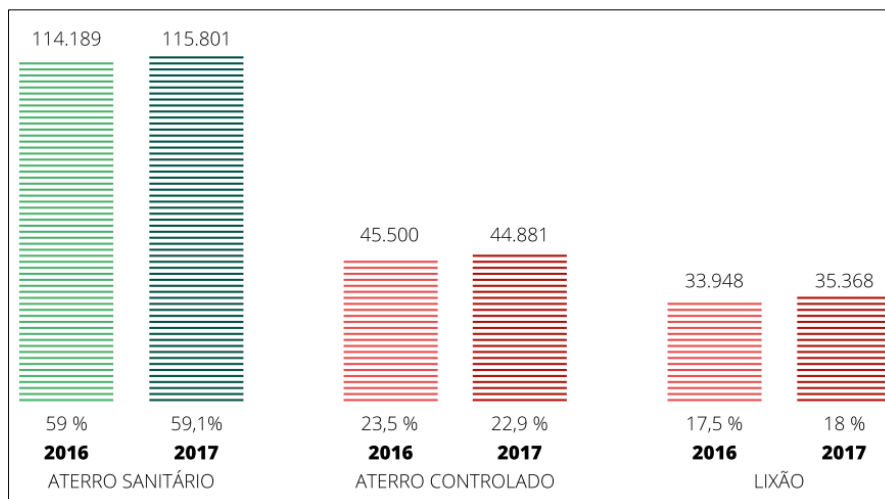


Figura 2.3. Destino final de RSU no Brasil (ton. / dia) pela ABRELPE [19].

Na Tabela 2.2, é apresentada a quantidade de municípios consultados pela ABRELPE entre os anos de 2008 e 2014. Como universo possível para análise, atualmente existem no Brasil 5.575 municípios, o que representa que são consultados em média aproximadamente 6,8% do total de municípios[18].

Tabela 2.2. Número de municípios consultados na Pesquisa ABRELPE, a partir de 2008[18][20].

<i>Ano de Divulgação</i>	<i>Municípios Consultados pela Pesquisa ABRELPE</i>
2008	352
2009	364
2010	350
2011	400
2012	401
2013	404
2014	400

Conforme o apresentado pela Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais, o correto gerenciamento de RSU, em ordem de prioridade, consiste nas seguintes etapas: não geração, redução, reutilização, reciclagem, tratamento de resíduos sólidos e disposição adequada do lixo. A partir dessa estrutura, o tratamento adequado dos resíduos sólidos pode ser destacado. Atualmente, existem diferentes métodos que podem ser usados para este tratamento, como tratamentos mecânicos, usinas de reciclagem e produção de CDR, tratamento bioquímico (biodigestão anaeróbia, compostagem e biogás) e tratamentos térmicos (incineração, pirólise, gasificação e plasma) [17].

2.1.1.1 Taxa para a disposição de RSU

A coleta de resíduo sólido e a limpeza urbana são serviços públicos de alto custo e são passíveis e devem financiados por meio de taxas[20]. No ano 2015 o Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) o 46,4% dos municípios brasileiros não realizam a cobrança da taxa de coleta dos resíduos sólidos ou da taxa de limpeza urbana. A situação é particularmente crítica no Nordeste, onde só o 22,6% das cidades cobraram taxas pela prestação desses serviços. Como é a região brasileira que conta com maior número de municípios (1.793), a baixa assiduidade na cobrança dessas taxas influencia fortemente a média nacional. Segundo apresenta o relatório do Frente Nacional de Prefeitos (FNP) na figura a baixa utilização dessas taxas no Nordeste contribuiu para que a arrecadação per capita tenha sido de apenas R\$ 18,93, em 2016, o que equivale a menos da metade da média nacional, que naquele ano foi de R\$ 38,25 por habitante. O oposto desse quadro é observado nas regiões Sul e Sudeste. Na primeira, mais de 90% dos seus 1.191 municípios haviam cobrado taxas para a limpeza pública ou para a coleta de resíduos sólidos em 2015. Em toda a região, apenas 116 ainda não faziam uso do instrumento para o financiamento desses serviços. Não por acaso, na região, a arrecadação per capita equivaleu, em 2016, a R\$ 64,05, a mais elevada no Brasil [21].

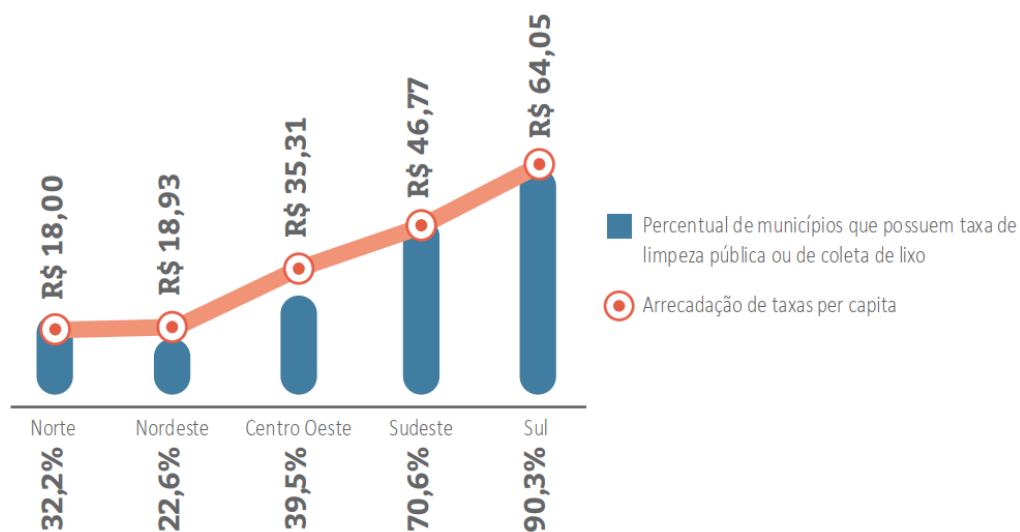


Figura 2.4. Arrecadação per capita com taxas e percentual de municípios que cobram a taxa de limpeza pública ou de coleta do RSU por região – 2016 [21].

2.1.2 Caracterização dos RSU no Brasil

De acordo com Pasqual [22] as características dos RSU são influenciadas por vários fatores como: número de habitantes, poder aquisitivo, nível educacional, hábitos e costumes da população; condições climáticas e sazonais; A mudanças na política econômica de um país também influenciam na composição dos resíduos sólidos de uma comunidade.

Como expõe Beyene [23] vários países de baixa e média renda geram principalmente RSU contendo alto teor orgânico / biodegradável, que pode ser usado na conversão energética. As características físicas dos resíduos, como tamanho, densidade e umidade são cruciais para seu aproveitamento; O lixo orgânico de menor tamanho decompõe-se rapidamente e vice-versa. A alta densidade compromete a decomposição mais rápida em comparação com resíduos de menor densidade que significam mais materiais combustíveis (papel, papelão, plásticos)[24]. O alto teor de umidade torna os resíduos orgânicos mais adequados para digestão anaeróbica e a produção de gás de aterro sanitário. Por exemplo, um grande conteúdo de resíduos alimentares, resíduos de cozinha e restos de residências, restaurantes, cafeterias, refeitórios de fábrica e mercados são categorizados como uma fração orgânica de resíduos sólidos urbanos RSU devido à sua alta umidade e alta biodegradabilidade.

Quando se realiza a caracterização dos RSU em um município, deve-se definir bem os objetivos desta caracterização. Normalmente, o principal objetivo é planejar a forma de disposição final mais adequada a ser aplicada aos resíduos sólidos gerados em uma determinada comunidade; ou viabilizar a implantação de algum sistema de tratamento, como por exemplo a compostagem a partir dos resíduos sólidos orgânicos; e avaliar a viabilidade do aproveitamento do material inorgânico para instalação de usina de triagem e posterior venda dos materiais recicláveis. Esta caracterização é feita no destino final dos resíduos sólidos[22]. A composição gravimétrica e elementar dos RSU coletados no Brasil são apresentados na Tabela 2.3.

Tabela 2.3. Composição gravimétrica e elementar dos RSU [8][19][20].

<i>Materiais</i>	<i>Composição gravimétrica</i>	<i>Composição Elementar</i>					<i>Cinzas</i>	<i>PCI [MJ/kg]</i>
		<i>C</i>	<i>H</i>	<i>O</i>	<i>N</i>	<i>S</i>		
Metais	3,5%	5	1	4	0	0	91	0
Papel, papelão e tetrapak	14%	44	6	44	0	0,2	6	13,22
Plástico	13%	60	7	23	0	0	10	26,18
Vidro	3%	0,5	0,1	0,4	0,1	0	98,9	0
Matéria orgânica	42%	48	6,4	37,6	2,6	0,4	5	1,719
Outros	27%	26,3	3	2	0,5	0,2	68	4,395
Total	100%	34,7	4,4	25	1	0,2	34,8	10,46

A Tabela 2.4, indica a composição gravimétrica das principais cidades brasileiras. Pode-se observar que existem variações consideráveis dos RSU para cada cidade. Essa alteração pode ser explicada devido à influência de fatores socioeconômicos e culturais do país e região.

Tabela 2.4. Composição gravimétrica do RSU nas principais cidades do Brasil entre 2001-2006 [2].

<i>Cidade</i>	<i>Percentual dos componentes do RSU (%)</i>						
	<i>Ano</i>	<i>Orgânicos</i>	<i>Papel</i>	<i>Plástico</i>	<i>Metal</i>	<i>Vidro</i>	<i>Outros</i>
São Paulo	2003	60,1	11,1	16,8	2,2	1,8	8,0
Porto Alegre	2002	44,6	10,9	11,8	4,0	2,9	25,3
Rio de Janeiro	2006	62,1	14,8	14,7	1,6	1,8	2,8
Belo Horizonte	2004	62,6	9,5	10,9	2,3	2,7	11,8
Salvador	2003	54,7	5,3	12,8	1,7	1,9	23,7
Curitiba	2006	48,8	19,8	9,9	2,9	4,2	14,4
Manaus	2001	48,8	18,9	18,5	3,6	2,2	8,0

Como foi descrito anteriormente o RSU contém uma grande variedade de materiais entre eles, os resíduos de matéria orgânica. Esses elementos podem ser separados e ser transformados em um combustível com uma melhor qualidade, neste caso de estudo particular em combustível derivado de resíduos (CDR) que será o combustível para o projeto da usina. A seguir se descreve o processo de produção do CDR.

2.2 Produção do Combustível Derivado de Resíduos (CDR)

2.2.1 Definição do CDR

O combustível derivado de resíduos (CDR) refere-se à fração com alto poder calórico segregada do processamento de RSU. No entanto o termo CDR não tem uma definição reconhecida na Europa e, por conseguinte, não é usado em toda a união europeia. Por esta razão, diferentes frações dos resíduos separados nos processos mecânicos são chamados como CDR. Outro termo que também é usado na indústria europeia é o combustível recuperado de resíduos (CRR)[25].

O CDR compreende uma grande variedade de materiais, dentre deles a matéria orgânica do RSU os plásticos biodegradáveis e resíduos agrícolas. A transformação de resíduos em combustíveis derivados de resíduos atende a dois propósitos principais: reduzir o volume de resíduos em aterros sanitários e fornecer combustíveis alternativos às indústrias que fazem uso intensivo de energia. O CDR tem demonstrado que é um substituto eficaz para combustíveis fósseis, pois apresenta baixo custo de produção e um poder calorífico significativo[26].

Atualmente segundo a (ASTM, 2006) existem sete diferentes tipos de CDR, também conhecidos como RDF (Refuse Derived Fuel) siglas em inglês, os mesmos são apresentados na Tabela 2.5.

Tabela 2.5. Tipos de CDR segundo a ASTM[8].

<i>Tipo de Combustível</i>	<i>Definição (ASTM)</i>
<i>RDF 1</i>	RSU sem componentes com grandes tamanhos
<i>RDF 2</i>	RSU sem metais ferrosos ou abrasivos.
<i>RDF 3 (Fluff RDF)</i>	RSU sem metais, vidros e inorgânicos (95 % em peso passam através de uma peneira de malha-2).
<i>RDF 4 (Dust RDF)</i>	RSU pulverizado (95%em peso passa através uma peneira de malha -10).
<i>RDF 5 (d-RDF)</i>	RSU densificado (com densidade acima de 600 kg/m ³ na forma de pellets ou briquetes).
<i>RDF 6</i>	RDF liquido
<i>RDF 7</i>	RDF gasoso

Os CDR possuem diferente aspecto de acordo a sua forma física como: CDR desagregado, pellets e briquetes.

- CDR desagregado: material solto, de baixa densidade, que tem a característica de se transportável pelo ar.

- Pellets: CDR produzido por aglomeração de material solto em cubo, disco ou cilindro. O diâmetro ou seu equivalente é geralmente inferior a 25 mm.

- Briquetes: bloco ou cilindro de CDR produzido por aglomeração de material solto. O diâmetro ou seu equivalente é superior a 45 mm. Os briquetes serão usadas nosso projeto da planta. Segundo a revisão da literatura devido a sua forma geométrica se ajusta melhor para a gaseificação em reatores de leito fixo[27].

Além dos CDR existem Combustíveis Derivados de Plásticos (PDF) e Combustíveis Derivados de Papel e plástico (PFP). A composição química e física dos RSU, utilizados como matéria-prima irá influenciar na qualidade final dos CDR a sua qualidade final, sobretudo no que se refere ao seu conteúdo em substâncias poluentes.

A continuação apresenta-se uma descrição das operações do processo de produção de CDR a partir de RSU.

2.2.2 Linha de Produção de CDR

Como expõe Hernandez [25], a linha de produção de CDR tem várias operações organizadas em série, com o objetivo de separar os componentes recicláveis e condicionar a matéria combustível, a fim de obter um CDR de certas características. Assim, cerca de 20% a 40% do RSU original é separado na forma de materiais recicláveis e umidade. Este tipo de processo compreende etapas de tratamento sucessivas de triagem, trituração, redução de tamanho, classificação, separação, secagem e densificação.

Embora a maioria dos processos para produção de CDR sejam semelhantes, a ordem na qual esses estágios são organizados se diferencia, dependendo do tipo de resíduo tratado, dos alvos de reciclagem de cada planta e de como o equipamento disponível se encaixa para obter maior eficiência. A Figura 2.5 mostra um fluxograma típico de um processo de separação de resíduos sólidos que é usado para produzir CDR[28].

2.2.2.1 Separação primária

Após a coleta, o RSU é transportado para a instalação e descarregado em um depósito de recebimento. O resíduo é levado para a separação primária, na qual os trabalhadores separam manualmente todos os potenciais materiais recicláveis, que são constituídos por plásticos e metais não ferrosos, que poderiam ser comercializados[29]. De acordo com o fluxograma da Figura 2.6 a separação primária é a etapa mais importante do processo de pré-tratamento, pois é onde os recicláveis são separados, principalmente os metais, que podem danificar os equipamentos nas etapas seguintes. No mesmo processo de separação primária, todos os rejeitos não recicláveis são separados e levados para o aterro sanitário. Após a separação primária, os materiais ferromagnéticos (ferro e aço) são separados por equipamentos eletromagnéticos e o restante material orgânico e papel são enviados para a próxima seção (tratamento mecânico)[30].

2.2.2.2 Tratamento mecânico

De forma geral o processo de tratamento mecânico de conversão de CDR (Figura 2.6) consiste na triagem, peneiramento, secagem, redução de tamanho (trituração e picagem), briquetagem e armazenamento, a fim de melhorar as características de manuseio e homogeneidade do material. Os principais benefícios dos briquetes melhorados de CDR são composição física e química mais homogênea, menor teor de umidade, maiores valores de calorias (PCI 15,0-25,0 MJ/kg), menores emissões de poluentes, menor teor de cinzas e armazenamento e manuseio mais fáceis e econômicos [30].

- Triagem

Para que qualquer tratamento de resíduos sólidos tenha sucesso, é necessário separar o mesmo considerando suas características físico-químicas. Quanto melhor a separação desses resíduos, maior será o seu valor agregado. Em muitos processos de tratamento, a viabilidade técnica do projeto, depende basicamente desse fator. Para a recuperação dos resíduos a forma de operação mais primitiva é a separação manual ou catação. Na atualidade foram sendo inseridos no processo de triagem equipamentos com utilização de diversas tecnologias com maior ou menor grau de sofisticação. No entanto esses processos por mais modernos e automatizados que sejam ainda contam com o expediente da triagem manual em maior ou menor intensidade em algum momento do processo[5].

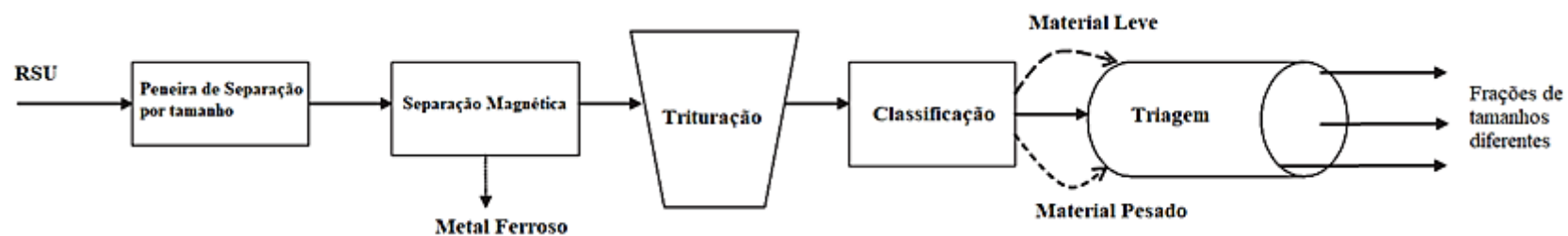


Figura 2.5. Processo típico de classificação de resíduos sólidos[25].

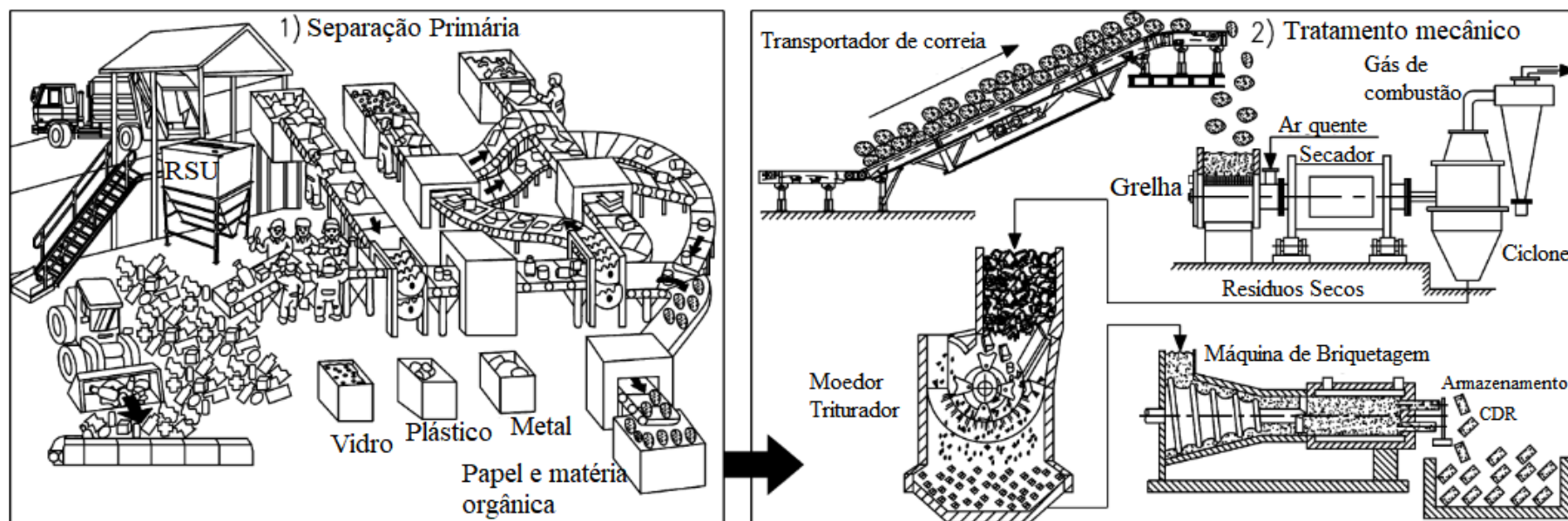


Figura 2.6. Fluxograma da geração de CDR [30].

De acordo com Nasner [8] para um estudo de caso, propõe se fazer uma triagem manual, indicada para cidades pequenas (população menor que 100.000 habitantes) onde o volume de produção não justifica uma central automatizada. A operação consiste em coletar os diversos materiais sólidos (plásticos, papel, orgânicos, todos resíduos com baixa gravidade) com alto poder calorífico, que são retirados do RSU, na fase de segregação, para posteriormente ser triturados e processados de forma a se obter um composto combustível de características padronizadas, nomeado CDR.

- Secagem

O processo de secagem tem como finalidade a diminuição do teor de umidade do RSU, através da evaporação. O tipo de processo de secagem depende do tipo de resíduo, da sua composição química e das características físicas do produto desejado[8]. Considerações, tais como, teor inicial de umidade do material e teor final de umidade que o material pode chegar (umidade de equilíbrio), a composição do resíduo, a umidade relativa do lugar, a velocidade e a temperatura do ar são os parâmetros que permitem determinar a eficiência do processo de secagem[31].

O teor de umidade no CDR é um ponto relevante no processo de combustão ou gaseificação, sendo que alguns estudos demonstram uma redução na eficiência da combustão devido ao aumento do teor de umidade no CDR, assim como a sua influência na formação e emissão de gases, tais como o CO, SO₂, NO e NO₂ [32]. Neste trabalho o CDR é submetido ao processo de secagem até atingir uma umidade em torno de 10% para sua posterior trituração e briquetagem.

- Trituração ou Moagem

Depois de passar pela etapa de secagem o processo que segue é a trituração ou moagem. O principal objetivo da trituração é reduzir o tamanho das partículas. Esta etapa é importante no processo por que os briquetes de CDR são fabricados a partir de pequenas partículas de material residual.

De acordo com Nasner [31] a trituração e a moagem são operações que efetuam a redução de tamanho por meios físicos. De forma geral a trituração é o processo onde se fragmentam partículas de tamanhos superiores e moagem para tamanhos inferiores a uma polegada. A moagem é uma operação unitária de redução de tamanho, em que o tamanho

médio dos sólidos é reduzido pela aplicação de forças de impacto, compressão e abrasão. As vantagens da redução de tamanho no processamento são:

- Aumento da relação superfície /volume, aumentando, com isso, a eficiência de operações posteriores, como extração, aquecimento, resfriamento, desidratação, etc.
- Uniformidade do tamanho das partículas do produto [31].

- Briquetagem

A briquetagem é uma operação de densificação, para transformar o resíduo num combustível. Tanto a briquetagem como a pelletização são processos que alteram apenas a conformação física da matéria-prima e não a composição química, que depende do combustível de origem. O poder calorífico do briquete e do pellet é geralmente mais alto do que o da matéria-prima devido à secagem prévia à qual o combustível foi submetido. O processo de briquetagem é uma forma de aumentar a densidade energética do combustível. Segundo Nasner [8] um 1 m³ de briquetes contém pelo menos 5 vezes mais energia que 1 m³ de resíduos. Isso, levando-se em consideração a densidade a granel e o poder calorífico médio dos materiais. Os objetivos dessas tecnologias de compactação de biomassa são o aumento da concentração energética, a uniformidade de tamanho e formato dos produtos, a facilidade de armazenamento[8].

Segundo expressa Codignole [5] durante o processo de briquetagem o RSU é submetido ao processo de tratamento físico que reduz o volume do material, o qual fornece um combustível de maior facilidade de manipulação, transporte e utilização. Este procedimento aumenta sua eficiência e reduz a produção de cinzas nas unidades de conversão.

Os principais processos de produção de CDR descritos anteriormente têm como objetivo uma posterior gaseificação para a geração de energia elétrica. O rendimento energético e o balanço de massa e de energia permitem avaliar o desempenho do processo de produção de CDR.

2.3 Propriedades físico-químicas do CDR obtido a partir dos RSU

Os resíduos têm sido normalmente classificados em seis categorias, a saber, resíduos de alimentos, resíduos de madeira, papel, têxteis, plásticos e borracha. Em cada categoria, os materiais podem ser classificados em mais subgrupos. A análise imediata e elementar e o valor do poder calorífico de RSU são parâmetros fundamentais para a incineração, pirólise e gaseificação[22]. Com a finalidade de determinar o potencial do combustível e, portanto, poder avaliar se este está sendo utilizado dentro de sua plena capacidade, deve-se conhecer as suas características químicas.

As propriedades físico-químicas (Figura 2.7) do combustível sólido incluindo o CDR incluir as análises imediata e elementar. A análise imediata caracteriza o combustível em termos de carbono fixo, umidade, cinzas e matéria volátil. A análise elementar indica os níveis dos principais elementos químicos (C, H, O, N, S) a partir dos quais as reações termoquímicas ocorrem. Durante esses processos termoquímicos, o conteúdo mineral é convertido em cinza, que é um material geralmente inerte sem o valor energético efetivo de uma matéria-prima[32].

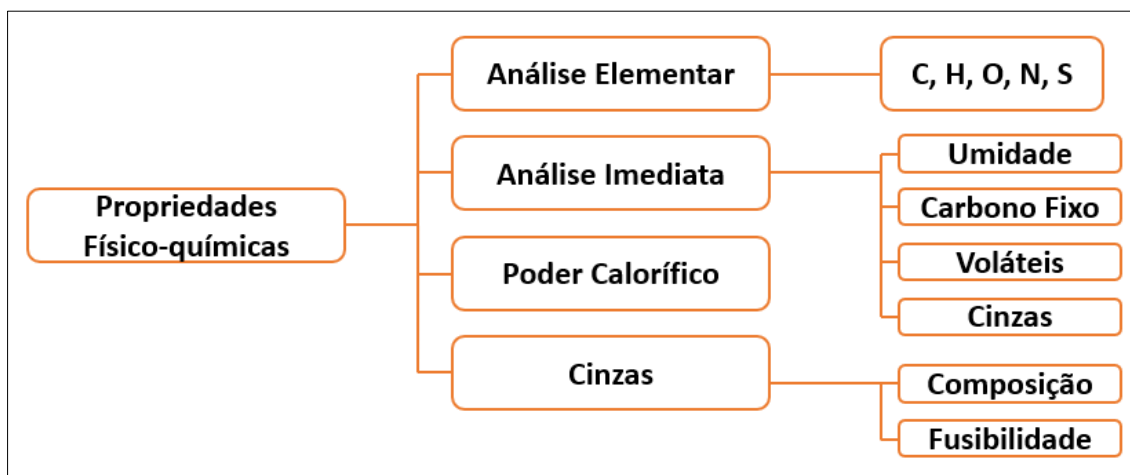


Figura 2.7. Propriedades físico-químicas de um combustível [33].

A seguir se apresenta uma breve descrição das propriedades físico-químicas dos combustíveis sólidos.

2.3.1.1 Análise Elementar

A composição elementar do CDR é o conteúdo em porcentagem de massa de carbono (C), hidrogênio (H), enxofre (S), oxigênio (O), nitrogênio (N). Determina-se de acordo com a norma do Comitê Europeu de Padronização CEN/TS 15407. É a característica técnica mais importante do combustível e constitui a base para análise dos processos de combustão tais como cálculo dos volumes de ar, gases e entalpia, determinando o poder calorífico do combustível[34].

2.3.1.2 Análise Imediata

A composição imediata de um CDR fornece as frações, em peso, de umidade (W), voláteis (V), cinzas (A) e carbono fixo (CF). Determina-se utilizando as normas do CEN (European Committee for Standardization), CEN/TS 15402, CEN/TS 15403 e CEN/TS 15414-1.

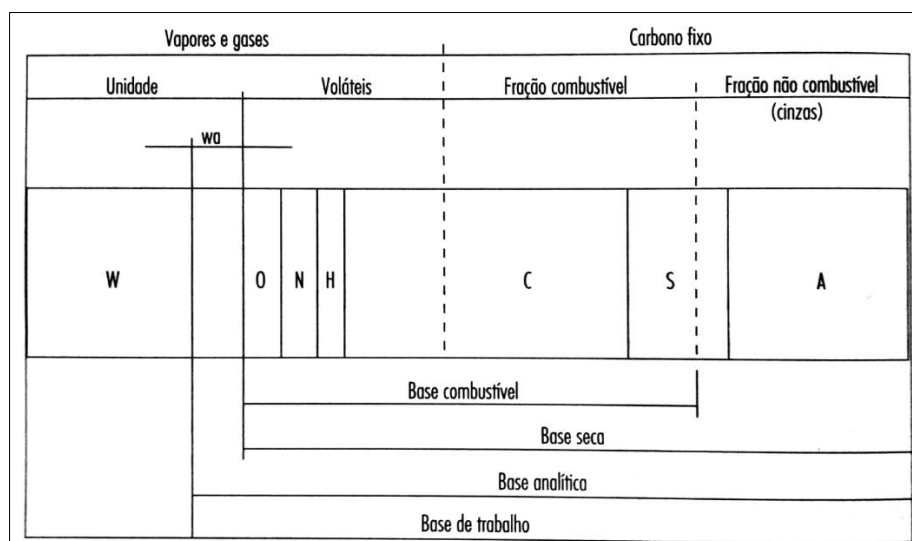


Figura 2.8. Relação entre a composição elementar e imediata de um combustível[6].

Os voláteis têm um papel importante durante a ignição e as etapas iniciais de combustão do combustível sólido. A análise de umidade é feita antes de qualquer outra, e é determinada pelo método do forno de secagem (CEN/TS 15402) Nesse método, as mostras são secas em um forno com circulação natural de ar a uma temperatura entre 104°C e 110 °C até não se dar variação do peso[35]. Na Figura 2.8 apresenta-se de maneira gráfica, a relação entre a composição elementar e a composição imediata de um combustível qualquer.

2.3.1.3 Poder calorífico de Sólidos

De acordo com Barbosa et al. [6], o poder calorífico pode ser definido como a quantidade de calor liberada durante a combustão completa da unidade de massa do combustível, podendo ser medido em kJ/kg. O valor quantitativo desse parâmetro pode variar muito de acordo com o teor de umidade da biomassa. Define-se o poder calorífico inferior (PCI), ao invés de poder calorífico superior (PCS), quando não se considera o calor latente de condensação da umidade dos produtos da combustão. A diferença entre PCS e PCI é a energia requerida para evaporar a umidade presente no combustível e a água de formação obtida a partir da oxidação do hidrogênio do combustível. Em instalações industriais, a temperatura dos gases de saída geralmente é maior que a temperatura de condensação, portanto o calor latente não é utilizado; por isso o PCI é de maior aplicação [6]. O PCS pode ser determinado de forma experimental mediante a técnica da bomba calorimétrica adiabática utilizando-se as técnicas padrão da ASTM D 2015-77 [35]. Entretanto, se o valor do PCI não está disponível, é possível determinar esse valor utilizando uma relação matemática tendo como referência a composição elementar do resíduo em análise. Existem inúmeras equações que permitem calcular o poder calorífico do combustível a partir da sua composição elementar. Mendeleiev descreveu a primeira fórmula para calcular o PCI de um combustível, como mostrado na equação (2.1) [30].

$$PCI = 339,13 C + 1029,95 H + 1008,85 (O - S) - 21,12 \text{ Cinzas} [kJ/kg] \quad (2.1)$$

A equação (2.2) apresenta o método para a determinação do PCS do CDR [5].

$$PCS = 349,1 C + 1178,3 H + 100,5 S - 103,40 - 15,1 N - 21,1 \text{ Cinzas} [kJ/kg] \quad (2.2)$$

A Tabela 2.6 mostra as propriedades termoquímicas do CDR de análises experimentais que foram realizados por diferentes autores. Podemos observar que os valores da análise elementar (C, H, O, S, N) e imediata (CF, voláteis, umidade e cinzas). A umidade do CDR na faixa de 3,7% até 15,28%. Pode-se observar um alto teor de cinzas (3,4% até 25,02%) em relação a outros tipos de biomassas. Com relação ao PCS os valores estão na faixa de 22,3-16,8 MJ/kg. Essa variação pode ser explicada devido a composição gravimétrica dos RSU ou ao tipo de pré-tratamento que foi submetido o CDR.

Tabela 2.6. Propriedades termoquímicas do CDR

<i>Autor</i>	<i>Análise Imediata (%)</i>				<i>Análise Elementar (%)</i>					<i>Poder calorífico</i>		<i>Ref.</i>
	<i>Carbono Fixo (CF %)</i>	<i>Voláteis (%)</i>	<i>Umidade (M%)</i>	<i>Cinzas</i>	<i>C</i>	<i>H</i>	<i>O</i>	<i>E</i>	<i>N</i>	<i>PCS (MJ/kg)</i>	<i>PCI (MJ/kg)</i>	
Hernandez et al. (2006)	9,8	67,6	3,7	18,9	61,2	8,2	26,6	0,2	1,3	22,3	20,8	[25]
Khosasaeng et al (2017)	9,73	61,47	4	4,8	58,16	9,8	0,73			29,41		[36]
Wagland et al. (2011)	-	46,1	10,4	16,2	28,1	3,4	66,95	0,32	0,98	14,8	13,2	[37]
Caputo et al. (2001)	-	40,70	14,55	11,75	24,45	3,21	11,69	0,10	1,09	15,69	8,77	[38]
Chang et al. (1998)	-	49,76	15,28	9,96	29,24	3,30	15,90	0,05	1,04	15,5	13,79	[39]
Aluri et al. (2018)	-	-	4	3,4	55,1	7,65	36,48	-	0,77	24,8	-	[40]
Miles et al (1995)	10,45	70,29	4,24	25,02	38,02	5,53	26,09	0,34	0,77	16,8	-	[41]
Ujam et al. (2012)	13,73	72,74	4,66	8,87	41,18	6,44	36,97	0,60	0,60	17,92	-	[42]
Barducci et al. (1995)	11,46	71,1	6,45	10,99	38,12	7,08	36,10	0,50	0,3	17,88	-	[43]
Abbas et al (1994)	10,53	75,87	4,69	8,91	48,96	6,56	29,30	-	0,34	21,68	-	[13]
Canova et al (1993)	10,19	66,40	-	23,41	41,22	5,76	30,32	0,39	0,50	17,74	-	[44]
Beyene et al (2018)	13,8	71,6	5,8	13,7	49,4	6,7	28,1	1	0,3	20,29	-	[23]

2.4 Gaseificação

A gaseificação é um processo de conversão termoquímica de combustíveis sólidos e líquidos em uma mistura de gases combustíveis [5] principalmente de hidrogênio (H_2), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4) e hidrocarbonetos de baixo peso molecular, líquidos hidrocarbonetos (óleos); carvão (negro de fumo e cinzas) reagindo a altas temperaturas (800-1200°C) [45][46]. Também pode ser definida como a oxidação parcial dos resíduos na presença de um agente oxidante conhecido como agente de gaseificação (ar, vapor e oxigênio) obtendo como produto principal o calor [47].

A Figura 2.9 mostra o diagrama do processo de gaseificação. Entre as que se destacam a pirólise e a secagem como o primeiro estágio do processo, onde se forma carvão vegetal, alcatrão e gases. Depois do fornecimento do agente de gaseificação (ar, vapor, oxigênio) uma pequena fração de combustível é oxidada, a fim de elevar a temperatura de reação até os valores compreendidos na faixa de 800 e 1200°C, esta temperatura pode ser atingida dependendo do tipo de agente fornecido, tanto para o estágio de pirólise, como para a gaseificação.

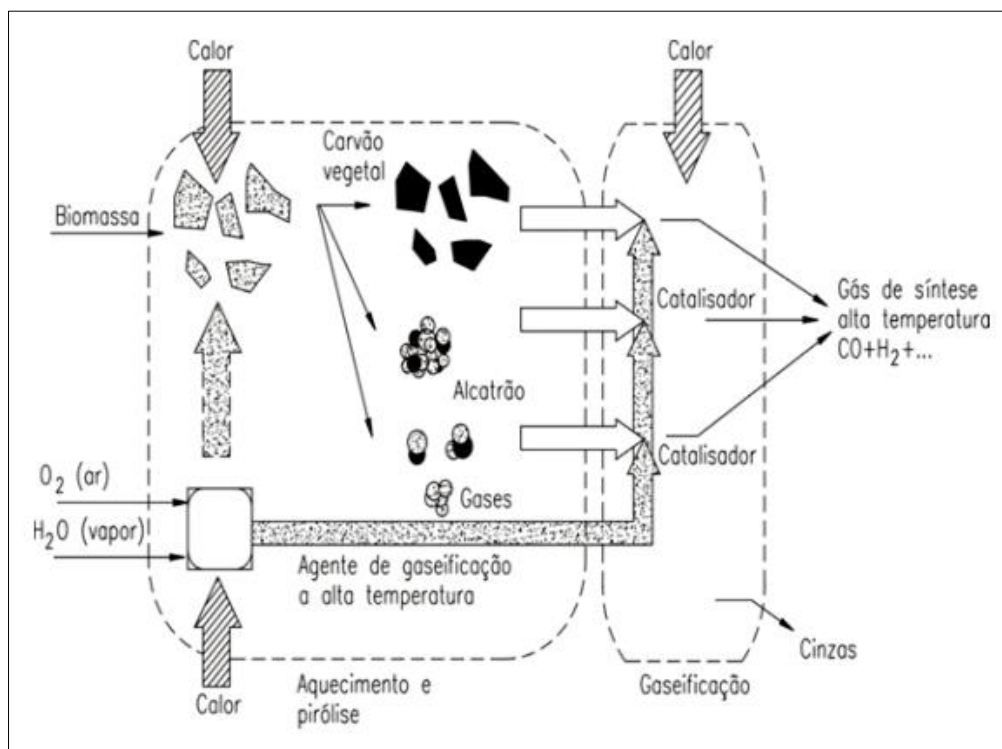


Figura 2.9 Processo de gaseificação. Adaptado de [5]

Durante o processo de gaseificação ocorrem uma sequência de reações endotérmicas e exotérmicas como a secagem, pirólise, combustão e redução ou gaseificação. A Figura 2.10 mostra um esquema das possíveis rotas químicas e a sequência de passos de um processo típico de gaseificação. A seguir se descreve este processo.

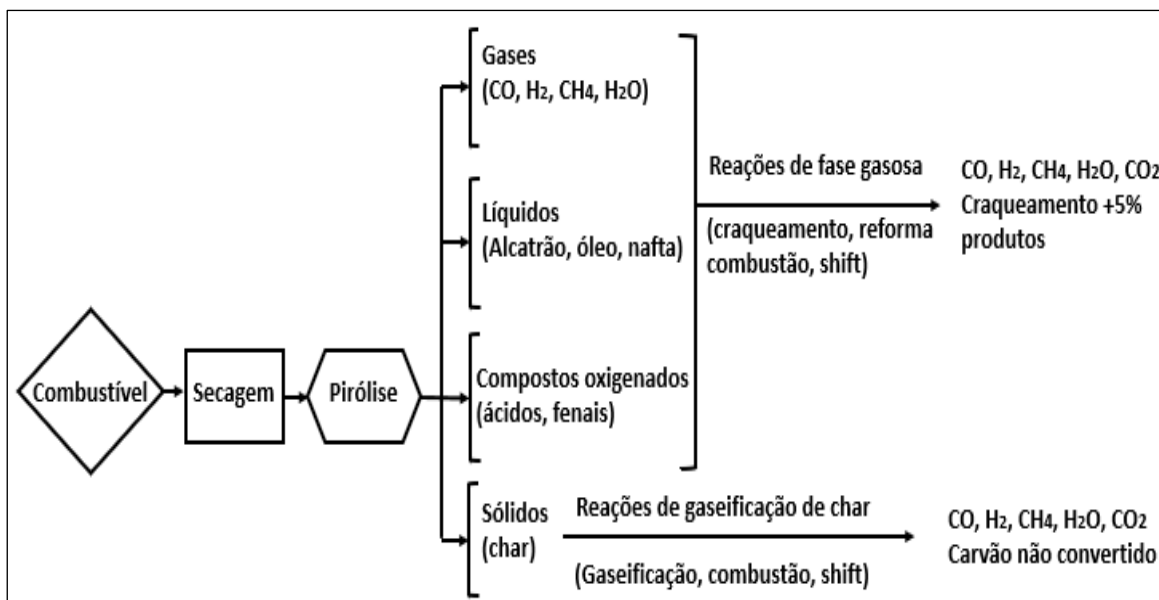


Figura 2.10. Passos do processo de gaseificação. Adaptado de [48]

Secagem: O teor de umidade da biomassa pode variar entre 30 e 60% e para outros tipos de combustíveis pode exceder o 90%. Segundo afirma Basu [48] cada quilograma de umidade na biomassa retira um mínimo de 2260 kJ de energia extra do gaseificador para vaporizar a água. Portanto essa energia não é recuperável e é necessário fazer um processo de pré-secagem para remover o máximo possível de umidade da biomassa antes de alimentar o reator. Isso com o fim de obter um gás combustível com um poder calorífico aceitável. O processo de secagem final ocorre quando a temperatura média no interior do reator é de aproximadamente 200°C.

Pirólise: É a decomposição térmica da matéria orgânica em condições anaeróbias (ausência de oxigênio)[40]. A pirólise, que precede a gaseificação, envolve a ruptura térmica de moléculas de hidrocarbonetos em moléculas de gás (condensáveis e não condensáveis) sem reação química maior com ar, gás ou qualquer outro meio gaseificador. Este processo ocorre a uma temperatura superior os 400°C envolvendo a formação de gases H₂, CO₂, H₂O junto com hidrocarbonetos e quantidades menores de outros compostos como ácidos orgânicos. Os hidrocarbonetos formados são o CH₄ e

compostos orgânicos conhecidos como alcatrão. A quantidade de hidrocarbonetos formados é influenciada principalmente pelo tamanho das partículas, temperatura do processo, pressão, tempo de residência.[26].

Combustão: Em temperaturas elevadas e num ambiente parcialmente oxidado, ocorrem reações heterogêneas entre oxidante e matéria-prima formando monóxido de carbono (CO) e vapor de água. A oxidação é influenciada pela composição química da matéria-prima, tipo de agente de gaseificação (oxigênio, vapor, CO₂ ou ar) e as condições operacionais. Esta etapa é principalmente exotérmica e resulta em energia térmica liberada para a autossuficiência energética para sustentar as necessidades de aquecimento do processo[49].

Redução: é um processo endotérmico onde ocorrem reações químicas a alta temperatura entre 800°C a 1000°C na ausência de oxigênio. Nesta etapa o carvão é convertido principalmente em CO, CH₄, H₂ e H₂O. As cinzas e alguns são os subprodutos desta etapa[49].

Os processos de gaseificação são extensivamente estudados, onde as pesquisas tentam otimizar as condições de gaseificação usando tratamentos térmicos e catalíticos, a fim de melhorar a qualidade do gás, reduzindo o teor de alcatrão no mesmo. Além disso, vários estudos se concentraram na descrição dos diferentes tipos de gaseificadores, nas temperaturas de processamento, nos tipos de matéria-prima e seus tamanhos de partícula e nos de agentes de gaseificação.

Dependendo da tecnologia do reator usado e da composição do resíduo, a gaseificação pode reduzir o volume de resíduos em mais de 95%, mesmo sem qualquer pré-tratamento dos resíduos[50]. Um sistema de gaseificação é a combinação de três elementos fundamentais, tais como: (1) O gaseificador (2) sistema de limpeza de gás e (3) sistema de recuperação de energia. Portanto, a gaseificação de CDR fornece uma alternativa futura à incineração de resíduos. As emissões de CO₂ são menores do que as produzidas pelas usinas de incineração e redução drástica no volume do CDR[29].

Os gases gerados durante o processo de gaseificação tais como: dióxido de carbono, CO₂, CH₄, H₂O, H₂S e SO₂ dependem do tipo de matéria prima, fluido de gaseificação, a termodinâmica química e as reações de gaseificação, que estão controladas pelos parâmetros operacionais do processo. Além disso, as taxas cinéticas e de conversão para

as várias reações químicas que são partes do processo de gaseificação são variáveis e são tipicamente funções da temperatura, da pressão, e da configuração do reator[51].

Durante a gasificação, várias reações homogêneas e heterogêneas complexas ocorrem; algumas delas são mostrados na Tabela 2.7.

Tabela 2.7. Listado das reações que ocorrem durante o processo da gaseificação [49][52].

Reação	Calor da reação (MJ/kmol)	Nome da reação
Reações heterogêneas:		
$C + 0.5O_2 = CO$	-111	Combustão parcial do Carvão
$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	172	
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	+131	Vapor de Água Metanação
$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-75	
Reações homogêneas:		
$CO + 0.5O_2 = CO_2$	-283	Combustão parcial de CO
$H_2 + 0.5O_2 = H_2O$	-242	Combustão parcial de H ₂
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41	Reforma do metano a vapor
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	206	
Reação de formação de sulfeto de hidrogênio (H ₂ S) e amônia (NH ₃)		
$H_2 + S = H_2S$	não reportado	H ₂ S formação
$0.5N_2 + 1.5H_2 \leftrightarrow NH_3$	não reportado	

2.4.1 Agentes de gaseificação

A gaseificação pode ser classificada pelo fluido utilizado: ar, vapor e oxigênio. Os agentes de gaseificação produzem diferentes composições de gases e tem influência direta no poder calórico do gás gerado. A Tabela 2.8 resume o desempenho dos três agentes de gasificação (ar, vapor e oxigênio) usando Combustível Derivado de Resíduos (CDR) como matéria-prima [47].

2.4.1.1 Gaseificação com vapor

A gaseificação usando vapor como agente de gaseificação possibilita a obtenção de gás pobre com melhor qualidade com teor baixo de nitrogênio. De acordo com os dados apresentados na Tabela 2.8, a gaseificação a vapor produz uma quantidade maior de H₂ com um maior poder calorífico em comparação com a gasificação com ar e oxigênio

devido á contribuição da água. As reações de decomposição do vapor e gás-água (primário) são responsáveis pela oxidação da matéria-prima. Estas duas reações são responsáveis pela conversão do carbono em H₂ e CO. Uma vez que a combustão da matéria-prima tenha ocorrido, a reação de troca água- gás é responsável pela conversão de H₂O e CO₂ gasoso em H₂ e CO₂.

Tabela 2.8. Comparação das agentes de gaseificação para a gaseificação de CDR [47].

<i>Característica</i>	<i>Oxigênio</i>	<i>Vapor</i>	<i>Ar</i>
Matéria prima	CDR	CDR	CDR
Catalisador	No Cat.	No Cat.	No Cat.
Conteúdo de umidade (%)	8,31	–	7,59
Temperatura (°C)	800	900	777
RE	0,2	–	0,4
H₂ (vol.%)	11,8	28	5
CH₄ (vol.%)	10,3	21	5
CO (vol.%)	30,3	16,5	19
CO₂ (vol.%)	35,5	17,5	15
PCI (MJ/Nm³)	8,5	15,0	2,4
Alcatrão (wt%)	43,5	0,2	11,4 (g/m ³)
Char (wt%)	15,5	7,9	–
Rendimento de Gás Seco (m³/kg)	–	0,5	1,4
Eficiência de Conversão de Carbono (%)	–	44,1	61
Uso de gás	Calor de processo	Síntese de Fischer-Tropsch	Aplicações de caldeiras e motores

2.4.1.2 Gaseificação com ar

Segundo Watson et al. [47] O ar é o agente de gaseificação mais utilizado devido a sua abundância a sua facilidade para ser empregado. O desempenho da gaseificação com ar depende da temperatura de entrada do ar e da razão de equivalência (RE). Em particular, quanto maior for a temperatura do ar que ingressa no reator, maior será o poder calorífico do gás combustível. A principal desvantagem da gaseificação com ar é o conteúdo de nitrogênio (79%), por que faz que o gás resultante seja diluído e a separação dos gases seja mais complexa. O gás produzido utilizando ar como agente de gaseificação tem um poder calorífico inferior de (PCI) entre 4-6 MJ/m³[53]. Este gás é conhecido como gás pobre, devido ao seu poder calorífico ser consideravelmente menor que o do gás natural. [48][54].

2.4.1.3 Gaseificação com oxigênio

A gaseificação usando oxigênio como agente de gaseificação permite obter um gás com um poder calorífico maior comparado com a utilização de ar. Niu et al [47]. notaram que o poder calorífico do gás pobre chegou até 8-10 MJ/m³ quando a RE variou entre 0,18 e 0,23. No entanto, uma RE maior que 0,23 fez com que o poder calórico do gás diminuísse de forma considerável. Isso ocorre porque, à medida que o RE aumenta, as reações de gaseificação começam a favorecer a oxidação, o que aumenta bastante o teor de CO₂. Isso também foi corroborado por Gao et al [15], onde relataram uma diminuição no conteúdo de H₂ e CO e um aumento no conteúdo de CO₂, enquanto o RE aumentou de 0,5 para 0,30. Comparado com a gasificação do ar, a gaseificação com oxigênio leva a uma maior eficiência na conversão de carbono.

2.4.2 Tipos de reatores

O reator é o principal componente de uma usina de gaseificação[55]. Os gaseificadores são classificados pela disposição do fluxo da fonte de combustível e dos gases produzidos. O gaseificador de leito fixo é a tecnologia mais simples, na qual o combustível passa através dos processos de secagem, pirólise, combustão e gaseificação controlados apenas pela qualidade do oxidante e do combustível. O tipo de leito fixo também é conhecido como leito móvel, pois o combustível se movimenta através das seções de secagem, pirólise, gaseificação e combustão, embora na prática não exista um limite exatamente definido entre as zonas. O gaseificador de leito fluidizado fluidiza o combustível com um gás ou ar de baixa pressão, permitindo maior contato entre o combustível e o oxidante para as reações. O gaseificador do tipo de leito arrastado, as partículas do combustível são injetadas junto com o agente de gaseificação (ar, vapor e oxigênio). Destas três categorias gerais, existem dois subtipos de gaseificadores de leito fixo e de leito fluidizado, que se encontram resumidos na Tabela 2.9. Dependendo da fonte de aquecimento do reator estes podem ser classificados como alotérmicos, se o aquecimento for de origem externa, ou como auto-térmicos, se o calor for proveniente da combustão parcial do combustível fornecido ao gaseificador. Para a pequena e média escala, um leito fixo é geralmente o mais indicado, e pelo fato de ser auto térmico requer menos energia[32].

Os gaseificadores são classificados principalmente com base no seu modo de contato gás-sólido e pelo fluido de gaseificação utilizado. Com base no modo de contato gás-sólido, os gaseificadores são amplamente divididos em três tipos principais (Tabela 2.9): (1) leito fixo, (2) leito fluidizado e (3) fluxo arrastado. Cada um deles é ainda subdividido em tipos específicos como mostrado na Figura 2.11. Os gaseificadores são selecionados dependendo da sua capacidade. Por exemplo, o gaseificador tipo leito fixo (updraft e downdraft) é usado para unidades de baixa capacidade (10 kWt- 10 MWt); o tipo leito fluidizado é mais apropriado para unidades intermediárias (5 MWt-100 MWt); reatores de fluxo arrastado são usados para unidades de grande capacidade (>50 MWt).

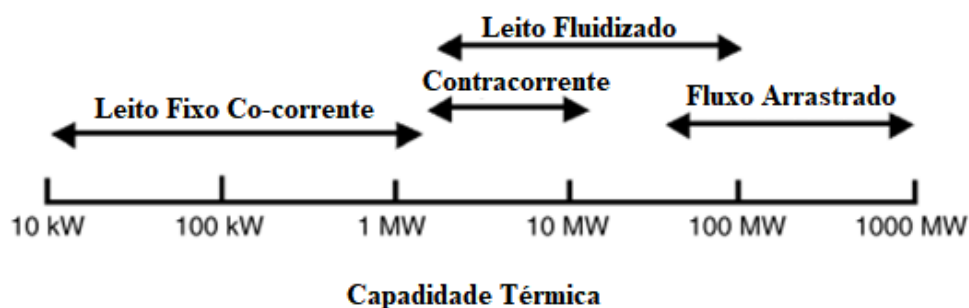


Figura 2.11. Escala de potência térmica com vários tipos de gaseificadores [56]

Tabela 2.9. Tipos de gaseificadores[56].

	Leito Fixo		Leito fluidizado		Fluxo arrastado
	Co-corrente	Contracorrente	Leito Borbulhante	Leito Circulante	
Escala	Pequena/média 10 kWt até 1	Pequena/média 1 MWt até 10	Pequena/grande 1 MWt até	Média/grande 10 MWt até	Média/grande 100 MWt até
Capacidade Térmica	MWt	MWt	100MWt	100MWt	1000 MWt
Temp. de gaseificação	700-1200°C	700-900°C	< 900°C	1450°C	1450°C
Fonte de Calor	Auto-térmico		Auto/Alotérmico		Alotérmico
Alcatrão	Baixo	Alto	Médio	Médio	Muito Baixo

Os gaseificadores de leito fixo são uma tecnologia simples, porém há um limite de consumo de combustível são utilizados principalmente em usinas de baixa potência térmica (Tabela 2.9) [57]. Este tipo de reatores são sistemas eficientes e são projetados para trabalhar com combustíveis densificados e com grande densidade. Uma grande vantagem dos gaseificadores de leito fixo é a alta eficiência na conversão de carbono em

gás e a baixa produç]ao de cinzas além de produzir um gás com baixo poder calorífico[26].

Os reatores de leito fluidizado são recomendados para aplicações de grande escala como se apresenta na Tabela 2.9. A principal desvantagem deste tipo de configuração é que os gases gerados contêm uma grande concentração de material particulado devido ao processo de fluidização.

2.4.2.1 Gaseificador de leito fixo

De acordo com Silva et al. [58] Segundo o movimento relativo do fluxo de gás e do combustível através do reator, os gaseificadores de leito fixo são classificados em: contracorrente e de corrente descendente o co-corrente.

No reator contracorrente o fluxo de gás flui no sentido oposto à alimentação do combustível, que é alimentado pela parte superior do reator. Esta configuração é caracterizada por uma alta eficiência térmica do processo. No entanto, os gases gerados tem um alto teor de alcatrão, pois não ocorre craqueamento térmico (os gases da pirólise não passam pela zona de oxidação), entanto no reator co-corrente, o combustível é fornecido pela parte superior e o agente de gaseificação movimentando-se na direção do movimento do combustível (no sentido descendente). A grande vantagem deste tipo de gaseificador é a sua elevada eficiência na conversão de carbono, para produzir um gás com baixo teor de alcatrão e cinzas, tem, no entanto, limitações em termos de escala e na umidade do combustível[58].

2.4.2.2 Gaseificador de Leito Fixo Co-corrente

Como é mostrado na Figura 2.12, no reator co-corrente a matéria-prima é alimentada pela parte superior, e o agente de gaseificação é introduzido nos lados por cima da grelha enquanto o gás combustível é retirado por baixo da grelha. Como consequência da configuração da corrente descendente, os vapores de pirólise atravessam a zona de combustão o que permite o craqueamento térmico eficaz do alcatrão[59][60].

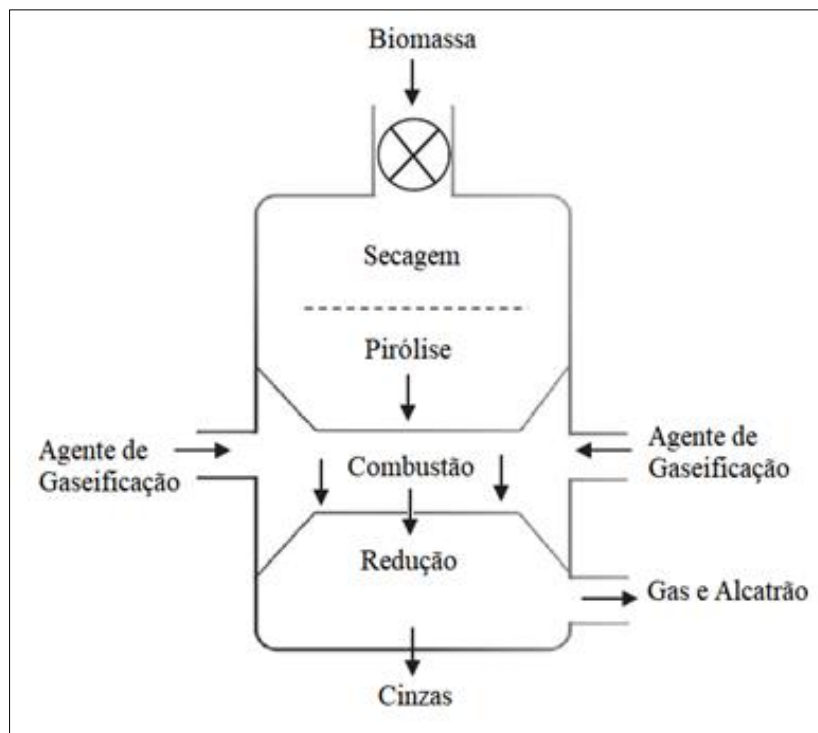


Figura 2.12. Gaseificadores de leito fixo co-corrente [5].

O Gaseificador de leito fixo é o mais adequado para aplicações de pequena escala. Normalmente, os gaseificadores co-corrente possuem uma capacidade térmica na faixa de 10 kW a 1 MW[61].

De acordo com Susastriawana [61], o gaseificador de leito fixo co-corrente é bastante usado devido ao baixo teor de alcatrão no gás produzido. No entanto este tipo de reatores possui alguns inconvenientes tais como o bloqueio na grelha, a formação de canais e entupimento no leito de biomassa. O combustível com teor de umidade superior a 25% produz gás de baixa qualidade, com baixa eficiência de gaseificação, o teor de umidade no combustível recomendado para este tipo de reatores está no torno de 6-25%[58]. O combustível com maior teor de umidade requer mais calor para a secagem do que aquele com menor teor de umidade. Isso significa que mais energia de calor do processo de oxidação é usada para secar a matéria-prima com maior teor de umidade. Portanto, menos energia térmica está disponível para outras reações endotérmicas durante a gaseificação. Para mitigar desvantagens, várias modificações do projeto básico de gaseificadores de fluxo descendente foram realizadas e relatadas por pesquisadores em todo o mundo[61].

2.4.2.3 Gaseificador tipo Imbert

É um tipo de reator de leito fixo co-corrente nomeado assim em homenagem a seu inventor o empresário Jacques Imbert[61]. Como mostra-se na Figura 2.13 a parte superior do reator é utilizada como silo de armazenagem de combustível, durante a operação é alimentada à medida que o combustível é consumido. A tampa de segurança tem uma mola a qual permite diminuir a pressão no caso de uma explosão de gás. Na parte da garganta, exatamente na zona de combustão existe um conjunto de bicos de ar radialmente localizados que permitem que o ar seja aspirado pelo combustível. Geralmente este tipo de reator tem um número ímpar de bicos para que os gases quentes de um bico não atinjam o bico oposto. Este tipo de reatores precisam de um combustível com baixo teor de umidade (menor de 20%) e que seja de granulometria uniforme, a fim de permitir a alimentação por gravidade no interior do reator[62].

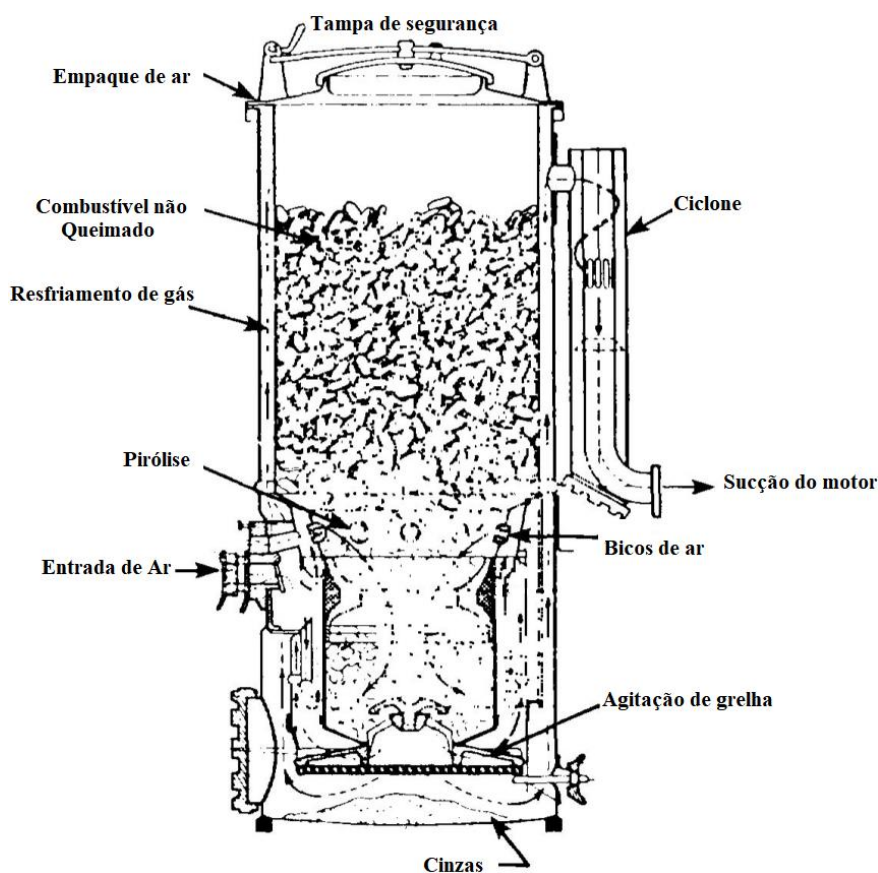


Figura 2.13. Gaseificador tipo Imbert [62].

2.4.2.4 Gaseificação em duplo estágio

A formação de alcatrão é um dos maiores problemas que apresenta o processo de gaseificação, junto com a presença de particulados, enxofre e nitrogênio; os quais tem que ser removidos com o fim de melhorar a qualidade do gás de síntese[58]. O processo de gaseificação em duplo estágio é um método usado para a redução do teor de alcatrão no gás de síntese. O método consiste na alimentação do agente de gaseificação (ar, oxigênio e vapor) em dois pontos diferentes do reator. Sendo assim no primeiro estágio, o agente de gaseificação é fornecido para queimar parcialmente o combustível sólido. Desse modo é gerada a energia para as etapas de secagem e pirólise que ocorrem acima da zona de combustão. O segundo estágio tem o objetivo de favorecer a transformação do alcatrão produzido no primeiro estágio. A fim de reduzir a sua concentração no valor mínimo possível[63].

Atualmente existe um gaseificador com esta configuração nos laboratórios do Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída (NEST) da UNIFEI/Brasil, e está composto por um reator de leito fixo co-corrente de topo aberto por onde entra uma parcela de ar no processo. Uma segunda entrada de ar está localizada na zona de combustão, o reator é totalmente fechado e o fornecimento de ar é efetuado nas entradas laterais como mostra a Figura 2.14.

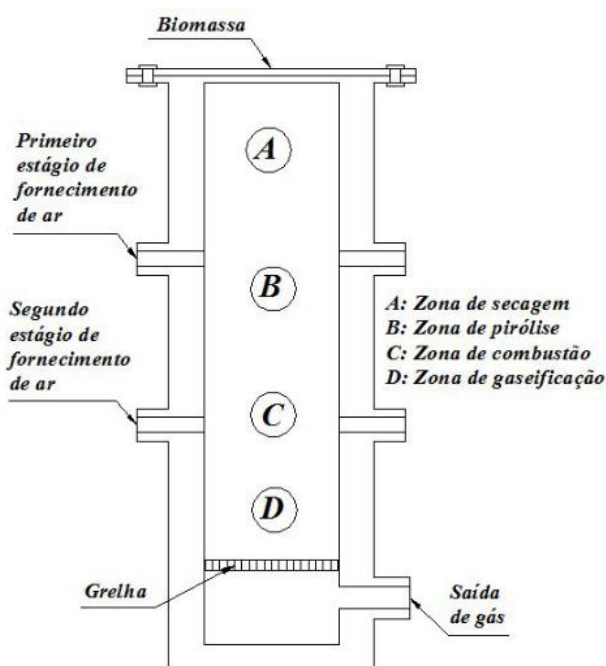


Figura 2.14. Esquema geral da gaseificação em duplo estágio[63].

2.4.3 Composição do gás

O gás produzido pela gaseificação da biomassa contém componentes combustíveis e não combustíveis, como também impurezas orgânicas e inorgânicas. A composição e propriedades do gás produzido dependem de alguns fatores, tais como o tipo de condições de funcionamento do gaseificador (temperatura, pressão e tempo de residência), agente de gaseificação (ar, vapor, oxigênio ou combinações dos mesmos) e características do combustível fornecido. A maioria das publicações coincidem no fato de que, se a gaseificação é realizada com ar o gás obtido (gás pobre diluído em nitrogênio), tem um baixo poder calórico entre 4-6 MJ/Nm³[64].

2.4.3.1 Limpeza do gás e remoção de alcatrão

A limpeza do gás de síntese é um processo necessário porque o mesmo contém impurezas na sua composição que variam dependendo da matéria-prima do combustível, do projeto do gaseificador, dos agentes gaseificadores e das condições de gaseificação. No entanto, em geral, a concentração de impurezas, especialmente alcatrão e material particulado, geralmente está acima dos valores aceitáveis para algumas aplicações específicas tais como: motores de combustão interna, turbinas a gás, caldeiras, células de combustível, etc. Em muitos estudos, a concentração de partículas no gás é estritamente definida pela aplicação[65]. O teor de alcatrão presente no gás produzido pela gaseificação de CDR é um problema sério quando o gás é utilizado como combustível para um MCI. O teor máximo de alcatrão no gás de síntese permissível para aplicação em motores de combustão interna é de 100 mg/Nm³[66]. É importante reduzir o teor de alcatrão no gás de modo a minimizar os problemas durante o funcionamento do motor.

Segundo Susastriawan [61], os métodos de remoção de alcatrão podem ser classificados como primários e secundários[67]. No método primário, o processo de redução de alcatrão ocorre dentro do gaseificador durante o processo de gaseificação. Este método pode ser implementado pela gaseificação a alta temperatura com oxigênio. No método secundário, a remoção de alcatrão pode ser realizada pelo tratamento de gás fora do gaseificador. O método secundário pode ser classificado em dois métodos, ou seja, método químico e método físico. O método físico é mais adotado devido a razões econômicas e eficiência da remoção. O método físico pode ainda ser classificado como

sistema úmido, como torre de pulverização, purificador de coluna empacotado, filtro, lavador Venturi e sistema seco. Devido à alta eficiência de remoção de alcatrão e ao material de baixo custo, o lavado com bio-óleo (METODO OLGA) e o filtro de carvão ativado [61] são usados para a remoção de alcatrão do gás de produção. A capacidade de remoção de alcatrão do purificador de bio-óleo e do filtro de carvão é de 64,5% e 81,5%, respectivamente. O sistema de purificador de bio-óleo e filtro de carvão exibe 98% de taxa de remoção de alcatrão. Na Tabela 2.10, podemos observar a composição do gás produzido em diferentes reatores durante a gaseificação de madeira atmosférica pressão de ar mostrado[68].

Tabela 2.10. Composição do gás produzido em reatores de leito fixo [68][69].

<i>Parâmetros</i>	<i>Co-corrente (Downdraft)</i>	<i>Contracorrente (Updraft)</i>
Umidade do combustível (%)	6-25	Não determinado
Particulados (mg/Nm³)	100-8000	100-3000
Alcatrão (mg/Nm³)	4-6,000	10,000-150,000
PCI (MJ/Nm³)	4,0-5,6	3,7-5,1
H₂ (vol. %)	15-21	10-14
CO (vol. %)	10-22	15-20
CO₂ (vol. %)	11-13	8-10
CH₄ (vol.%)	1-3	2-3
C_nH_m (vol.%)	0,5-2	Não determinado
N₂ (vol.%)	Restante	Restante

- Sistema de Limpeza METODO OLGA

O método OLGA (Figura 2.15) é um procedimento de limpeza do gás pobre, baseado especificamente na remoção de alcatrão. É composto por um depurador de vários estágios no qual o gás é limpo por um sistema especial que está dividido em duas seções. Na primeira seção o gás é esfriado com óleo, as partículas pesadas de alcatrão são condensadas e recolhidas, depois são separadas do óleo e podem ser recicladas ao gaseificador junto com uma pequena purga. Na segunda seção os alcatrões gasosos mais leves são absorvidos pelo óleo. Na coluna de absorção o óleo está saturado pelos alcatrões leves e este óleo é regenerado num extrator. O ar quente ou o vapor são usados para remover os alcatrões do

óleo de lavagem. Todos os alcatroes pesados e leves são reciclados no gaseificador onde são destruídos e contribuem para a eficiência energética do sistema.

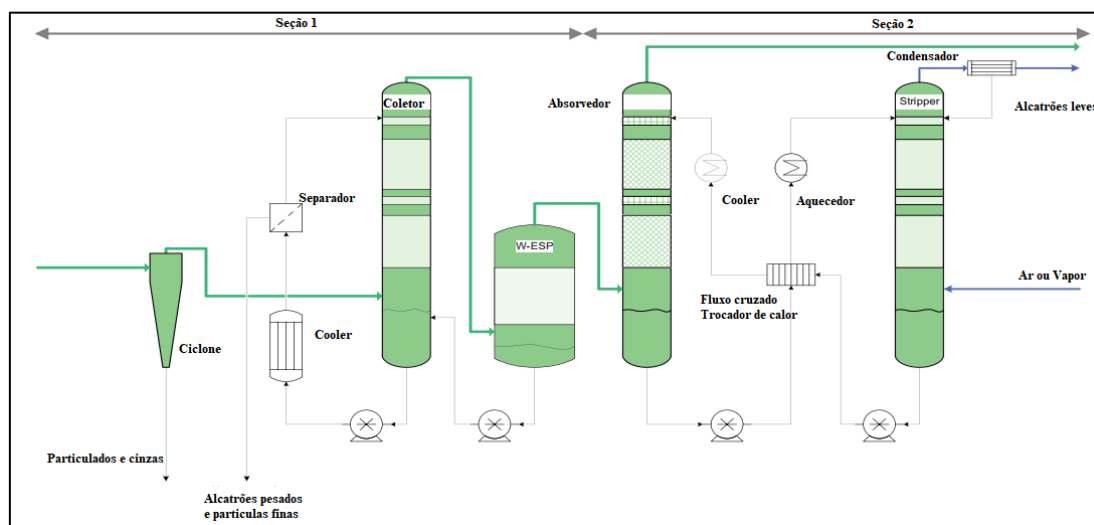


Figura 2.15. Sistema de remoção de alcatrão OLGA[67].

2.4.3.2 Poder calorífico do gás

O poder calorífico inferior do gás (PCI_g) de gasificação é calculado a partir da fração volumétrica dos compostos combustíveis do gás: CO, H₂ e CH₄. De acordo com a metodologia apresentada pelo Laboratório Nacional de Energia Renovável (NREL, pelas siglas em inglês do *National Renewable Energy Laboratory*), e adotada nesta e outras pesquisas do grupo NEST/UNIFEI[7].

A equação (2.3) que permite calcular o poder calorífico inferior (PCI_g) do gás seco em (MJ/Nm³):

$$PCI_{gás} = \sum_{i=1}^n (y_i \cdot PCI_i) \quad (2.3)$$

Sendo:

PCI_i : É o poder calorífico de cada espécie em [MJ/Nm³], y_i : É a fração volumétrica de cada espécie no gás [%v].

2.4.4 Tecnologias de aproveitamento do gás de gaseificação

O gás pobre gerado no processo de gaseificação depois de passar pela etapa de limpeza, pode ser usado como combustível em: motores de combustão interna, turbinas a gás e caldeiras, com a finalidade de gerar energia, como é mostrado na Figura 2.16.

Um dos maiores problemas que apresenta o gás de síntese é o material particulado ($<100 \text{ mg/Nm}^3$) e a concentração de alcatrão ($<4 \text{ mg/Nm}^3$) para atender os requerimentos de turbina a gás e dos motores de combustão interna. Para a operação de uma caldeira, o gás pobre pode ser usado diretamente sem tratamento adicional. No entanto, a eficiência geral da geração de eletricidade através de uma turbina a vapor está na faixa de 15% - 35% dependendo da instalação. A eficiência para os sistemas de gaseificador/MCI pode atingir no torno de 15 - 30% dependendo da composição do gás. Entre as tecnologias de geração de eletricidade, o motor a gás é amplamente focado, especialmente para geração de energia distribuída devido a pequena capacidade do sistema, estrutura compacta, baixo custo de investimento, operação e manutenção simples e baixo custo operacional[65]. Na Tabela 2.11 mostra-se os parâmetros e investimentos em sistemas de geração de eletricidade em pequena escala.

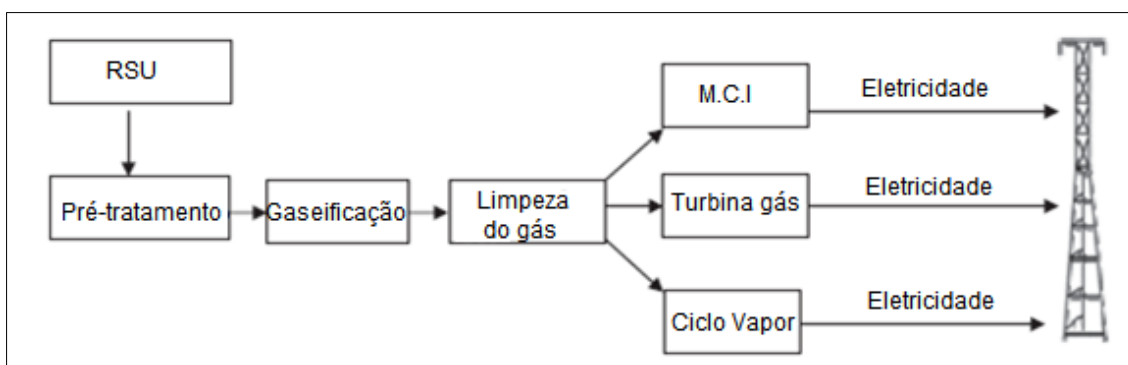


Figura 2.16. Diagrama de fluxo para a geração de energia a partir do CDR [65].

Devido ao baixo poder calorífico inferior (PCI), os motores convertidos para trabalhar com gás são menos eficientes do que aqueles não convertidos; no entanto, o motor moderno corretamente modificado pode atingir mais de 25% eficiências na produção de eletricidade[60][66]. Um sistema de gaseificação acoplado com um MCI requer componentes adicionais, como um ciclone, purificador e filtro para a limpeza do gás do produzido.

Neste trabalho o aproveitamento energético do gás pobre será usado com o conjunto gaseificador/MCI, porque representa a melhor opção para usinas de pequena escala (1 MW_t - 2 MW_t) para a geração de energia elétrica devido a seu custo, disponibilidade comercial e eficiência energética. Queimando o gás no motor e transformado a energia química contida no combustível em energia elétrica por meio de um gerador elétrico. A seguir se descreve sua aplicação com gaseificadores de leito fixo.

Tabela 2.11. Tecnologias para a geração de energia [70].

<i>Tecnologia</i>	<i>Eficiência (%)</i>	<i>Custo (US\$/kWh)</i>	<i>Disponibilidade Comercial</i>	<i>Comentário</i>
Gaseificador / MCI	25 - 30	900 - 1500	Sim	Poucos Fornecedores
Gaseificador / Turbina Gás	25 - 30	870 - 1800	Sim	Poucos Fornecedores
Gaseificador / Motor Stirling	13 - 16	1120 - 3000	Não	Pré - Comercial

Zainal et al. [71] desenvolveram uma pesquisa experimental de um sistema de gaseificação acoplado com um MCI utilizando aparas de madeira como combustível analisando a eficiência do motor com a razão de equivalência na composição do gás e do poder calorífico. Uma pesquisa de uma usina de geração à pequena escala usando madeira como matéria-prima para gerar eletricidade foi relatado por Zainal et al. [71], que a eficiência de conversão do gás de síntese em eletricidade caiu para 17% devido à baixa eficiência do grupo gerador e também baixo poder calorífico do gás pobre quando diferentes biomassas são usadas como matéria-prima no sistema gaseificador de leito fixo co-corrente acoplado a um MCI, isso é importante para o ajuste da potência nominal do motor porque o poder calorífico do gás varia com o uso de diferentes tipos de biomassa.

Centeno [72] desenvolveu um modelo matemático para a avaliação do desempenho de um sistema que integrava um motor de combustão de ignição por centelha (Otto) acoplado a um gaseificador de leito fixo co-corrente, foi criado um modelo matemático das três zonas principais do reator (secagem-pirolise, oxidação e redução), este modelo foi validado com dados experimentais reportados na literatura, também foi desenvolvido um modelo matemático para o motor simulando a operação com gás pobre, o qual é composto principalmente por CO, CH₄, CO₂, H₂ e N₂. O modelo foi resolvido utilizando software

Matlab[®]. Os resultados da simulação mostram um aumento no poder calorífico do gás (4,55 MJ/Nm³ até 4,9 MJ/Nm³) em relação ao fator de ar (0,25 e 0,4). O resultado do modelo mostra que quando o motor é operado com gás pobre pode-se atingir uma potência entre 60 e 65% em relação a operação com gasolina.

Chaves et al. [73] apresenta uma pesquisa onde realiza uma análise técnica sobre a geração de energia em pequena escala a través da gaseificação de resíduos de madeira, acoplada a um motogerador. Foi desenvolvida uma usina piloto de geração de energia composta por um gaseificador tipo co-corrente e um motor de combustão interna acoplado a um gerador elétrico para uma potência de 150 kW_e. Os parâmetros avaliados nesta pesquisa foram a eficiência do processo de gaseificação e o consumo específico de biomassa. Em geral, a conversão da gaseificação da biomassa foi realizada com alta eficiência (cerca de 70%); no entanto, na conversão do gás de produzido em eletricidade a eficiência térmica do MCI foi de 17%.

Zabaniotou [74] descreve uma pesquisa do desempenho de uma unidade de gaseificação acoplada a um motor de combustão interna para cogeração, utilizando como combustível resíduos agrícolas gerados nas zonas rurais da Grécia. A unidade de cogeração tem uma potência máxima de 12 kW_t, além de aproximadamente 5 kW_e. Esta unidade foi testada e operada em diferentes locações de forma constante durante 24 horas por dia durante os 7 dias da semana. Os resultados mostram deste trabalho descrevem o rendimento da unidade de cogeração em termos de operação constante, a geração de energia e a eficiência do processo através da utilização de diferentes resíduos agrícolas. Os resultados desta pesquisa são resumidos no diagrama de Sankey mostrado na Figura 2.17. Todos os resultados, eficiências, saídas e entradas adicionais são dimensionados para entrada de 100 kW_t.

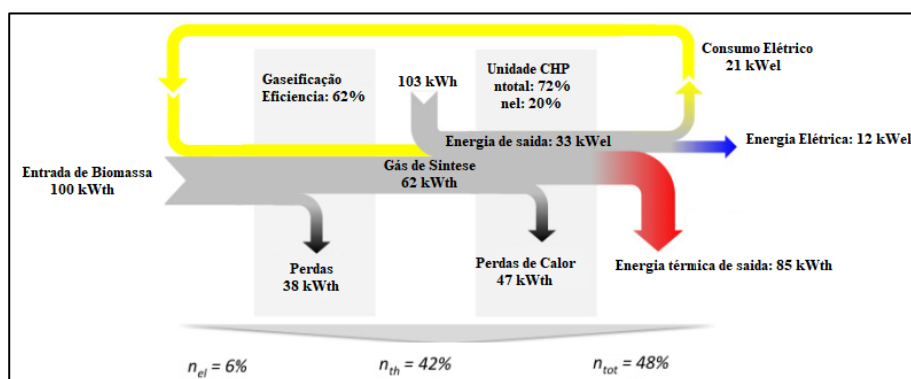


Figura 2.17. Diagrama de Sankey do processo de cogeração [74].

2.5 Estudos econômicos realizados sobre o uso da gaseificação para o aproveitamento energético do CDR

A geração de energia é considerada como uma oportunidade lucrativa desde o ponto de vista comercial devido ao alto custo da eletricidade atualmente. Muitos estudos têm abordado a geração de energia a partir de CDR por meio da gaseificação. Neste item se descrevem algumas pesquisas que foram desenvolvidas.

Arena et al. [75] realizaram uma avaliação técnico-econômica com base em um sistema de gaseificação com dois acionadores primários: um motor de combustão interna e uma turbina a gás para a geração de energia na faixa de 100-600 kW_e. Os balanços de massa e energia e as análises de fluxo de materiais estão baseados nos dados experimentais obtidos a partir de uma escala piloto. Os testes experimentais foram realizados com um gaseificador de leito fluidizado borbulhante que usa ar como agente de gaseificação e vazão mássica de biomassa de 100 kg/h. As medições feitas durante os testes experimentais incluem a composição do gás, a caracterização do combustível e do material coletado no ciclone e no lavador de gases. Os valores para a avaliação técnico-econômica do motor e da turbina a gás são estimados com base nas especificações do fabricante. O estudo conclui que o layout do motor de combustão interna (eficiência na conversão de energia de 27,1%) é a solução que atualmente oferece maior confiabilidade e proporciona maior taxa interna de retorno (TIR de 13,2%) para a faixa de produção de energia elétrica analisada.

Pihl [76] et al. Apresentaram uma análise técnico-econômica sobre a integração da gaseificação de biomassa com turbinas a gás e ciclo combinado (CCGT), aproveitando o potencial energético da biomassa (50 MW_t) com as centrais elétricas CCGT existentes (800 – 1400 MW_t). O custo nivelado da eletricidade (LCOE) é calculado com funções de custo derivadas dos dados da usina de energia. O LCOE varia entre 60 e 160 €/MWh com uma taxa de desconto entre 5% e 15%. Se conclui que a opção do gaseificador apresenta a melhor relação custo-benefício para todos os preços de combustível e taxas de desconto. Pode deduzir-se que a integração da biomassa nas centrais elétricas CCGT, em comparação com as centrais autônomas, permite obter melhorias claras da eficiência e possíveis reduções de custos.

Codignole et al. [30], analisaram a viabilidade técnico-econômica da gaseificação de RSU para a geração de energia elétrica no Brasil, classificando os municípios de acordo a sua população, utilizando este parâmetro como base para o cálculo dos resíduos sólidos gerados, além dos custos e receitas do projeto. Diferentes despesas foram consideradas, como custos de equipamentos e instalação, custos de operação e manutenção e taxa de juros do investimento. As receitas, são provenientes da venda de energia elétrica, a venda dos materiais recicláveis, as taxas pagas pelos municípios brasileiros pela disposição dos resíduos sólidos urbanos em aterros sanitários e as rendas dos créditos de carbono. Foi feita uma análise de cada subgrupo populacional, combinando três cenários econômicos diferentes, variando a taxa de juros de 7,5% até 15%. A viabilidade econômica do projeto foi analisada utilizando o valor presente líquido (VPL) e a taxa interna de retorno (TIR). Os resultados mostram que para municípios brasileiros com mais de 259,000 habitantes a geração de energia é de 1065 kW/ton, portanto, os ganhos são maiores que nos outros cenários. Pode-se concluir que quanto maior a capacidade da instalação, menores os custos específicos e maiores os benefícios.

Nasner et al. [31], desenvolveu a modelagem de uma planta piloto de gaseificação de combustível derivado de resíduos (CDR) usando ar como agente de gaseificação. Sistema de geração é composto por um reator de leito fixo co-corrente acoplado a um motor de combustão interna (MCI). A modelagem foi realizada utilizando o software Aspen PlusTM para prever o desempenho operacional ideal (regime permanente). Depois da simulação encontrou-se que a razão de equivalência (RE) tem influência direta sobre a temperatura de gaseificação e a composição do gás gerado. A RE varia na faixa de 0,25 até 0,3 atingindo uma eficiência máxima de gaseificação a frio (CGE) entre 57 – 60%, com um poder calorífico inferior máximo de 5,8 MJ/Nm³. O gás gerado foi queimado em um MCI onde é atingida uma potência elétrica de 50 kW_e. A avaliação econômica da implantação da planta piloto também foi realizada, mostrando que o projeto é viável (TIR>TMA), com potência acima de 120 kW_e com um investimento inicial de aproximadamente US\$ 300.000.

Os mais importantes métodos para avaliação de investimento em um projeto são o valor presente líquido (VPL) e taxa interna de retorno (TIR). Valor Presente Líquido (VPL) é a somatório dos fluxos líquidos anuais descontados o ano zero do investimento. O fluxo de caixa líquido anual é a diferença entre as entradas e saídas de dinheiro incluindo os

impostos e juros para o determinado período de tempo. A Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de desconto em que o VPL é igual a zero[30].

Os investidores precisam de ferramentas para prever a rentabilidade dos investimentos propostos. Estes métodos de avaliação podem ser aplicados a projetos independentes para determinar se é viável investir ou não no negócio. Esse método é muito importante para empresas, executivos e engenheiros. Como há uma discussão entre investidores e economista se perguntando qual a melhor opção de análise de investimentos utilizarem, opta-se por realizar os dois métodos para a elaboração de projetos de geração de bioenergia. A utilização dos dois métodos pode apresentar bom respaldo para a tomada de decisão, uma vez que empresários tem a opção de escolher qual o mais adequado dentro de seus conceitos[5].

Capítulo 3

3 Planta piloto (NEST/UNIFEI)

Neste capítulo apresenta-se uma descrição detalhada da operação da planta piloto de produção de CDR localizada nos laboratórios do NEST/ UNIFEI, bem como os resultados dos testes de gaseificação que foram realizados no gaseificador de leito fixo em duplo estágio de ar com as briquetes que foram fabricadas na planta piloto.

3.1 Descrição da planta de produção de CDR (briquetagem)

O RSU é uma mistura de diversos materiais, caracterizado pela sua heterogeneidade, tanto na composição das propriedades termoquímicas assim como no tamanho partículas sendo assim a linha de produção de combustível derivado de resíduos CDR precisa estar composta pelas seguintes etapas: classificação manual (Triagem), redução de tamanho (trituração e moagem), secagem e briquetagem de CDR, embalagem e armazenamento. A Figura 3.1 mostra um esquema da planta de produção de CDR e as os equipamentos fornecidos pela empresa LIPPEL localizada na cidade de Agrolândia, SC.

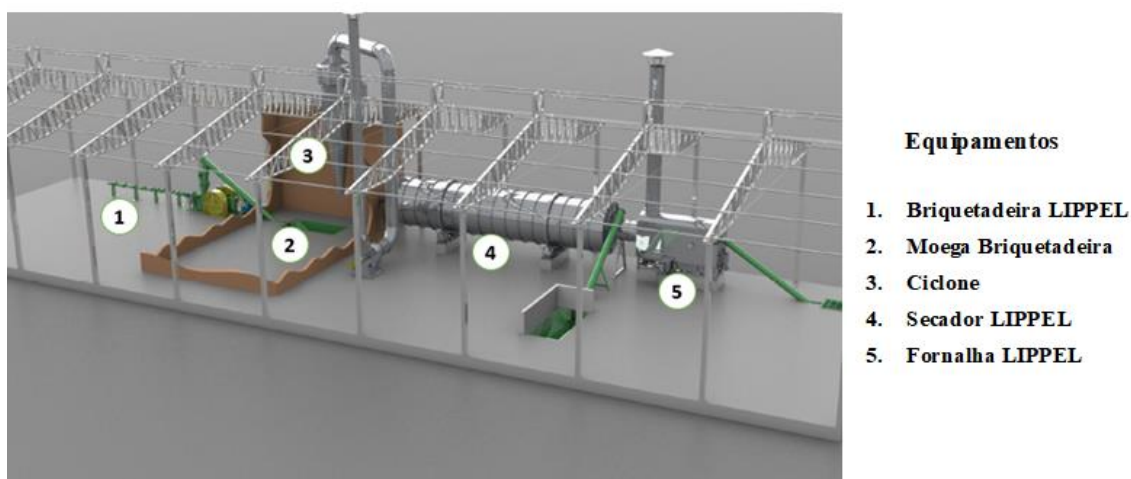


Figura 3.1. Esquema da planta piloto de produção de CDR[77]

A capacidade nominal da planta é de 500 kg/h e está desenhada para utilizar como matéria prima RSU. O conteúdo de umidade que estima o fabricante ao redor de 40-45%, com uma densidade do material úmido de 350 kg/m^3 e do material seco de 215 kg/m^3 a usina é composta por um secador de tambor rotativo, uma fornalha, um exaustor de tiragem

para um volume de gases de 5000 Nm³/h, um ciclone e uma máquina Briquetadeira de pistão. A seguir se descreve detalhadamente as especificações técnicas dos equipamentos da planta de briquetagem.

1. Briquetadeira LIPPEL BL 65/210

A Briquetadeira Mecânica de Pistão LIPPEL BL 65 (Figura 3.2) produz briquetes com 63mm de diâmetro, com uma produção de 400 a 700 kg/h, dependendo do tipo de biomassa utilizada como matéria-prima. A compactação acontece por meio de golpes produzidos sobre a biomassa por um pistão acionado através de dois volantes. Do silo de armazenagem (aéreo ou subterrâneo) a biomassa é transferida para um dosador e briquetada em seguida em forma cilíndrica. O volante serve para armazenar energia cinética para sustentar o funcionamento contínuo que necessita de grande potência.

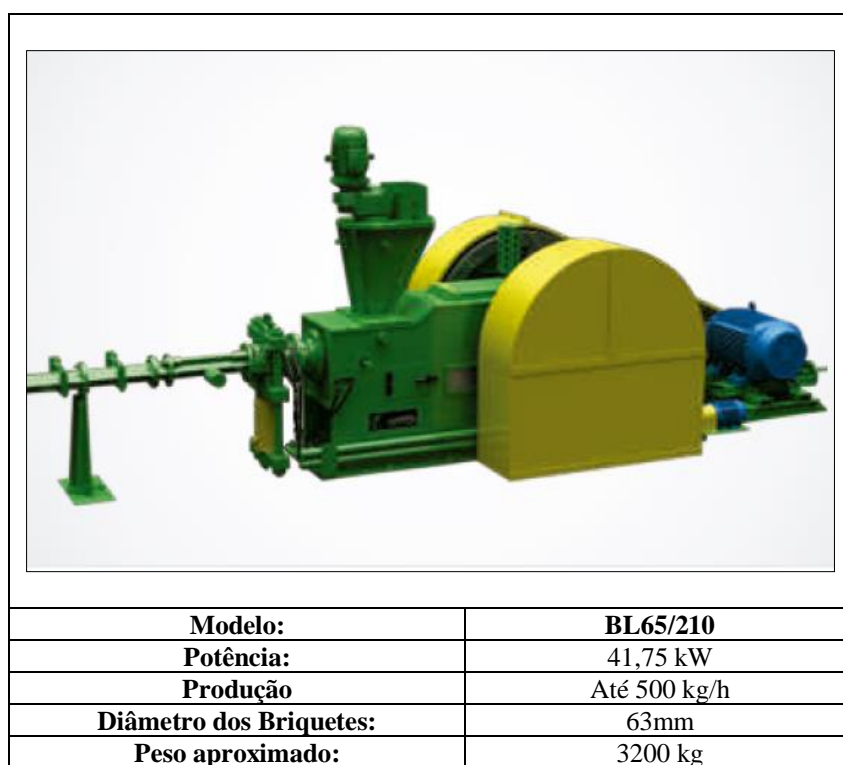


Figura 3.2. Ficha técnica da briquetadeira Mecânica de Pistão BL 65/210[77].


2. Triturador LIPPEL TMF-3280 E

O triturador de resíduos TMF-3280 E (Figura 3.3) é composto por uma câmara de corte a qual é dividida em duas partes inclináveis, podendo ser aberta de forma fácil e facilitando

a manutenção. Os rolamentos e mancais estão localizados fora da câmara de corte, para evitar que a sujeira e o pó danifiquem os rolamentos. Desta forma, impede-se também que a graxa entre na câmara de corte. As facas e as contra facas podem ser ajustadas fora do triturador. Um acessório do triturador de resíduos TMF 3280 E é o gabarito de configuração da faca. A distância entre o gume da faca do rotor e da peneira pode ser facilmente ajustado. As placas são feitas a partir de aço especial, montadas sobre ambos os lados do rotor. Os trituradores padrão TMF são preparados para extração por sucção.

O material é cortado entre o rotor de facas e contra facas, o granulado é definido pelo tamanho da peneira, que fica montada abaixo do rotor. As facas ficam posicionadas em um arranjo tipo cascata, sua estrutura resistente permite que o rotor esmague o material duro e grosso.

O triturador TMF 3280E é indicado para a trituração de tecidos, descaracterização de uniformes, botas emborrachadas, EPIs, roupas, sobras de tecidos, espumas, entre outros. Além do tecido, o TMF 3280E também pode ser utilizado para o processamento de plásticos, papel, fitas, papelão e cartões[77].



Modelo:	TMF 3280 E
Potência:	22 kW
Largura:	1260mm
Altura	1500mm
Comprimento	2100
Velocidade de rotação	580 rpm
Facas	3x2
Contra Facas	2x2
Peso aproximado	1350 kg

Figura 3.3. Ficha técnica Trituradora LIPPEL TMF-3280 E[77].

3. Filtro Ciclone LIPPEL FCL/750

O ciclone (Figura 3.4) é construído em chapa de aço SAE1020 com bocal inferior para descarga do material particulado e saída superior para os gases, tem como objetivo separar as partículas existentes nos gases por meio centrífugo. O sistema de interligação entre o misturador e o ciclone é construído em chapa de qualidade estrutural reforçada, e a estrutura de sustentação em vigas de qualidade estrutural.

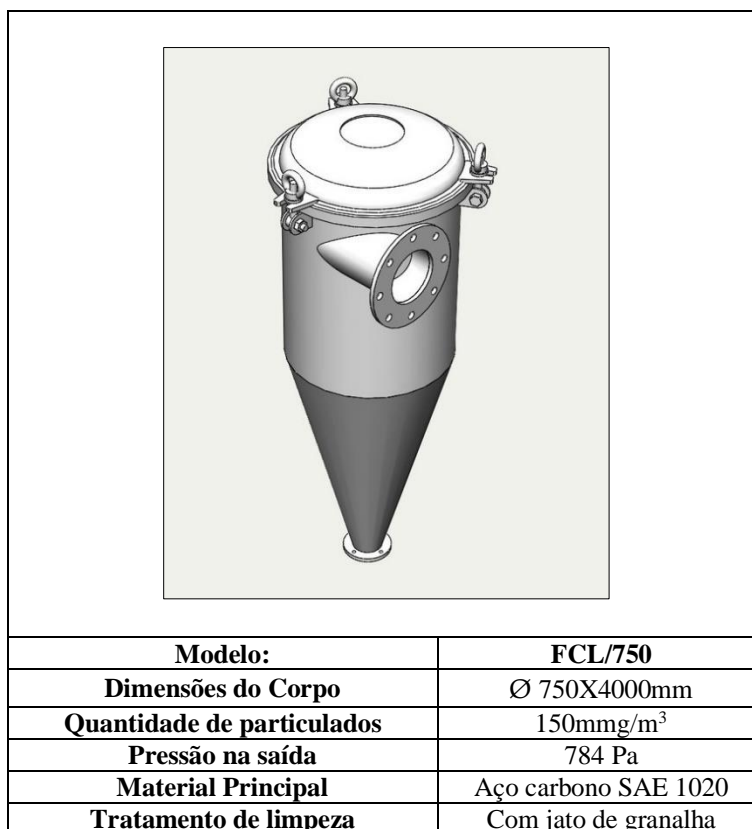


Figura 3.4. Ficha técnica ciclone FCL/750[77].

4. Secador LIPPEL SRL500

Os secadores rotativos LIPPEL (Figura 3.5) são utilizados para secar diversos tipos de biomassas com granulometria diversas e com umidade máxima de 80%. É constituído de um cilindro rotativo suportado por 2 anéis de rolamentos que se movimentam por um conjunto de roletes. O interior do cilindro é dotado de pás estrategicamente posicionadas e com ângulos específicos que se combinam para levantar e deixar cair a biomassa e a transportá-la através do fluxo de gases quentes.

Estes secadores são construídos com aletas pelo comprimento total do tambor soldadas no interior dele. Enquanto o tambor gira a uma velocidade constante, as aletas levantam continuamente o produto e o passam por uma fonte de ar quente. Ao mesmo tempo, barreiras e destinos especialmente projetados ajudam a manter um transporte mecânico e pneumático consistente das partículas através do secador. O processo de secagem ocorre enquanto o produto é suspenso na corrente de ar quente. Quando a quantidade apropriada de umidade do produto é removida, o material é transportado até um sistema de coleta, pela pá da hélice do secador.

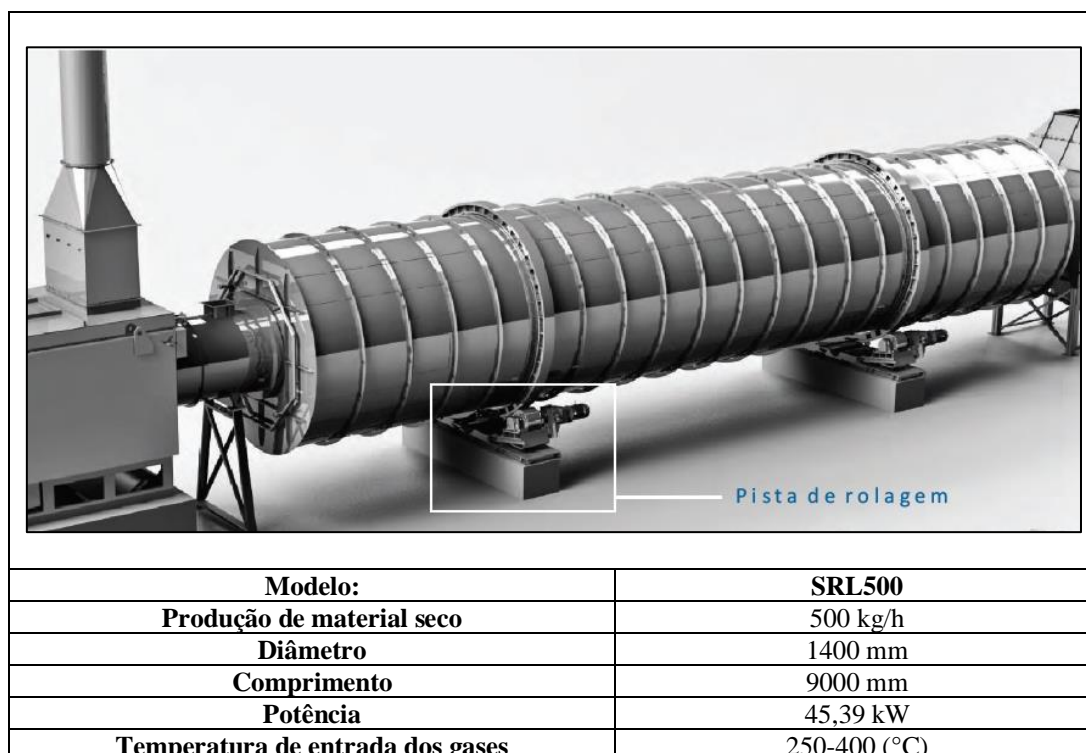


Figura 3.5. Secador rotativo série SRL[77].

5. Fornalha LIPPEL QPL5

A fornalha de combustão pirolítica (Figura 3.6), converte resíduos orgânicos de origem agrícola ou florestal em energia térmica (gases a alta temperatura). Pode ser usado em caldeiras e fornos existentes, essencial para aplicações que necessitam de calor em seu processo produtivo. O processo é automatizado junto com a leitura da temperatura ideal para secagem onde acontece a regulagem do injetor.

Características principais da Fornalha

- Sistema pirolítica de queima, proporcionando uma combustão completa, gerando gases quentes para fornos e processos industriais.
- Temperatura dos gases quentes: até 1200 °C
- Leitura digital no painel de controle por termômetros instalados no sistema para controle das temperaturas
- Sistema de coleta de cinza automatizada através de transportador de rosca.



Figura 3.6. Fornalha de combustão pirolítica[77].

3.2 Descrição e caracterização do combustível

Os briquetes de CDR a partir de RSU produzidos na planta piloto de briquetagem são de aproximadamente 63mm de diâmetro e 100mm de comprimento. Como pode-se observar na Figura 3.7 os briquetes apresentam uma forma cilíndrica que facilita seu armazenamento e posterior gaseificação para reatores de leito fixo.



Figura 3.7. CDR produzido na usina de briquetagem

As propriedades termoquímicas do combustível foram determinadas no laboratório de caracterização de combustíveis sólidos do Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída (NEST), da Universidade Federal de Itajubá para o qual foi empregado um analisador CHNSO da marca Perkin Elmer series II 2400 para análise baseado na norma ASTM D 5373-08 A análise imediata (cinzas, voláteis, carbono fixo) foi realizada utilizando um analisador termogravimétrico marca LECO 70 para análise seguindo a norma ASTM D317, e para a determinação do poder calorífico superior foi empregada um calorímetro marca IKA, modelo C2000 operando o método dinâmico a 25°C por 7 min [7].

Na Tabela 3.1 são apresentados os resultados das análises elementar e imediata das seis amostras utilizadas nos testes experimentais (B.1 a B.6). Pode-se observar que os briquetes de CDR possuem uma quantidade alta de cinzas na média de 25,1% e um conteúdo de umidade na média de 6%.

Tabela 3.1. Análise elementar e imediata do CDR

<i>Análise Imediata (%)</i>	<i>B. 1</i>	<i>B. 2</i>	<i>B. 3</i>	<i>B. 4</i>	<i>B. 5</i>	<i>B. 6</i>	<i>Media</i>
Umidade	5,6	5,9	5,6	6,3	6,3	6,3	6,0
Voláteis	70,9	71,4	70,3	64,3	65,0	64,8	67,8
Cinzas	14,6	14,1	15,6	20,6	21,0	21,1	17,8
Carbono Fixo	9,0	8,6	8,5	8,8	7,8	7,8	8,4
<i>Análise Elementar (%)</i>	<i>B. 1</i>	<i>B. 2</i>	<i>B. 3</i>	<i>B. 4</i>	<i>B. 5</i>	<i>B. 6</i>	<i>Media</i>
Carbono	39,0	42,1	41,4	39,9	40,2	38,5	40,2
Hidrogênio	5,5	5,8	5,7	5,5	5,5	5,3	5,5
Nitrogênio	1,5	1,2	1,4	1,4	1,3	1,4	1,4
Oxigênio	31,8	28,5	29,1	30,8	30,5	32,4	30,5
Cinzas	23,7	21,3	21,3	26,0	29,2	29,2	25,1
PCI [MJ/kg]	19,9	16,5	19,2	18,9	20,9	21,8	19,5
PCS [MJ/kg]	21,1	17,9	20,5	20,2	22,2	23,0	20,8

3.3 Descrição do Sistema de gaseificação e MCI

3.3.1 Gaseificador de Leito fixo

O gaseificador de leito fixo (Figura 3.8) do laboratório do NEST com uma capacidade de 30-50 kWt, foi projetado e construído pela empresa Termoquip Energia Alternativa Ltda. O gaseificador tem um diâmetro interno de 0,3 m e uma altura (a partir do topo do reator até a grelha) de 1,06 m. O equipamento destina-se à produção de gás combustível a partir de madeira e outros materiais carbonáceos, com teor de alcatrão ($<35 \text{ mg /Nm}^3$ na saída do reator) e partículas ($<10 \text{ mg/Nm}^3$ na saída de filtro). O gaseificador é construído em aço carbono com um revestimento interno de material refratário[78].

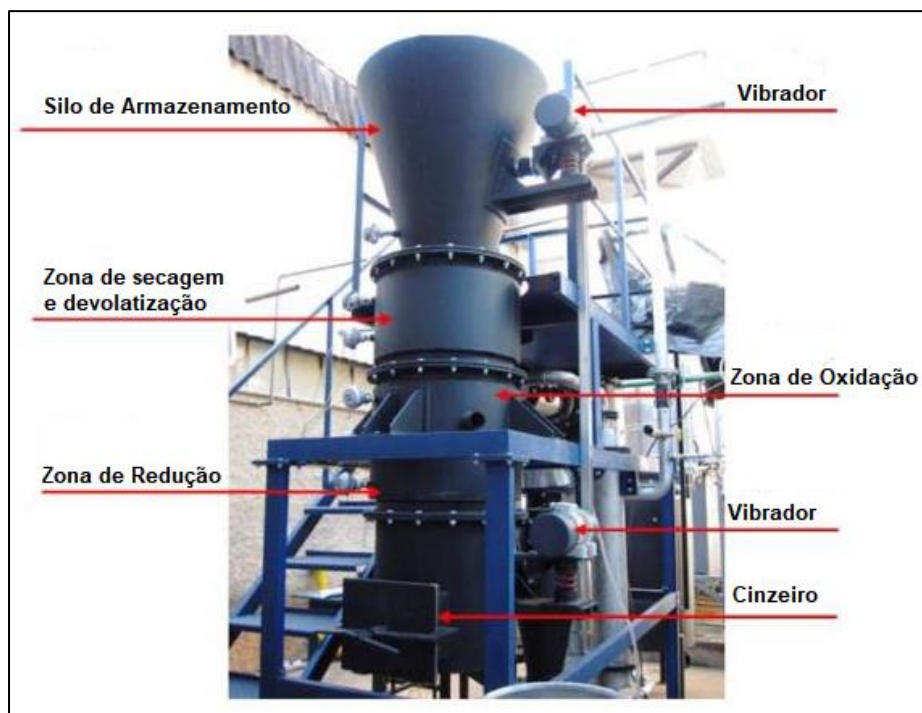


Figura 3.8. Gaseificador de leito fixo de duplo estagio[79].

Ao longo do reator estão instalados cinco termopares do tipo K que permitem registrar e monitorar as temperaturas em diferentes pontos. Um dispositivo vibrador, na parte superior do gaseificador, acoplado com um temporizador, garante a distribuição homogênea de biomassa e o fluxo no interior do reator. Além disso, outro vibrador também acoplado com um temporizador na parte inferior do gaseificador permite descarregar as cinzas através da grelha. As características nominais do equipamento são apresentadas na Tabela 3.2. [79].

Tabela 3.2. Características do gaseificador de duplo estágio [78]

<i>Característica</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>
<i>Potência térmica</i>	50	kW
<i>Potência elétrica esperada</i>	10	kW
<i>Potência térmica específica</i>	1200 ± 500	kW/m ²
<i>Consumo de biomassa (base seca)</i>	10	kg/h
<i>Consumo de biomassa (umidade 15%)</i>	12	kg/h
<i>Tamanho da biomassa</i>	20 - 60	mm
<i>Fator de ar</i>	0,35	

De acordo com a Figura 3.8 o ar é fornecido por meio de um soprador de alta pressão, passando por um primeiro trocador de calor antes de ser alimentado no gaseificador. O reator apresenta a possibilidade de trabalhar com dois estágios de fornecimento de ar. No primeiro estágio, o ar é utilizado para a queima parcial da biomassa a fim de gerar a energia necessária para as etapas de secagem e pirólise, assim como para o desenvolvimento de algumas reações endotérmicas do processo de transformação termoquímica[80].

3.3.2 Motor de Combustão Interna

O gaseificador é acoplado a um motor tipo Diesel de quatro tempos marca YANMAR referência BTD 22. O motor foi modificado para uso com gás natural pela empresa GET (Global Energy Telecom) alcançando uma potência final de 10,4 kW. As especificações técnicas do motor são expostas na Tabela 3.3. Na Figura 3.9 apresenta uma fotografia do motor [81][63].

Tabela 3.3. Especificações do Motor [81]

<i>Especificações Técnicas do Motor</i>	<i>BTD 22</i>
Combustão	Injeção direta
Número de cilindros	2
Cilindrada (c.c)	1145
Potência NBR ISSO 6396 (kW)	11,1
Sistema de refrigeração	Água radiador
Sistema de partida	Elétrica
Capacidade de óleo no cárter (l)	6
Peso líquido (kg)	270
Taxa de compressão	12,5:1

Segundo Martinez [63] após as modificações da GET, o motor terminou tendo uma taxa de compressão de 12,5:1 para seu uso com gás natural. A câmara de combustão é de cabeçote plano e pistão rebaixado. A máquina está configurada para trabalhar a uma

velocidade constante de 1800rpm, com um mecanismo regulador de gás/ar ativado por meio da válvula borboleta localizada antes da câmara de combustão do motor. Além disso, o motor, por ter sido modificado para seu uso com gás natural, apresenta condições de mistura (relação ar/combustível) diferentes às necessárias para o gás de gaseificação.

O objetivo principal dos testes experimentais é atingir e manter a carga máxima de 5.5 kW e com isso fazer a medição dos teores de CO, CH₄, H₂ e do *PCIg*, com a finalidade de avaliar o funcionamento do motor com o gás de síntese gerado na gaseificação de CDR.

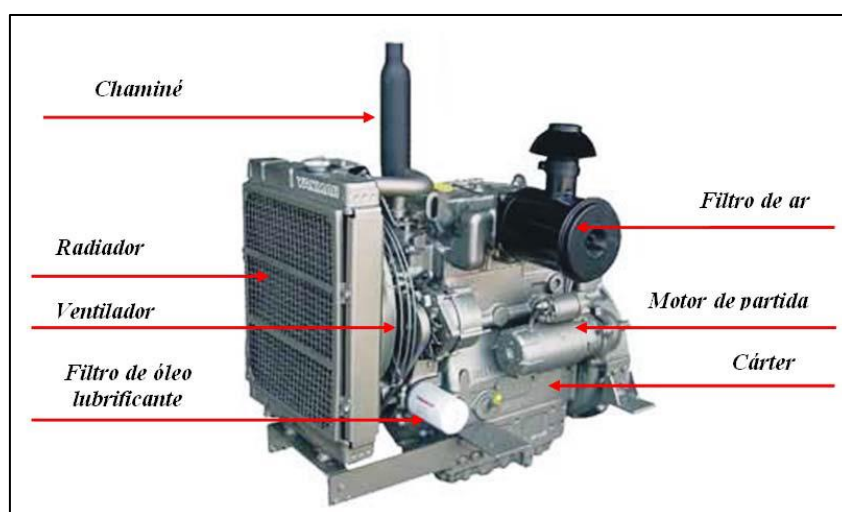


Figura 3.9. Motor de Combustão Interna YANMAR BT22 acoplado ao gaseificador

3.4 Testes de gaseificação

Durante os ensaios experimentais foram realizadas 14 corridas com a finalidade de determinar a variação da composição do gás e poder calórico em função da razão de equivalência (RE). Se utilizaram briquetes de CDR produzidos na planta descrita no item 3.1, e com a caracterização descrita no item 3.3.

3.4.1 Cálculo da vazão de ar em duplo estágio

De acordo com Martinez [63] as placas de orifício permitem a leitura da vazão de ar que é fornecida ao processo de gaseificação. As placas consistem de chapas com perfurações de 12,01 mm para a parte superior do reator (primeiro estágio) e 15,16 mm para a parte

inferior (segundo estágio), como mostra a Figura 3.10. As pressões diferenciais foram medidas utilizando manômetros de água tipo U, com escala em milímetros e tolerância de ± 1 mmH₂O. A vazão de ar que é fornecida em cada estágio foi determinada a partir das leituras de pressão diferencial nas placas, além da pressão estática do ar e a temperatura do mesmo. As placas de orifício mostradas na Figura 3.11 foram construídas e projetadas pela empresa TERMOQUIP ENERGIA ALTERNATIVA Ltda e o cálculo da vazão de ar foi referido na norma ISO 5167 [63].

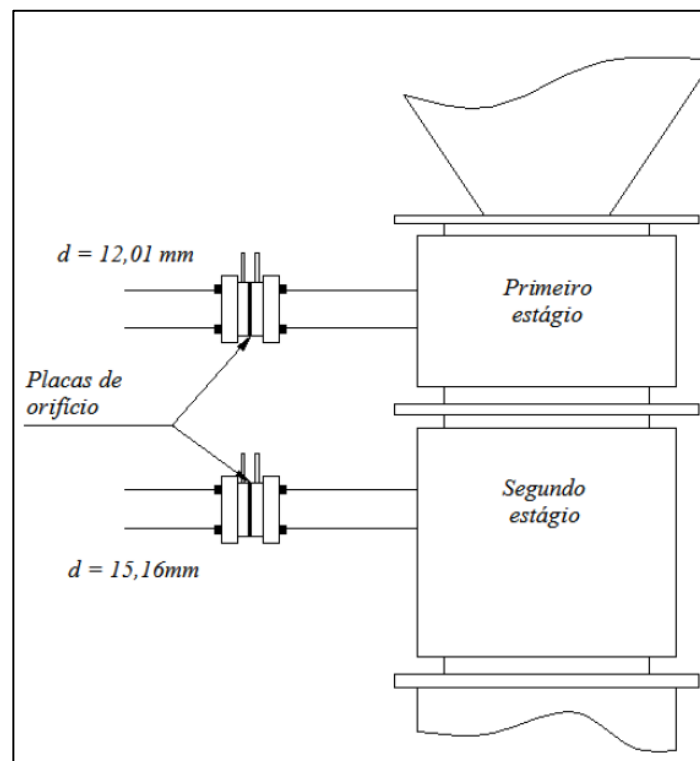


Figura 3.10. Esquema das placas de orifício do gaseificador[63].

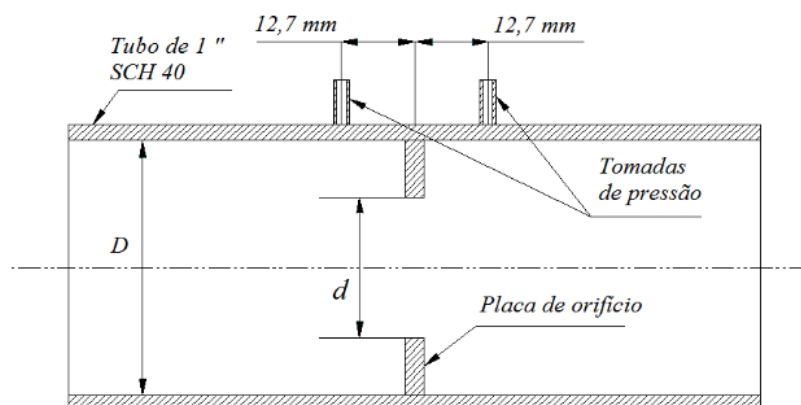


Figura 3.11. Configuração das placas de orifício do gaseificador[63].

A Tabela 3.4 mostra a vazão volumétrica de ar para cada um dos estágios durante 14 corridas consideradas durante os testes experimentais. Calculada mediante a pressão diferencial das placas de orifício.

Tabela 3.4. Vazão volumétrica de ar em duplo estágio

<i>Teste</i>	<i>Vazão de ar (Nm³/h)</i>		<i>Total</i>
	<i>Primero Estágio</i>	<i>Segundo Estágio</i>	
<i>A1</i>	0,00	14,38	14,38
<i>A2</i>	0,00	15,04	15,04
<i>A3</i>	0,00	15,69	15,69
<i>A4</i>	0,00	16,34	16,34
<i>A5</i>	5,10	11,90	17,00
<i>A6</i>	5,30	12,36	17,65
<i>A7</i>	5,49	12,81	18,30
<i>A8</i>	5,69	13,27	18,96
<i>A9</i>	5,88	13,73	19,61
<i>A10</i>	9,12	11,15	20,27
<i>A11</i>	9,41	11,51	20,92
<i>A12</i>	9,71	11,87	21,57
<i>A13</i>	10,00	12,22	22,23
<i>A14</i>	10,30	12,58	22,88

3.4.1.1 Razão de Equivalência

O fator de ar define a proporção de combustível queimado (combustão completa) com relação a quantidade gaseificada (oxidação parcial e/ou redução). A razão de equivalência é o cociente entre a razão de ar/combustível real pela razão ar/combustível estequiométrica a Equação (3.1) Define a fração de combustível gaseificado (oxidação parcial) em relação à proporção de combustível queimado (combustão completa)[7].

$$RE = \frac{(A/C)_{real}}{(A/C)_{esteq}} \quad (3.1)$$

O volume teórico de oxigênio necessário para queimar completamente 1kg de CDR é calculado pela Equação (3.2)

$$VO_2 = \left(1,866 * \frac{C}{100} + 5,56 * \frac{H}{100} + 0,7 * \frac{O}{100}\right) Nm^3/kg_{comb} \quad (3.2)$$

Assumindo que o ar está composto por de 21% de O₂ e 79% de N₂ por volume, quando 1 kg de combustível (em base seca) é queimado completamente, este requer uma quantidade de ar em volume que é calculado pela Equação (3.3).

$$(A/C)_{esteq} = V_{ar} = \frac{1}{0,21} \left(1,866 * \frac{C}{100} + 5,56 * \frac{H}{100} + 0,7 * \frac{O}{100}\right) Nm^3/kg_{comb} \quad (3.3)$$

Logo, a relação ar/combustível estequiométrico, determinada em m³/kg nas condições normais de temperatura e pressão (1atm e 0°C) fica:

$$(A/C)_{esteq} = 0,0889 * (C + 0,375S) + 0,265h - 0,0330 Nm^3/kg_{comb} \quad (3.4)$$

A relação ar/combustível real é calculada considerando o consumo de combustível na operação do reator (m_b), a vazão volumétrica de ar (V_{ar}) e o tempo de operação (t) como mostra a Equação (3.5).

$$(A/C)_{real} = \frac{V_{ar} * t}{m_b} \quad (3.5)$$

Na Tabela 3.5 pode-se observar a vazão mássica do ar que entra no gaseificador para cada um dos testes. Para a realização dos ensaios se toma como base um fluxo mássico de combustível de 12 kg/h, que é a capacidade nominal do gaseificador, considerou-se que a relação de equivalência estará na faixa de 0,22 até 0,35 calculada mediante a razão ar/combustível estequiométrica $(A/C)_{esteq}$ e com a razão ar/combustível real $(A/C)_{real}$, determinada mediante a vazão total de ar que entra no reator.

Tabela 3.5. Condições experimentais de gaseificação

<i>Teste</i>	<i>R (A/C) esteq</i>	<i>R (A/C) real</i>	<i>RE</i>	<i>Total (kg/h)</i>
<i>A1</i>	5,22	1,15	0,22	17,82
<i>A2</i>	5,22	1,20	0,23	18,63
<i>A3</i>	5,22	1,25	0,24	19,44
<i>A4</i>	5,22	1,31	0,25	20,25
<i>A5</i>	5,22	1,36	0,26	21,06
<i>A6</i>	5,22	1,41	0,27	21,87
<i>A7</i>	5,22	1,46	0,28	22,68
<i>A8</i>	5,22	1,51	0,29	23,49
<i>A9</i>	5,22	1,57	0,30	24,30
<i>A10</i>	5,22	1,62	0,31	25,11
<i>A11</i>	5,22	1,67	0,32	25,92
<i>A12</i>	5,22	1,72	0,33	26,73
<i>A13</i>	5,22	1,77	0,34	27,54
<i>A14</i>	5,22	1,83	0,35	28,35

3.4.2 Composição do gás produzido

A composição do gás produzido no gaseificador se obtém mediante um sistema analisadores contínuos marca Siemens.

3.4.2.1 Sistema de análise de gases

Depois de retirar o alcatrão e o teor de cinzas presentes no gás pobre mediante o sistema de limpeza procedeu-se à análise do gás. A composição volumétrica do gás de síntese é determinada utilizando o analisador Siemens ULTRAMAT-23 para os teores, em volume, de CO e CH₄, e Siemens CALOMAT-6 para o teor de H₂. O intervalo mínimo de medição dos equipamentos é 0-50/0-500 ppm. Esses equipamentos são calibrados antes de cada teste através de gás padrão para garantir a sua precisão. A Figura 3.12 mostra uma fotografia do sistema analisador de gases.



Figura 3.12. Sistema de análise de gases

3.5 Procedimento para a realização dos testes

Para a realização dos testes de gaseificação, é necessário estabelecer uma sequência de passos para o êxito dos ensaios. Depois de analisar o combustível (composição, teor de umidade, tamanho), procede-se a revisão geral do reator e do sistema de limpeza com o fim de encontrar vazamentos que afetam a execução do experimento. Também se verifica que as válvulas de entrada do ar nos estágios se encontrem fechadas para que não sejam obstruídas com os gases gerados durante o pré-aquecimento do reator.

Sendo que o regime permanente é determinado mediante a estabilização da temperatura a longo reator, deve-se verificar o correto funcionamento dos termopares e do computador para o seguimento durante a operação do sistema.

Deve-se revisar a disponibilidade do gás liquefeito de petróleo (GLP) para o arranque e aquecimento do motor, do mesmo modo, procede-se a revisar a quantidade de água no gasômetro a fim de ajudar a condensação do alcatrão presente no gás gerado

Uma vez seja feito o processo de preparação do experimento procede-se:

- Procedese a revisar a vedação das tampas tanto no silo de armamento como na tampa da grelha para evitar vazamentos de gás durante os testes experimentais
- Calibração dos analisadores de gases
- Pesagem dos briquetes de CDR com o fim de determinar o fluxo mássico de combustível, neste caso se utilizaram 32,2 kg de briquetes para cada teste.
- Pré-aquecimento do reator. Foi feito com uma camada de carvão vegetal encima da grelha, a fim de atingir uma temperatura ótima (400-600 °C) na zona de combustão do reator e a queima do CDR seja mais rápida.
- Monitoramento das temperaturas nas zonas do reator (secagem, pirolise, combustão e redução).
- Amostragem do gás: Este passo é realizado quando o reator atinge o regime permanente. Os analisadores devem estar previamente calibrados.
- Desligamento do sistema

3.5.1 Resultados dos testes experimentais de gaseificação em duplo estagio

Como foi descrito no item 3.4, os testes experimentais foram desenvolvidos variando a vazão de ar em cada um dos estágios, com o objetivo de determinar a variação nas concentrações de CO, CH₄, H₂ do gás de síntese, e sua influência no cálculo do poder calorífico inferior (PCI_g). Na Tabela 3.6, mostram-se os valores médios de concentração volumétrica de CO, CH₄, H₂ e PCI_g obtidos do analisador de gases durante as 14 corridas (A1 até A14) que foram realizadas. As concentrações de volumétricas dos gases combustíveis, foram medidas na saída do ciclone antes da chaminé onde foram queimados.

Tabela 3.6. Concentração de CO, CH₄, H₂ e PCIg

<i>Teste</i>	<i>CO (% vol.)</i>	<i>CH₄(% vol.)</i>	<i>H₂ (% vol.)</i>	<i>PCIg (MJ/Nm³)</i>
A1	14,97	2,30	9,996	3,79
A2	15,09	1,50	10,28	3,55
A3	15,05	1,30	10,79	3,53
A4	15,75	1,10	10,96	3,56
A5	15,93	0,90	11,34	3,56
A6	16,14	0,70	12,04	3,59
A7	15,97	1,00	12,60	3,73
A8	15,40	0,90	12,30	3,59
A9	16,34	0,70	12,44	3,66
A10	17,02	0,80	12,74	3,81
A11	16,69	0,70	12,95	3,75
A12	16,08	0,80	13,24	3,74
A13	16,64	0,90	13,16	3,84
A14	17,39	0,90	13,12	3,93

Na Figura 3.13 mostram-se os perfis de concentração de CO, CH₄, H₂ e PCIg, em função da razão de equivalência na faixa entre 0,22 e 0,35 de acordo a vazão de ar que entra no reator. Como pode observar as concentrações de CO e H₂, apresentam um comportamento ascendente desde 14,6% até 16,98% e desde 10,947% até 13,54% respectivamente. O valor máximo do PCIg (3,8366 MJ/Nm³) encontra-se para uma razão de equivalência de 0,35. Pode-se observar que com o aumento da vazão de ar fornecida ao reator se apresenta diminuição no teor de CH₄ passando de 2,30% a 0,90%. Os resultados obtidos em termos de composição do gás de síntese e o valor do PCIg, tem certa semelhança com os valores apresentado na revisão da literatura. Khosasaeng [36] fez um estudo com um gaseificador de leito fixo co-corrente analisando o efeito da razão de equivalência utilizando CDR a partir de RSU. Onde a RE variou de 0,15-0,50 para estudar a produção do gás de síntese gerado e analisar os gases combustíveis (CO, CH₄ e H₂) pode-se observar que a maior taxa de alimentação do ar as concentrações CO, CH₄ e H₂ tendem a decrescer. As concentrações de CO foram de 11,20 a 14,72%. No RE = 0,35, a maior concentração quando o CO resultou foi de 14,72%. No ER = 0,50, a concentração de CO foi menor em 11,20%. Para CH₄, ao ER = 0,30, a concentração de CH₄ foi maior em 8,76%. Para H₂, verificou-se que no ER = 0,25, a maior concentração de H₂ foi de 8,82%.

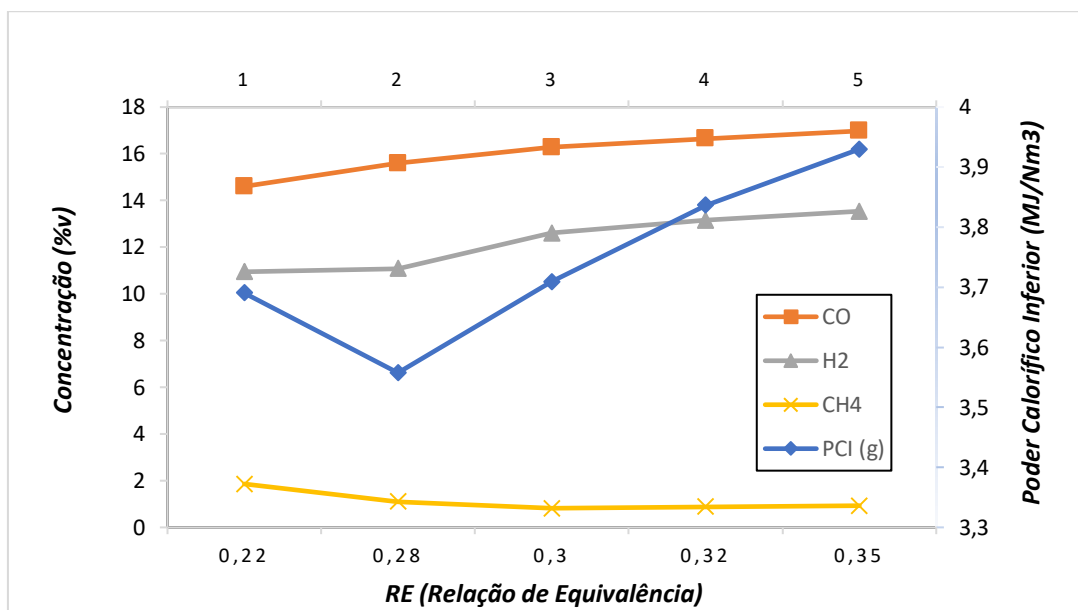


Figura 3.13. Perfil de concentração de CO, CH₄ e H₂, e PCIg durante os testes experimentais

As temperaturas medidas ao longo do reator, permitem ter uma ideia geral dos fenômenos termoquímicos que acontecem no gaseificador principalmente no primeiro e segundo estágio de fornecimento de ar[63]. Os valores de temperatura foram monitorados através dos 5 termopares tipo k instalados na parte interna do gaseificador e distribuídos como aparece na Figura 3.14. Tanto os dados de temperatura como da composição do gás foram enviados a um computador mediante um sistema de aquisição de dados. As informações se armazenaram na memória do computador a cada dois segundos e foram vistas em tempo real durante o experimento, e assim monitorar o comportamento do processo[7]. Na Tabela 3.7 pode-se observar as temperaturas medidas ao longo do reator pelos 5 termopares instalado.

Tabela 3.7. Temperaturas ao longo do reator

<i>Teste</i>	<i>T1 (°C)</i>	<i>T2 (°C)</i>	<i>T3 (°C)</i>	<i>T4 (°C)</i>	<i>T5 (°C)</i>
A1	31,72	42,25	585,79	604,73	439,41
A2	31,53	42,15	385,82	621,86	464,40
A3	31,07	41,19	554,19	623,58	484,40
A4	30,66	40,61	485,37	614,88	493,08
A5	30,95	55,64	660,00	632,91	512,94
A6	30,55	43,45	534,78	659,45	532,43
A7	30,35	40,51	471,68	671,52	545,16
A8	30,03	40,21	473,88	704,43	561,59
A9	29,52	39,12	556,63	686,40	578,66
A10	29,39	39,02	561,25	689,12	580,87
A11	29,08	38,08	531,04	693,35	583,09
A12	28,70	37,83	543,17	698,74	587,71
A13	28,05	37,03	562,21	708,59	594,35
A14	28,90	37,26	558,39	709,02	597,27

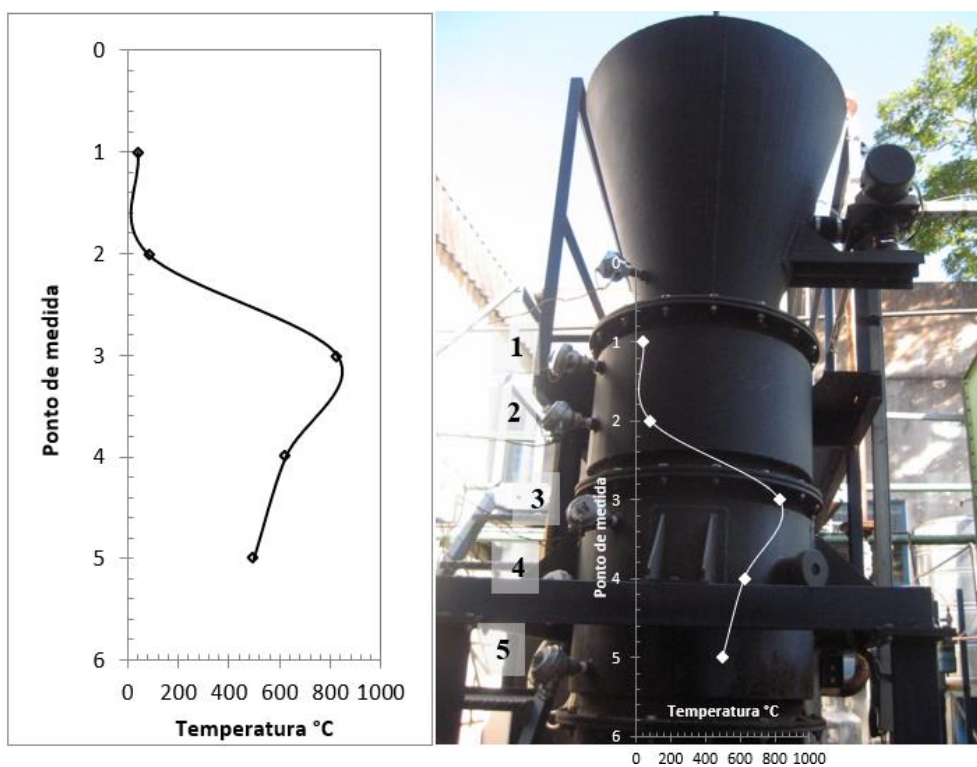


Figura 3.14. Perfis de temperatura do gaseificador de leito fixo

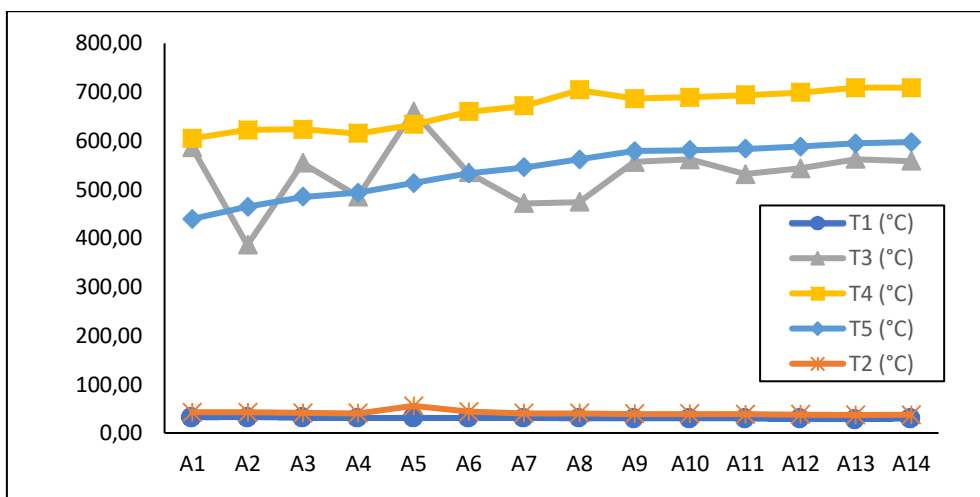


Figura 3.15. Perfil de temperaturas no gaseificador durante os testes experimentais

O perfil de temperaturas mostrado na Figura 3.15, indica a temperatura nas diferentes regiões. Para cada um dos ensaios que foram realizados a maior temperatura no interior do gaseificador, encontra-se na zona de combustão onde o ar é fornecido. Os perfis de temperatura mostram um comportamento normal dos gaseificadores de leito fixo *co-corrente* de acordo com pesquisas do NEST utilizando o mesmo reator. A temperatura na zona de secagem inferior de 100 °C; temperatura na zona de pirólise na faixa de 400 °C e 600 °C; temperatura na zona de combustão entre 600 °C e 800 °C; e temperaturas na zona de gaseificação na faixa de 600 °C e 750°C.

3.5.2 Balanço de massa e energia do gaseificador de duplo estagio

O gaseificador de leito fixo *co-corrente* recebe três correntes na entrada. A alimentação do combustível neste caso o CDR e o ar em duplo estagio. Como correntes de saída temos o gás pobre gerado na gaseificação e as cinzas acompanhadas do “char” (coque) residual e de alcatrão que são eliminadas no sistema de limpeza do gaseificador[63].

As variáveis para avaliar o desempenho de um sistema de gaseificação são a energia útil do gás ($E_{\text{útil}}$), a eficiência a frio (η_{frio}), a velocidade do gás (U_s), a taxa de gaseificação específica (SGR) e a RE. A partir da vazão de ar fornecida ao gaseificador nos estágios e as concentrações de CO, CH₄ e H₂ medidas durante cada um dos ensaios fornecida pelo analisador de gases. O balanço de massa do gaseificador é considerado em regime permanente (Figura 3.16) e é calculado mediante a seguinte equação:

$$\oint_{SC}^1 d\dot{m} = \sum (\dot{m})_{ent} - \sum (\dot{m})_{sai} = 0 \quad (3.6)$$

$$\dot{m}_{CDR} + \dot{m}_{ar} = \dot{m}_{cinzas} + \dot{m}_{gas} \quad (3.7)$$

Sendo:

\dot{m}_b : Vazão mássica de CDR que entra no gaseificador

\dot{m}_{ar} : Vazão mássica de ar que entra no gaseificador

\dot{m}_{cinzas} : Vazão mássica das cinzas

\dot{m}_{gas} : Vazão mássica de gás gerado

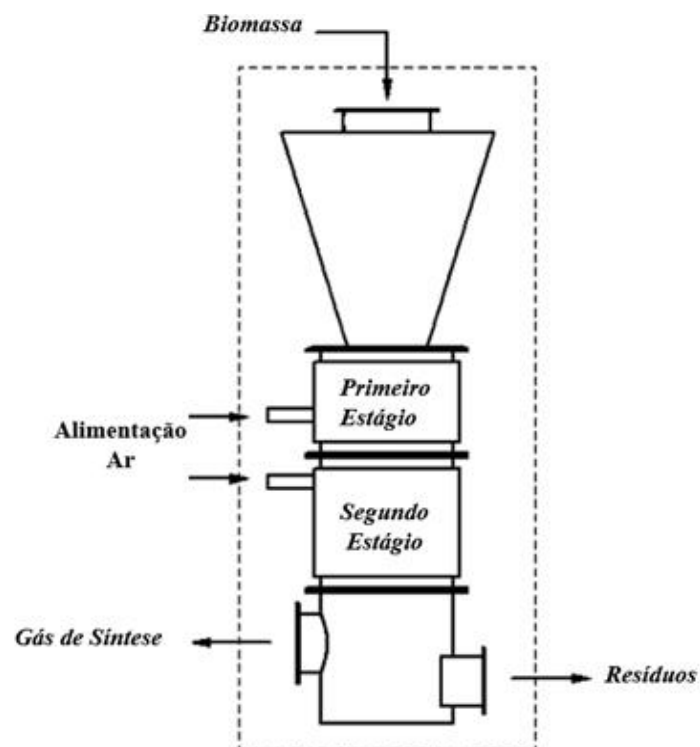
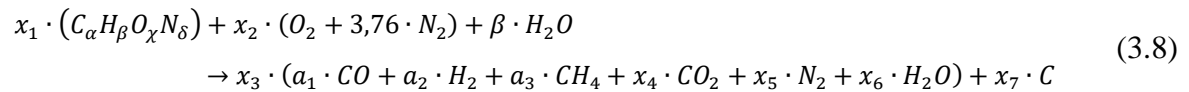


Figura 3.16. Volume de controle do gaseificador

Para realizar o cálculo da vazão do gás produzido e do consumo de CDR foi desenvolvido um balanço molar desconsiderando a presença de alcatrão no gás. Depois de realizar a caracterização dos briquetes, se evidencia um alto teor de cinzas (25,1%) no combustível. Como as cinzas não participam da reação do processo de gaseificação não são incluídas

no balanço de massa. Os moles de carbono (n_C), hidrogênio (n_H), oxigênio (n_O) e nitrogênio (n_N) do CDR, assim como sua umidade. O balanço foi resolvido a partir das concentrações de CO, H₂ e CH₄ além da vazão total de ar alimentada ao processo, como se mostra a continuação:

Reação de gaseificação se mostra na equação (3.8)



Balanço de Carbono

$$n_C \cdot x_1 = x_3 \cdot (a_1 + a_3 + x_4) + x_7 \quad (3.9)$$

Balanço de Hidrogênio

$$n_H \cdot x_1 \cdot 2 \cdot \beta = x_3 \cdot (2 \cdot a_2 + 4 \cdot a_3 + 2 \cdot x_6) \quad (3.10)$$

Balanço de Oxigênio

$$n_O \cdot x_1 + 2 \cdot x_2 + \beta = x_3 \cdot (a_1 + 2 \cdot x_4 + x_6) \quad (3.11)$$

Balanço de Nitrogênio

$$n_N \cdot x_1 + (3,76 \cdot 2) \cdot x_2 = 2 \cdot x_3 \cdot x_5 \quad (3.12)$$

Balanço dos produtos

$$1 = a_1 + a_2 + a_3 + x_4 + x_5 + x_6 \quad (3.13)$$

Para o cálculo dos resíduos do processo, em função do consumo de biomassa (m_{CDR}), é utilizada a equação (3.14), onde se utiliza o teor de carbono presente no CDR (40,2%) e a sua massa molecular ($M_{WC} = 12 \text{ kg/kmol}$)[82]:

$$x_7 = 0,10 \cdot 0,4394 \cdot \frac{\dot{m}_{CDR}}{M_{W_c}} \quad (3.14)$$

A partir da taxa total de ar que ingressa no reator (\dot{V}_{ar}) em Nm^3/h , e sua densidade ($\rho_{ar} = 1,2932 \text{ Nm}^3/\text{kg}$), junto como sua massa molar ($M_{W_{ar}} = 28,84 \text{ kg/kmol}$), é possível conhecer o coeficiente estequiométrico (x_2) que determina os moles de ar envolvidos na reação, segundo o mostrado na equação:

$$x_2 = \frac{\dot{V}_{ar} \cdot \rho_{ar}}{(3600) \cdot (4,76) \cdot M_{W_{ar}}} \quad (3.15)$$

Os moles de água envolvidos na reação (β) são obtidos a partir da umidade do CDR em base de trabalho (W^t), a massa molar da água ($M_{W_{H_2O}} = 18 \text{ kg/kmol}$) e o consumo de CDR envolvido no processo (\dot{m}_b)

$$\beta = W^t \cdot \dot{m}_b \cdot \frac{1}{M_{W_{H_2O}}} \quad (3.16)$$

As equações anteriormente descritas descrevem um sistema de equações lineais com oito incógnitas ($x_1, x_2, x_3, x_4, x_5, x_6, x_7, \beta$), este sistema é resolvido utilizando o software Mathcad Prime. Desta forma, o consumo do CDR envolvido no processo, em kg/h , pode ser calculado mediante a equação (3.17) Conhecida esta variável, é possível determinar a vazão de ar envolvido no processo, segundo a equação (3.1), e a análise elementar considerada para a biomassa[82].

$$\dot{m}_{CDR} = x_1 \cdot (n_C + n_H + n_O + n_N) \cdot M_{W_b} \quad (3.17)$$

A vazão mássica de gás pobre, em kg/h, é determinada a partir do coeficiente estequiométrico dos produtos (x_3) e sua massa molar, segundo o mostrado na equação (3.18)

$$\dot{m}_{gás} = x_3 \cdot MW_g \quad (3.18)$$

Finalmente foi feita uma verificação do fechamento do balanço de massa (*MBC*) por seu nome em inglês *mass balance closure*, calculando previamente, os resíduos sólidos totais gerados equação (3.19)(3.20), como a soma dos elementos que não foram queimado e as cinzas contidas no CDR (as quais consideraram 25,1% em massa do CDR consumido no processo mediante a equação (3.17). O cálculo da *MBC* foi obtido através do quociente entre a massa total que sai sobre a massa total que entra no sistema, como mostra a equação (3.20) [82].

$$\dot{m}_r = 0,251 \cdot \dot{m}_{CDR} + x_7 \cdot MW_c \quad (3.19)$$

$$MBC = \frac{\dot{m}_g + \dot{m}_r}{\dot{m}_{CDR} + \dot{m}_a} \quad (3.20)$$

Depois de determinar o balanço de massa procede-se determinar o balanço de energia usando o volume de controle mostrado na Figura 3.16 em regime permanente.

3.5.2.1 Balance de energia

$$E_{CDR} + E_{ar} = E_{perdas} + E_{gás} \quad (3.21)$$

Sendo:

E_{CDR} : Fluxo de energia na entrada do reator referente ao CDR.

E_{ar} : Fluxo de energia na entrada do reator referente ao ar.

E_{perdas} : Fluxo de energia na saída do reator referente as perdas (Cinzas e alcatrão).

$E_{gás}$: Fluxo de energia na saída do reator referente ao gás gerado.

A energia referente ao CDR, em kW, é determinada pelo produto do poder calorífico inferior do CDR (PCI_{CDR}) em kJ/kg (em base de trabalho), e o fluxo mássico da biomassa que entra no gaseificador (\dot{m}_{CDR}) em kg/s, (determinado no balanço de massa) segundo o mostrado na equação (3.22)[82].

$$E_{CDR} = \dot{m}_{CDR} \cdot PCI_{CDR} \quad (3.22)$$

A quantidade de energia referente ao ar que entra no gaseificado em kW, é calculado de acordo com a equação (3.23) que inclui a vazão mássica de ar que entra no gaseificador (\dot{m}_{ar}) em kg/s, o calor específico (cp_{ar}) em kJ/kg.K e a diferença entre a temperatura do ar na entrada do reator (T_{ar}) e a temperatura de referência (T_{ref}), assumida em 25°C[63].

$$E_{ar} = \dot{m}_{ar} \cdot cp_{ar} \cdot (T_{ar} - T_{ref}) \quad (3.23)$$

As perdas de energia em kW tem em consideração a energia química que é contida nas cinzas (E_{cinzas}) e a energia perdida em forma de calor pelas paredes do reator (E_{cp}), como se mostra na equação (3.24)

$$E_{perdas} = E_{cinzas} + E_{cp} \quad (3.24)$$

A energia do gás gerado calculada pela equação (3.25) em kW, considera a energia sensível do gás ($E_{sensible}$), assim como a energia útil ($E_{útil}$), que é o objetivo principal do processo de gaseificação[82].

$$E_{gás} = E_{sensible} + E_{útil} \quad (3.25)$$

A energia sensível do gás, em kW, inclui as entalpias (h_i) e kJ/kmol, e as frações molares (y_i) dos gases gerados no processo (CO, CH₄, H₂, CO₂, N₂, H₂O) à temperatura de saída do gás no gaseificador (ciclone). Também se considera a vazão mássica do gás gerado ($\dot{m}_{gás}$) em kg/s e a sua massa molecular ($Mw_{gás}$) em kg/kmol, conforme mostrado na equação (3.26) [82] [83].

$$E_{sensible} = \frac{\dot{m}_{gás}}{MW_{gás}} \cdot \sum_{i=1}^n (y_i \cdot h_i) \quad (3.26)$$

A energia útil ($E_{útil}$) do gás gerado é calculada como: a relação entre a vazão do gás gerado ($\dot{m}_{gás}$) em kg/s, a massa específica ($\rho_{gás}$) em kg/Nm³ e o seu poder calorífico interior ($PCI_{gás}$) de acordo com a seguinte equação (3.27).

$$E_{útil} = \frac{\dot{m}_{gás} \cdot PCI_{gás}}{\rho_{gás}} \quad (3.27)$$

O poder calorífico inferior do gás produzido em kJ/Nm³ é obtido a partir das frações molares dos gases combustíveis do gás e seus respectivos conteúdos energéticos, de acordo com a equação (3.28):

$$PCI_{gás} = 12696 \cdot a_1 + 10768 \cdot a_2 + 35866 \cdot a_3 \quad (3.28)$$

Finalmente a eficiência a frio do processo é calculada mediante a relação entre a energia química do gás e a energia química do CDR, como mostra a equação (3.29):

$$\eta_{frio} = \frac{E_{útil}}{E_{CDR}} \cdot 100 = \frac{\dot{m}_{gás} \cdot PCI_{gás}}{\rho_{gás} \cdot \dot{m}_{CDR} \cdot PCI_{CDR}} \cdot 100 \quad (3.29)$$

Na Tabela 3.8, apresentam-se os resultados dos fluxos mássicos e energéticos, para cada um dos testes experimentais.

Segundo os dados apresentados na Tabela 3.8 é possível afirmar que a verificação do fechamento do balanço de massa (MBC), para os testes realizados, apresenta um erro de 3%. De acordo com pesquisas anteriores esse resultado pode-se considerar como aceitável dado as limitações e considerações que foram assumidas durante os ensaios.

Tabela 3.8. Fluxos mássicos e energéticos

Teste	Fluxos mássicos (kg/h)				MBC (%)	Fluxos energéticos (kW)					η (frio)	PCI (gás) kJ/Nm ³
	m (CDR)	m(ar)	m(r)	m(gás)		E(CDR)	E(ar)	E (perdas)	Eg			
									E(s)	E(u)		
A1	9,32	17,82	3,00	27,14	103,12	49,94	1,49	11,06	5,60	34,78	47,06	3792,68
A2	9,12	18,63	2,95	27,75	103,04	48,87	1,56	11,75	5,81	32,87	46,67	3552,08
A3	9,08	19,44	2,94	28,52	102,95	48,69	1,63	10,71	6,12	33,50	47,98	3530,46
A4	9,12	20,25	2,95	29,37	102,87	48,87	1,70	9,60	6,34	34,62	50,00	3565,61
A5	9,12	21,06	2,95	30,18	102,79	48,87	1,77	8,62	6,62	35,40	51,42	3557,75
A6	9,12	21,87	2,95	30,99	102,72	48,87	1,83	7,20	7,00	36,50	53,48	3588,20
A7	9,25	22,68	2,98	31,93	102,65	49,58	1,90	4,82	7,37	39,30	56,31	3734,55
A8	9,15	23,49	2,96	32,64	102,58	49,05	1,97	4,90	7,45	38,67	56,01	3594,39
A9	9,18	24,30	2,96	33,49	102,52	49,23	2,04	3,37	7,68	40,21	58,44	3656,62
A10	9,32	25,11	3,00	34,43	102,46	49,94	2,10	1,03	7,98	43,04	61,79	3810,67
A11	9,28	25,92	2,99	35,21	102,40	49,76	2,17	10,31	6,74	34,89	77,71	3755,85
A12	9,28	26,73	2,99	36,02	102,35	49,76	2,24	0,85	8,52	44,33	63,66	3745,90
A13	9,35	27,54	3,01	36,89	102,30	50,12	2,31	2,88	8,69	46,62	66,41	3843,80
A14	9,42	28,35	3,02	37,77	102,25	50,48	2,38	4,83	8,88	48,81	69,15	3934,21

Também pode-se observar que o consumo de biomassa não é constante e varia de acordo com a vazão de ar que entra no gaseificador. Na Tabela 3.9, mostram-se as variáveis SGR e U_s , assim como algumas propriedades do gás produzido importantes na avaliação do gás em MCI.

Tabela 3.9. Composição do gás de síntese

Teste	SGR (kg/m ² *h)	U_s	Concentração (% vol.)					
			CO ₂	H ₂ O	N ₂	CO	CH ₄	H ₂
A1	131,78	0,13	35,40	35,40	2,00	14,97	2,30	10,00
A2	128,95	0,13	34,20	37,00	1,90	15,09	1,50	10,28
A3	128,48	0,13	34,20	36,80	1,90	15,05	1,30	10,79
A4	128,95	0,14	33,50	36,70	1,90	15,75	1,10	10,96
A5	128,95	0,14	33,30	36,60	1,90	15,93	0,90	11,34
A6	128,95	0,14	33,20	36,00	1,90	16,14	0,70	12,04
A7	130,84	0,15	34,00	34,40	2,00	15,97	1,00	12,60
A8	129,42	0,15	34,00	35,40	2,00	15,40	0,90	12,30
A9	129,89	0,16	33,30	35,30	2,00	16,34	0,70	12,44
A10	131,78	0,16	33,20	34,20	2,00	17,02	0,80	12,74
A11	131,31	0,13	33,40	5,50	2,00	16,69	0,70	12,95
A12	131,31	0,17	34,00	33,90	2,00	16,08	0,80	13,24
A13	132,25	0,17	33,80	33,50	2,00	16,64	0,90	13,16
A14	133,20	0,18	33,40	33,20	2,00	17,39	0,90	13,12

3.6 Resultados dos testes na planta piloto de briquetagem

Neste item são apresentados e discutidos os resultados do balanço de massa e energia da planta piloto de produção de CDR.

3.6.1 Balanço de massa e energia da planta piloto de briquetagem

O RSU entra na planta depois da triagem com uma vazão de 112 kg/h e uma umidade de aproximadamente um 40%. De acordo com Fichtner [84], a taxa de produção de CDR a partir de RSU varia entre 23% e um 50% em massa de resíduo processado.

O secador rotativo retira 30% da umidade do resíduo, nas etapas de trituração e briquetagem se tem aproximadamente um 5% de perdas respectivamente. Após a operação de secagem e trituração, os resíduos entram na briquetadeira, capaz de transformar os sólidos triturados em briquetes densificadas com diversas dimensões e prontos para a queima em fornos, caldeiras e fogões[85][86].

O processo de secagem é realizado com os gases de combustão de uma fornalha que é alimentada por aparas de madeira com uma vazão de 17,78 kg/h. A vazão de ar de combustão é de 108 kg/h. Os gases quentes provenientes da combustão entram no secador com uma temperatura de 500°C e com uma vazão de 110,56 kg/h e saem com uma temperatura de 150°C, depois da etapa de secagem a umidade do resíduo diminui até 14,78%.

Os consumos de potência na etapa de produção do CDR foram considerados em base a dados fornecidos pelo fabricante. A eficiência líquida calculada referente ao RSU é de 35,14 % se consideram as perdas no consumo elétrico nas operações para a produção do CDR, os resultados do balanço de massa e energia apresentam na Figura 3.17 e os resultados da produção de energia e consumo energético se apresentam no diagrama de Sankey exposto na Figura 3.18. É necessário considerar que a capacidade dos equipamentos na planta está sobre dimensionada e é por isso que a planta funciona apenas algumas horas por dia, já que comercialmente não existem plantas de menor capacidade. A partir do balanço de massa e energia calculou-se a eficiência da fornalha é de 79,69 % e do secador 92,55%

Assim mesmo a eficiência do processo pode ser melhorada e se avaliar plantas de maior capacidade ou bem com outras tecnologias de gaseificação. Segundo os resultados do estudo de Zacariello [30] da gaseificação de 500kg/h de CDR (PCI: 23 MJ/kg), em leito fluidizado borbulhante e integrada com um motor de combustão interna, foi possível atingir a uma potência de 500kWe, com uma eficiência elétrica neta de 15% líquida.

Tabela 3.10. Consumo de potência dos componentes da planta[77].

<i>Componentes da planta</i>	
<i>Fornalha LIPPEL</i>	QPL5
<i>Energia gerada</i>	550 kW
<i>Ventilador de ar Primário</i>	3,7285 kW
<i>Potência Exaustor</i>	2,9828 kW
<i>Motor Redutor</i>	1,4914 kW
<i>Sistema de alimentação</i>	3,7285 kW
<i>Secador LIPPEL</i>	SRL500
<i>Potência de Acionamento Tambor</i>	37,285 kW
<i>Potência Base do Secador</i>	4,4742 kW
<i>Sistema de alimentação</i>	3,7285 kW
<i>Triturador TMF 3280E</i>	TMF 3280E
<i>Potência motor</i>	18,6425 kW
<i>Alimentação moinho</i>	3,7285 kW
<i>Transportador de Correia</i>	2,2371 kW
<i>Ciclone</i>	FCL/750
<i>Potência motor alto rendimento</i>	0,7355 kW
<i>Exaustor de Tiragem</i>	EAL 450
<i>Motor WEG</i>	11,03 kW
<i>Briquetadeira LIPPEL</i>	BL 65/210
<i>Potência Motor Helicoidal</i>	29,828 KW
<i>Potência Motor Principal</i>	37,285 kW
<i>Sistema moega de alimentação</i>	3,207 kW
<i>Componentes adicionais</i>	36,775 kW
<i>Tempo de operação da planta</i>	8 h / dia
<i>Potência requerida para acionar os equipamentos</i>	171,10 kW

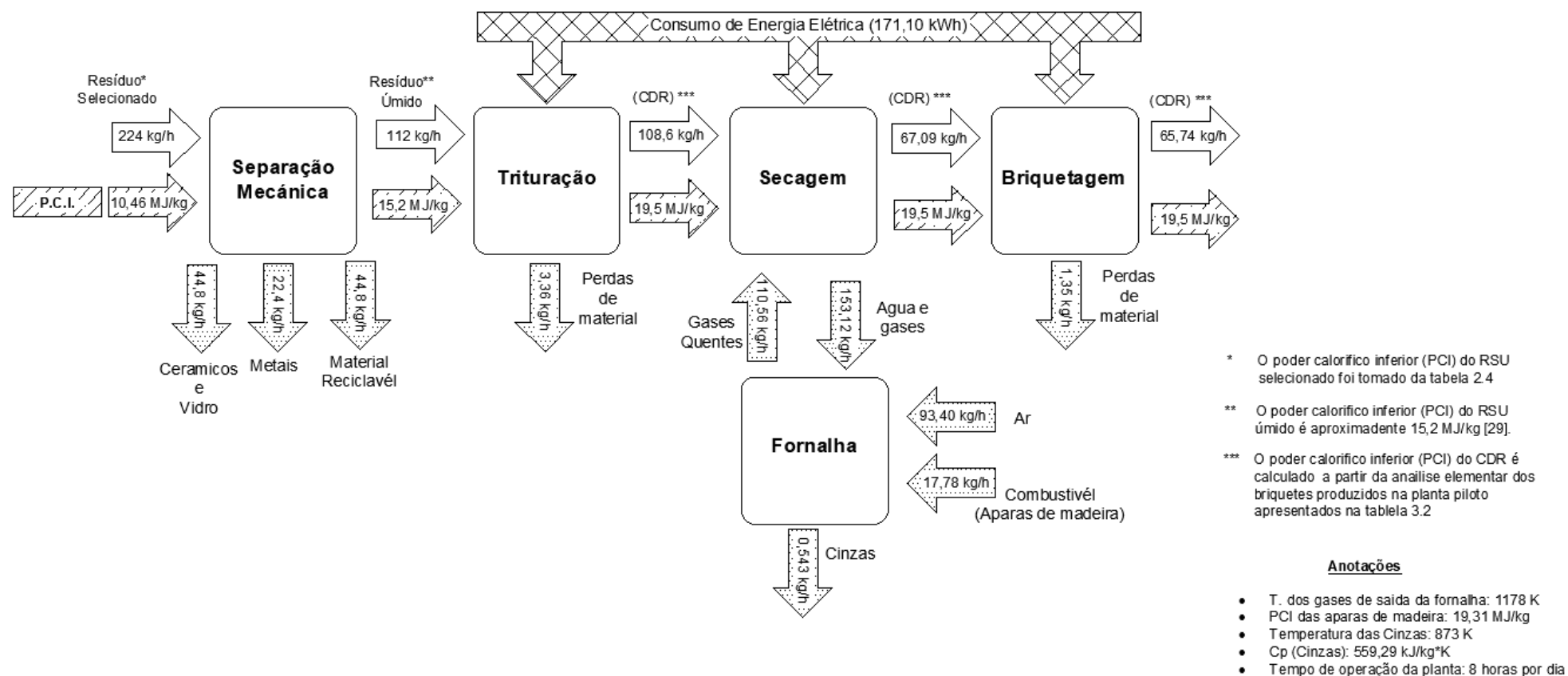


Figura 3.17. Balanços de massa e energia da planta piloto (Briquetagem)

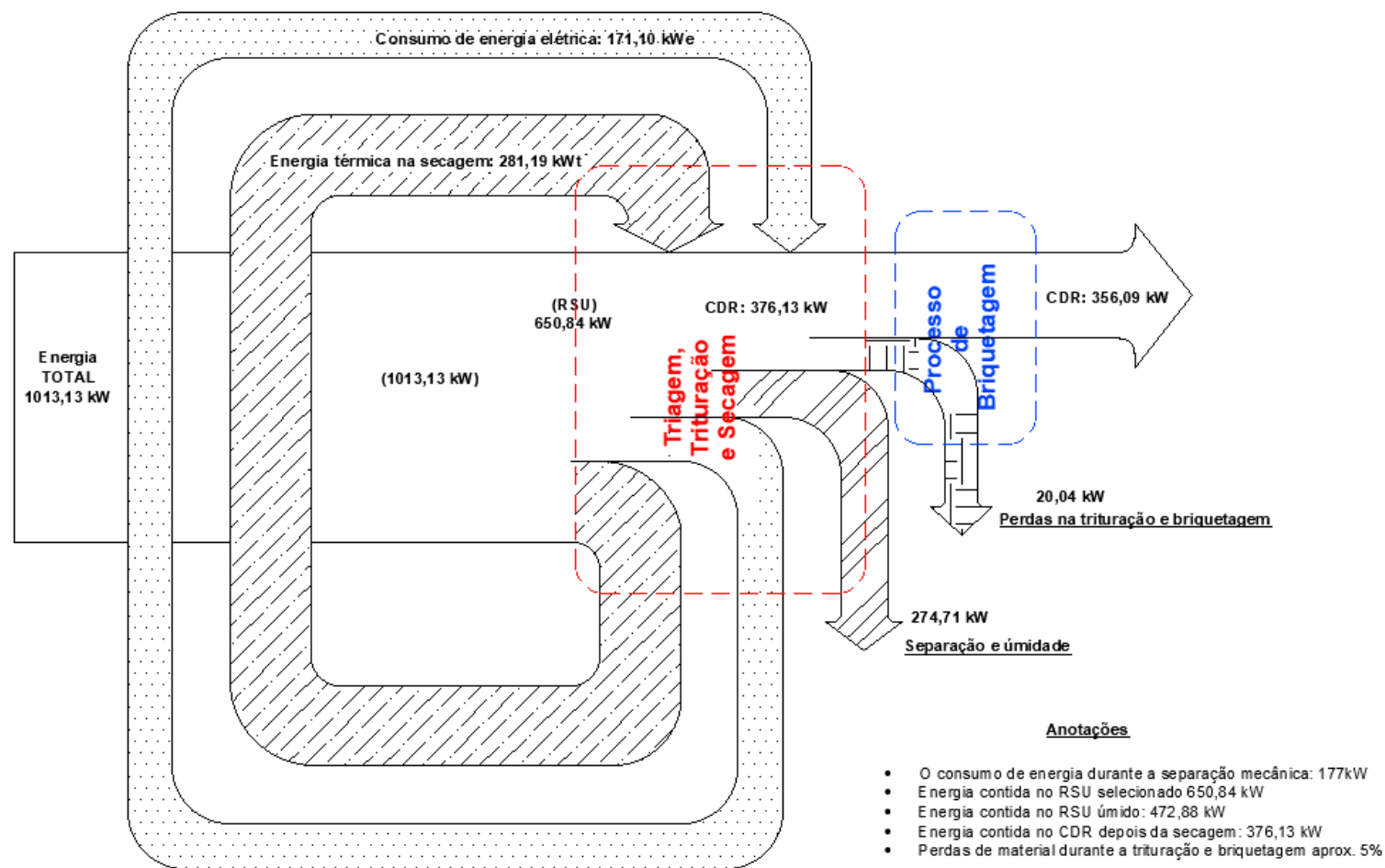


Figura 3.18. Diagrama de Sankey planta piloto (Briquetagem)

3.7 Problemas evidenciados durante os testes experimentais

Neste item pretende-se mostrar os problemas que se apresentaram durante a produção dos briquetes de CDR e durante os testes de gaseificação.

3.7.1 Problemas na Usina de Briquetagem

A maior dificuldade durante a produção do combustível, apresentou-se na trituração do resíduo sólido, devido a seu alto teor de umidade o que causava entupimento nas facas do triturador. Outro problema evidenciado foi que o resíduo apresentou um alto conteúdo de plástico o que poderia ser uma dificuldade no processo de gaseificação criando um resíduo vídreo o qual seria um problema na manutenção do sistema.

Além das perdas de material no processo de trituração, foi evidenciado um problema de bloqueio na saída do processo de densificação devido ao teor de umidade do resíduo e a heterogeneidade do mesmo.

O alto consumo de energia foi outro dos problemas apresentados, devido a que a planta está sobre dimensionada para a quantidade de resíduo processado.

3.7.2 Problemas durante os Testes de gaseificação

Um dos principais problemas durante os testes foram os vazamentos principalmente no sistema de limpeza o que dificultava a medição dos teores de CO, H₂ e CH₄ no gás pobre.

Além do anterior um problema que foi evidenciado durante os testes é o alto teor de cinzas no CDR o que formava entupimento na grelha e fazendo o processo de remoção dela seja complicado.

Teve-se problema com o motor pois não atingiu a potência mínima necessária para uma carga de 10kW, isso acontece por que existe uma perda relacionada ao poder calorífico do gás pobre em relação ao gás natural, que é o combustível para o que o motor foi projetado.

Capítulo 4

4 Metodologia de pré-dimensionamento da planta de 1MW_e

Neste capítulo se propõe uma metodologia para o projeto de uma planta de 1 MW_e (Figura 4.1). Inicialmente se define a configuração da planta, se realizam os balanços de massa e energia do processo seguindo com a seleção e cálculo dos equipamentos. Uma vez são conhecidos os equipamentos é feito o estudo econômico da planta.

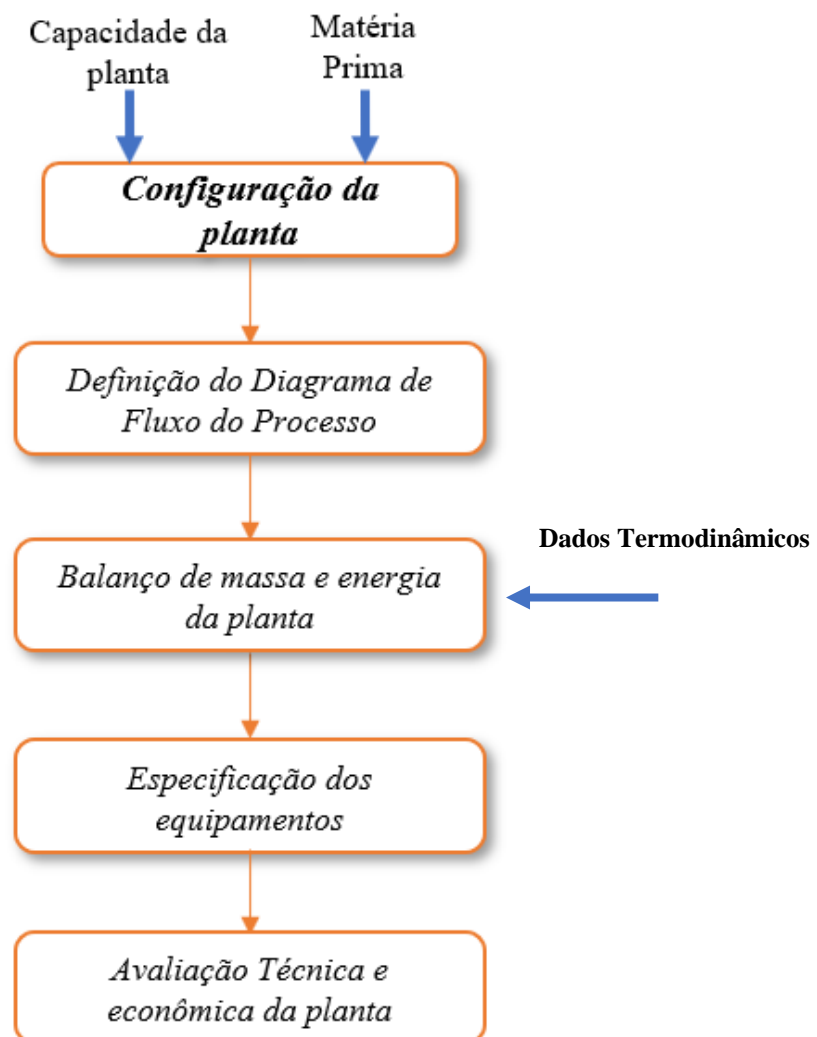


Figura 4.1. Fluxograma da metodologia para o projeto da planta

4.1 Configuração da planta

Conforme estabelecido anteriormente o principal objetivo deste trabalho é projetar uma planta de geração de energia elétrica de 1 MW_e utilizando CDR a partir de RSU como combustível.

Os valores para realização e condução dos cálculos energéticos, econômicos e termodinâmicos são obtidos a partir de avaliações teóricas e dados reais medidos. Os investimentos em pesquisa e a adoção de novas tecnologias para a geração de eletricidade através da gaseificação de CDR proporcionam uma expressiva redução do volume de RSU coletados nos municípios, tornando a sua disposição mais eficiente do ponto de vista tecnológico, social, energético e ambiental.

A montagem feita de uma planta piloto permitiram obter os dos dados técnicos e indicadores essenciais para o dimensionamento da planta em escala industrial. Nesse caso específico, a planta piloto de capacidade nominal de 500kg/h foi útil porque através dela foi possível avaliar diferentes hipóteses, testar novas configurações não estabelecidas previamente e, dessa forma, definir claramente o desenho das estruturas e equipamentos necessários para a planta de 1 MW_e. Portanto, neste trabalho são apresentados os cálculos e execução do layout básico da planta em escala industrial de 1 MW_e.

Esse procedimento de extrapolação é comum nos processos de engenharia porque tem como objetivo alcançar um nível elevado de correlação entre os ensaios na planta piloto da área de pesquisa e desenvolvimento e o processo em escala real. Grande parte das máquinas e equipamentos da planta piloto é idêntica à da planta principal. Dessa forma, é possível executar os ajustes necessários nas operações unitárias do processo real alcançando as eficiências determinadas na planta piloto.

Os cálculos termodinâmicos e o projeto dos gaseificadores serão realizados assumindo um poder calorífico inferior (PCI) para o CDR na média de 19,5 MJ/kg. O cálculo do PCI foi obtido a partir da caracterização do combustível (briquetes) que foi produzido na planta piloto, na Figura 4.2 se mostra o fluxograma do processo.

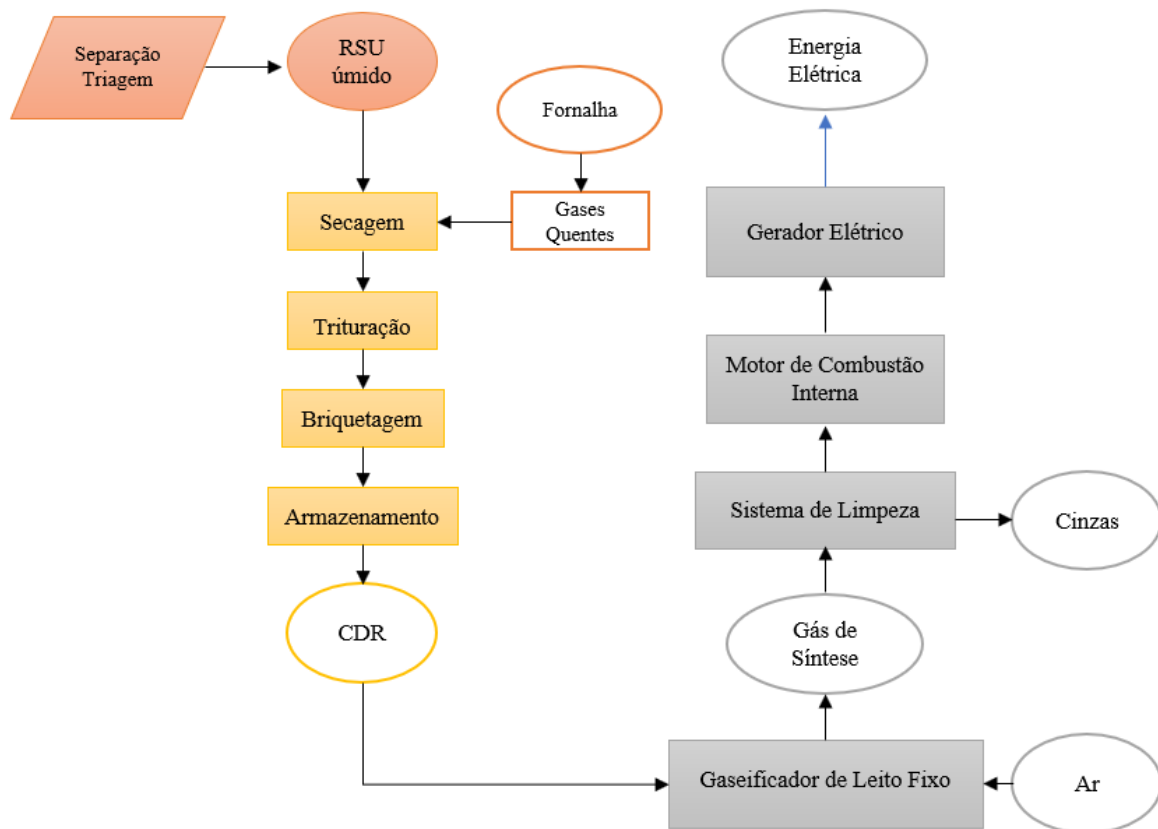


Figura 4.2. Fluxograma do Processo

A partir do PCI do CDR e da potência requerida do projeto, procede-se a calcular a vazão mássica de CDR necessária para gerar 1MWe, tomando em consideração as perdas energéticas no conjunto gaseificador/motogerador. A quantidade de CDR necessária é calculada mediante a seguinte expressão:

$$\dot{m}_{CDR} = \frac{P_{req}}{PCI_{CDR} * \eta_{CGM}} \quad (4.1)$$

Sendo:

P_{req} : Potencia elétrica requerida para o projeto, MW

PCI_{CDR} : Poder calorifico Inferior do CDR, MJ/kg

η_{CGM} : Eficiência do conjunto gaseificador/motogerador

Utilizando a equação 4.1 foi calculada uma vazão mássica de CDR de 1034 kg/h, este parâmetro permite calcular a capacidade térmica do gaseificador. Neste trabalho o reator escolhido é o de leito fixo co-corrente que são reatores de pequena escala (10kW até 1,5MW)[87], devido a que se adequa às características do combustível produzido por que é capaz de fornecer um gás com baixo teor de alcatrão, sendo uma das razões pelas quais este tipo de reator é o mais utilizado em acionamentos com MCI[58]. Para calcular a energia térmica de um reator co-corrente procede-se determinar a partir da seguinte equação:

$$P_T = \dot{m}_{CDR} * PCI_{CDR} * \eta_{frio} \quad (4.2)$$

Sendo:

P_T : Potencia térmica reator, MW

η_{frio} : Eficiência a frio do gaseificador

Tendo a limitação da energia térmica recomendada para os reatores de leito fixo co-corrente, propõe-se utilizar 4 reatores, cada um para uma vazão mássica de 285,5 kg/h, onde a energia térmica entregue por cada reator será aproximadamente 1,4 MW_t.

A vazão mássica de entrada para cada reator é calculada a quantidade de RSU que ingressa na planta levando em consideração os resultados da planta piloto de briquetagem, como as perdas no processo de trituração aproximadamente 3%, as perdas na compactação do CDR 2% e a quantidade de umidade retirada no secador aproximadamente um 40%. Outra consideração que se levou em conta para o projeto da planta foi a quantidade de RSU retirada na etapa de triagem que é o 50% do resíduo que ingressa ao secador.

O diagrama geral da planta de 1MW_e é mostrado na Figura 4.3 (seção 1) e na Figura 4.4 (seção 2), a primeira etapa do processo e onde o RSU é processado e convertido em briquetes de CDR. O processo começa na etapa de secagem do RS, onde uma fornalha é alimentada por aparas de madeira e a energia liberada nos gases de combustão é conduzida a um secador rotativo reduzindo o teor de umidade do RSU, uma vez o RSU sai do secador é triturado e posteriormente transformado em briquetes.

A segunda etapa do processo inclui a gaseificação e geração de eletricidade. Como foi mencionado anteriormente serão usados 4 reatores de leito fixo em paralelo, os quais utilizaram 2 sistemas de limpeza baseados no método OLGA o qual fornece uma eficiência na remoção do alcatrão de 98% [88]. Este método está composto por dois estágios, no primeiro estágio são removidos os alcatroes pesados, as cinzas e os alcatroes leves são retirados durante o segundo estágio. Antes de entrar no sistema de remoção de alcatrão OLGA o gás pobre é resfriado e as partículas grossas são removidas por um ciclone.

Os alcatrões pesados entram ao coletor e são removidos por condensação, o precipitador eletrostático (ESP) se limpa pela fração de alcatrão e pelo óleo capturado. Depois do coletor e do ESP o gás está livre de alcatrões e sólidos pesados. Os alcatroes leves são removidos no absorvedor. A absorção é um processo limitado, o óleo de absorção é saturado com alcatrão. Por conseguinte, o óleo saturado é enviado para um decapante no qual os alcatrões são removidos por ar aquecido [88]. Uma vez é feita limpeza do gás é direcionado para o motogerador.

O balanço termodinâmico e os indicadores de eficiência do processo serão obtidos a partir do balanço de massa e energia da planta.

O motor escolhido para integrar o sistema é um motor da empresa Jenbacher da General Electric, referencia: J420, especial para trabalhar com gás baixo poder calorifico o qual tem uma capacidade de geração de até 1,5 MWe, a eficiência considerada no conjunto gaseificador-motogerador para o cálculo da é de 18% [11].

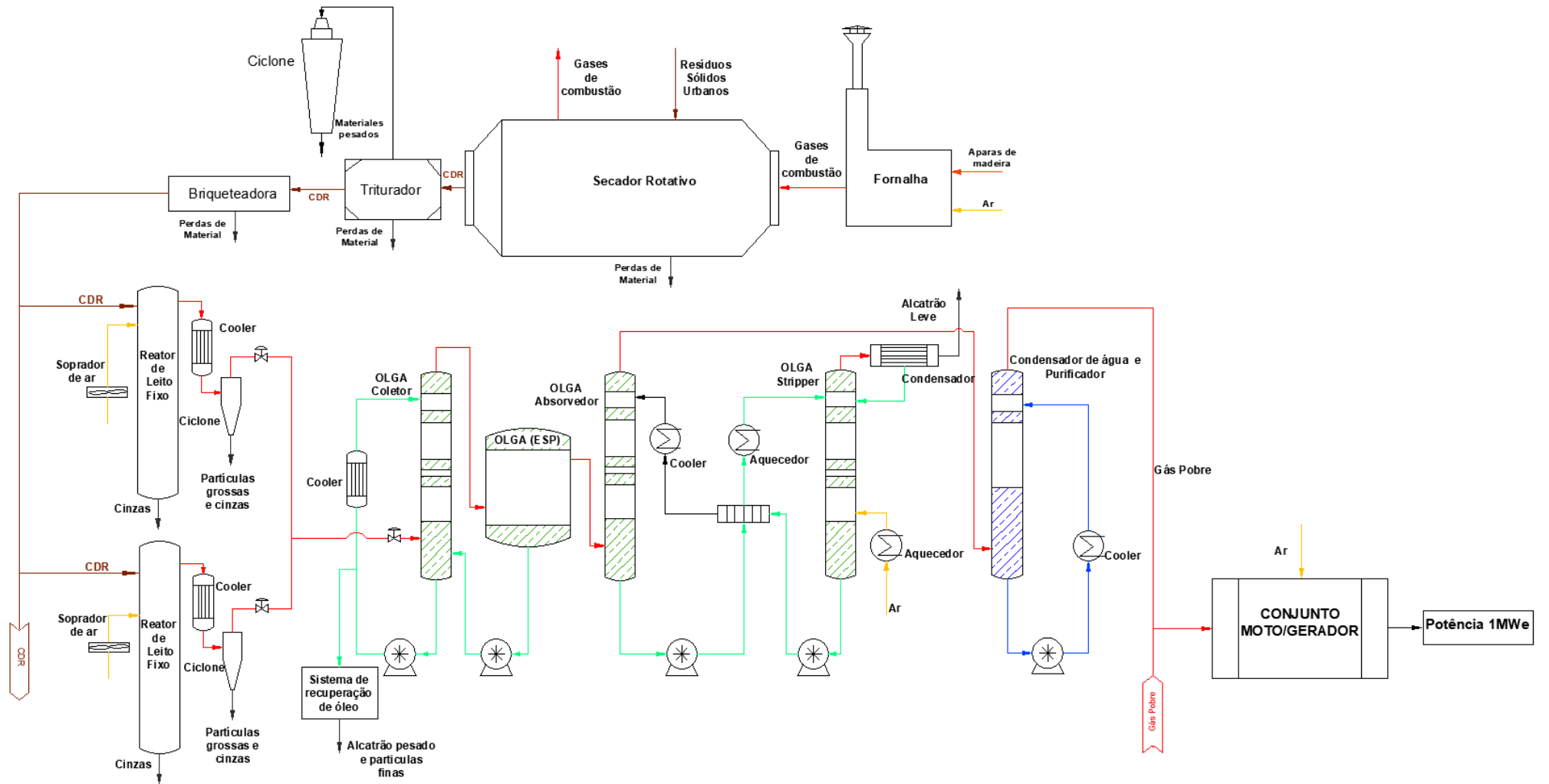


Figura 4.3. Diagrama geral da planta de geração (seção 1)

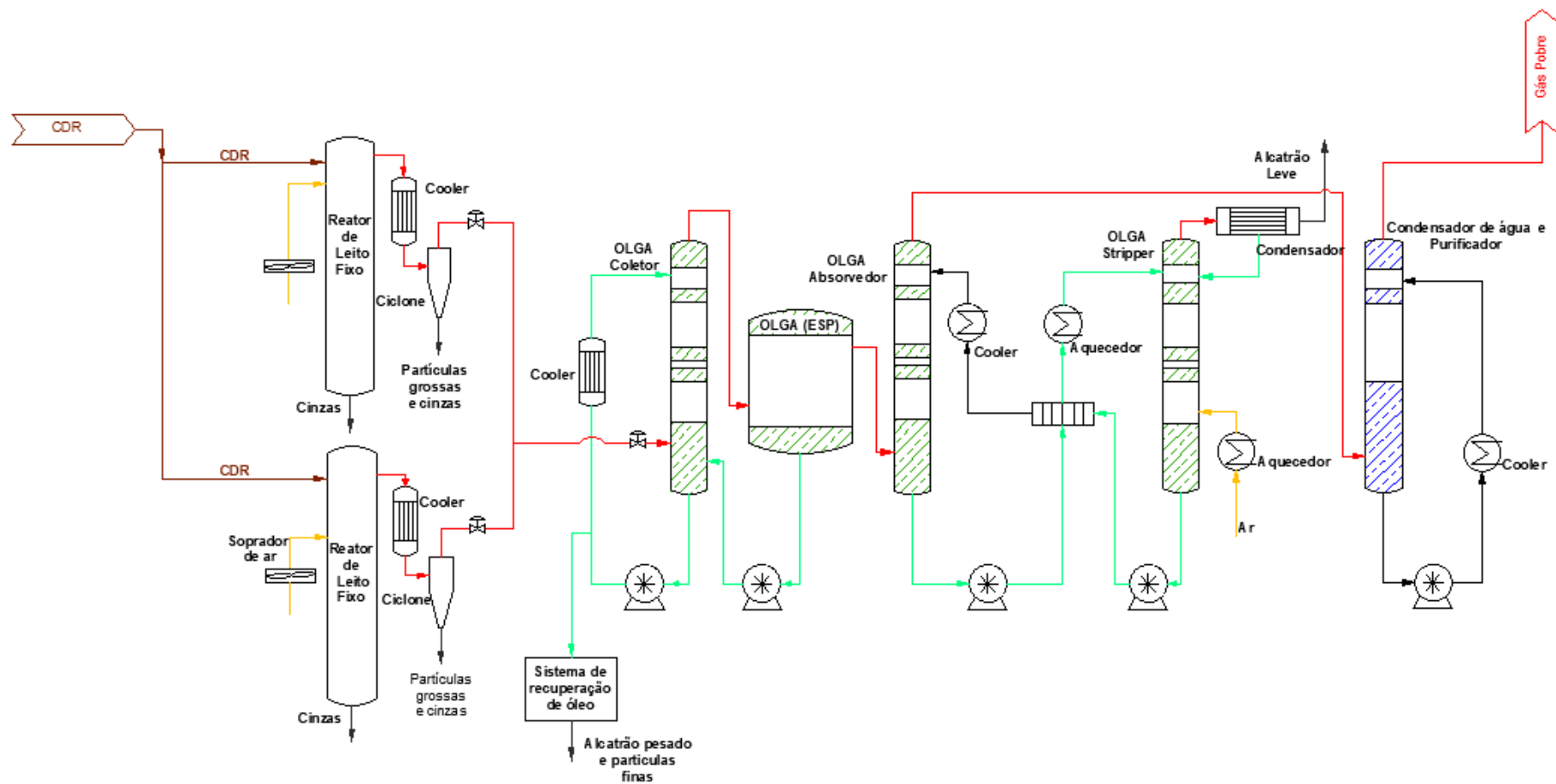


Figura 4.4. Diagrama geral da planta de geração (seção 2)

4.2 Balanços de Massa e Energia da Planta 1MWe

Neste Trabalho o balanço de massa e energia da planta de geração elétrica está dividido em duas seções, uma delas é a etapa de pré-tratamento, onde são analisados os fluxos mássicos do material que ingressa para a produção dos briquetes, junto com os consumos e fluxos de energia dos equipamentos e a outra seção é a de geração elétrica que está composta por o conjunto gaseificador/motogerador.

4.2.1 Balanço de energia na Fornalha e no secador

O processo de secagem é feito com o fim de melhorar a qualidade do produto atingindo o consumo mínimo de recursos energéticos. Devido a que a umidade do RSU está no torno de 45% é necessário submetê-lo num processo de secagem a fim de aumentar seu potencial energético mediante um secador rotativo alimentado por gases quentes provenientes de uma fornalha.

A fornalha é alimentada por resíduos de serragem (aparas de madeira), a continuação se apresenta as propriedades termoquímicas da biomassa na Tabela 4.1.

Tabela 4.1. Propriedades físico-químicas da biomassa[89]

<i>Propriedades das aparas de madeira (Base úmida)</i>	
	%
C	43,587
H	5,3244
N	0,4263
S	0,0435
O	36,4095
Umidade	10
Cinzas	3
PCI (MJ/kg)	19,31

O consumo específico de biomassa para a secagem do RSU é um indicador de eficiência energética no processo e está definido pela seguinte equação[90]:

$$b = \frac{B}{M_{2\text{ prod}}} \quad (4.3)$$

Sendo:

b : Consumo específico de combustível (kg/t_{prod})

B : Consumo de combustível (kg/h)

$M_{2\text{prod}}$: quantidade de material seco para a produção de briquetes

O consumo de combustível B é a quantidade de aparas de madeira necessárias para o funcionamento da fornalha:

$$B = \frac{Q_d}{PCI_b * \eta_f} \quad (4.4)$$

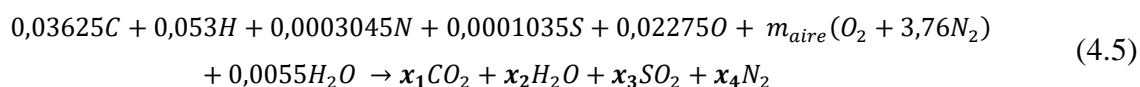
Sendo:

PCI_b : poder calorífico inferior da biomassa, MJ/kg

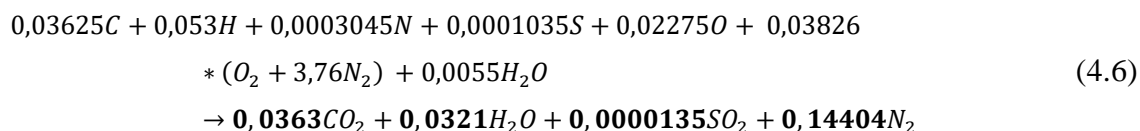
Q_d : Energia térmica necessária para a secagem, MW

η_f : Eficiência da fornalha

Uma vez são conhecidos estes valores procede-se calcular a eficiência da fornalha mediante a estequiometria da combustão se faz o cálculo analítico para determinar as entalpias na entrada e na saída da fornalha.



Depois de realizar o balanço da equação (4.5) se obtém:



$$\Sigma \text{ Reagentes} = \Sigma \text{ Produtos} \quad (4.7)$$

O balanço se realiza considerando o balanço de energia, ou seja, que a energia que entra na fornalha é igual à que sai. Neste caso se utilizara a entalpia para medir a energia térmica por unidade de massa de ar, o gás e as cinzas. Por tanto, o balanço energético da fornalha (Figura 4.5) se apresenta na equação (4.8).

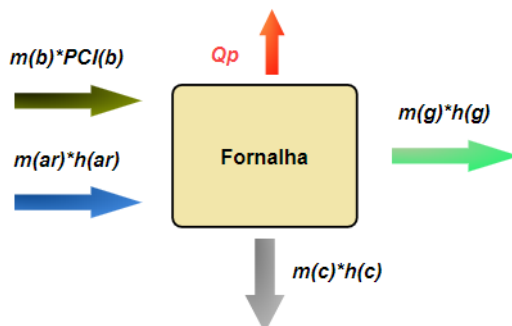


Figura 4.5. Esquema do fluxo de energia da fornalha

$$m_b PCI_b + m_{ar} h_{ar} = m_c h_c + m_g h_g + Q_p \quad (4.8)$$

Sendo:

m_b : Vazão de Biomassa que entra a Fornalha, kg/h

m_{ar} : Vazão de Ar que entra na Fornalha, kg/h

h_{ar} : Entalpia do Ar que entra na Fornalha, kJ/kg

m_c : Vazão de cinzas que saem da Fornalha, kg/h

h_c : Entalpia das cinzas

m_g : Vazão dos gases de saída

h_g : Entalpia dos gases

Q_p : Calor perdido

A entalpia de cada elemento do gás é dada pela equação (4.9)

$$h = h_f + \int_{298}^{T_f} cp. dT \quad (4.9)$$

Sendo:

h_f : Entalpia de formação (kJ/kmol)

T: K

Cp: kJ/kmol*K

Substituindo os calores específicos a uma temperatura de 905 °C na equação (temperatura aproximada com a que o sai o gás produto) e as respectivas entalpias de formação dos elementos que compõem o gás.

Substituindo Temos:

$$hg = \Sigma h_f + (Cp_{CO_2} * \gamma_{CO_2} + Cp_{H_2O} * \gamma_{H_2O} + Cp_{SO_2} * \gamma_{SO_2} + Cp_{N_2} * \gamma_{N_2}) * t_g \quad (4.10)$$

Sendo:

Σh_f : Somatória das entalpias de formação dos gases de saída

$Cp_{CO_2}, Cp_{H_2O}, Cp_{SO_2}, Cp_{N_2}$ = Calores específicos dos gases de saída

$\gamma_{CO_2}, \gamma_{H_2O}, \gamma_{SO_2}, \gamma_{N_2}$ = Frações molares dos gases de saída

Depois de determinar as entalpias procede-se a calcular o calor perdido e calor que fornecem os gases para o secador. Do balanço de energia se pode calcular a eficiência da fornalha mediante a equação (4.11):

$$\eta_b = \frac{(m_g h_g) + (m_c h_c)}{(m_b PCI_b) + (m_{ar} h_{ar})} \quad (4.11)$$

4.2.1.1 Balanço de Energia no Secador

O balanço do secador se realiza somando a energia que entra no secador sendo igual à energia que sai, incluído o consumo de energia dos equipamentos. Se utiliza a entalpia para medir a energia térmica por unidade de massa de ar, o gás. Por tanto, o balanço energético do secador (Figura 4.6) se apresenta na equação (4.12) [91].

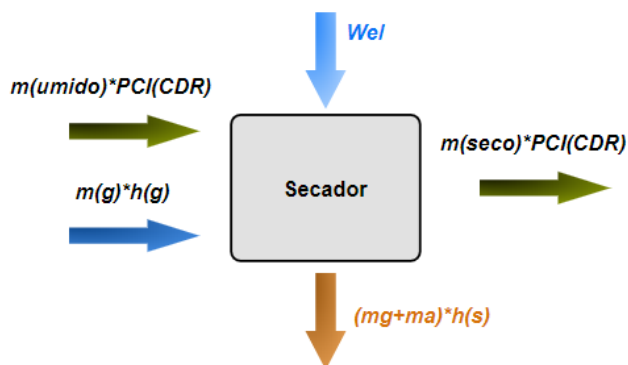


Figura 4.6. Balanço de energia do secador

$$m_{CDR_u} PCI_{CDR_u} + m_g h_g + W_{el} = m_{CDR_s} PCI_{CDR_s} + (m_g + m_a) h_{saída} \quad (4.12)$$

Sendo:

m_{CDR_u} : Vazão de CDR úmido que entra ao secador, kg/h

PCI_{CDR_u} : Poder Calórico Inferior do CDR úmido, kJ/kg

m_{CDR_s} : Vazão de CDR que sai do secador, kg/h

PCI_{CDR_s} : Poder Calórico Inferior do CDR seco, kJ/kg

W_{el} : Consumo de energia eléctrica do secador, kWh

m_a : Vazão de água na saída do secador, kg/h

m_g : Vazão dos gases de saída

h_g : Entalpia dos gases

$h_{saída}$: Entalpia de saída

Depois de calcular a entalpia de saída do secador procede-se a calcular a eficiência do secador, mediante a equação (4.13).

$$\eta = \frac{(m_{CDR_s} PCI_{CDR_s}) + (m_g + m_a) h_{saída}}{(m_{CDR_u} PCI_{CDR_u}) + (m_g h_g)} \quad (4.13)$$

4.2.2 Balanço de massa e energia do Sistema de Gaseificação

O balanço de massa e energia para um gaseificador de leito fixo co-corrente é calculado a partir dos fluxos de entrada e saída durante o processo. Principalmente a vazão mássica do combustível, a vazão do agente de gaseificação, os resíduos gerados durante o processo e o fluxo do gás pobre na saída.

A vazão mássica do combustível m_{CDR} foi calculada a partir da potência térmica requerida P_T (MW) para cada reator, assim como foi descrito no item 4.1. A vazão volumétrica do gás pobre V_g (Nm³/h) é calculada em função do poder calorífico inferior do gás pobre PCI_g (MJ/Nm³) mediante a seguinte equação:

$$V_g = \frac{P_T}{PCI_g} \quad (4.14)$$

O poder calorífico do gás de pobre é calculado a partir da sua composição dos gases (CO, CH₄ e H₂), neste trabalho será utilizado o modelo desenvolvido por [7], para determinar os teores de CO, CH₄ e H₂ na composição do gás pobre, o qual desenvolve uma modelagem CFD no software ANSYS FLUENT®, levando em consideração os parâmetros de entrada como a vazão mássica de combustível, a vazão do agente de gaseificação e a geometria do reator. Os cálculos são analisados em regime permanente.

A eficiência elétrica está definida como a razão da potência líquida de saída ou gerada (P_{gerada}), e a potência térmica do combustível fornecido (PCI_{CDR}) Equação (4.15).

$$\eta_{el} = \frac{3,6 \cdot P_{gerada}}{\dot{m}_{CDR} \cdot PCI_{CDR} + P_{ar} + P_{aux}} \quad (4.15)$$

Sendo:

P_g : Potência líquida gerada (kW_e)

\dot{m}_{CDR} : Vazão mássica do CDR (kg/h)

PCI_{CDR} : Poder calorífico inferior do CDR (MJ/kg)

P_{ar} : Potência térmica do ar de entrada

P_{aux} : Potência dos equipamentos auxiliares

Depois de determinar as equações para o cálculo dos respectivos balanços de massa e energia da planta, procede-se ao cálculo e seleção dos equipamentos

4.2.3 Pré-dimensionamento do reator

O pré-projeto do reator consiste no seu dimensionamento, ou seja, na obtenção das dimensões dos vários componentes do gaseificador. Este processo é, em certa medida, empírico e é realizado através de cálculos e usando relações empíricas e alguns dados experimentais[48]. Os principais parâmetros para projetar um gaseificador de leito fixo são os seguintes: Diâmetro do Reator, Altura do reator, Potência de saída, razão de Equivalência (RE), Taxa de gaseificação específica (SGR) e Quantidade de ar necessária.

-Diâmetro do reator

O diâmetro interno do reator é calculado pela Equação (4.16) é determinado a partir da potência necessária, [92].

$$D = \left(\frac{1.27 \times FCR}{SGR} \right)^{0.5} \quad (4.16)$$

onde, FCR é a taxa de consumo de combustível (kg/h), e SGR é a taxa de gaseificação específica (kg/h m²)[93].

-Taxa de gaseificação específica (SGR)

SGR é a vazão volumétrica de gás por unidade de área com base no diâmetro da garganta (o volume de gás é medido nas condições padrão)[63]. Pode-se calculada pela equação

$$SGR = \frac{\dot{m}_c}{A} \quad (4.17)$$

Onde, A é a área do leito expressada em m² e \dot{m}_c é a taxa do combustível em kg/h

-Altura do Reator

A altura do reator pode ser encontrada pelo uso dessa expressão. O parâmetro depende do SGR, tempo execução necessário e a densidade do combustível. A altura (H) pode ser determinada mediante a equação (4.18):

$$H = \frac{SGR \times t}{\rho} \quad (4.18)$$

onde, t é o tempo de operação requerido (h) e ρ é a densidade aparente da matéria-prima (kg/m³). A potência de saída (P_o) pode ser determinada pela equação (4.19):

$$P_o = \frac{FCR \times PCS_{CDR} \times \eta}{3.6} \quad (4.19)$$

onde, PCS é o poder calorífico superior do CDR (MJ/kg) e η é a eficiência do gaseificador[92].

-Quantidade de ar necessária

A vazão de ar (AFR) foi determinada com base na taxa de consumo de combustível (FCR), ar estequiométrico e a relação de equivalência recomendada (RE) usando as equações (3.1) e (3.4)[94].

O reator escolhido foi o reator tipo Imbert. Segundo Proenza [95]. Este tipo de reatores é utilizado para acionamentos com motores de combustão devido a que fornece um gás com baixo teor de alcatrão[92].

O projeto de um reator de leito fixo co-corrente tipo Imbert é baseado na taxa de gaseificação específica (SGR). O gaseificador pode ser operado nas fixas de 0,1-0,9 Nm³/h cm². Com base no valor máximo da SGR, o diâmetro da garganta, a altura do plano do bico acima da garganta, a área do bico e do anel superior podem ser calculados[94].

Os parâmetros levados em conta para o projeto do leito do reator são os seguintes:

- As velocidades de injeção de ar nos bicos devem ser da ordem de 22-33 m/s
- A inclinação da garganta deve estar na faixa de 45° - 60°
- O diâmetro interno na entrada de ar deve estar na faixa de 10cm e 20cm maior do que o diâmetro da garganta.

- Área do bico

A área do bico é calculada mediante a equação (4.20) os parâmetros de entrada são: AFR é a taxa de fluxo de ar (Nm³/h), e v é a velocidade de entrada do ar (m/s). Assim, o intervalo geral para a velocidade de entrada de ar é de 22 m/s até 33 m/s, e o número de bicos usados é de 1 a 10. O objetivo do projeto do bocal é evitar zonas frias (escuras) na zona de oxidação (combustão)[62].

$$A = \frac{AFR}{v} \times \frac{10^3}{3.6} \text{ (mm}^2\text{)} \quad (4.20)$$

4.2.3.1 Descrição do projeto do reator proposto

De acordo com os parâmetros de pré-dimensionamento apresentados a Figura 4.8 mostra o esboço do leito do reator, calculado a partir da taxa de gaseificação específica (SGR), a área da garganta foi calculada em função da vazão volumétrica do gás pobre (V_g) e da SGR, o diâmetro da garganta (d_h) é determinado a partir da área transversal da garganta.

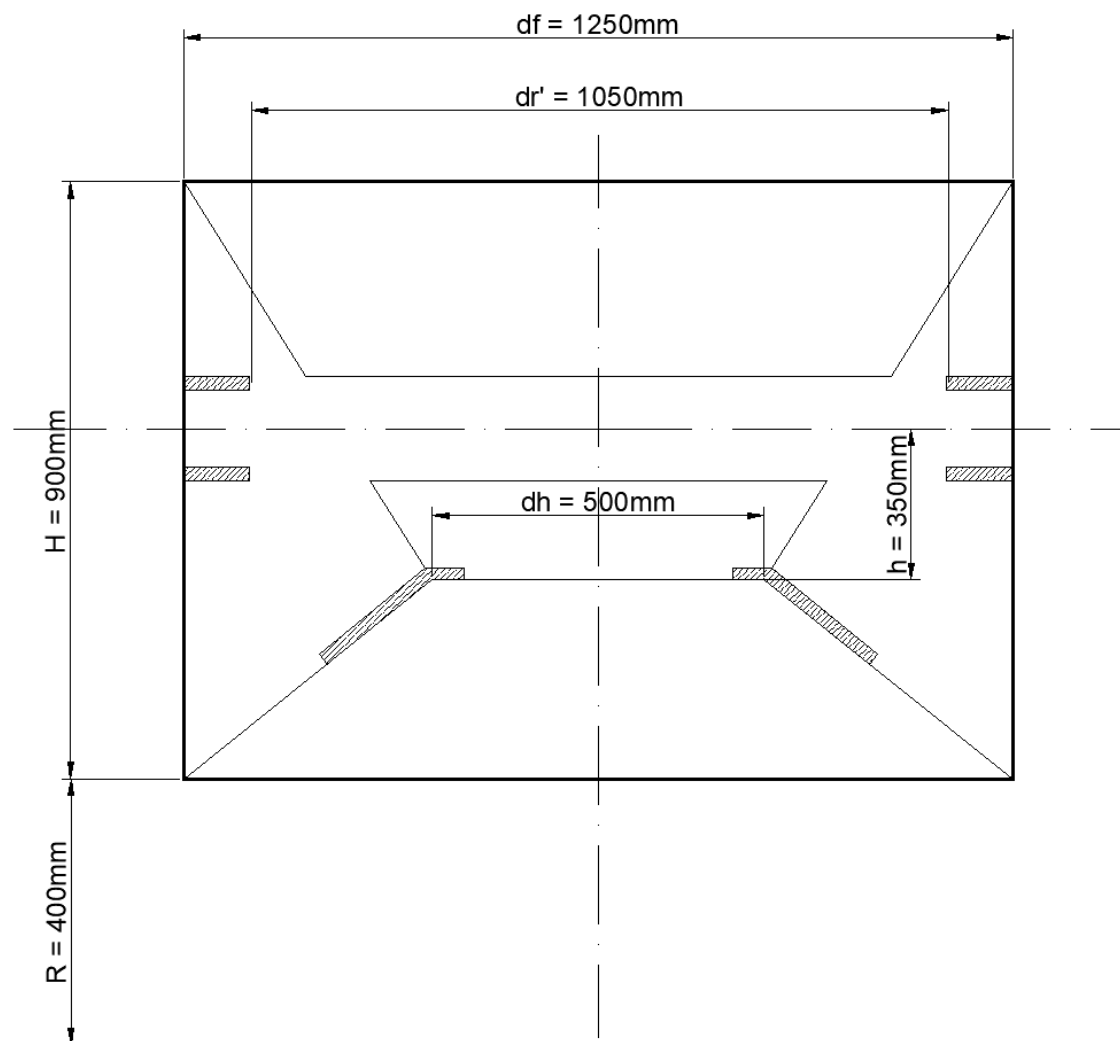


Figura 4.7. Esboço do leito do reator

A Figura 4.8 modelo CAD da geometria do reator tipo Imbert desenvolvida no software Solidworks® a qual foi construída com os parâmetros de desenho apresentados na Tabela 4.2. O reator tem um diâmetro interno de 1,25m e uma altura de 3,78m. O ar é fornecido ao leito por bicos radialmente distribuídos. Na Figura 4.8 mostra-se que a tubulação que fornece o ar está ao redor do leito do reator, o que ajudará a esfriar o leito e também aquecerá o ar para aumentar a eficiência do processo. A vazão volumétrica de ar para este reator é de $300 \text{ Nm}^3/\text{h}$ calculado a partir da taxa de consumo de combustível, neste caso 258 kg/h . como foi descrito anteriormente esses cálculos foram feitos tomando como ponto de partida a capacidade térmica do reator $1,4 \text{ MW}_t$. De acordo com Garcia [96], o material recomendado para a construção do corpo interno do gaseificador e a cerâmica com densidade de 350 kg/m^3 devido a que possui boas propriedades isolantes.

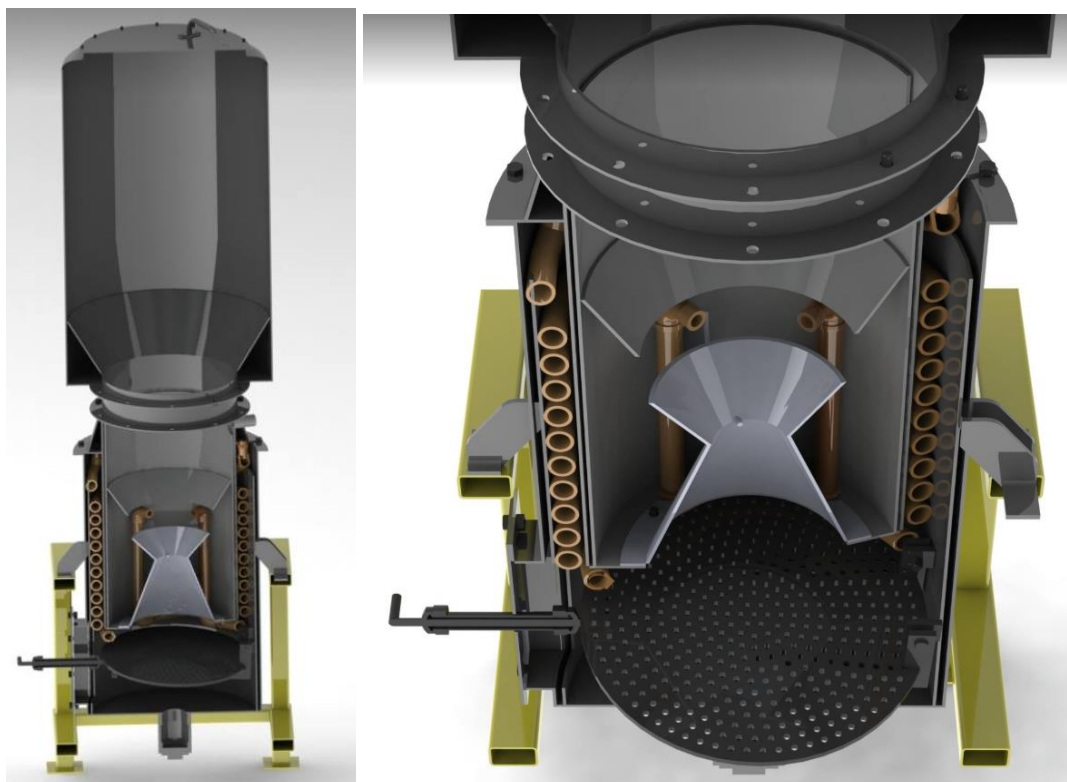


Figura 4.8. Modelo CAD do reator proposto

Tabela 4.2. Parâmetros de desenho do reator

<i>Descrição</i>	<i>Valor</i>	<i>Observação</i>
<i>Combustível Derivado de Resíduos (CDR)</i>	60x150 mm	Dimensão dos Briquetes
<i>Poder Calorífico Superior (PCS)</i>	20,8 MJ/kg	Medido
<i>Potência térmica do reator</i>	1400 kW	Assumido pelo autor
<i>Densidade do CDR seco</i>	225-412 kg/m ³	Prechthai [12]
<i>Tempo de operação</i>	24h	Assumido
<i>Duração do combustível armazenado no Silo</i>	6,5 h	Kythavone [93]
<i>Relação de Equivalência (RE)</i>	0,33-0,45	Assumido
<i>Eficiência de gaseificação</i>	60 - 70%	Yan [97]
<i>Taxa específica de gaseificação (SGR)</i>	210 kg/h m ²	Calculado
<i>Vazão de combustível (FCR)</i>	258,5 kg/h	Quantidade de combustível para uma operação de 1h
<i>Vazão de Ar</i>	306,5	Calculado
<i>Dimensionamento do Reator</i>		
<i>Diâmetro interno do reator</i>	1,25 m	Calculado
<i>Altura do reator</i>	3,78 m	Calculado
<i>Densidade do Cerâmica (Corpo interno)</i>	350 kg/m ³	Disponível na literatura
<i>Velocidade do ar nos bicos</i>	33 m/s	Kythavone [93]
<i>Diâmetro do ciclone</i>	0,547 m	Garcia [96]
<i>Tempo de permanência do gás na região de redução (GRT)</i>	0,5 segundos	Valor recomendado pela literatura

4.2.4 Conjunto Motogerador

Como foi apresentado na revisão da literatura o objetivo principal da gaseificação é a produção de um gás com baixo poder calorífico, que possa ser usado como combustível em um motor de combustão interna para aplicações de pequena escala [48], porém, esta é a melhor alternativa para a produção de energia da planta que será projetada. Para garantir a energia de saída de 1MW_e será utilizado um motogerador marca Jenbacher modelo J420 o qual tem uma capacidade nominal de geração de energia de $1,56\text{MWe}$. Na Figura 4.9 mostra-se a fotografia do motogerador, as dimensões e as especificações técnicas são apresentadas no anexo A.

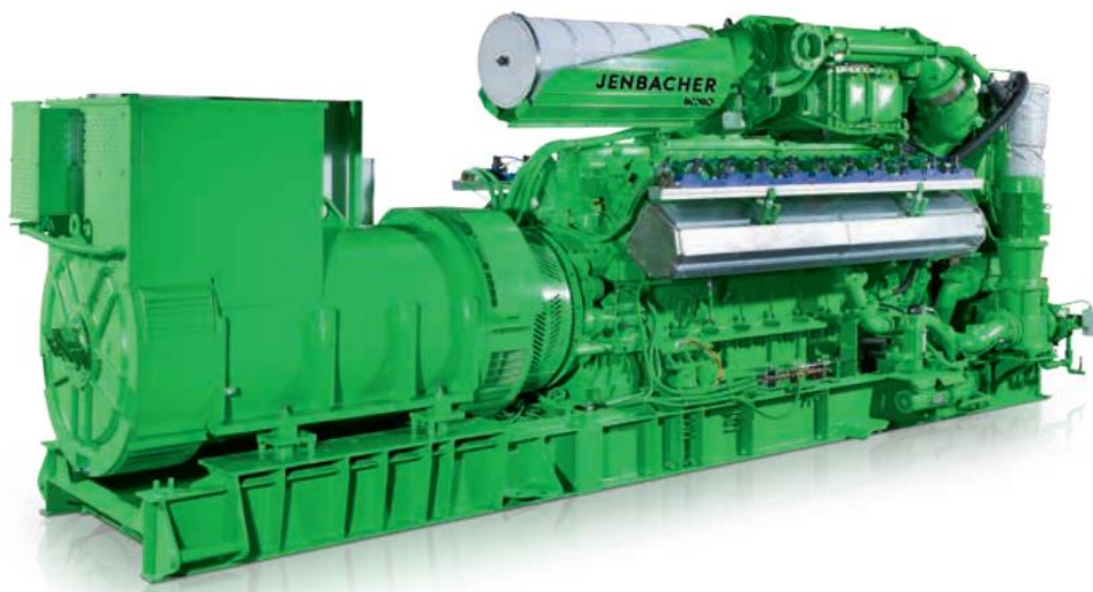


Figura 4.9. Conjunto motogerador Jenbacher modelo J420 [98]

4.3 Avaliação econômica da planta

A viabilidade econômica do processo é um fator importante para que o projeto seja atrativo para o investidor. Os principais indicadores e fatores de uma análise de viabilidade econômico-financeira são: VPL (valor presente Líquido), TIR (Taxa Interna de Retorno), os custos de investimento total e os custos de operação e manutenção. O período considerado para a análise econômica foi de 25 anos. Para determinar os custos do processo foram consultados: os dados dos fabricantes dos equipamentos, orçamentos feitos para o tipo de usina e capacidade de desenho estimadas, além disso se estabelece uma extrapolação da planta piloto atual utilizando os custos fixos mediante o método do fator de potência aplicada a relação de planta-Capacidade exposto por [99]. A continuação se apresenta as definições e os equacionamentos dos parâmetros da análise econômica.

4.3.1 Taxa mínima de atratividade (TMA)

Também conhecida como taxa de juros comparativa ou de desconto, essa taxa é na verdade, a taxa mínima de retorno que o investidor pode obter como rendimento de seu investimento[100].

4.3.2 VPL (Valor Presente Líquido)

O valor presente Líquido, VPL, é um indicador usado para avaliar a viabilidade de um projeto através do cálculo do valor atual dos fluxos de caixa do mesmo[101]. Segundo apresenta Paiva [100], o VPL fornece informações a respeito de um investimento, através do o valor presente de futuros pagamentos já descontados a taxa de juros e o custo do investimento inicial, ou seja, é o cálculo de quanto os futuros pagamentos, somados a um custo inicial estariam valendo atualmente. Desta forma, se o VPL for maior que zero, significa saldo positivo para o investidor, nesse sentido o projeto pode ser aceito. Em contrapartida, se o VPL for menor que zero, significa que o investidor perderá para investir no projeto.

Assim:

$VPL > 0$: Aceita o projeto.

$VPL \leq 0$:Rejeita o projeto

Este indicador desloca as entradas e saídas de capital para a data inicial do investimento, descontando a taxa de juros (“i”), denominada Taxa Mínima de Atratividade (TMA). Na equação (4.21), é possível ver que consiste na diferença entre o valor presente dos fluxos futuros de caixa, considerando os juros, e o investimento inicial [102][103].

$$VPL = -FC_0 + \sum_{k=1}^N \frac{FC_k}{(1+i)^k} \quad (4.21)$$

Sendo:

FC_k : Fluxos de caixa referente a cada ano de planejamento

FC_0 : Investimento inicial

k : (1; n) = Períodos do planejamento

i : Taxa mínima de atratividade do projeto (TMA)

4.3.3 Taxa Interna de Retorno (TIR)

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa necessária para igualar o valor atual de entradas recebimentos, ao valor das saídas, pagamentos, previstas no fluxo de caixa (equação (4.22)[102]. Portanto TIR é uma taxa de desconto que faz com que o VPL de um projeto seja igual à zero. Projetos com a taxa mínima de atratividade (TMA) superiores a TIR devem ser rejeitados. Projetos cujos valores de taxa de desconto são inferiores aos valores de TIR devem ser aceitos[100][104].

Se $TIR > i$: Aceita o Projeto;

Se $TIR \leq i$: Rejeita o Projeto;

Para i = taxa de desconto

$$0 = -FC_0 + \sum_{k=1}^N \frac{FC_k}{(1+i)^k} \quad (4.22)$$

Sendo:

FC_k : Fluxos de caixa referente a cada ano de planejamento

FC_0 : Investimento inicial

$k: (1; n)$ = Períodos do planejamento

Seu critério de decisão consiste em comparar a TIR com a TMA da empresa para verificar o desempenho do projeto, podendo ser: maior do que o TMA -significa que o projeto é economicamente atrativo; igual à TMA - investimento está em uma situação de indiferença; menor que a TMA - investimento não é economicamente atrativo[102].

4.3.4 Tempo de Retorno (Payback)

Segundo apresenta Nisa [101] o payback é o tempo decorrido entre o investimento inicial e o momento no qual lucro líquido acumulado atualizado iguala o valor do investimento realizado. O payback pode ser nominal, se calculado com base no fluxo de caixa com valores nominais ou presente líquido, se calculado com base no fluxo de caixa com valores trazidos ao valor presente líquido. Qualquer projeto de investimento possui de início um período de despesas (em investimento) a que se segue um período de receitas líquidas (após retirar os custos do exercício). O período de tempo necessário para que as receitas recuperem a despesa realizada em investimento é o período de recuperação do capital investido.

4.3.5 Custo de Capital Fixo

O custo de capital fixo está associado e relacionado com a construção da planta. Para o cálculo se analisam os custos dos equipamentos como: a aquisição, os materiais e a mão de obra. Os custos indiretos como a instalação e montagem de equipamento, fretes, imprevistos, contingência e taxas[8]. O custo do capital fixo pode ser calculado mediante a equação (4.23).

$$C_{FC} = C_E + C_c + C_T \quad (4.23)$$

Sendo:

C_{FC} : Custo de capital Fixo

C_E : Custo de equipamento

C_C : Custo de Contingência

C_{OT} : Custo de outras taxas

4.3.6 Custo de operação e manutenção

Refere-se ao capital necessário (equação (4.24) para a fase de partida, e inclui o primeiro período de operação da planta antes de ter conseguido ganhos do processo. Operação e manutenção da planta, inventários de matéria prima, salários e eventualidades. Estima-se que representa entre um 15-20% do investimento fixo inicial[8].

$$C_{OP} = (20\%) \cdot (C_{FC}) \quad (4.24)$$

Sendo

C_{OP} : Custo de capital de operação

C_{FC} : Custo de capital fixo

4.3.7 Investimento total

Então o investimento total é o somatório dos custos fixos e dos custos de operação e manutenção mediante a equação (4.25).

$$C_T = C_{FC} + C_{OP} \quad (4.25)$$

O efeito do tempo no custo da aquisição do equipamento está dado por:

$$C_2 = \frac{I_1}{I_2} \cdot C_1 \quad (4.26)$$

Sendo:

C : Custo de aquisição

I : Índice de custo

1: Tempo do ano base

2: Tempo desejado para os cálculos

4.3.8 Método do fator de potência aplicado a relação Planta/Capacidade

É um método para estudar as magnitudes relacionadas ao investimento do capital fixo de uma nova planta do investimento em termos de capital fixo de usinas similares construídas com antecedência por uma relação de potência exponencial. Ou seja, para determinadas configurações de plantas semelhantes, o investimento de capital fixo da nova instalação é igual ao investimento de capital fixo da instalação construída C multiplicado pela razão R , definida como a capacidade da nova instalação dividida pela capacidade da planta antiga, elevado a um fator de potência (x). Este fator de potência com uma média entre 0,6 e 0,7 para diferentes tipos de instalações. O custo é calculado mediante a equação (4.27)[105].

$$C_n = C f_E (R)^x \quad (4.27)$$

Uma melhor aproximação para esta relação, que envolve os custos diretos e indiretos da planta, foi proposta na equação (4.28) como:

$$C_n = f [D(R)^x + I] \quad (4.28)$$

onde f é um fator de índice de custo global em relação ao custo da instalação original. D é o custo direto e Z é o custo indireto total para a instalação anteriormente instalada de uma unidade semelhante em um site equivalente. O valor de x se aproxima da unidade quando a capacidade de uma instalação de processo é aumentada pela adição de unidades de processo idênticas, em vez de aumentar o tamanho do equipamento de processo. O fator de índice de custo global f é o produto de um índice de custo de mão-de-obra geográfica, o correspondente índice de produtividade do trabalho na área e um índice de custo de material e equipamento.

4.3.9 Custo nivelado de energia

O custo nivelado de energia LCOE por suas siglas em inglês (*Levelized Cost of Electricity*) é um cálculo do custo de energia elétrica no ponto de conexão. Serve para comparar o custo de energia elétrica de fontes alternativas, incluindo os custos de investimento, operação e manutenção (O&M). É um indicador económico que traduz o custo de geração de energia, incluindo todos os custos ao longo da sua vida útil, como o investimento inicial, operação e manutenção, custo do combustível e custos de capital investido[102][100]. Pode ser calculado mediante a seguinte equação (4.29).

$$LCOE = \sum_{t=0}^m \left[\frac{C_n}{(1+i)^n} \right] \left[\frac{E_n}{(1+i)^n} \right] \quad (4.29)$$

Sendo:

E_n : Energia produzida anualmente; i : Taxa de desconto; m : Vida útil do empreendimento; C_{OM} : Custo de operação e manutenção; C_n :Custo analisado

Capítulo 5

5 Resultados

Neste capítulo se apresentam os resultados da avaliação termodinâmica e econômica da planta de geração elétrica de 1 MW usando CDR como combustível.

5.1 Comparação dos resultados experimentais com o modelo CFD

Os resultados mostrados nas Figuras 5.1, 5.2 e 5.3 comparam a composição do gás de síntese a partir dos testes experimentais realizados no capítulo 3 usando briquetas de CDR, com os resultados obtidos pelo modelo desenvolvido por Diego Maya [7] que utiliza ferramentas da dinâmica dos fluidos computacional (CFD), determinando as concentrações de CO, CH₄, H₂, variando a razão de equivalência (RE) entre 0,22 e 0,35. Para a utilização deste modelo se definem as condições de contorno e as configurações dos diferentes parâmetros que representam o fenômeno da gaseificação em leito fixo co-corrente de duplo estágio. Para as simulações foram usadas as ferramentas ANSYS-ICEM®, ANSYS-FLUENT® e ANSYS-CFD POST®.

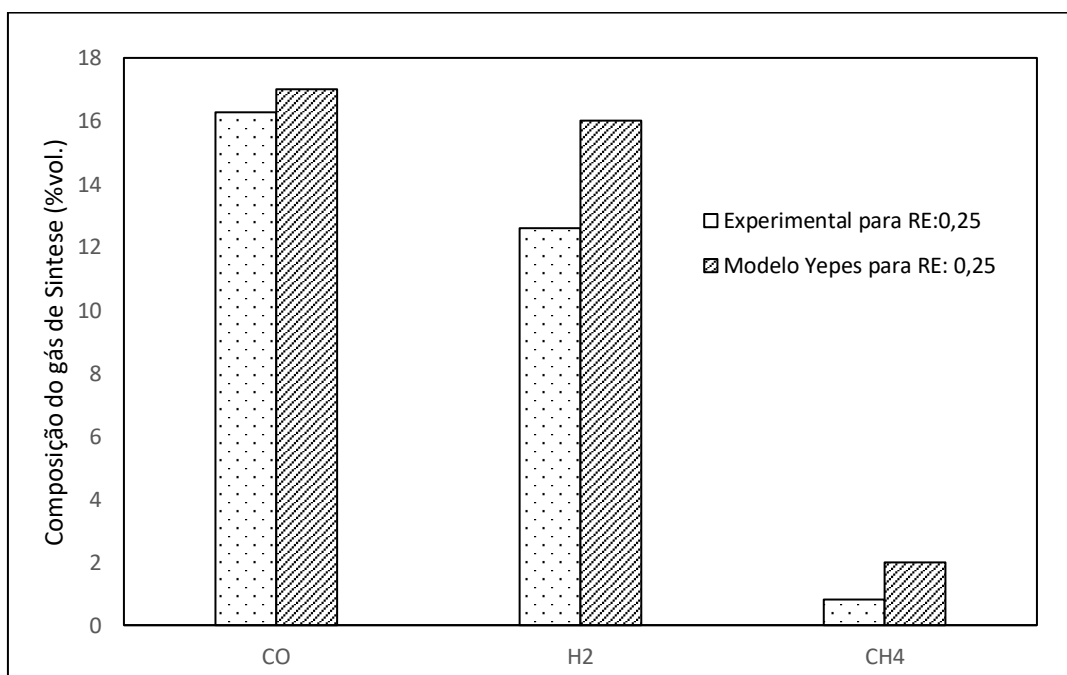


Figura 5.1. Comparação das concentrações volumétricas do gás CO, CH₄, H₂, entre os dados experimentais e modelo CFD para uma RE: 0,25

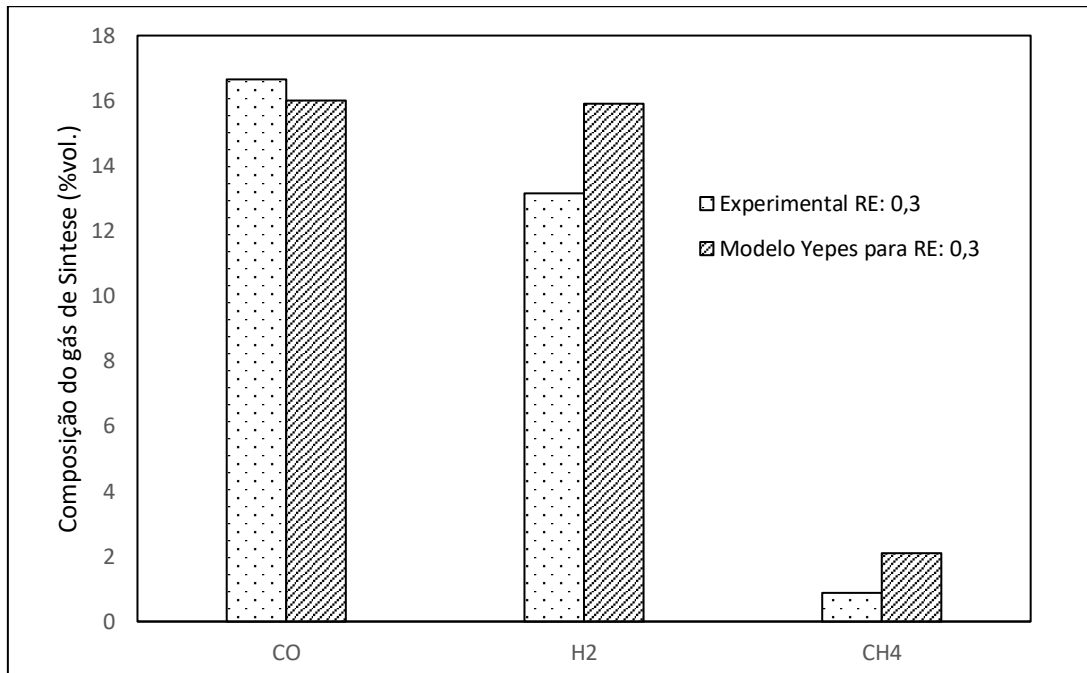


Figura 5.2. Comparação das concentrações volumétricas do gás CO, CH₄, H₂, entre os dados experimentais e modelo CFD para uma RE: 0,3

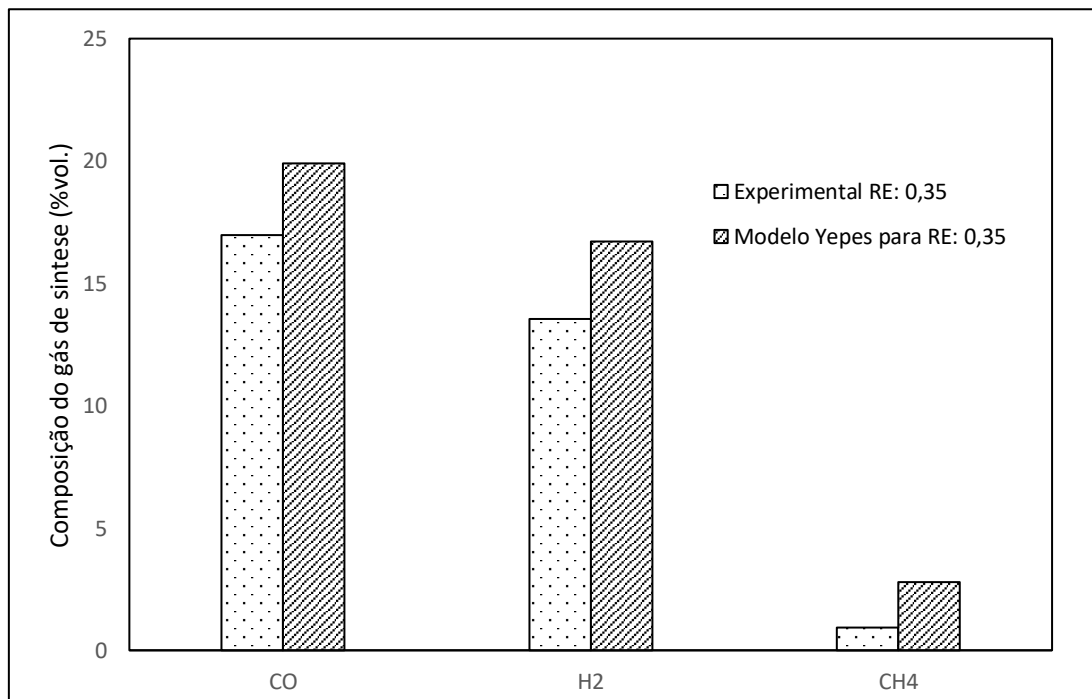


Figura 5.3. Comparação das concentrações volumétricas do gás CO, CH₄, H₂, entre os dados experimentais e modelo CFD para uma RE: 0,35

Ao comparar os dados experimentais e a simulação. Encontrou-se que os resultados da concentração dos gases gerados durante a gaseificação estão na faixa da literatura consultada.

Os dados apresentados não mostram uma diferença em relação aos teores de CO e H₂, possuem uma diferença de aproximadamente entre 1-2% o único valor que apresenta uma diferença considerável é o teor de CH₄ contido no gás independentemente do valor da RE aproximadamente de 2%. Desses resultados pode-se concluir que o modelo desenvolvido por Yepes [7], é usado como ferramenta para projetar o reator de leito fixo co-corrente e analisar as condições estabelecidas no pré-dimensionamento do mesmo. Como a temperatura ao longo do reator, o cálculo do poder calórico de gás e a eficiência à frio usando ar como agente de gaseificação.

5.1.1 Resultados termodinâmicos da planta de 1MW

Neste item são apresentados os cálculos termodinâmicos para o projeto planta de geração e determinar a eficiência do processo.

5.1.1.1 Fluxos mássicos etapa de pré-tratamento

Calculou-se a vazão mássica de biomassa na entrada antes das etapas do processo. Durante a triagem e depois de executar os processos de recepção e tratamento dos resíduos sólidos uma parte do material é diretamente processada e depois direcionada para a reciclagem, e outra parte é convertida em CDR. Neste estudo considerou-se uma vazão de entrada de RSU no processo de triagem de 2825 kg/h.

Segundo Gonçalves [3] para uma cidade com uma população aproximada de 100.591 habitantes a taxa de geração total média de resíduos sólidos é de 3143,45 kg/h, portanto, o vazão mássica necessária para atingir a capacidade de geração elétrica de 1 MW_e corresponde a 72,21 % dos resíduos produzidos por hora. Segundo Nasner [8] a taxa de geração de CDR a partir de RSU depois da triagem é de aproximadamente 50% da vazão mássica coletada separando os materiais não combustíveis como: vidro, metal, cerâmicos e outra fração de material reciclável.

Depois do processo da triagem o RSU ingressa na etapa de secagem com uma umidade entre 40% e 50%, e nesta etapa a umidade do resíduo diminui até 30% de umidade

aproximadamente. Nas etapas posteriores de trituração e briquetagem se consideraram perdas de material de 2-3% respectivamente. Os gaseificadores de leito fixo usam como correntes de entrada o combustível (CDR) e o agente de gaseificação (ar). Como correntes de saída se apresentam o gás de síntese e os residuais tais como: as cinzas e alcatrão, que deverão ser retiradas no sistema de limpeza do gaseificador. Na Tabela 5.1 podem-se observar os parâmetros utilizados para o cálculo dos equipamentos da planta.

Tabela 5.1. Parâmetros de entrada para o cálculo da planta

<i>Variáveis de entrada</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>
Poder Calorífico Inferior do CDR	19,5	[MJ/kg]
Umidade do RSU	40	[%]
Vazão RSU antes da triagem	2825	[kg/h]
Vazão de entrada no Secador	1412,5	[kg/h]
Perdas na etapa de Trituração	3	[%]
Perdas na etapa de Briquetagem	2	[%]
Vazão de entrada no Triturador	1087,6	[kg/h]
Vazão de entrada para Briquetagem	1055	[kg/h]
Vazão de CDR briquetado na entrada dos Gaseificadores	1034	[kg/h]
Taxa de geração de CDR depois da triagem	50	[%]
Potência térmica para cada reator	1,4	[kW]

5.1.1.2 Fluxos energéticos na etapa de pré-tratamento

Depois de determinar as vazões mássicas de entrada para cada uma das etapas de pré-tratamento, procede-se a calcular a eficiência da fornalha e do secador conforme aos equacionamentos apresentados no capítulo 4.2.1.

Na Tabela 5.2 mostra-se a quantidade de biomassa que precisa a fornalha para fornecer o calor necessário dos gases quentes que ingressam no secador. A vazão de ar e de biomassa foi calculada a partir da potência térmica nominal da fornalha (1.400 kW) estabelecida pelo fabricante, realizando seus respectivos cálculos de combustão. Seguindo a mesma sequência, é realizado o balanço no secador (Tabela 5.3) para calcular a eficiência no processo de secagem. O parâmetro para a seleção do secador, foi a vazão nominal de saída dada pelo fabricante (1500 kg/h) do resíduo. O consumo de energia elétrica do secador é

de aproximadamente 45,48kWh[77]. Todos os dados de consumo de energético são calculados a partir das capacidades nominais dos equipamentos e das fichas técnicas dos fabricantes.

Tabela 5.2. fluxos mássicos e energéticos da fornalha

<i>Fornalha</i>			
<i>Variável</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>	<i>Observação</i>
$m_{biomassa}$	88,54	[kg/h]	Calculado
PCI_b	19310	[kJ/kg]	Marco Fellin [106]
m_{ar}	465,1	[kg/h]	Calculado
h_{ar}	301,5	[kJ/kg]	Miem[85]
m_{cinzas}	2,65	[kg/h]	Calculado
h_{cinzas}	488254,9	[kJ/kg]	Mello [86]
m_{gases}	1627,576	[kg/h]	Calculado
h_{gases}	322,4893	[kJ/kg]	Calculado
T_{gases}	1178	[K]	Mello [86]
Q_p	55499,5	KJ	Calculado
Eficiência da fornalha (η)	81,08	%	Calculado

Tabela 5.3. fluxos mássicos e energéticos do secador

<i>Secador</i>			
<i>Variável</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>	<i>Observação</i>
m_{CDR_u}	1412,95	[kg/h]	Calculado
PCI_{CDR_u}	15,2	[MJ/kg]	Nasner [31]
m_{CDR_s}	1087,6	[kg/h]	Calculado
PCI_{CDR_s}	19,5	[MJ/kg]	Calculado
W_{el}	45,48	[kWh]	Estabelecido pelo Fabricante[77]
m_{agua}	324,9	[kJ/kg]	Mello [86]
m_{gases}	550,02	[kg/h]	Calculado
h_{gases}	322,4893	[kJ/kg]	Calculado
$T_{gases\ de\ saída}$	423,15	[K]	Estabelecido pelo Fabricante[77]
$h_{saída}$	3043,477	kJ/kg	Calculado
Eficiência do Secador (η)	99	%	Calculado

Depois de determinar os fluxos mássicos e energéticos de entrada em cada uma das etapas da planta, procede-se a selecionar os equipamentos para o processo de pré-tratamento de CDR de acordo com a capacidade de geração. Na Tabela 5.4 se apresenta um listado

detalhado de cada um dos componentes da planta de produção do CDR. As fichas técnicas de cada um dos equipamentos selecionados de apresentam no anexo B.

Tabela 5.4. Equipamentos da planta de produção de CDR

<i>Componentes da planta</i>	
Fornalha LIPPEL	QPL12
Calor necessário	1000 kW
Ventilador de ar Primário	11,18 kW
Potência Exaustor	11,18 kW
Motor Redutor	4,47 kW
Sistema de alimentação	18,6425 kW
Secador LIPPEL	SRL1500
Potência de Acionamento Tambor	37,285 kW
Potência Base do Secador	4,4742 kW
Sistema de alimentação	3,7285 kW
Picador	PTL250X600
Potência motor	111 kW
Alimentação moinho	93,21 kW
Transportador de Correia	10 kW
Ciclone	FCL/750
Válvula Rotativa	VRL/250
Potência motor alto rendimento	0,7355 kW
Exaustor de Tiragem	EAL 450
Motor WEG	22,37 kW
Briquetadeira LIPPEL	BL 65/210
Potência Motor Helicoidal	74,57 KW
Potência Motor Principal	74,57 kW
Sistema moega de alimentação	3,207 kW
Componentes adicionais	36,775 kW
Potência Total Requerida	517,39 kW

5.1.2 Resultados termodinâmicos do modelo CFD

A razão de equivalência (RE), é um indicador fundamental da operação do reator, durante a simulação este parâmetro variou entre 0,25 e 0,45 a fim de estudar o seu efeito na composição do gás e no valor do poder calorífico inferior (PCI_g). como mostra a Figura 5.4. Se encontra que no valor da RE: 0,28 as concentrações de CO e H₂ começam a ter um comportamento decrescente até RE: 0,3 o que conduz a um gás de menor qualidade. De acordo com a revisão bibliográfica isto acontece porque com o incremento de ar tende-se a promover as reações de combustão exotérmicas e, portanto, se apresenta um aumento

da temperatura o que converte o gás de síntese em um gás com alto teor de CO_2 e H_2O o que gera uma diminuição no poder calorífico do gás [107]. Na Figura 5.4, pode-se observar que o ponto onde o valor do PCIg é máximo se encontra na RE: 0,35. Isto concorda com o apresentado na pesquisa de Yepes [7] onde se estabelece que nesse valor de RE é a condição em que é gerado a melhor qualidade do gás. Com o valor do PCIg : $5,318 \text{ MJ/Nm}^3$ se faz a seleção do conjunto motogerador. Depois de obter esses resultados se determina que de acordo as especificações técnicas do motor selecionado no item 4.1.3 que aparentemente o motor no apresentara problemas em termos de eficiência.

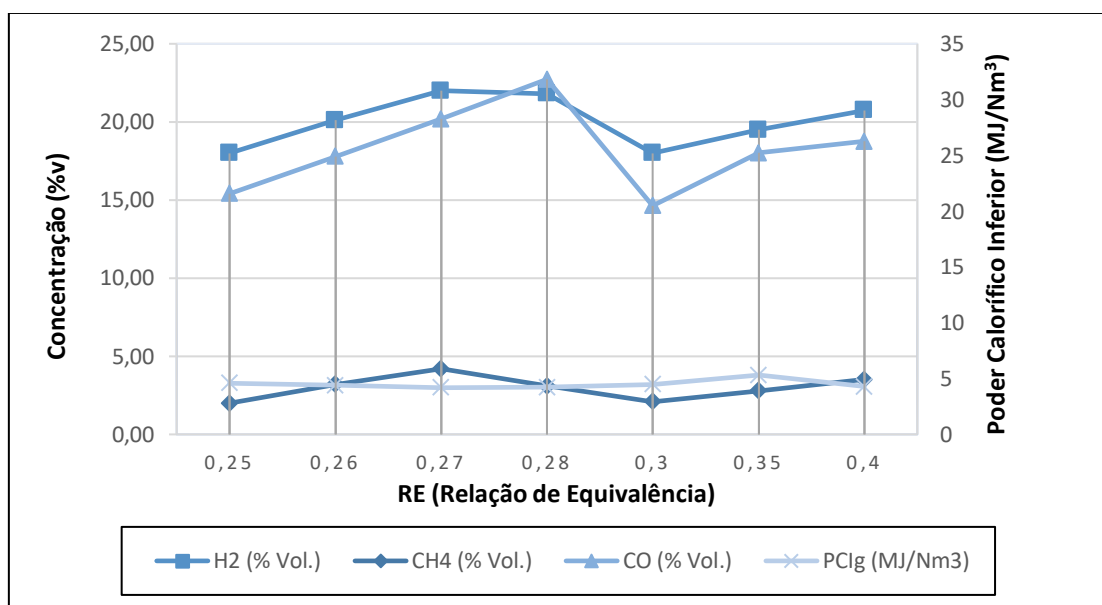


Figura 5.4. Concentração volumétrica do gás de síntese a partir em função da RE

Um dos principais parâmetros para a avaliação do processo de gaseificação é a eficiência a frio (η_{frio}), este parâmetro foi calculado mediante a equação (3.29) em função do poder calorífico do gás (PCIg). Na Figura 5.5 são mostrados os perfis do PCIg e da η_{frio} , Observa-se que com o incremento da RE, o poder calorífico diminui até RE:0,28 isto pode ser explicado porque na reação de oxidação existe um aumento da temperatura incrementam os teores de CO e H_2 . A eficiência a frio máxima (86,96%) se apresenta com um valor da RE=0,35. Isto concorda com os dados a apresentados na pesquisa desenvolvida por Jayathilake et al. [108] onde as simulações em CFD foram realizadas variando a quantidade de ar obteve-se que para uma RE: 0,35 a CGE e o PCIg mostram valores máximos médios.

Os parâmetros da Tabela 5.5 representam os fluxos mássicos e energéticos do reator calculados a partir da razão de equivalência (RE) mediante as equações apresentadas no

capítulo 4, a potência do gás produzido, o consumo de CDR e a eficiência a frio (η_{frio}) são os mais relevantes para o cálculo da potência elétrica da planta.

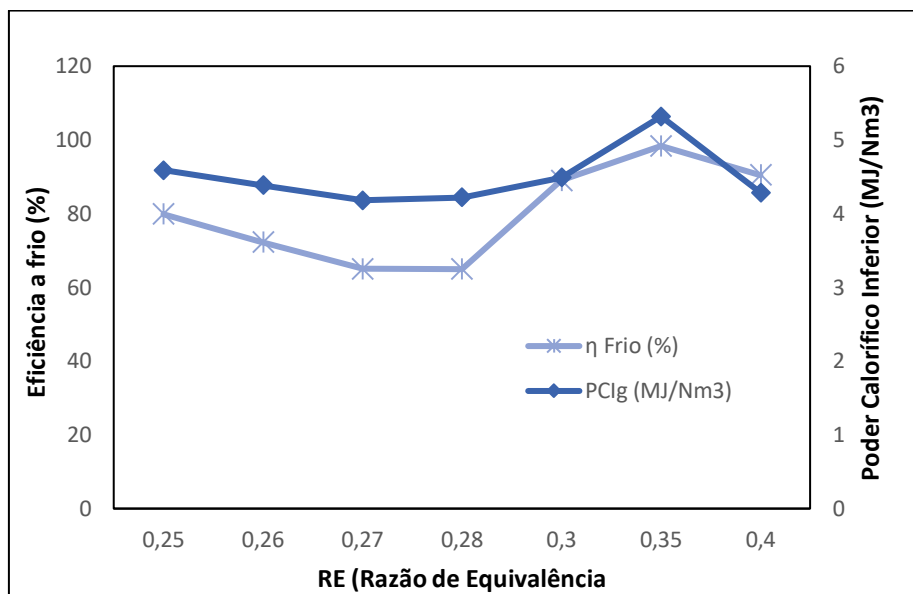
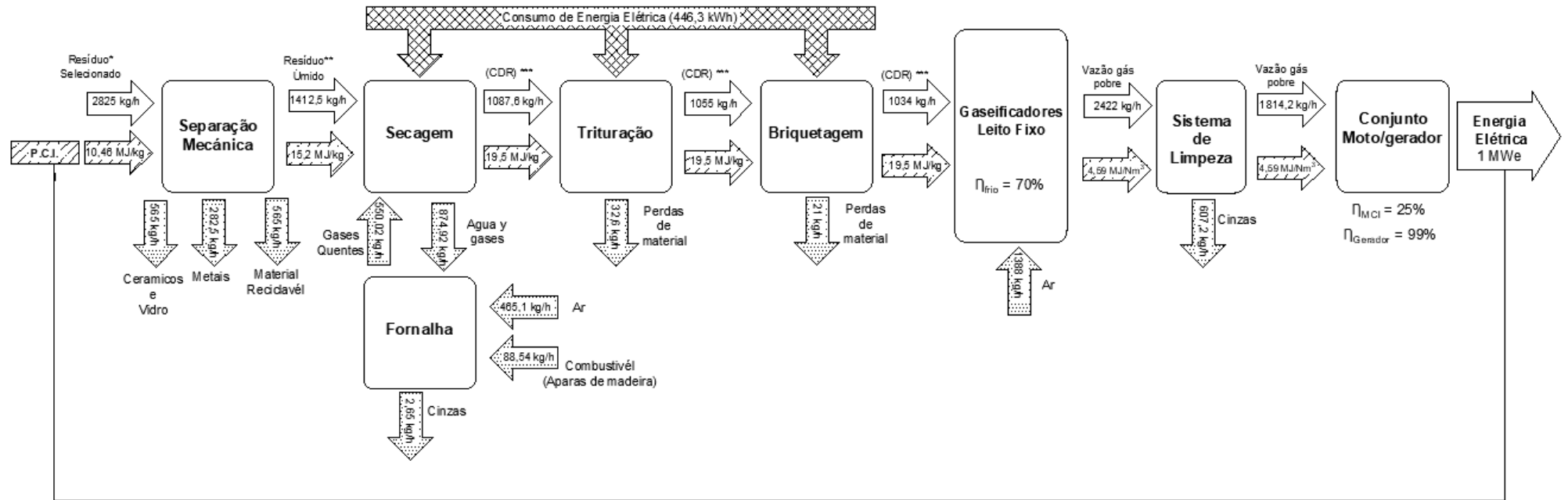


Figura 5.5. Perfis do PCI e da η_{frio} em função da relação de equivalência

Como se evidencia na Figura 5.5 e na Tabela 5.5 para uma RE: 0,35 a potência do gás é de 1016,91 kW e com um valor de eficiência a frio de 86,95%, concluiu-se que nessas condições o gaseificador produz a energia requerida no projeto prévio. Na Figura 5.6 se apresenta o balanço geral de massa e energia da planta projetada, os dados técnicos e os parâmetros de entrada para cada etapa do processo foram descritos anteriormente. A eficiência elétrica da planta foi calculada a partir da equação (4.15) referente ao RSU é de 9,95%, se consideram as perdas no consumo elétrico nas operações para a produção do CDR os resultados da produção de energia e consumo energético se apresentam no diagrama de Sankey mostrado na Figura 5.7.

Tabela 5.5. Fluxos mássicos e energéticos para um reator de 1400kWt

RE	Fluxos mássicos (kg/h)				MBC (%)	Fluxos Energéticos (kW)					η Frio (%)
	m (CDR)	m (ar)	m (r)	m (gás)		E (b)	E (ar)	E(perdas)	E(s)	E(útil)	
0,25	158,17	271,13	48,67	429,30	111,34	858,50	1,22	170,81	2,93	685,97	63,75732
0,26	178,10	281,98	53,66	460,08	111,66	966,69	1,27	266,70	3,14	698,12	57,98395
0,27	200,00	292,82	59,13	492,83	112,00	1085,58	1,32	377,16	3,37	706,37	52,73662
0,28	203,98	303,67	60,13	507,65	111,84	1107,15	1,37	386,04	3,47	719,01	53,74816
0,30	156,53	325,36	48,26	481,89	110,02	849,62	1,46	91,46	3,29	756,33	70,70881
0,35	172,92	379,59	52,36	552,51	109,48	938,60	1,71	-80,37	3,77	1016,91	86,95682
0,40	186,08	433,81	55,65	619,89	108,98	1010,01	1,95	93,89	4,23	913,84	73,0361



Cogeração

Anotações

- * O poder calorífico inferior (PCI) do RSU selecionado foi tomado da tabela 2.4
- ** O poder calorífico inferior (PCI) do RSU úmido é aproximadamente 15,2 MJ/kg [29].
- *** O poder calorífico inferior (PCI) do CDR é calculado a partir da análise elementar dos briquetes produzidos na planta piloto apresentados na tabela 3.2
- O balanço foi contemplado para os 4 gaseificadores de leito fixo.
- T. dos gases de saída da fornalha: 1178 K
- PCI das aparas de madeira: 19,31 MJ/kg
- Temperatura das Cinzas: 873 K
- Cp (Cinzas): 559,29 kJ/kg·K
- O CDR contém um percentual alto 25,1%
- O poder calorífico do gás pobre: 4,59 MJ/Nm³

Figura 5.6. Balanços de massa e energia geral da planta (1 MWe)

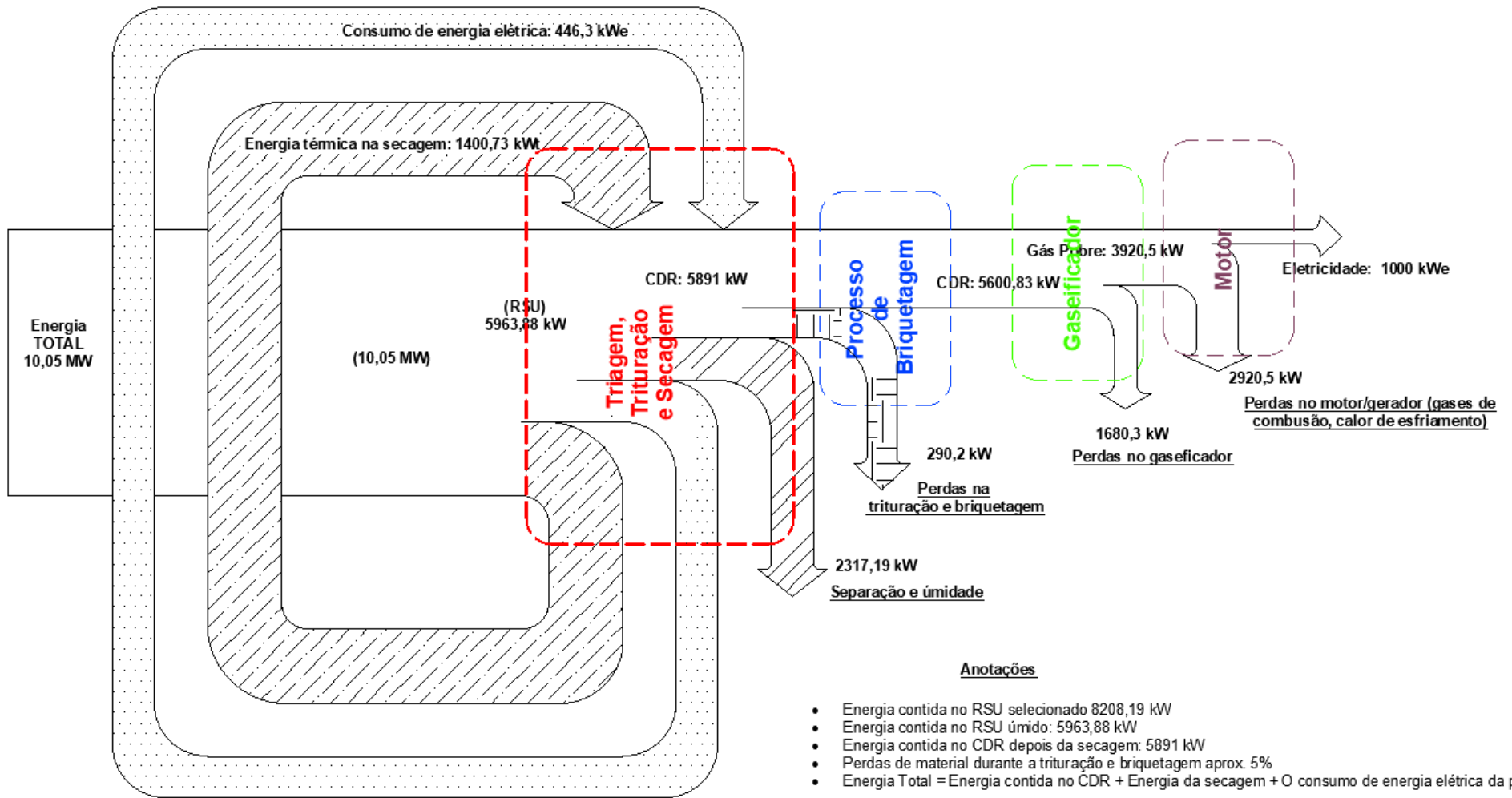


Figura 5.7. Diagrama de Sankey da planta de 1MWe

5.2 Avaliação Econômica da planta

Os custos fixos da instalação da planta na área de pré-tratamento e produção do CDR foram determinados a partir do orçamento fornecido pela empresa LIPPEL, para a etapa de gaseificação e geração elétrica os custos foram calculados mediante a equação do método do fator potência aplicado usando a relação planta/capacidade a partir dos estudos econômicos desenvolvidos no NEST.

O custo total de implantação, foi calculado assumindo os custos de manutenção e operação, estimados ao redor de 5% do valor total dos equipamentos, os custos por depreciação (10%), os custos das obras civis (15%), instrumentação e controle (6%), e os tributos em projetos de energia como o Programa de Integração Social (PIS), incidentes em 1,6% sobre a receita bruta, e Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social (COFINS) 7,6% [8].

Na avaliação econômica da planta são incluídos todos os equipamentos que compõem o a planta de geração desde a etapa de produção do combustível a até etapa de geração elétrica. Os custos totais de investimento são apresentados em detalhe no anexo C e foram atualizados para o ano 2018.

Com o fim de determinar o custo do kWh gerado na planta, procede-se a calcular a viabilidade financeira do projeto, utilizando os indicadores de avaliação econômica descritos no capítulo 4, a Taxa Interna de Retorno (TIR), Valor Presente Líquido (VPL), Payback e LCOE são calculados para uma vida útil de 25 anos.

5.2.1 Receitas do projeto

As receitas foram obtidas a partir da venda dos recicláveis, a taxa de disposição do resíduo sólido urbano além da venda da eletricidade produzida [100].

5.2.1.1 Venda de recicláveis

O cálculo dos rendimentos dos recicláveis, foram utilizados os valores fornecidos pela CEMPRE (Compromisso Empresarial para Reciclagem) [100][109], no qual os valores são especificados por estado. Assim, para o estado de Minas Gerais, tem-se:

- R\$ 1764,00/ton., para plásticos (considerando a média dos plásticos rígidos, PETs e filmes
- R\$ 215,00/ton., para vidro
- R\$ 250,00/ton., para metais.

5.2.1.2 Valor contratual médio da taxa para a disposição do RSU

Serão considerados os valores da taxa para a disposição do RSU de acordo com os dados apresentado no relatório da IPEA[20] .

- Municípios Grandes - R\$ 33,1/ton.
- Municípios Médios - R\$ 35,1/ton.
- Municípios Pequenos - R\$ 54,3/ton.

5.2.2 Energia Gerada

Na Figura 5.8 se apresenta a energia gerada ao longo do projeto, considerando a perda de eficiência anual dos sistema de geração de energia por meio da gaseificação de combustível solido de 0.7%[5]. No primeiro ano do projeto tem-se uma energia gerada de 8640 MWh/ano e no final se espera uma produção de 7248,4 MWh/ano considerando que a planta opera 6500 horas por ano.

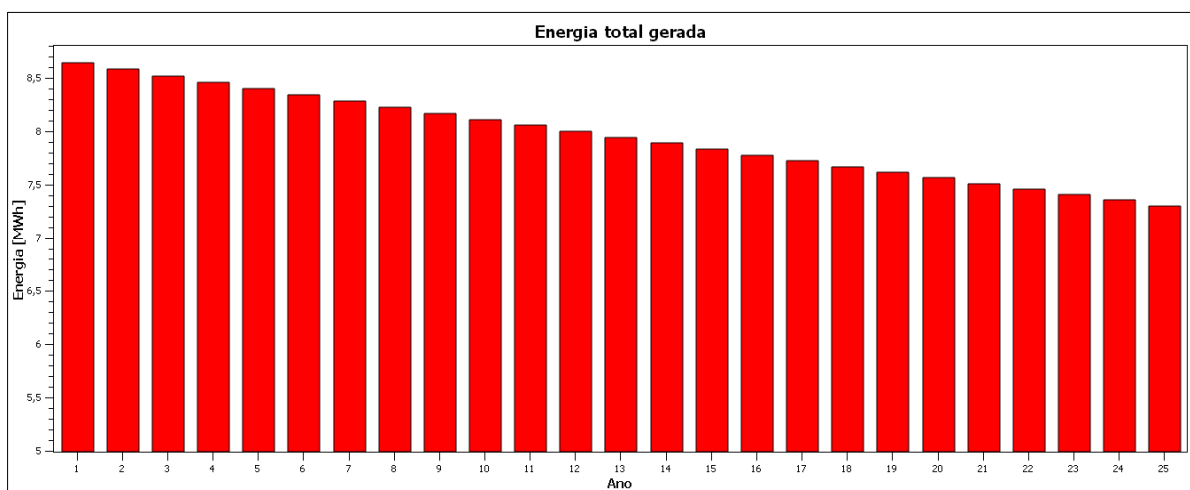


Figura 5.8. Energia total gerada ao longo dos 25 anos

5.2.3 Viabilidade econômica

Para a implementação desta pesquisa é necessário mostrar a viabilidade técnica e financeira da planta de geração considerando o valor inicial do investimento, o aumento do valor de energia anual, as taxas, os impostos e os outros valores para o estudo econômico do projeto. Os parâmetros considerados para o estudo econômico são apresentados na Tabela 5.6. Para o fluxo de caixa foi considerado um período de 25 anos de vida útil. Propõe-se avaliar três cenários para determinar a viabilidade do projeto, no primeiro cenário a taxa de juros vai variar entre 5% e 10%, no segundo cenário serão analisadas as taxas para a disposição do RSU de acordo ao tamanho do município e no terceiro cenário serão consideradas as variações na tarifa de energia segundo o leilão da ANEEL para o ano 2018 e 2019.

Tabela 5.6. Parâmetros para os cálculos econômicos

<i>Parâmetros econômicos</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>
Investimento Inicial	R\$ 21.534.197,0	R\$
Energia gerada por ano	8640000,0	kWh/ano
Anos de vida útil do projeto	25	anos
Taxa mínima de atratividade (TMA)	14,25%	%
Taxa manutenção atual	5,00%	%
Taxa de aumento anual de energia	9,00%	%
Perda de eficiência nos gaseificadores	0,70%	%
Taxa Fiscalização Aneel	0,40%	%
PIS	1,65%	%
COFINS	7,60%	%
Administração	1,40%	%
Taxa de depreciação	10,00%	%

5.2.3.1 Cenário 1

Neste cenário é analisado variando a taxa de juros (5%, 7,5% e 10%) tomando como receitas a taxa de disposição do RSU e a venda de eletricidade. Na Figura 5.9 é possível ver o fluxo de caixa ao longo de 25 anos com os diferentes valores de juros considerados. Pode-se observar que o melhor caso é onde a taxa de juros tem um valor de 10% onde o custo do projeto mostra um valor positivo de R\$ 5.026.363,06 no ano 25, em comparação com o caso da taxa de juros de 5% para o menos período de tempo tem um valor positivo de R\$ 3.542.966,09 esses valores influenciam diretamente no tempo do retorno do investimento. No anexo E são mostrados os detalhes desse cenário.

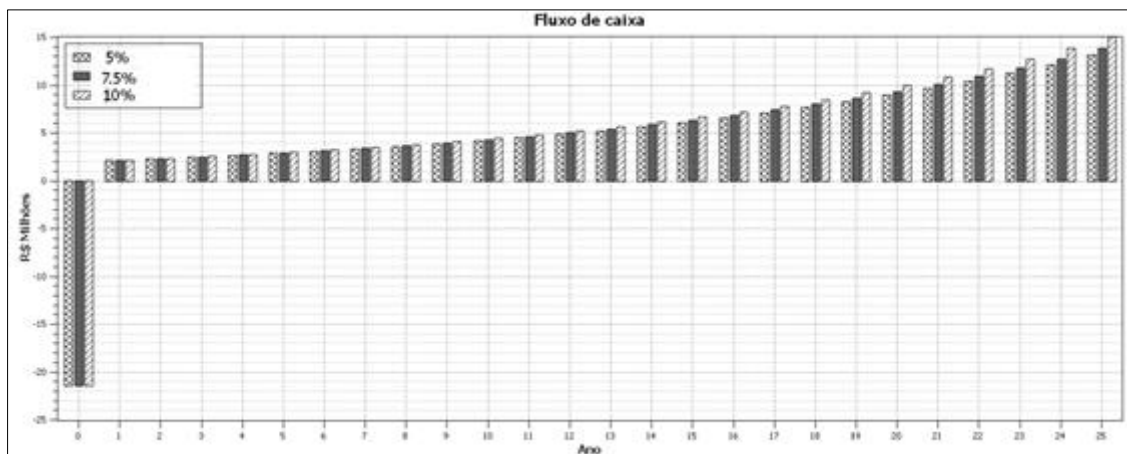


Figura 5.9. Fluxo de caixa cenário 1

Na Figura 5.10 pode-se observar o VPL para cada um dos casos propostos. Observa-se que nos três casos considerados o investimento só tem retorno a partir do ano 17. O melhor dos casos é onde o investimento retorna (17,17 anos) no menor tempo se apresenta quando a taxa de juros é de 10%.

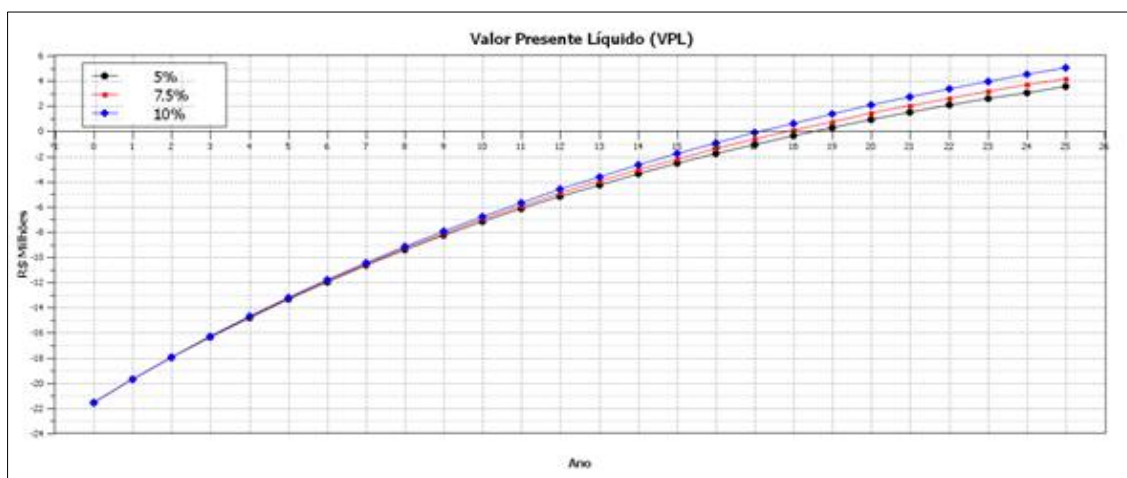


Figura 5.10. Valor presente líquido cenário 1

Na Tabela 5.7 mostra os valores dos indicadores econômicos do cenário considerado, pode-se determinar que os três casos propostos são viáveis, devido a que o VPL é positivo e a TIR é maior que a TMA. Pode -se observar que a diferença entre o tempo do retorno do investimento entre os casos não supera os dois anos, porem o custo de energia pode ser um fator importante para o investidor.

Tabela 5.7. Indicadores econômicos para o cenário 1

<i>Parâmetros econômicos</i>	<i>Valor</i>			<i>Unidade</i>
VPL	R\$ 3.542.966,09	R\$ 4.168.076,21	R\$ 5.026.363,06	R\$
TIR	16,04 %	16,33%	16,70%	%
Payback Descontado (anos)	18,55	17,89	17,17	anos
Taxa de Juros	5%	7,5%	10%	%
Preço da energia da planta	0,37	0,49	0,67	\$R/kWh

A Figura 5.11 apresenta uma análise de sensibilidade mediante o método AHP [110]. Analisando como critério a TIR e usando a variação da taxa juros como alternativa, no gráfico se mostra que a melhor decisão é quando a para uma taxa de juros de 5 % devido a que apresenta o maior valor tendo como referência uma TIR normalizada de 38%.

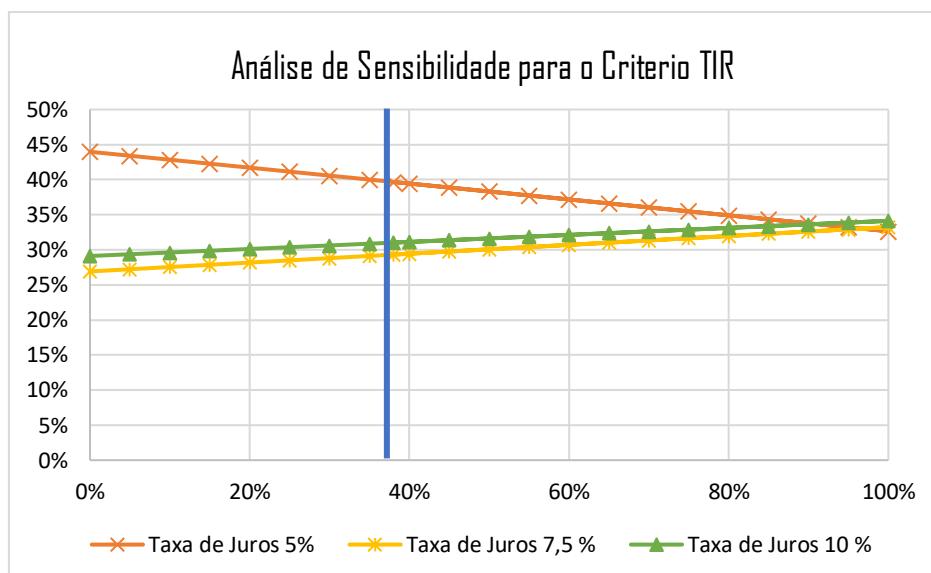


Figura 5.11. Análise de sensibilidade para o cenário 1

Analisando este cenário conclui-se que o melhor caso é quando a taxa de juros é de 5% porem de apresentar o tempo de retorno mais alto, representa o menor custo para a venda de energia 0,37 \$R/kWh o que pode fazer mais concorrente esta tecnologia com as outras fontes de energias renováveis expostas no leilão da ANEEL

5.2.3.2 Cenário 2

Este cenário é analisado variando o valor das taxas para a disposição do RSU de acordo ao tamanho do município (grandes, médios e pequenos), tomando como receitas do projeto a venda dos recicláveis, a taxa de disposição e a venda de eletricidade. Na Figura 5.12 pode-se observar que o melhor caso é para municípios pequenos é onde se apresenta o maior valor R\$ 19.248.536,11, em comparação com caso dos municípios grandes possui

um valor menor igual a R\$ 14.071.167,71. Isso sucede por que para municípios pequenos a taxa de disposição é a mais alta. No anexo F são mostrados os detalhes desse cenário.

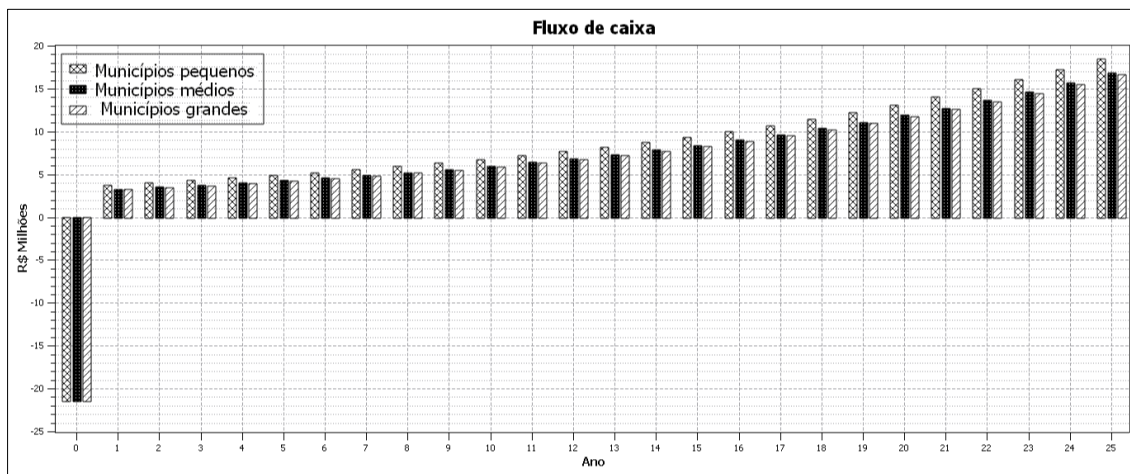


Figura 5.12. Fluxo de caixa cenário 2

Na Figura 5.13 pode-se observar o VPL para os três casos propostos. Para o caso dos municípios pequenos é onde mais retorna o investimento 8,33 anos após da implementação do projeto, pode se inferir que é o melhor dos casos comparado com os municípios pequenos e médios. O tempo de retorno de 8,33 anos pode ser considerado como satisfatório vendo que o tempo do projeto es de 25 anos.

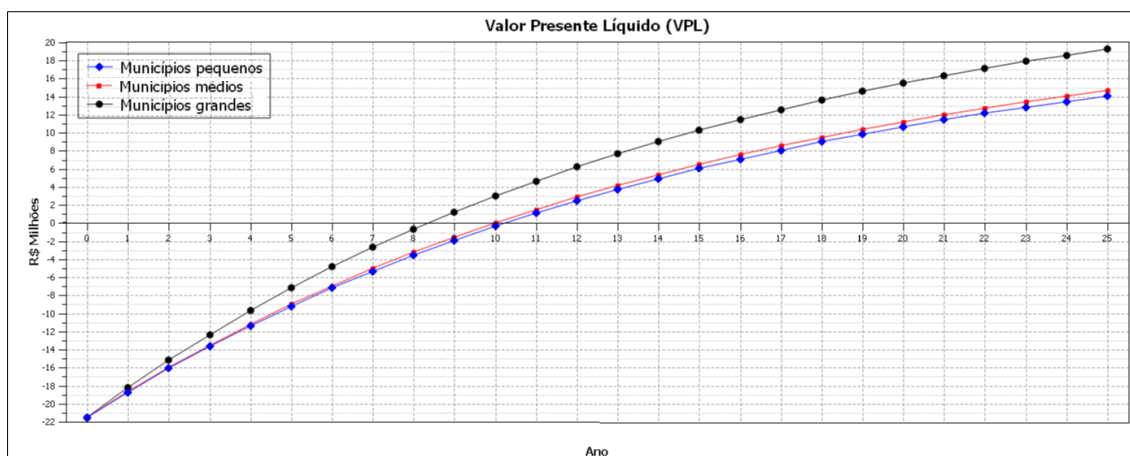


Figura 5.13. Valor presente líquido cenário 2

Na Tabela 5.8 mostra-se os indicadores econômicos para cada um dos casos considerados, pode-se inferir que os três casos são viáveis, Por que VPL é positivo a TIR é maior a TMA. Mantendo um mesmo preço da energia. Conclui-se que o melhor caso é dois

municípios pequenos por que apresenta o maior valor da TIR e o tempo de retorno do investimento o mais rápido 8,33 anos.

Tabela 5.8. Indicadores econômicos para o cenário 2

<i>Parâmetros econômicos</i>	<i>Valor</i>			<i>Unidade</i>
Preço da energia da planta	0,37	0,37	0,37	\$R/kWh
VPL	R\$ 19.248.536,11	R\$ 14.657.284,89	R\$ 14.071.167,71	R\$
TIR	23,67 %	21,47%	21,19%	%
Payback Descontado (anos)	8,33	17,89	17,17	anos
Taxa de Juros	5%	5%	5%	%

Levando em consideração uma TIR normalizada de referência de 38% para cada uma das alternativas propostas e como foi dito anteriormente para este cenário são taxas de arrecadação dos municípios para a disposição do RSU. Na Figura 5.14 pode-se observar que a melhor decisão é para os o caso dos municípios pequenos onde se apresenta uma TIR normalizada de 41%. Esses valores são calculados levando em consideração uma taxa de juros fixa de 5%.

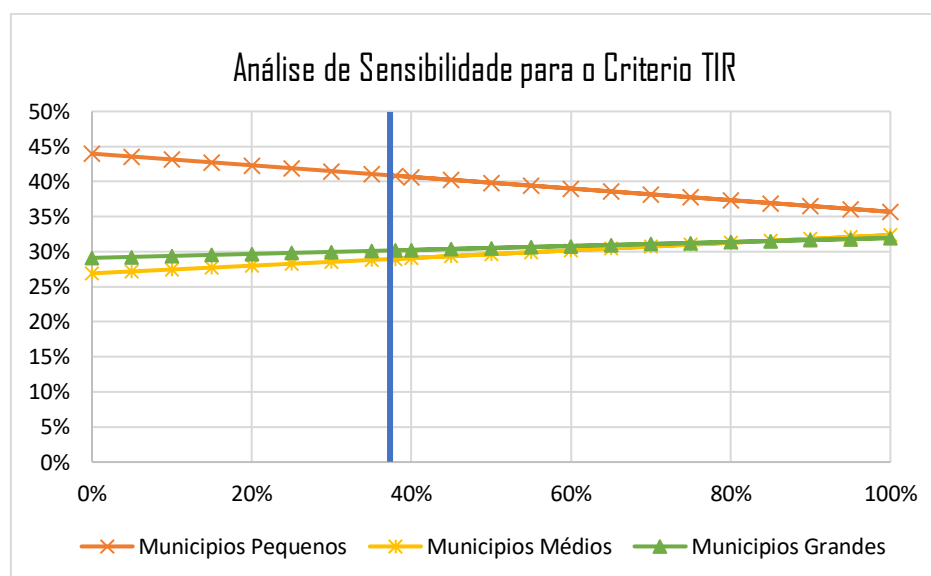


Figura 5.14. Análise de sensibilidade cenário 2

5.2.3.3 Cenário 3

Neste cenário é analisado variando o preço venda da energia na faixa de 0,18 – 0,31 \$R/kWh de acordo com o leilão da ANEEL [111] para o anos 2018 e 2019. Tomando como receitas do projeto a taxa de disposição do RSU e a venda de eletricidade. Na Figura 5.15 observa-se que o melhor caso é para um preço de venda 0,31 kWh, por que nesse caso

se apresenta o maior valor R\$ 12.771.096,39 do fluxo de caixa, em comparação com os outros dois casos. No anexo G são mostrados os detalhes desse cenário.

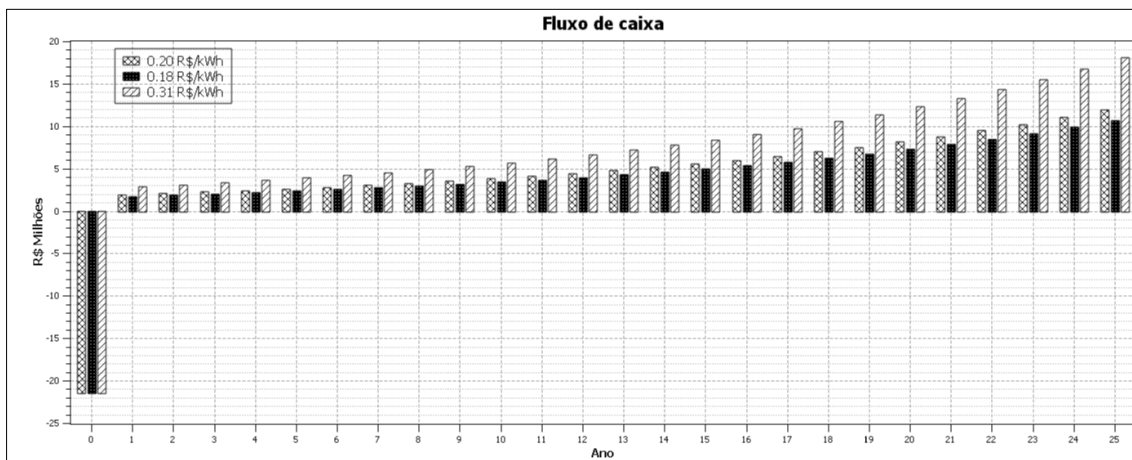


Figura 5.15. Fluxo de caixa cenário 3

Na Figura 5.15 pode -se observar o VPL para os casos propostos, se evidencia que para um preço de venda de 0,18 \$R/kWh não tem retorno do investimento. Para o preço de 0,31 \$R/kWh o tempo de retorno do investimento é de 11,43 anos. Pode-se dizer que este é o caso mais favorável tendo em conta que o tempo do projeto é de 25 anos.

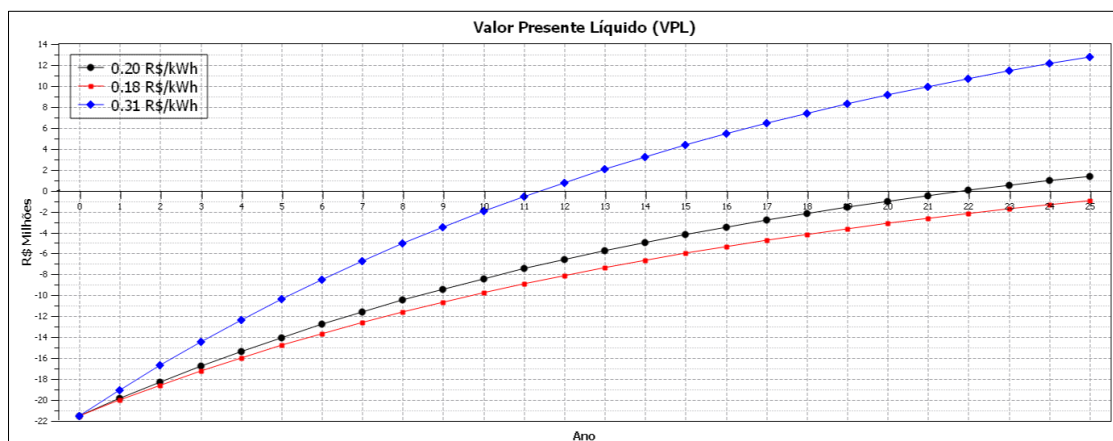


Figura 5.16. Valor presente líquido cenário 3

Na Tabela 5.9 se apresenta o pior caso dos cenários. Por que para um preço de venda de 0,18 \$R/kWh não tem retorno do investimento. O caso que viável economicamente é quando o preço de venda da energia equivale a 0,31 \$R/kWh.

Tabela 5.9. Indicadores econômicos para o cenário 3

<i>Parâmetros econômicos</i>	<i>Valor</i>			<i>Unidade</i>
Preço venda (ANEEL)	0,2	0,18	0,31	\$R/kWh
VPL	R\$ 1.383.583,60	-R\$ 978.817,75	R\$ 12.771.096,39	R\$
TIR	14,97 %	21,47%	20,30%	%
Payback Descontado (anos)	21,94	13,73	11,43	anos
Taxa de Juros	5%	5%	5%	%

Na Figura 5.17 mostra-se os resultados da análise de sensibilidade quando varia o preço de venda da energia, o resultado que pode ser atrativo para o investidor é quando o valor da energia é de 0,31 \$R/kWh devido a que atinge uma TIR normalizada de 37%, segundo o vetor decisão essa é a melhor alternativa de para o desenvolvimento do projeto. Neste cenário considerou-se uma taxa de juros fixa de 5%.

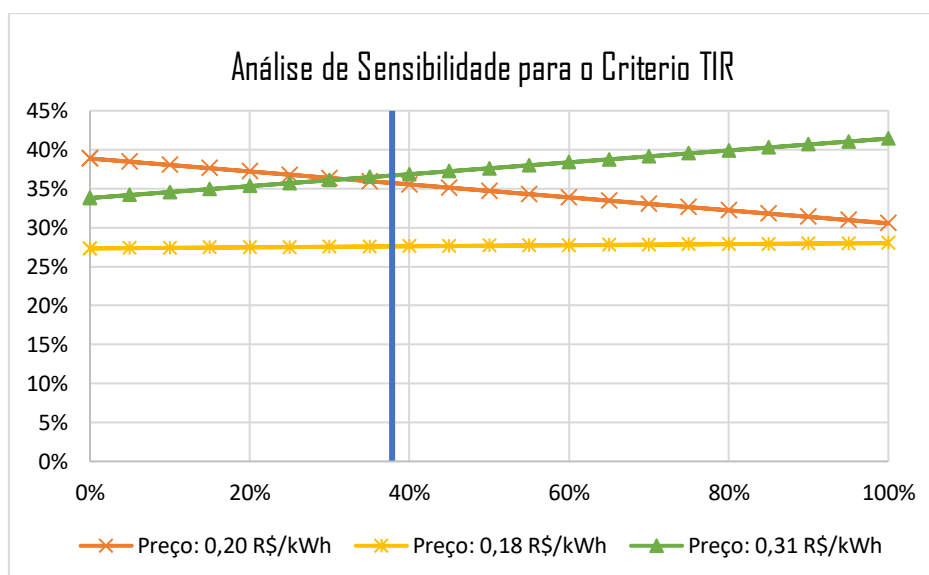


Figura 5.17. Análise de sensibilidade cenário 3

Capítulo 6

6 Conclusões

Durante os testes operando o gaseificador em um estágio de gaseificação, observou-se bom rendimento para valores da Razão de Equivalência (RE) na faixa de 0,33 a 0,36, apresentando poder calorífico da ordem de $3,83\text{MJ}/\text{Nm}^3$ e fração volumétrica de 16 % de CO, 10 % de H_2 , 1,8% de CH_4 .

Concluiu-se dos testes experimentais que o gás produzido a partir da gaseificação de briquetes de CDR pode ser usado com êxito no acionamento de um motor de combustão interna, porém ajustes ainda devem ser realizados no sistema de forma que possa operar com a sua máxima capacidade.

Do balanço de massa e energia da planta piloto de produção de briquetes de CDR indicou que a eficiência de conversão de RSU para CDR é de 35,14%. A planta piloto apresenta sobredimensionamento e é por isso que a planta funciona apenas algumas horas (8 horas) por dia, já que no mercado não existem plantas de menor capacidade. A partir do balanço de massa e energia calculou-se a eficiência da fornalha é de 79,69 % e do secador 92,55%.

O processo de gaseificação foi simulado usando o modelo desenvolvido por [7], e através da simulação se teve uma ideia clara da influência da RE com valores desde 0,25 até 0,35 na composição do gás, do poder calorífico e da eficiência a frio do processo. Desta modelagem pode-se concluir:

-O valor de $RE=0,35$ se tem a melhor qualidade de gás porque os valores de poder calorífico inferior ($PCI=5,38\text{MJ}/\text{Nm}^3$) e de eficiência a frio ($CGE=86,95\%$) atingiram o ponto máximo, porém, os cálculos de geração eletricidade para a avaliação econômica do projeto foram determinados neste ponto. Os resultados obtidos com o modelo em ANSYS concorda com os revisados na literatura.

-A caracterização das briquetas de CDR mostrou uma porcentagem de cinzas alto (25.1%), por conseguinte o sistema de limpeza do gás deve ser de alta qualidade para a

eliminação dos resíduos e do teor de alcatrão e manutenção dos equipamentos se deve fazer de forma periódica.

Em relação ao balanço de massa e energia da planta, se tiveram em conta as perdas de material e o consumo de energia dos equipamentos, se encontro uma eficiência líquida da planta de 9,95% desde a triagem até a conversão energética, apresenta uma eficiência relativamente baixa devido a quantidade de material que perde em cada uma das etapas do processo.

Com em relação aos resultados da avaliação econômica, se analisaram os três cenários propostos levando em consideração receitas pela venda de recicláveis (vidros, metais e plásticos) depois do resíduo ser submetido a triagem, além da taxa para a disposição do RSU e a venda de energia elétrica. O melhor dos casos expostos nos cenários foi o caso dos municípios pequenos (menos de 100.000 habitantes) onde a VPL (R\$ 19.248.536,11) e o tempo de retorno do investimento é de 8,33 anos, com uma TIR de 23,67%. Concluiu-se que é viável implementar este tipo de projeto em cidades onde a população é menor de 100.000 habitantes, por que a taxa que é paga para a disposição do RSU é maior comparada com os municípios médios e grandes.

A principal dificuldade apresentada para implementar esta tecnologia é disponibilidade da maquinaria para o tratamento dos resíduos sólidos urbanos, já que no Brasil não existem equipamentos fabricados especificamente para a produção de CDR a partir de RSU.

7 Bibliografia

- [1] ABRELPE - Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais, “Panorama dos resíduos sólidos no Brasil 2017,” *Panor. dos RSU no Bras. 2017*, 2017.
- [2] ABRELPE - Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais, “Overview of solid waste in Brazil 2015,” *Panor. dos RSU no Bras. 2015*, p. 92, 2015.
- [3] A. T. T. Gonçalves, “Potencialidade energética dos resíduos sólidos domiciliares e comerciais do município de Itajubá - MG,” *Diss. Mestrado, Univ. Fed. Itajubá*, p. 192, 2007.
- [4] S. Hernández López, “Diseño de una planta de gasificación de residuos sólidos urbanos para generación d electricidad con una pila de combustible,” pp. 1–120, 2015.
- [5] F. Codignole, “Projeto e avaliação técnico-econômica de plantas de gaseificação o lixo urbano para geração distribuída de eletricidade,” *Diss. Mestrado, Univ. Fed. Itajubá*, p. 244, 2013.
- [6] B. Luís, E. Silva, and E. Olivares, *Biomassa para energia*, Editora da. Campinas: Unicamp, 2009.
- [7] D. Y. Maya, “Estudo da gaseificação de biomassa em reator co- corrente de duplo estágio mediante análises experimentais e modelagem com ferramentas de Dinâmica dos Fluidos Computacional,” *Tese Doutorado, Univ. Fed. Itajubá*, p. 121, 2016.
- [8] A. M. L. Násner, “Sistema, Modelagem De Uma Planta Piloto De Gaseificação De Combustível Derivado De Resíduos (CDR) Em Um Integrado A Motor Ciclo Otto, Utilizando O Software Aspen Plus™,” *Diss. Mestrado, Univ. Fed. Itajubá*, p. 162, 2015.
- [9] U. Arena, “Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review,” *Waste Manag.*, vol. 32, no. 4, pp. 625–639, 2012.
- [10] W. K. . Heermann C., Schwager F.J., “Pyrolysis & Gasification of Waste. A Worldwide Technology & Business Review,” *Juniper Consult. Serv. Ltd.*, vol. 2nd Editio, 2001.

- [11] J. Bundschuh, *Technologies for converting biomass to useful energy – combustion, gasification, pyrolysis, torrefaction and fermentation*, vol. 4. London, UK: CRC Press/Balkema, 2013.
- [12] T. Prechthai, C. Visvanathan, and C. Cheimchaisri, “RDF Production Potential of Municipal Solid Waste 3 . Results and discussion,” vol. 054, no. November, pp. 1–5, 2006.
- [13] F. C. L. T. Abbas, P. Costen, “Co-firing refuse derived fuel (RDF) with fossil fuels in a large-scale laboratory furnace.,” *Int. Flame Days, Clean Combust. waste non-conventional fuels*, 1994.
- [14] W. F. Menezes, “Avaliação Tecnológica de Geração Energética com Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) no Brasil,” p. 154, 2013.
- [15] D. Panepinto, V. Tedesco, E. Brizio, and G. Genon, “Environmental Performances and Energy Efficiency for MSW Gasification Treatment,” pp. 123–135, 2015.
- [16] ABNT, “NBR 10.004/2004 - Resíduos sólidos - Classificação,” *Biotemas*, vol. 18, no. 2, pp. 7–18, 2004.
- [17] A. Carolina *et al.*, “Evaluation of two different alternatives of energy recovery from municipal solid waste in Brazil,” 2017.
- [18] F. R. A. De Franceschi, C. D. Santiago, T. Q. de Lima, and É. Pugliesi, “Panorama dos resíduos sólidos no Brasil: uma discussão sobre a evolução dos dados no período 2003 2014,” *Rev. DAE*, vol. 65, no. 206, pp. 62–68, 2017.
- [19] J. F. de Oliveira, “Thermodynamic modelling and simulation of municipal solid waste gasification,” Universidade Federal de Paraná, 2016.
- [20] Ipea, “Diagnóstico dos Resíduos Sólidos Urbanos,” *Relatório Pesqui.*, p. 82, 2012.
- [21] FNP, “Anuário ‘Multi Cidades, Finanças dos Municípios do Brasil,’” Brasília-DF, 2018.
- [22] A. Pasqual *et al.*, “Caracterização física dos resíduos sólidos urbanos (rsu) em comunidades de médio porte,” 1987.
- [23] H. D. Beyene, A. A. Werkneh, and T. G. Ambaye, “Current updates on waste to energy (WtE) technologies : a review,” *Reinf. Plast.*, vol. 24, no. March, pp. 1–11, 2018.
- [24] W. C. Nadaletti, P. A. Cremonez, S. N. M. De Souza, R. A. Bariccatti, P. Belli Filho, and D. Secco, “Potential use of landfill biogas in urban bus fleet in the Brazilian states: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 41, pp. 277–283, 2015.

- [25] F. D. Hernandez-Atonal, C. Ryu, V. N. Sharifi, and J. Swithenbank, "Combustion of refuse-derived fuel in a fluidised bed," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 62, no. 1–2, pp. 627–635, 2007.
- [26] F. C. Luz and Avaliação, "Plantas de Gaseificação do Lixo Urbano," Universidade federal de itajubá, 2013.
- [27] K. Sivakumar, N. Krishna Mohan, and B. Sivaraman, "Performance analysis on briquetting bio mass with different size in 10 kW down draft gasifier," *Procedia Eng.*, vol. 38, pp. 3824–3832, 2012.
- [28] P. N. Pressley *et al.*, "Municipal solid waste conversion to transportation fuels: A life-cycle estimation of global warming potential and energy consumption," *J. Clean. Prod.*, vol. 70, pp. 145–153, 2014.
- [29] P. U. Kumar, "Cost estimation and procedure to set up 1 MW waste-to-energy gasification plant in India," 2016.
- [30] F. C. Luz *et al.*, "Techno-economic analysis of municipal solid waste gasification for electricity generation in Brazil," *Energy Convers. Manag.*, vol. 103, pp. 321–337, 2015.
- [31] A. M. L. Násner *et al.*, "Refuse Derived Fuel (RDF) production and gasification in a pilot plant integrated with an Otto cycle ICE through Aspen plusTM modelling: Thermodynamic and economic viability," *Waste Manag.*, vol. 69, pp. 187–201, 2017.
- [32] E. R. Widjaya, G. Chen, L. Bowtell, and C. Hills, "Gasification of non-woody biomass: A literature review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 89, no. September 2016, pp. 184–193, 2018.
- [33] IEA Bioenergy, "Feedstock properties influencing the gasification process . overview of influence of biomass properties on the gasification system Biomass properties," 2016.
- [34] P. Vounatsos, K. Atsonios, M. Agraniotis, K. Panopoulos, and P. Grammelis, "Report on RDF / SRF gasification properties," *Life*, p. 40 p., 2013.
- [35] C. G. Sanchez, *Tecnologia da gaseificação de Biomassa*. São Paulo: Alínea e Átomo, 2010.
- [36] T. Khosasaeng and R. Suntivarakorn, "Effect of Equivalence Ratio on an Efficiency of Single Throat Downdraft Gasifier Using RDF from Municipal solid waste," *Energy Procedia*, vol. 138, pp. 784–788, 2017.
- [37] S. T. Wagland *et al.*, "Comparison of coal/solid recovered fuel (SRF) with

- coal/refuse derived fuel (RDF) in a fluidised bed reactor,” *Waste Manag.*, vol. 31, no. 6, pp. 1176–1183, 2011.
- [38] A. C. Caputo and P. M. Pelagagge, “RDF production plants: I. Design and costs,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 22, no. 4, pp. 423–437, 2002.
- [39] Y. H. Chang, W. C. Chen, and N. Bin Chang, “Comparative evaluation of RDF and MSW incineration,” *J. Hazard. Mater.*, vol. 58, no. 1–3, pp. 33–45, 1998.
- [40] S. Aluri, A. Syed, D. W. Flick, J. D. Muzzy, C. Sievers, and P. K. Agrawal, “Pyrolysis and gasification studies of model refuse derived fuel (RDF) using thermogravimetric analysis,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 179, no. March, pp. 154–166, 2018.
- [41] T. R. Miles, L. L. Baxter, R. W. Bryers, B. M. Jenkins, and L. L. Oden, “Alkali deposits found in biomass power plants, Vol 1,” *NREL Rep.*, vol. I, pp. 1–122, 1995.
- [42] A. J. Ujam and F. Eboh, “Flue Gas Analysis of a Small-Scale Municipal Solid Waste-Fired Steam Generator,” *International J. Comput. Eng. Res.*, vol. 2, no. 8, pp. 2250–3005, 2012.
- [43] G.L. Barducci, “Thermic and electric power production and use from gasification of biomass and RDF: Experience at CFBG Plant at Greve in Chianti,” *Proc. 2nd biomass Conf. Am. (Ed. D.L. Klass)*, pp. 565–575, 1995.
- [44] J.H.Canova, “esting and evaluating the combustion characteristics of densified RDF and mixed waste paper,” *roc. Energy from biomass wastes XVI (Ed. D.L.Klass)*, no. Institute of Gas Technology, pp. 1191–1219, 1993.
- [45] E. J. Lopes, N. Queiroz, C. I. Yamamoto, and P. R. da Costa Neto, “Evaluating the emissions from the gasification processing of municipal solid waste followed by combustion,” *Waste Manag.*, vol. 73, pp. 504–510, 2017.
- [46] P. N. Sheth and B. V. Babu, “Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft biomass gasifier,” *Bioresour. Technol.*, vol. 100, no. 12, pp. 3127–3133, 2009.
- [47] J. Watson, Y. Zhang, B. Si, W. Chen, and R. De Souza, “Gasi fi cation of biowaste : A critical review and outlooks,” vol. 83, no. December 2017, pp. 1–17, 2018.
- [48] Prabir Basu, *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Desing*. Oxford: Elsevier Inc., 2010.
- [49] M. Saghir, “Recent Recent Trends Trends in in Gasification Gasification Based Based Waste-to-Energy Abdul-Sattar Nizami.”

- [50] M. Materazzi, P. Lettieri, R. Taylor, and C. Chapman, "Performance analysis of RDF gasification in a two stage fluidized bed-plasma process," *Waste Manag.*, vol. 47, pp. 256–266, 2016.
- [51] H. S. Peter Quaak, Harrie Knoef, "Energy From Biomass: A Review of combustion and Gasification Technologies." Washington, p. 78, 1999.
- [52] V. S. Sikarwar *et al.*, "An overview of advances in biomass gasification," *Energy Environ. Sci.*, vol. 9, no. 10, pp. 2939–2977, 2016.
- [53] M. Gualdrón, "Projeto e Avaliação Computacional do Desempenho de um Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante para Obtenção de Gás de Síntese a partir de Bagaço de Cana de Açúcar," 2009.
- [54] E4Tech, "Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes Final report," no. June, p. 130, 2009.
- [55] R. J. A. M. Morales, P. Mun, "Biomass gasification for electricity generation : Review of current technology barriers," *Renew. Sustainable Energy Rev.*, vol. 18, pp. 174–1883, 2013.
- [56] IEA, "between gasification technologies refer to the contact of fuel and gasifying selection of the most appropriate gasification reactor depends on the properties of the available feedstock ," 2016.
- [57] G. Stoppiello and C. Claudio, "A Biomass Gasification - Process analysis and dimensioning aspects for downdraft units and gas cleaning lines Supervisors," pp. 1–167, 2010.
- [58] J. M. rincón Martínez and E. E. S. Lora, *Bioenergía : Fuentes, conversión y sustentabilidad*, La Red Ibe. Bogotá D.C, 2014.
- [59] A. K. Dalai, N. Batta, I. Eswaramoorthi, and G. J. Schoenau, "Gasification of refuse derived fuel in a fixed bed reactor for syngas production," *Waste Manag.*, vol. 29, no. 1, pp. 252–258, 2009.
- [60] V. Belgiorno, G. De Feo, C. Della Rocca, and R. M. A. Napoli, "Energy from gasification of solid wastes," *Waste Manag.*, vol. 23, no. 1, pp. 1–15, 2003.
- [61] A. A. P. Susastriawan, H. Saptoadi, and Purnomo, "Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 76, no. February, pp. 989–1003, 2017.
- [62] T. B. Reed and A. Das, "Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems," no. March, 1988.
- [63] J. Martínez, "Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador de Biomassa em

- Reator Co-corrente com Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor de Combustão,” *Itajubá, 193p. Diss. (Mestrado em Conversão ...*, p. 216, 2009.
- [64] N. P. Cheremisinoff and J. Rezaian, *Gasification Technology Primer for Engineers and Scientists*. .
- [65] M. Asadullah, “Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 29, pp. 201–215, 2014.
- [66] G. G. Jankes, M. R. Trninić, M. S. Stamenić, T. S. Simonović, N. D. Tanasić, and J. M. Labus, “Biomass gasification with CHP production: A review of the state-of-the-art technology and near future perspectives,” *Therm. Sci.*, vol. 16, no. SUPPL. 1, pp. 115–130, 2012.
- [67] S. Nakamura, S. Kitano, and K. Yoshikawa, “Biomass gasification process with the tar removal technologies utilizing bio-oil scrubber and char bed,” *Appl. Energy*, vol. 170, pp. 186–192, 2016.
- [68] J. M. R. Electo Silva Lora, *Bioenergía: Fuentes, conversión y sustentabilidad*. Bogotá: La Red Iberoamericana de Aprovechamiento de Residuos Organicos en Produccion de Energia, 2014.
- [69] S. F. J. Roberto, V. Romeiro, “BECCS potential in Brazil : Achieving negative emissions in ethanol and electricity production based on sugar cane bagasse and other residues,” *Appl. Energy*, vol. 179, pp. 55–63, 2016.
- [70] C. A. V. B. de Sales, “Avaliação Técnico Econômica da Conversão da Biomassa em Eletricidade Utilizando Tecnologias de Gaseificação,” p. 188, 2007.
- [71] Z. A. Zainal, A. Rifau, G. A. Quadir, and K. N. Seetharamu, “Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 23, no. 4, pp. 283–289, 2002.
- [72] F. Orlando and C. González, “Universidade Federal De Itajubá Programa De Pós-Graduação Em Engenharia Mecânica Avaliação Do Desempenho De Um Sistema Integrado Motor Ciclo Otto / Gaseificador Co-Corrente Utilizando,” 2010.
- [73] L. I. Chaves *et al.*, “Small-scale power generation analysis: Downdraft gasifier coupled to engine generator set,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 58, pp. 491–498, 2016.
- [74] A. Zabaniotou, P. Mitsakis, D. Mertzis, S. Tsiakmakis, P. Manara, and Z. Samaras, “Bioenergy technology: Gasification with internal combustion engine application,” *Energy Procedia*, vol. 42, pp. 745–753, 2013.

- [75] U. Arena, F. Di Gregorio, and M. Santonastasi, "A techno-economic comparison between two design configurations for a small scale, biomass-to-energy gasification based system," *Chem. Eng. J.*, vol. 162, no. 2, pp. 580–590, 2010.
- [76] E. Pihl Erik, S. Heyne, H. Thunman, and F. Johnsson, "Highly efficient electricity generation from biomass by integration and hybridization with combined cycle gas turbine (CCGT) plants for natural gas," *Energy*, vol. 35, no. 10, pp. 4042–4052, 2010.
- [77] Lippel, "LIPPEL-Soluções Integradas para Biomassa," *catalogue*, 2018. [Online]. Available: <http://www.lippel.com.br/br>.
- [78] F. Centeno, K. Mahkamov, E. E. Silva Lora, and R. V. Andrade, "Theoretical and experimental investigations of a downdraft biomass gasifier-spark ignition engine power system," *Renew. Energy*, vol. 37, no. 1, pp. 97–108, 2012.
- [79] M. F. R. Nascimento, "Modelagem de gaseificador co-corrente utilizando diferentes fluidos de gaseificação Modelagem de gaseificador co-corrente utilizando diferentes fluidos de gaseificação," *Diss. Mestr.*, p. 182, 2015.
- [80] A. L. Galindo, E. S. Lora, R. V. Andrade, S. Y. Giraldo, R. L. Jaén, and V. M. Cobas, "Biomass gasification in a downdraft gasifier with a two-stage air supply: Effect of operating conditions on gas quality," *Biomass and Bioenergy*, vol. 61, pp. 236–244, 2014.
- [81] F. O. Centeno González, K. Mahkamov, E. E. Silva Lora, R. V. Andrade, and R. L. Jaen, "Prediction by mathematical modeling of the behavior of an internal combustion engine to be fed with gas from biomass, in comparison to the same engine fueled with gasoline or methane," *Renew. Energy*, vol. 60, pp. 427–432, 2013.
- [82] J. D. Martínez, E. E. Silva Lora, R. V. Andrade, and R. L. Jaén, "Experimental study on biomass gasification in a double air stage downdraft reactor," *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. 8, pp. 3465–3480, 2011.
- [83] Z. A. Zainal, R. Ali, C. H. Lean, and K. N. Seetharamu, "Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials," vol. 42, 2001.
- [84] L. Yassin, P. Lettieri, S. J. R. Simons, and A. Germanà, "Techno-economic performance of energy-from-waste fluidized bed combustion and gasification processes in the UK context," *Chem. Eng. J.*, vol. 146, no. 3, pp. 315–327, 2009.
- [85] Miem, D. Carlos, and M. Coutinho, "Dimensionamento de uma caldeira a

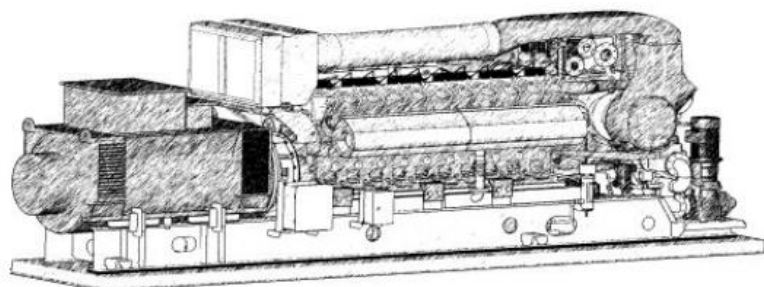
- termofluido Bruno Rafael Gonçalves Couto Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica,” 2009.
- [86] F. M. De Mello, “Controle nebuloso (‘Fuzzy’) aplicado à combustão em caldeiras a bagaço de cana.,” 2018.
- [87] J. Kalina, “Techno-economic assessment of small-scale integrated biomass gasification dual fuel combined cycle power plant,” *Energy*, vol. 141, pp. 2499–2507, 2017.
- [88] Dahlgren Renewable Technologies, “OLGA technology,” 2013.
- [89] N. Krajnc, “Wood Fuels Handbook,” Pristina, 2015.
- [90] J. Selivanovs, D. Blumberga, J. Ziemele, A. Blumberga, and A. Barisa, “Research of woody biomass drying process in pellet production,” *Environ. Clim. Technol.*, vol. 10, no. 1, pp. 46–50, 2012.
- [91] M. Puig-arnavat, J. C. Bruno, and A. Coronas, “Modified Thermodynamic Equilibrium Model for Biomass Gasification: A Study of the Influence of Operating Conditions,” 2012.
- [92] F. M. Guangul, S. A. Sulaiman, and A. Ramli, “Gasifier selection, design and gasification of oil palm fronds with preheated and unheated gasifying air,” *Bioresour. Technol.*, vol. 126, pp. 224–232, 2012.
- [93] S. Kythavone, “Chapter VI Gasification,” *Rural Renew. Electrif.*, 2005.
- [94] C. Sintering and N. Imbert, “Guidelines for designing downdraft gasifiers,” *Thermochem. Convers. Biomass*, vol. i, pp. 766–783, 2007.
- [95] N. P. Pérez and N. P. Pérez, “Gas Pobre: Factibilidad de su uso en los motores ZIL – 130;,” *Ing. Energética*, vol. 32, no. 3, p. 1 a la 8, 2011.
- [96] P. G. Bacaicoa, R. Bilbao, J. Arauzo, and M. L. Salvador, “Scale-up of downdraft moving bed gasifiers (25-300 kg/h)- desing, experimental aspect and results,” *El Sevier*, vol. 48, pp. 229–235, 1994.
- [97] W. C. Yan *et al.*, “Model-based downdraft biomass gasifier operation and design for synthetic gas production,” *J. Clean. Prod.*, vol. 178, pp. 476–493, 2018.
- [98] Jenbacher gas engines, “JMS 420 GS-N.L Jenbacher gas engines Technical Specification.”
- [99] K. D. T. Max S. Peters, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw-Hil. Colorado: University of Colorado, 1991.
- [100] S. R. Paiva, “Análise da conversão energética do Residuo Sólido Urbano: uma abordagem técnica e econômica,” 2015.

- [101] T. H. (Instituto S. de E. de L. Nisa, “Avaliação Económica de Sistemas Solares Fotovoltaicos Residenciais,” p. 116, 2014.
- [102] G. H. Alves, “Projeto e Análise Da Viabilidade Econômica Da Instalação De Painéis Fotovoltaicos No Setor Industrial,” p. 106, 2016.
- [103] G. B. Currea, *Ingenieria Economica*. Bogot, 1989.
- [104] A. V. AVILA, “Matemática Financeira e Engenharia Econômica Eng . ° Civil Antonio Victorino Avila,” *programa Educ. Tutor. da Eng. Civ. – UFSC*, 2013.
- [105] M. Peters, *Plant Desing and Economics For Chemical Engineers*, Clark and. Singapore: McGraw-Hill, 1991.
- [106] M. Fellin *et al.*, “Electricity from Wood: A Wood Quality and Energy Efficiency Approach to Small Scale Pyro-gasification,” *Procedia - Soc. Behav. Sci.*, vol. 223, pp. 783–790, 2016.
- [107] U. Kumar and M. C. Paul, “CFD modelling of biomass gasification with a volatile break-up approach,” *Chem. Eng. Sci.*, 2018.
- [108] R. Jayathilake and S. Rudra, “Numerical and Experimental Investigation of Equivalence Ratio (ER) and Feedstock Particle Size on Birchwood Gasification,” no. June 2018, 2017.
- [109] CEMPRE, “CEMPRE (Compromisso Empresarial para Reciclagem),” 2018. [Online]. Available: <http://cempre.org.br>.
- [110] M. C. R. Pacheco and F. L. Goldman, “O AHP como um modelo matemático: uma análise de sensibilidade simples,” *XIII Simp. Excel. em Gestão e Tecnol.*, no. May, p. 15, 2017.
- [111] A.-A. N. de E. Elétrica, “ANEEL,” *Leilões de Compra de Energia Elétrica Proveniente de Empreendimentos de Geração*, 2018. [Online]. Available: <http://www.aneel.gov.br/geracao4>.

8 ANEXOS

Anexo A

Ficha técnica do motogerador



JMS 420 GS-N.L

Natural gas 1.415kW el.

JMS 420 GS-N.L Natural gas 1.415kW el.

CO-GEN Module data:

Electrical output	kW el.	1.415
Recoverable thermal output (120 °C)	kW	1.492
Energy input	kW	3.373
Fuel Consumption based on a LHV of 9,5 kWh/Nm ³		
	Nm ³ /h	355
Electrical efficiency	%	41,9%
Thermal efficiency	%	44,2%
Total efficiency	%	86,2%
Heat to be dissipated (LT-Circuit)	kW	110

Emission values:

NOx < 250 mg/Nm³ (5% O₂)

Additional information:

Sound pressure level (engine, average value 1m)	dB(A)	97
Sound pressure level exhaust gas (1m, 30° off engine)	dB(A)	115
Exhaust gas mass flow rate, wet	kg/h	7.999
Exhaust gas volume, wet	Nm ³ /h	6.314
Max.admissible exhaust back pressure after engine	mbar	60
Exhaust gas temperature at full load	°C [8]	365
Combustion air mass flow rate	kg/h	7.758
Combustion air volume	Nm ³ /h	6.000
Max. inlet cooling water temp. (intercooler)	°C	40
Max. pressure drop in front of intake-air filter	mbar	10
Return temperature	°C	70
Forward temperature	°C	90
Hot water flow rate	m ³ /h	64,1

Engine data:

Engine type		J 420 GS-A06
Configuration		V 70°
No. of cylinders		20
Bore	mm	145
Stroke	mm	185
Piston displacement	lit	61,10
Nominal speed	rpm	1.500
Mean piston speed	m/s	9,25
Mean effe. press. at stand. power and nom. sp	bar	19,00
Compression ratio	Epsilon	13,5
ISO standard fuel stop power ICFN	kW	1451
Spec. fuel consumption of engine	kWh/kWh	2,32
Specific lube oil consumption	g/kWh	0,30
Weight dry	kg	6.600
Filling capacity lube oil	lit	457
Based on methane number	MZ	85

Alternator:

Manufacturer		STAMFORD
Type		PE 734 F2
Type rating	kVA	2.080
Efficiency at p.f. = 1,0	%	97,5%
Efficiency at p.f. = 0,8	%	96,6%
Ratings at p.f. = 1,0	kW	1.415
Ratings at p.f. = 0,8	kW	1.402
Frequency	Hz	50
Voltage	V	400
Protection Class		IP 23
Insulation class		H
Speed	rpm	1.500
Mass	kg	3.807

Anexo B

Secadores

Especificações Técnicas

MODELOS	SRL 150	SRL 300	SRL 500	SRL 1000	SRL 1500	SRL 2000	SRL 2500	SRL 3000	SRL 4000	SRL 5000
Produção de material seco (Kg/h)	150	300	500	1.000	1.500	2.000	2.500	3.000	4.000	5.000
Diâmetro (mm)	1.400	1.400	1.400	1.900	2.400	2.400	2.400	3.000	4.000	4.500
Comprimento (mm)	4.000	6.000	9.000	12.000	12.000	14.000	15.000	15.000	15.000	18.000
Potência de acionamento (CV)	05	07	10	15	20	20	25	25	30	35
Caloria necessária (Kcal/h)	127.000	250.000	425.000	850.000	1.200.000	1.700.000	2.100.000	2.500.000	3.400.000	4.200.000
Temperatura de entrada de gases	250 - 400	250 - 400	250 - 400	250 - 400	250 - 400	250 - 400	250 - 400	250 - 400	250 - 400	250 - 400

Queimadores

Modelos e Potência

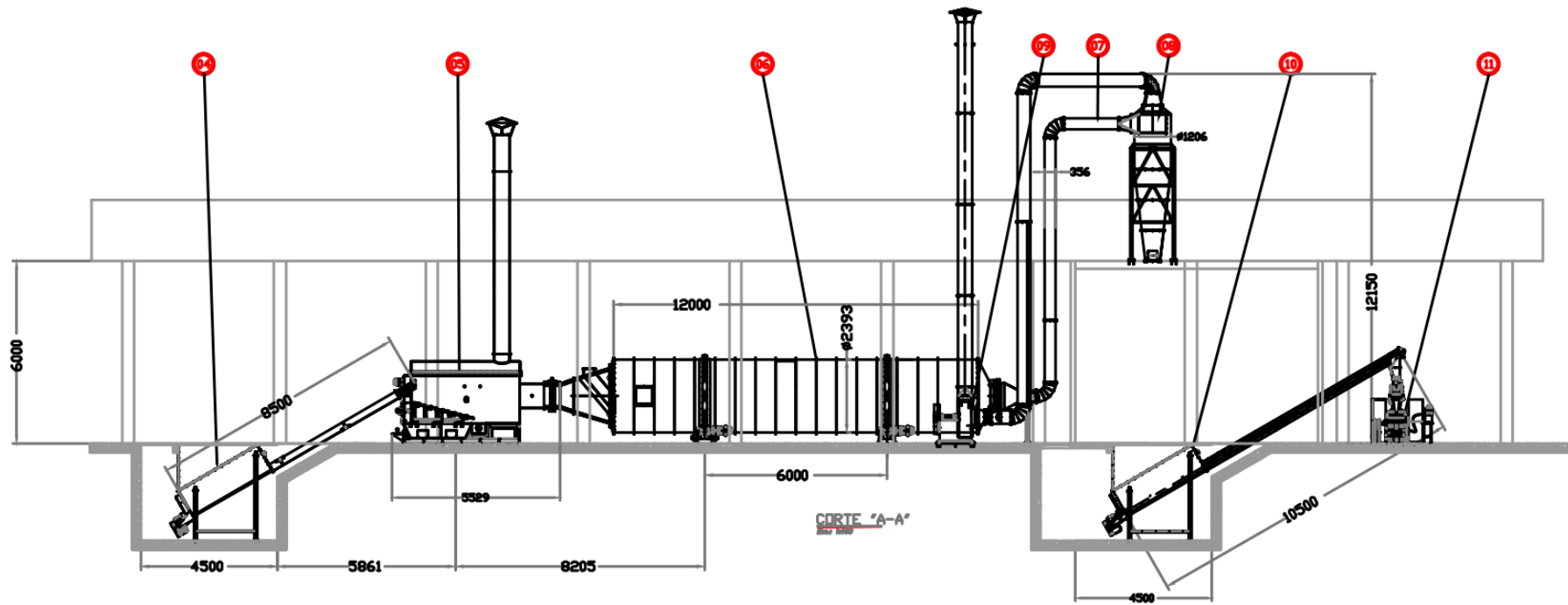
Queimador Ciclônico	Potência Gerada		
	Modelos	Kcal/h	KW
	QPL 4	350.000	400
	QPL 5	500.000	550
	QPL 6	650.000	750
	QPL 8	850.000	1.000
	QPL 10	1.000.000	1.200
	QPL 12	1.200.000	1.400
	QPL 16	1.600.000	2.000
	QPL 18	1.850.000	2.200
	QPL 21	2.150.000	2.500
	QPL 25	2.580.000	3.000
	QPL 32	3.250.000	3.800
	QPL 35	3.500.000	4.000
	QPL 40	4.000.000	4.500
	QPL 50	5.000.000	5.800
	QPL 60	6.000.000	7.000
	QPL 80	8.000.000	9.500
	QPL 100	10.000.000	11.500
	QPL 120	12.000.000	14.000
	QPL 150	15.000.000	17.500
	QPL 200	20.000.000	23.300
	QPL 250	25.000.000	29.000
	QPL 300	30.000.000	35.000

Anexo C

<i>Custos planta de geração de IMWe</i>					
<i>Equipamentos</i>	<i>Descrição</i>	<i>Quantidade</i>	<i>Preço Unitário</i>	<i>Total (2015)</i>	<i>Valor 2018</i>
<i>Planta de Produção do CDR (1500kg/h)</i>	<i>Fabricação</i>	<i>1</i>	<i>R\$ 647.048</i>	<i>R\$ 647.048,36</i>	<i>R\$ 739.025,79</i>
	<i>Civil</i>	<i>1</i>	<i>R\$ 111.560</i>	<i>R\$ 111.560,06</i>	<i>R\$ 127.418,24</i>
	<i>Elétrica</i>	<i>1</i>	<i>R\$ 200.808</i>	<i>R\$ 200.808,11</i>	<i>R\$ 229.352,83</i>
	<i>Hidráulica</i>	<i>1</i>	<i>R\$ 44.624</i>	<i>R\$ 44.624,02</i>	<i>R\$ 50.967,30</i>
	<i>Montagem</i>	<i>1</i>	<i>R\$ 133.872</i>	<i>R\$ 133.872,07</i>	<i>R\$ 152.901,89</i>
	<i>Start Up</i>	<i>1</i>	<i>R\$ 33.468</i>	<i>R\$ 33.468,02</i>	<i>R\$ 38.225,47</i>
				<i>Total</i>	
<i>Sistema de Gaseificação (1400kWt)</i>	<i>Fabricação</i>	<i>4</i>	<i>R\$ 1.115.601</i>	<i>R\$ 4.462.402,49</i>	<i>R\$ 5.096.729,56</i>
	<i>Civil</i>	<i>1</i>	<i>R\$ 83.670</i>	<i>R\$ 83.670,05</i>	<i>R\$ 95.563,68</i>
	<i>Hidráulica</i>	<i>4</i>	<i>R\$ 27.890</i>	<i>R\$ 111.560,06</i>	<i>R\$ 127.418,24</i>
	<i>Elétrico e Pneumático</i>	<i>4</i>	<i>R\$ 83.670</i>	<i>R\$ 334.680,19</i>	<i>R\$ 382.254,72</i>
	<i>Montagem</i>	<i>4</i>	<i>R\$ 27.890</i>	<i>R\$ 111.560,06</i>	<i>R\$ 127.418,24</i>
	<i>Startup</i>	<i>4</i>	<i>R\$ 16.734</i>	<i>R\$ 66.936,04</i>	<i>R\$ 76.450,94</i>
				<i>Total</i>	<i>R\$ 5.170.808,88</i>
<i>Sistema de Limpeza (OLGA)</i>	<i>Fabricação</i>	<i>2</i>	<i>R\$ 1.594.567</i>	<i>R\$ 6.378.268,12</i>	<i>R\$ 7.284.934,02</i>
	<i>Montagem</i>	<i>2</i>	<i>R\$ 44.624</i>	<i>R\$ 178.496,10</i>	<i>R\$ 203.869,18</i>
	<i>Startup</i>	<i>2</i>	<i>R\$ 13.387</i>	<i>R\$ 53.548,83</i>	<i>R\$ 61.160,75</i>
				<i>Total</i>	<i>R\$ 6.610.313,05</i>
<i>Conjunto Motor de Combustão Interna e Gerador Elétrico</i>	<i>Motogerador</i>	<i>1</i>			<i>R\$ 5.700.913,39</i>
	<i>Montagem</i>	<i>1</i>			<i>R\$ 152.901,80</i>
<i>Terreno (local: consolação sul de minas)</i>	<i>3860m²</i>	<i>1</i>			<i>R\$ 230.000</i>
			<i>Total</i>		<i>R\$ 5.853.815,19</i>
<i>Planta de geração de IMWe (Sistema com ar)</i>					<i>R\$ 21.534.197,00</i>

Anexo D

Layout usina de briquetagem 1500 kg/ h fornecido pela empresa LIPPEL



Anexo E

Análise Econômico Cenário 1 (Taxa de Juros 5%)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Taxa disposição de lixo	Gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,22	8640000,0	R\$ 1.900.800,0	R\$ 1.329.264,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 7.603,2	-R\$ 31.363,2	-R\$ 144.460,8	-R\$ 26.611,2	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,24	8579520,0	R\$ 2.057.368,9	R\$ 1.395.727,2	-R\$ 1.130.545,3	-R\$ 8.229,5	-R\$ 33.946,6	-R\$ 156.360,0	-R\$ 28.803,2	R\$ 2.095.211,5	R\$ 1.833.883,1	-R\$ 19.700.313,9
2	R\$ 0,26	8519463,4	R\$ 2.226.834,4	R\$ 1.465.513,6	-R\$ 1.187.072,6	-R\$ 8.907,3	-R\$ 36.742,8	-R\$ 169.239,4	-R\$ 31.175,7	R\$ 2.259.210,1	R\$ 1.730.789,3	-R\$ 17.969.524,5
3	R\$ 0,28	8459827,1	R\$ 2.410.258,7	R\$ 1.538.789,2	-R\$ 1.246.426,2	-R\$ 9.641,0	-R\$ 39.769,3	-R\$ 183.179,7	-R\$ 33.743,6	R\$ 2.436.288,1	R\$ 1.633.653,8	-R\$ 16.335.870,7
4	R\$ 0,31	8400608,3	R\$ 2.608.791,7	R\$ 1.615.728,7	-R\$ 1.308.747,6	-R\$ 10.435,2	-R\$ 43.045,1	-R\$ 198.268,2	-R\$ 36.523,1	R\$ 2.627.501,4	R\$ 1.542.119,8	-R\$ 14.793.750,9
5	R\$ 0,34	8341804,1	R\$ 2.823.677,9	R\$ 1.696.515,1	-R\$ 1.374.184,9	-R\$ 11.294,7	-R\$ 46.590,7	-R\$ 214.599,5	-R\$ 39.531,5	R\$ 2.833.991,7	R\$ 1.455.853,0	-R\$ 13.337.897,9
6	R\$ 0,37	8283411,4	R\$ 3.056.264,3	R\$ 1.781.340,9	-R\$ 1.442.894,2	-R\$ 12.225,1	-R\$ 50.428,4	-R\$ 232.276,1	-R\$ 42.787,7	R\$ 3.056.993,8	R\$ 1.374.539,7	-R\$ 11.963.358,2
7	R\$ 0,40	8225427,6	R\$ 3.308.008,7	R\$ 1.870.407,9	-R\$ 1.515.038,9	-R\$ 13.232,0	-R\$ 54.582,1	-R\$ 251.408,7	-R\$ 46.312,1	R\$ 3.297.842,8	R\$ 1.297.885,8	-R\$ 10.665.472,3
8	R\$ 0,44	8167849,6	R\$ 3.580.489,4	R\$ 1.963.928,3	-R\$ 1.590.790,8	-R\$ 14.322,0	-R\$ 59.078,1	-R\$ 272.117,2	-R\$ 50.126,9	R\$ 3.557.982,8	R\$ 1.225.615,3	-R\$ 9.439.857,0
9	R\$ 0,48	8110674,6	R\$ 3.875.414,3	R\$ 2.062.124,7	-R\$ 1.670.330,4	-R\$ 15.501,7	-R\$ 63.944,3	-R\$ 294.531,5	-R\$ 54.255,8	R\$ 3.838.975,4	R\$ 1.157.469,2	-R\$ 8.282.387,8
10	R\$ 0,52	8053899,9	R\$ 4.194.632,2	R\$ 2.165.231,0	-R\$ 1.753.846,9	-R\$ 16.778,5	-R\$ 69.211,4	-R\$ 318.792,0	-R\$ 58.724,9	R\$ 4.142.509,5	R\$ 1.093.204,5	-R\$ 7.189.183,3
11	R\$ 0,57	7997522,6	R\$ 4.540.144,1	R\$ 2.273.492,5	-R\$ 1.841.539,2	-R\$ 18.160,6	-R\$ 74.912,4	-R\$ 345.050,9	-R\$ 63.562,0	R\$ 4.470.411,5	R\$ 1.032.593,1	-R\$ 6.156.590,2
12	R\$ 0,62	7941539,9	R\$ 4.914.115,7	R\$ 2.387.167,2	-R\$ 1.933.616,2	-R\$ 19.656,5	-R\$ 81.082,9	-R\$ 373.472,8	-R\$ 68.797,6	R\$ 4.824.656,9	R\$ 975.420,6	-R\$ 5.181.169,6
13	R\$ 0,67	7885949,2	R\$ 5.318.891,4	R\$ 2.506.525,5	-R\$ 2.030.297,0	-R\$ 21.275,6	-R\$ 87.761,7	-R\$ 404.235,8	-R\$ 74.464,5	R\$ 5.207.382,5	R\$ 921.486,0	-R\$ 4.259.683,5
14	R\$ 0,74	7830747,5	R\$ 5.757.008,5	R\$ 2.631.851,8	-R\$ 2.131.811,9	-R\$ 23.028,0	-R\$ 94.990,6	-R\$ 437.532,6	-R\$ 80.598,1	R\$ 5.620.899,0	R\$ 870.600,4	-R\$ 3.389.083,1
15	R\$ 0,80	7775932,3	R\$ 6.231.213,3	R\$ 2.763.444,4	-R\$ 2.238.402,4	-R\$ 24.924,9	-R\$ 102.815,0	-R\$ 473.572,2	-R\$ 87.237,0	R\$ 6.067.706,2	R\$ 822.586,2	-R\$ 2.566.497,0
16	R\$ 0,87	7721500,8	R\$ 6.744.478,4	R\$ 2.901.616,6	-R\$ 2.350.322,6	-R\$ 26.977,9	-R\$ 111.283,9	-R\$ 512.580,4	-R\$ 94.422,7	R\$ 6.550.507,5	R\$ 777.276,6	-R\$ 1.789.220,3
17	R\$ 0,95	7667450,3	R\$ 7.300.021,1	R\$ 3.046.697,4	-R\$ 2.467.838,7	-R\$ 29.200,1	-R\$ 120.450,3	-R\$ 554.801,6	-R\$ 102.200,3	R\$ 7.072.227,5	R\$ 734.515,0	-R\$ 1.054.705,3
18	R\$ 1,04	7613778,1	R\$ 7.901.323,8	R\$ 3.199.032,3	-R\$ 2.591.230,6	-R\$ 31.605,3	-R\$ 130.371,8	-R\$ 600.500,6	-R\$ 110.618,5	R\$ 7.636.029,2	R\$ 694.154,0	-R\$ 360.551,3
19	R\$ 1,13	7560481,7	R\$ 8.552.155,8	R\$ 3.358.983,9	-R\$ 2.720.792,2	-R\$ 34.208,6	-R\$ 141.110,6	-R\$ 649.963,8	-R\$ 119.730,2	R\$ 8.245.334,4	R\$ 656.055,1	R\$ 295.503,7
20	R\$ 1,23	7507558,3	R\$ 9.256.596,9	R\$ 3.526.933,1	-R\$ 2.856.831,8	-R\$ 37.026,4	-R\$ 152.733,8	-R\$ 703.501,4	-R\$ 129.592,4	R\$ 8.903.844,3	R\$ 620.088,1	R\$ 915.591,8
21	R\$ 1,34	7455005,4	R\$ 10.019.062,8	R\$ 3.703.279,8	-R\$ 2.999.673,4	-R\$ 40.076,3	-R\$ 165.314,5	-R\$ 761.448,8	-R\$ 140.266,9	R\$ 9.615.562,8	R\$ 586.130,5	R\$ 1.501.722,3
22	R\$ 1,46	7402820,3	R\$ 10.844.333,0	R\$ 3.888.443,8	-R\$ 3.149.657,0	-R\$ 43.377,3	-R\$ 178.931,5	-R\$ 824.169,3	-R\$ 151.820,7	R\$ 10.384.820,9	R\$ 554.067,2	R\$ 2.055.789,5
23	R\$ 1,60	7351000,6	R\$ 11.737.580,7	R\$ 4.082.866,0	-R\$ 3.307.139,9	-R\$ 46.950,3	-R\$ 193.670,1	-R\$ 892.056,1	-R\$ 164.326,1	R\$ 11.216.304,1	R\$ 523.789,7	R\$ 2.579.579,2
24	R\$ 1,74	7299543,6	R\$ 12.704.405,2	R\$ 4.287.009,3	-R\$ 3.472.496,9	-R\$ 50.817,6	-R\$ 209.622,7	-R\$ 965.534,8	-R\$ 177.861,7	R\$ 12.115.080,8	R\$ 495.196,2	R\$ 3.074.775,4
25	R\$ 1,90	7248446,8	R\$ 13.750.867,1	R\$ 4.501.359,7	-R\$ 3.646.121,7	-R\$ 55.003,5	-R\$ 226.889,3	-R\$ 1.045.065,9	-R\$ 192.512,1	R\$ 13.086.634,3	R\$ 468.190,7	R\$ 3.542.966,1

Análise Econômico Cenário 1 (Taxa de Juros 7,5%)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Taxa disposição de lixo	gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,22	8640000,0	R\$ 1.900.800,0	R\$ 1.329.264,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 7.603,2	-R\$ 31.363,2	-R\$ 144.460,8	-R\$ 26.611,2	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,24	8579520,0	R\$ 2.057.368,9	R\$ 1.428.958,8	-R\$ 1.157.463,1	-R\$ 8.229,5	-R\$ 33.946,6	-R\$ 156.360,0	-R\$ 28.803,2	R\$ 2.101.525,3	R\$ 1.839.409,5	-R\$ 19.694.787,5
2	R\$ 0,26	8519463,4	R\$ 2.226.834,4	R\$ 1.536.130,7	-R\$ 1.244.272,8	-R\$ 8.907,3	-R\$ 36.742,8	-R\$ 169.239,4	-R\$ 31.175,7	R\$ 2.272.627,1	R\$ 1.741.068,1	-R\$ 17.953.719,4
3	R\$ 0,28	8459827,1	R\$ 2.410.258,7	R\$ 1.651.340,5	-R\$ 1.337.593,3	-R\$ 9.641,0	-R\$ 39.769,3	-R\$ 183.179,7	-R\$ 33.743,6	R\$ 2.457.672,4	R\$ 1.647.993,0	-R\$ 16.305.726,4
4	R\$ 0,31	8400608,3	R\$ 2.608.791,7	R\$ 1.775.191,1	-R\$ 1.437.912,8	-R\$ 10.435,2	-R\$ 43.045,1	-R\$ 198.268,2	-R\$ 36.523,1	R\$ 2.657.798,5	R\$ 1.559.901,7	-R\$ 14.745.824,8
5	R\$ 0,34	8341804,1	R\$ 2.823.677,9	R\$ 1.908.330,4	-R\$ 1.545.756,2	-R\$ 11.294,7	-R\$ 46.590,7	-R\$ 214.599,5	-R\$ 39.531,5	R\$ 2.874.235,6	R\$ 1.476.526,8	-R\$ 13.269.298,0
6	R\$ 0,37	8283411,4	R\$ 3.056.264,3	R\$ 2.051.455,2	-R\$ 1.661.688,0	-R\$ 12.225,1	-R\$ 50.428,4	-R\$ 232.276,1	-R\$ 42.787,7	R\$ 3.108.314,3	R\$ 1.397.615,4	-R\$ 11.871.682,6
7	R\$ 0,40	8225427,6	R\$ 3.308.008,7	R\$ 2.205.314,3	-R\$ 1.786.314,6	-R\$ 13.232,0	-R\$ 54.582,1	-R\$ 251.408,7	-R\$ 46.312,1	R\$ 3.361.473,5	R\$ 1.322.928,1	-R\$ 10.548.754,5
8	R\$ 0,44	8167849,6	R\$ 3.580.489,4	R\$ 2.370.712,9	-R\$ 1.920.288,1	-R\$ 14.322,0	-R\$ 59.078,1	-R\$ 272.117,2	-R\$ 50.126,9	R\$ 3.635.270,1	R\$ 1.252.238,4	-R\$ 9.296.516,2
9	R\$ 0,48	8110674,6	R\$ 3.875.414,3	R\$ 2.548.516,3	-R\$ 2.064.309,8	-R\$ 15.501,7	-R\$ 63.944,3	-R\$ 294.531,5	-R\$ 54.255,8	R\$ 3.931.387,6	R\$ 1.185.331,9	-R\$ 8.111.184,2
10	R\$ 0,52	8053899,9	R\$ 4.194.632,2	R\$ 2.739.655,1	-R\$ 2.219.133,0	-R\$ 16.778,5	-R\$ 69.211,4	-R\$ 318.792,0	-R\$ 58.724,9	R\$ 4.251.647,4	R\$ 1.122.005,9	-R\$ 6.989.178,3
11	R\$ 0,57	7997522,6	R\$ 4.540.144,1	R\$ 2.945.129,2	-R\$ 2.385.568,0	-R\$ 18.160,6	-R\$ 74.912,4	-R\$ 345.050,9	-R\$ 63.562,0	R\$ 4.598.019,4	R\$ 1.062.068,4	-R\$ 5.927.109,9
12	R\$ 0,62	7941539,9	R\$ 4.914.115,7	R\$ 3.166.013,9	-R\$ 2.564.485,6	-R\$ 19.656,5	-R\$ 81.082,9	-R\$ 373.472,8	-R\$ 68.797,6	R\$ 4.972.634,3	R\$ 1.005.337,8	-R\$ 4.921.772,1
13	R\$ 0,67	7885949,2	R\$ 5.318.891,4	R\$ 3.403.464,9	-R\$ 2.756.822,0	-R\$ 21.275,6	-R\$ 87.761,7	-R\$ 404.235,8	-R\$ 74.464,5	R\$ 5.377.796,9	R\$ 951.642,2	-R\$ 3.970.129,9
14	R\$ 0,74	7830747,5	R\$ 5.757.008,5	R\$ 3.658.724,8	-R\$ 2.963.583,6	-R\$ 23.028,0	-R\$ 94.990,6	-R\$ 437.532,6	-R\$ 80.598,1	R\$ 5.816.000,3	R\$ 900.818,9	-R\$ 3.069.311,0
15	R\$ 0,80	7775932,3	R\$ 6.231.213,3	R\$ 3.933.129,1	-R\$ 3.185.852,4	-R\$ 24.924,9	-R\$ 102.815,0	-R\$ 473.572,2	-R\$ 87.237,0	R\$ 6.289.941,0	R\$ 852.714,1	-R\$ 2.216.596,9
16	R\$ 0,87	7721500,8	R\$ 6.744.478,4	R\$ 4.228.113,8	-R\$ 3.424.791,3	-R\$ 26.977,9	-R\$ 111.283,9	-R\$ 512.580,4	-R\$ 94.422,7	R\$ 6.802.536,0	R\$ 807.182,1	-R\$ 1.409.414,8
17	R\$ 0,95	7667450,3	R\$ 7.300.021,1	R\$ 4.545.222,4	-R\$ 3.681.650,7	-R\$ 29.200,1	-R\$ 120.450,3	-R\$ 554.801,6	-R\$ 102.200,3	R\$ 7.356.940,4	R\$ 764.085,0	-R\$ 645.329,8
18	R\$ 1,04	7613778,1	R\$ 7.901.323,8	R\$ 4.886.114,0	-R\$ 3.957.774,5	-R\$ 31.605,3	-R\$ 130.371,8	-R\$ 600.500,6	-R\$ 110.618,5	R\$ 7.956.567,1	R\$ 723.292,5	R\$ 77.962,8
19	R\$ 1,13	7560481,7	R\$ 8.552.155,8	R\$ 5.252.572,6	-R\$ 4.254.607,6	-R\$ 34.208,6	-R\$ 141.110,6	-R\$ 649.963,8	-R\$ 119.730,2	R\$ 8.605.107,7	R\$ 684.681,1	R\$ 762.643,9
20	R\$ 1,23	7507558,3	R\$ 9.256.596,9	R\$ 5.646.515,5	-R\$ 4.573.703,1	-R\$ 37.026,4	-R\$ 152.733,8	-R\$ 703.501,4	-R\$ 129.592,4	R\$ 9.306.555,4	R\$ 648.134,0	R\$ 1.410.777,8
21	R\$ 1,34	7455005,4	R\$ 10.019.062,8	R\$ 6.070.004,2	-R\$ 4.916.730,9	-R\$ 40.076,3	-R\$ 165.314,5	-R\$ 761.448,8	-R\$ 140.266,9	R\$ 10.065.229,7	R\$ 613.540,6	R\$ 2.024.318,4
22	R\$ 1,46	7402820,3	R\$ 10.844.333,0	R\$ 6.525.254,5	-R\$ 5.285.485,7	-R\$ 43.377,3	-R\$ 178.931,5	-R\$ 824.169,3	-R\$ 151.820,7	R\$ 10.885.803,1	R\$ 580.796,4	R\$ 2.605.114,8
23	R\$ 1,60	7351000,6	R\$ 11.737.580,7	R\$ 7.014.648,6	-R\$ 5.681.897,1	-R\$ 46.950,3	-R\$ 193.670,1	-R\$ 892.056,1	-R\$ 164.326,1	R\$ 11.773.329,6	R\$ 549.802,2	R\$ 3.154.917,0
24	R\$ 1,74	7299543,6	R\$ 12.704.405,2	R\$ 7.540.747,3	-R\$ 6.108.039,4	-R\$ 50.817,6	-R\$ 209.622,7	-R\$ 965.534,8	-R\$ 177.861,7	R\$ 12.733.276,3	R\$ 520.464,6	R\$ 3.675.381,6
25	R\$ 1,90	7248446,8	R\$ 13.750.867,1	R\$ 8.106.303,3	-R\$ 6.566.142,3	-R\$ 55.003,5	-R\$ 226.889,3	-R\$ 1.045.065,9	-R\$ 192.512,1	R\$ 13.771.557,2	R\$ 492.694,6	R\$ 4.168.076,2

Análise Econômico Cenário 1 (Taxa de Juros 10%)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Taxa disposição RSU	gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,22	8640000,0	R\$ 1.900.800,0	R\$ 1.329.264,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 7.603,2	-R\$ 31.363,2	-R\$ 144.460,8	-R\$ 26.611,2	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,24	8579520,0	R\$ 2.057.368,9	R\$ 1.462.190,4	-R\$ 1.184.380,8	-R\$ 8.229,5	-R\$ 33.946,6	-R\$ 156.360,0	-R\$ 28.803,2	R\$ 2.107.839,2	R\$ 1.844.935,8	-R\$ 19.689.261,2
2	R\$ 0,26	8519463,4	R\$ 2.226.834,4	R\$ 1.608.409,4	-R\$ 1.302.818,9	-R\$ 8.907,3	-R\$ 36.742,8	-R\$ 169.239,4	-R\$ 31.175,7	R\$ 2.286.359,7	R\$ 1.751.588,7	-R\$ 17.937.672,4
3	R\$ 0,28	8459827,1	R\$ 2.410.258,7	R\$ 1.769.250,4	-R\$ 1.433.100,8	-R\$ 9.641,0	-R\$ 39.769,3	-R\$ 183.179,7	-R\$ 33.743,6	R\$ 2.480.074,7	R\$ 1.663.014,9	-R\$ 16.274.657,6
4	R\$ 0,31	8400608,3	R\$ 2.608.791,7	R\$ 1.946.175,4	-R\$ 1.576.410,9	-R\$ 10.435,2	-R\$ 43.045,1	-R\$ 198.268,2	-R\$ 36.523,1	R\$ 2.690.284,8	R\$ 1.578.968,3	-R\$ 14.695.689,2
5	R\$ 0,34	8341804,1	R\$ 2.823.677,9	R\$ 2.140.793,0	-R\$ 1.734.052,0	-R\$ 11.294,7	-R\$ 46.590,7	-R\$ 214.599,5	-R\$ 39.531,5	R\$ 2.918.402,5	R\$ 1.499.215,8	-R\$ 13.196.473,5
6	R\$ 0,37	8283411,4	R\$ 3.056.264,3	R\$ 2.354.872,3	-R\$ 1.907.457,2	-R\$ 12.225,1	-R\$ 50.428,4	-R\$ 232.276,1	-R\$ 42.787,7	R\$ 3.165.962,1	R\$ 1.423.536,0	-R\$ 11.772.937,4
7	R\$ 0,40	8225427,6	R\$ 3.308.008,7	R\$ 2.590.359,5	-R\$ 2.098.202,9	-R\$ 13.232,0	-R\$ 54.582,1	-R\$ 251.408,7	-R\$ 46.312,1	R\$ 3.434.630,4	R\$ 1.351.719,4	-R\$ 10.421.218,0
8	R\$ 0,44	8167849,6	R\$ 3.580.489,4	R\$ 2.849.395,4	-R\$ 2.308.023,2	-R\$ 14.322,0	-R\$ 59.078,1	-R\$ 272.117,2	-R\$ 50.126,9	R\$ 3.726.217,6	R\$ 1.283.567,0	-R\$ 9.137.651,0
9	R\$ 0,48	8110674,6	R\$ 3.875.414,3	R\$ 3.134.335,0	-R\$ 2.538.825,5	-R\$ 15.501,7	-R\$ 63.944,3	-R\$ 294.531,5	-R\$ 54.255,8	R\$ 4.042.690,5	R\$ 1.218.890,3	-R\$ 7.918.760,8
10	R\$ 0,52	8053899,9	R\$ 4.194.632,2	R\$ 3.447.768,5	-R\$ 2.792.708,1	-R\$ 16.778,5	-R\$ 69.211,4	-R\$ 318.792,0	-R\$ 58.724,9	R\$ 4.386.185,8	R\$ 1.157.510,5	-R\$ 6.761.250,3
11	R\$ 0,57	7997522,6	R\$ 4.540.144,1	R\$ 3.792.545,3	-R\$ 3.071.978,9	-R\$ 18.160,6	-R\$ 74.912,4	-R\$ 345.050,9	-R\$ 63.562,0	R\$ 4.759.024,6	R\$ 1.099.258,1	-R\$ 5.661.992,2
12	R\$ 0,62	7941539,9	R\$ 4.914.115,7	R\$ 4.171.799,9	-R\$ 3.379.176,7	-R\$ 19.656,5	-R\$ 81.082,9	-R\$ 373.472,8	-R\$ 68.797,6	R\$ 5.163.729,1	R\$ 1.043.972,2	-R\$ 4.618.020,0
13	R\$ 0,67	7885949,2	R\$ 5.318.891,4	R\$ 4.588.979,8	-R\$ 3.717.094,4	-R\$ 21.275,6	-R\$ 87.761,7	-R\$ 404.235,8	-R\$ 74.464,5	R\$ 5.603.039,4	R\$ 991.500,6	-R\$ 3.626.519,4
14	R\$ 0,74	7830747,5	R\$ 5.757.008,5	R\$ 5.047.877,8	-R\$ 4.088.803,9	-R\$ 23.028,0	-R\$ 94.990,6	-R\$ 437.532,6	-R\$ 80.598,1	R\$ 6.079.933,1	R\$ 941.698,5	-R\$ 2.684.821,0
15	R\$ 0,80	7775932,3	R\$ 6.231.213,3	R\$ 5.552.665,6	-R\$ 4.497.684,2	-R\$ 24.924,9	-R\$ 102.815,0	-R\$ 473.572,2	-R\$ 87.237,0	R\$ 6.597.645,6	R\$ 894.429,0	-R\$ 1.790.392,0
16	R\$ 0,87	7721500,8	R\$ 6.744.478,4	R\$ 6.107.932,2	-R\$ 4.947.452,7	-R\$ 26.977,9	-R\$ 111.283,9	-R\$ 512.580,4	-R\$ 94.422,7	R\$ 7.159.693,0	R\$ 849.562,0	-R\$ 940.830,0
17	R\$ 0,95	7667450,3	R\$ 7.300.021,1	R\$ 6.718.725,4	-R\$ 5.442.197,9	-R\$ 29.200,1	-R\$ 120.450,3	-R\$ 554.801,6	-R\$ 102.200,3	R\$ 7.769.896,2	R\$ 806.974,2	-R\$ 133.855,8
18	R\$ 1,04	7613778,1	R\$ 7.901.323,8	R\$ 7.390.597,9	-R\$ 5.986.417,7	-R\$ 31.605,3	-R\$ 130.371,8	-R\$ 600.500,6	-R\$ 110.618,5	R\$ 8.432.407,7	R\$ 766.548,9	R\$ 632.693,1
19	R\$ 1,13	7560481,7	R\$ 8.552.155,8	R\$ 8.129.657,7	-R\$ 6.585.059,5	-R\$ 34.208,6	-R\$ 141.110,6	-R\$ 649.963,8	-R\$ 119.730,2	R\$ 9.151.740,8	R\$ 728.175,0	R\$ 1.360.868,0
20	R\$ 1,23	7507558,3	R\$ 9.256.596,9	R\$ 8.942.623,5	-R\$ 7.243.565,5	-R\$ 37.026,4	-R\$ 152.733,8	-R\$ 703.501,4	-R\$ 129.592,4	R\$ 9.932.801,0	R\$ 691.747,4	R\$ 2.052.615,5
21	R\$ 1,34	7455005,4	R\$ 10.019.062,8	R\$ 9.836.885,8	-R\$ 7.967.922,0	-R\$ 40.076,3	-R\$ 165.314,5	-R\$ 761.448,8	-R\$ 140.266,9	R\$ 10.780.920,2	R\$ 657.166,5	R\$ 2.709.782,0
22	R\$ 1,46	7402820,3	R\$ 10.844.333,0	R\$ 10.820.574,4	-R\$ 8.764.714,2	-R\$ 43.377,3	-R\$ 178.931,5	-R\$ 824.169,3	-R\$ 151.820,7	R\$ 11.701.894,4	R\$ 624.337,7	R\$ 3.334.119,7
23	R\$ 1,60	7351000,6	R\$ 11.737.580,7	R\$ 11.902.631,9	-R\$ 9.641.185,6	-R\$ 46.950,3	-R\$ 193.670,1	-R\$ 892.056,1	-R\$ 164.326,1	R\$ 12.702.024,3	R\$ 593.171,3	R\$ 3.927.291,1
24	R\$ 1,74	7299543,6	R\$ 12.704.405,2	R\$ 13.092.895,1	-R\$ 10.605.304,2	-R\$ 50.817,6	-R\$ 209.622,7	-R\$ 965.534,8	-R\$ 177.861,7	R\$ 13.788.159,3	R\$ 563.582,2	R\$ 4.490.873,3
25	R\$ 1,90	7248446,8	R\$ 13.750.867,1	R\$ 14.402.184,6	-R\$ 11.665.834,6	-R\$ 55.003,5	-R\$ 226.889,3	-R\$ 1.045.065,9	-R\$ 192.512,1	R\$ 14.967.746,2	R\$ 535.489,8	R\$ 5.026.363,1

Anexo F

Análise Econômico Cenário 2 (Municípios pequenos)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Recicláveis	Taxa disposição do RSU	Gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,22	8640000,0	R\$ 1.900.800,0	R\$ 1.574.316,0	R\$ 1.329.264,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 7.603,2	-R\$ 31.363,2	-R\$ 144.460,8	-R\$ 26.611,2	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,24	8579520,0	R\$ 2.057.368,9	R\$ 1.653.031,8	R\$ 1.395.727,2	-R\$ 1.130.545,3	-R\$ 8.229,5	-R\$ 33.946,6	-R\$ 156.360,0	-R\$ 28.803,2	R\$ 3.748.243,3	R\$ 3.280.738,1	-R\$ 18.253.458,9
2	R\$ 0,26	8519463,4	R\$ 2.226.834,4	R\$ 1.735.683,4	R\$ 1.465.513,6	-R\$ 1.187.072,6	-R\$ 8.907,3	-R\$ 36.742,8	-R\$ 169.239,4	-R\$ 31.175,7	R\$ 3.994.893,5	R\$ 3.060.502,9	-R\$ 15.192.956,0
3	R\$ 0,28	8459827,1	R\$ 2.410.258,7	R\$ 1.822.467,6	R\$ 1.538.789,2	-R\$ 1.246.426,2	-R\$ 9.641,0	-R\$ 39.769,3	-R\$ 183.179,7	-R\$ 33.743,6	R\$ 4.258.755,7	R\$ 2.855.710,0	-R\$ 12.337.246,0
4	R\$ 0,31	8400608,3	R\$ 2.608.791,7	R\$ 1.913.590,9	R\$ 1.615.728,7	-R\$ 1.308.747,6	-R\$ 10.435,2	-R\$ 43.045,1	-R\$ 198.268,2	-R\$ 36.523,1	R\$ 4.541.092,3	R\$ 2.665.234,9	-R\$ 9.672.011,1
5	R\$ 0,34	8341804,1	R\$ 2.823.677,9	R\$ 2.009.270,5	R\$ 1.696.515,1	-R\$ 1.374.184,9	-R\$ 11.294,7	-R\$ 46.590,7	-R\$ 214.599,5	-R\$ 39.531,5	R\$ 4.843.262,2	R\$ 2.488.037,6	-R\$ 7.183.973,5
6	R\$ 0,37	8283411,4	R\$ 3.056.264,3	R\$ 2.109.734,0	R\$ 1.781.340,9	-R\$ 1.442.894,2	-R\$ 12.225,1	-R\$ 50.428,4	-R\$ 232.276,1	-R\$ 42.787,7	R\$ 5.166.727,8	R\$ 2.323.155,8	-R\$ 4.860.817,8
7	R\$ 0,40	8225427,6	R\$ 3.308.008,7	R\$ 2.215.220,7	R\$ 1.870.407,9	-R\$ 1.515.038,9	-R\$ 13.232,0	-R\$ 54.582,1	-R\$ 251.408,7	-R\$ 46.312,1	R\$ 5.513.063,5	R\$ 2.169.699,2	-R\$ 2.691.118,5
8	R\$ 0,44	8167849,6	R\$ 3.580.489,4	R\$ 2.325.981,7	R\$ 1.963.928,3	-R\$ 1.590.790,8	-R\$ 14.322,0	-R\$ 59.078,1	-R\$ 272.117,2	-R\$ 50.126,9	R\$ 5.883.964,6	R\$ 2.026.844,3	-R\$ 664.274,3
9	R\$ 0,48	8110674,6	R\$ 3.875.414,3	R\$ 2.442.280,8	R\$ 2.062.124,7	-R\$ 1.670.330,4	-R\$ 15.501,7	-R\$ 63.944,3	-R\$ 294.531,5	-R\$ 54.255,8	R\$ 6.281.256,3	R\$ 1.893.828,4	R\$ 1.229.554,2
10	R\$ 0,52	8053899,9	R\$ 4.194.632,2	R\$ 2.564.394,9	R\$ 2.165.231,0	-R\$ 1.753.846,9	-R\$ 16.778,5	-R\$ 69.211,4	-R\$ 318.792,0	-R\$ 58.724,9	R\$ 6.706.904,3	R\$ 1.769.946,0	R\$ 2.999.500,2
11	R\$ 0,57	7997522,6	R\$ 4.540.144,1	R\$ 2.692.614,6	R\$ 2.273.492,5	-R\$ 1.841.539,2	-R\$ 18.160,6	-R\$ 74.912,4	-R\$ 345.050,9	-R\$ 63.562,0	R\$ 7.163.026,1	R\$ 1.654.543,7	R\$ 4.654.043,9
12	R\$ 0,62	7941539,9	R\$ 4.914.115,7	R\$ 2.827.245,3	R\$ 2.387.167,2	-R\$ 1.933.616,2	-R\$ 19.656,5	-R\$ 81.082,9	-R\$ 373.472,8	-R\$ 68.797,6	R\$ 7.651.902,3	R\$ 1.547.016,4	R\$ 6.201.060,2
13	R\$ 0,67	7885949,2	R\$ 5.318.891,4	R\$ 2.968.607,6	R\$ 2.506.525,5	-R\$ 2.030.297,0	-R\$ 21.275,6	-R\$ 87.761,7	-R\$ 404.235,8	-R\$ 74.464,5	R\$ 8.175.990,1	R\$ 1.446.803,8	R\$ 7.647.864,0
14	R\$ 0,74	7830747,5	R\$ 5.757.008,5	R\$ 3.117.038,0	R\$ 2.631.851,8	-R\$ 2.131.811,9	-R\$ 23.028,0	-R\$ 94.990,6	-R\$ 437.532,6	-R\$ 80.598,1	R\$ 8.737.937,0	R\$ 1.353.387,0	R\$ 9.001.251,0
15	R\$ 0,80	7775932,3	R\$ 6.231.213,3	R\$ 3.272.889,9	R\$ 2.763.444,4	-R\$ 2.238.402,4	-R\$ 24.924,9	-R\$ 102.815,0	-R\$ 473.572,2	-R\$ 87.237,0	R\$ 9.340.596,1	R\$ 1.266.285,0	R\$ 10.267.536,0
16	R\$ 0,87	7721500,8	R\$ 6.744.478,4	R\$ 3.436.534,4	R\$ 2.901.616,6	-R\$ 2.350.322,6	-R\$ 26.977,9	-R\$ 111.283,9	-R\$ 512.580,4	-R\$ 94.422,7	R\$ 9.987.041,9	R\$ 1.185.052,3	R\$ 11.452.588,3
17	R\$ 0,95	7667450,3	R\$ 7.300.021,1	R\$ 3.608.361,1	R\$ 3.046.697,4	-R\$ 2.467.838,7	-R\$ 29.200,1	-R\$ 120.450,3	-R\$ 554.801,6	-R\$ 102.200,3	R\$ 10.680.588,6	R\$ 1.109.276,1	R\$ 12.561.864,4
18	R\$ 1,04	7613778,1	R\$ 7.901.323,8	R\$ 3.788.779,2	R\$ 3.199.032,3	-R\$ 2.591.230,6	-R\$ 31.605,3	-R\$ 130.371,8	-R\$ 600.500,6	-R\$ 110.618,5	R\$ 11.424.808,4	R\$ 1.038.573,3	R\$ 13.600.437,7
19	R\$ 1,13	7560481,7	R\$ 8.552.155,8	R\$ 3.978.218,1	R\$ 3.358.983,9	-R\$ 2.720.792,2	-R\$ 34.208,6	-R\$ 141.110,6	-R\$ 649.963,8	-R\$ 119.730,2	R\$ 12.223.552,5	R\$ 972.589,3	R\$ 14.573.027,0
20	R\$ 1,23	7507558,3	R\$ 9.256.596,9	R\$ 4.177.129,0	R\$ 3.526.933,1	-R\$ 2.856.831,8	-R\$ 37.026,4	-R\$ 152.733,8	-R\$ 703.501,4	-R\$ 129.592,4	R\$ 13.080.973,3	R\$ 910.994,8	R\$ 15.484.021,8
21	R\$ 1,34	7455005,4	R\$ 10.019.062,8	R\$ 4.385.985,5	R\$ 3.703.279,8	-R\$ 2.999.673,4	-R\$ 40.076,3	-R\$ 165.314,5	-R\$ 761.448,8	-R\$ 140.266,9	R\$ 14.001.548,2	R\$ 853.484,6	R\$ 16.337.506,4
22	R\$ 1,46	7402820,3	R\$ 10.844.333,0	R\$ 4.605.284,8	R\$ 3.888.443,8	-R\$ 3.149.657,0	-R\$ 43.377,3	-R\$ 178.931,5	-R\$ 824.169,3	-R\$ 151.820,7	R\$ 14.990.105,7	R\$ 799.775,5	R\$ 17.137.281,9
23	R\$ 1,60	7351000,6	R\$ 11.737.580,7	R\$ 4.835.549,0	R\$ 4.082.866,0	-R\$ 3.307.139,9	-R\$ 46.950,3	-R\$ 193.670,1	-R\$ 892.056,1	-R\$ 164.326,1	R\$ 16.051.853,1	R\$ 749.604,8	R\$ 17.886.886,7
24	R\$ 1,74	7299543,6	R\$ 12.704.405,2	R\$ 5.077.326,4	R\$ 4.287.009,3	-R\$ 3.472.496,9	-R\$ 50.817,6	-R\$ 209.622,7	-R\$ 965.534,8	-R\$ 177.861,7	R\$ 17.192.407,3	R\$ 702.728,7	R\$ 18.589.615,4
25	R\$ 1,90	7248446,8	R\$ 13.750.867,1	R\$ 5.331.192,8	R\$ 4.501.359,7	-R\$ 3.646.121,7	-R\$ 55.003,5	-R\$ 226.889,3	-R\$ 1.045.065,9	-R\$ 192.512,1	R\$ 18.417.827,0	R\$ 658.920,7	R\$ 19.248.536,1

Análise Econômico Cenário 2 (Municípios médios)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Recicláveis	Taxa disposição do RSU	Gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,22	8640000,0	R\$ 1.900.800,0	R\$ 1.574.316,0	R\$ 869.040,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 7.603,2	-R\$ 31.363,2	-R\$ 144.460,8	-R\$ 26.611,2	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,24	8579520,0	R\$ 2.057.368,9	R\$ 1.653.031,8	R\$ 912.492,0	-R\$ 1.130.545,3	-R\$ 8.229,5	-R\$ 33.946,6	-R\$ 156.360,0	-R\$ 28.803,2	R\$ 3.265.008,1	R\$ 2.857.775,1	-R\$ 18.676.421,9
2	R\$ 0,26	8519463,4	R\$ 2.226.834,4	R\$ 1.735.683,4	R\$ 958.116,6	-R\$ 1.187.072,6	-R\$ 8.907,3	-R\$ 36.742,8	-R\$ 169.239,4	-R\$ 31.175,7	R\$ 3.487.496,6	R\$ 2.671.784,2	-R\$ 16.004.637,7
3	R\$ 0,28	8459827,1	R\$ 2.410.258,7	R\$ 1.822.467,6	R\$ 1.006.022,4	-R\$ 1.246.426,2	-R\$ 9.641,0	-R\$ 39.769,3	-R\$ 183.179,7	-R\$ 33.743,6	R\$ 3.725.988,9	R\$ 2.498.463,0	-R\$ 13.506.174,7
4	R\$ 0,31	8400608,3	R\$ 2.608.791,7	R\$ 1.913.590,9	R\$ 1.056.323,6	-R\$ 1.308.747,6	-R\$ 10.435,2	-R\$ 43.045,1	-R\$ 198.268,2	-R\$ 36.523,1	R\$ 3.981.687,2	R\$ 2.336.911,7	-R\$ 11.169.263,0
5	R\$ 0,34	8341804,1	R\$ 2.823.677,9	R\$ 2.009.270,5	R\$ 1.109.139,7	-R\$ 1.374.184,9	-R\$ 11.294,7	-R\$ 46.590,7	-R\$ 214.599,5	-R\$ 39.531,5	R\$ 4.255.886,8	R\$ 2.186.296,3	-R\$ 8.982.966,7
6	R\$ 0,37	8283411,4	R\$ 3.056.264,3	R\$ 2.109.734,0	R\$ 1.164.596,7	-R\$ 1.442.894,2	-R\$ 12.225,1	-R\$ 50.428,4	-R\$ 232.276,1	-R\$ 42.787,7	R\$ 4.549.983,6	R\$ 2.045.844,3	-R\$ 6.937.122,4
7	R\$ 0,40	8225427,6	R\$ 3.308.008,7	R\$ 2.215.220,7	R\$ 1.222.826,6	-R\$ 1.515.038,9	-R\$ 13.232,0	-R\$ 54.582,1	-R\$ 251.408,7	-R\$ 46.312,1	R\$ 4.865.482,1	R\$ 1.914.839,7	-R\$ 5.022.282,7
8	R\$ 0,44	8167849,6	R\$ 3.580.489,4	R\$ 2.325.981,7	R\$ 1.283.967,9	-R\$ 1.590.790,8	-R\$ 14.322,0	-R\$ 59.078,1	-R\$ 272.117,2	-R\$ 50.126,9	R\$ 5.204.004,1	R\$ 1.792.618,9	-R\$ 3.229.663,8
9	R\$ 0,48	8110674,6	R\$ 3.875.414,3	R\$ 2.442.280,8	R\$ 1.348.166,3	-R\$ 1.670.330,4	-R\$ 15.501,7	-R\$ 63.944,3	-R\$ 294.531,5	-R\$ 54.255,8	R\$ 5.567.297,8	R\$ 1.678.566,6	-R\$ 1.551.097,2
10	R\$ 0,52	8053899,9	R\$ 4.194.632,2	R\$ 2.564.394,9	R\$ 1.415.574,6	-R\$ 1.753.846,9	-R\$ 16.778,5	-R\$ 69.211,4	-R\$ 318.792,0	-R\$ 58.724,9	R\$ 5.957.247,9	R\$ 1.572.112,4	R\$ 21.015,2
11	R\$ 0,57	7997522,6	R\$ 4.540.144,1	R\$ 2.692.614,6	R\$ 1.486.353,3	-R\$ 1.841.539,2	-R\$ 18.160,6	-R\$ 74.912,4	-R\$ 345.050,9	-R\$ 63.562,0	R\$ 6.375.886,8	R\$ 1.472.727,2	R\$ 1.493.742,3
12	R\$ 0,62	7941539,9	R\$ 4.914.115,7	R\$ 2.827.245,3	R\$ 1.560.671,0	-R\$ 1.933.616,2	-R\$ 19.656,5	-R\$ 81.082,9	-R\$ 373.472,8	-R\$ 68.797,6	R\$ 6.825.406,1	R\$ 1.379.920,3	R\$ 2.873.662,6
13	R\$ 0,67	7885949,2	R\$ 5.318.891,4	R\$ 2.968.607,6	R\$ 1.638.704,5	-R\$ 2.030.297,0	-R\$ 21.275,6	-R\$ 87.761,7	-R\$ 404.235,8	-R\$ 74.464,5	R\$ 7.308.169,1	R\$ 1.293.236,3	R\$ 4.166.898,9
14	R\$ 0,74	7830747,5	R\$ 5.757.008,5	R\$ 3.117.038,0	R\$ 1.720.639,8	-R\$ 2.131.811,9	-R\$ 23.028,0	-R\$ 94.990,6	-R\$ 437.532,6	-R\$ 80.598,1	R\$ 7.826.725,0	R\$ 1.212.252,7	R\$ 5.379.151,5
15	R\$ 0,80	7775932,3	R\$ 6.231.213,3	R\$ 3.272.889,9	R\$ 1.806.671,7	-R\$ 2.238.402,4	-R\$ 24.924,9	-R\$ 102.815,0	-R\$ 473.572,2	-R\$ 87.237,0	R\$ 8.383.823,4	R\$ 1.136.577,3	R\$ 6.515.728,9
16	R\$ 0,87	7721500,8	R\$ 6.744.478,4	R\$ 3.436.534,4	R\$ 1.897.005,3	-R\$ 2.350.322,6	-R\$ 26.977,9	-R\$ 111.283,9	-R\$ 512.580,4	-R\$ 94.422,7	R\$ 8.982.430,7	R\$ 1.065.846,2	R\$ 7.581.575,1
17	R\$ 0,95	7667450,3	R\$ 7.300.021,1	R\$ 3.608.361,1	R\$ 1.991.855,6	-R\$ 2.467.838,7	-R\$ 29.200,1	-R\$ 120.450,3	-R\$ 554.801,6	-R\$ 102.200,3	R\$ 9.625.746,7	R\$ 999.721,2	R\$ 8.581.296,2
18	R\$ 1,04	7613778,1	R\$ 7.901.323,8	R\$ 3.788.779,2	R\$ 2.091.448,4	-R\$ 2.591.230,6	-R\$ 31.605,3	-R\$ 130.371,8	-R\$ 600.500,6	-R\$ 110.618,5	R\$ 10.317.224,4	R\$ 937.888,3	R\$ 9.519.184,5
19	R\$ 1,13	7560481,7	R\$ 8.552.155,8	R\$ 3.978.218,1	R\$ 2.196.020,8	-R\$ 2.720.792,2	-R\$ 34.208,6	-R\$ 141.110,6	-R\$ 649.963,8	-R\$ 119.730,2	R\$ 11.060.589,4	R\$ 880.056,0	R\$ 10.399.240,5
20	R\$ 1,23	7507558,3	R\$ 9.256.596,9	R\$ 4.177.129,0	R\$ 2.305.821,8	-R\$ 2.856.831,8	-R\$ 37.026,4	-R\$ 152.733,8	-R\$ 703.501,4	-R\$ 129.592,4	R\$ 11.859.862,0	R\$ 825.953,2	R\$ 11.225.193,8
21	R\$ 1,34	7455005,4	R\$ 10.019.062,8	R\$ 4.385.985,5	R\$ 2.421.112,9	-R\$ 2.999.673,4	-R\$ 40.076,3	-R\$ 165.314,5	-R\$ 761.448,8	-R\$ 140.266,9	R\$ 12.719.381,4	R\$ 775.328,2	R\$ 12.000.522,0
22	R\$ 1,46	7402820,3	R\$ 10.844.333,0	R\$ 4.605.284,8	R\$ 2.542.168,6	-R\$ 3.149.657,0	-R\$ 43.377,3	-R\$ 178.931,5	-R\$ 824.169,3	-R\$ 151.820,7	R\$ 13.643.830,5	R\$ 727.946,9	R\$ 12.728.468,9
23	R\$ 1,60	7351000,6	R\$ 11.737.580,7	R\$ 4.835.549,0	R\$ 2.669.277,0	-R\$ 3.307.139,9	-R\$ 46.950,3	-R\$ 193.670,1	-R\$ 892.056,1	-R\$ 164.326,1	R\$ 14.638.264,2	R\$ 683.591,7	R\$ 13.412.060,6
24	R\$ 1,74	7299543,6	R\$ 12.704.405,2	R\$ 5.077.326,4	R\$ 2.802.740,9	-R\$ 3.472.496,9	-R\$ 50.817,6	-R\$ 209.622,7	-R\$ 965.534,8	-R\$ 177.861,7	R\$ 15.708.138,9	R\$ 642.060,2	R\$ 14.054.120,8
25	R\$ 1,90	7248446,8	R\$ 13.750.867,1	R\$ 5.331.192,8	R\$ 2.942.877,9	-R\$ 3.646.121,7	-R\$ 55.003,5	-R\$ 226.889,3	-R\$ 1.045.065,9	-R\$ 192.512,1	R\$ 16.859.345,2	R\$ 603.164,1	R\$ 14.657.284,9

Análise Econômico Cenário 2 (Municípios grandes)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Recicláveis (vidro e metais)	Taxa disposição de lixo	gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,22	8640000,0	R\$ 1.900.800,0	R\$ 1.574.316,0	R\$ 810.288,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 7.603,2	-R\$ 31.363,2	-R\$ 144.460,8	-R\$ 26.611,2	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,24	8579520,0	R\$ 2.057.368,9	R\$ 1.653.031,8	R\$ 850.802,4	-R\$ 1.130.545,3	-R\$ 8.229,5	-R\$ 33.946,6	-R\$ 156.360,0	-R\$ 28.803,2	R\$ 3.203.318,5	R\$ 2.803.779,9	-R\$ 18.730.417,1
2	R\$ 0,26	8519463,4	R\$ 2.226.834,4	R\$ 1.735.683,4	R\$ 893.342,5	-R\$ 1.187.072,6	-R\$ 8.907,3	-R\$ 36.742,8	-R\$ 169.239,4	-R\$ 31.175,7	R\$ 3.422.722,5	R\$ 2.622.160,5	-R\$ 16.108.256,7
3	R\$ 0,28	8459827,1	R\$ 2.410.258,7	R\$ 1.822.467,6	R\$ 938.009,6	-R\$ 1.246.426,2	-R\$ 9.641,0	-R\$ 39.769,3	-R\$ 183.179,7	-R\$ 33.743,6	R\$ 3.657.976,1	R\$ 2.452.857,0	-R\$ 13.655.399,6
4	R\$ 0,31	8400608,3	R\$ 2.608.791,7	R\$ 1.913.590,9	R\$ 984.910,1	-R\$ 1.308.747,6	-R\$ 10.435,2	-R\$ 43.045,1	-R\$ 198.268,2	-R\$ 36.523,1	R\$ 3.910.273,8	R\$ 2.294.998,1	-R\$ 11.360.401,5
5	R\$ 0,34	8341804,1	R\$ 2.823.677,9	R\$ 2.009.270,5	R\$ 1.034.155,6	-R\$ 1.374.184,9	-R\$ 11.294,7	-R\$ 46.590,7	-R\$ 214.599,5	-R\$ 39.531,5	R\$ 4.180.902,7	R\$ 2.147.776,1	-R\$ 9.212.625,4
6	R\$ 0,37	8283411,4	R\$ 3.056.264,3	R\$ 2.109.734,0	R\$ 1.085.863,4	-R\$ 1.442.894,2	-R\$ 12.225,1	-R\$ 50.428,4	-R\$ 232.276,1	-R\$ 42.787,7	R\$ 4.471.250,3	R\$ 2.010.442,8	-R\$ 7.202.182,5
7	R\$ 0,40	8225427,6	R\$ 3.308.008,7	R\$ 2.215.220,7	R\$ 1.140.156,6	-R\$ 1.515.038,9	-R\$ 13.232,0	-R\$ 54.582,1	-R\$ 251.408,7	-R\$ 46.312,1	R\$ 4.782.812,2	R\$ 1.882.304,4	-R\$ 5.319.878,1
8	R\$ 0,44	8167849,6	R\$ 3.580.489,4	R\$ 2.325.981,7	R\$ 1.197.164,4	-R\$ 1.590.790,8	-R\$ 14.322,0	-R\$ 59.078,1	-R\$ 272.117,2	-R\$ 50.126,9	R\$ 5.117.200,7	R\$ 1.762.717,8	-R\$ 3.557.160,3
9	R\$ 0,48	8110674,6	R\$ 3.875.414,3	R\$ 2.442.280,8	R\$ 1.257.022,6	-R\$ 1.670.330,4	-R\$ 15.501,7	-R\$ 63.944,3	-R\$ 294.531,5	-R\$ 54.255,8	R\$ 5.476.154,1	R\$ 1.651.086,3	-R\$ 1.906.074,0
10	R\$ 0,52	8053899,9	R\$ 4.194.632,2	R\$ 2.564.394,9	R\$ 1.319.873,8	-R\$ 1.753.846,9	-R\$ 16.778,5	-R\$ 69.211,4	-R\$ 318.792,0	-R\$ 58.724,9	R\$ 5.861.547,1	R\$ 1.546.857,0	-R\$ 359.217,0
11	R\$ 0,57	7997522,6	R\$ 4.540.144,1	R\$ 2.692.614,6	R\$ 1.385.867,5	-R\$ 1.841.539,2	-R\$ 18.160,6	-R\$ 74.912,4	-R\$ 345.050,9	-R\$ 63.562,0	R\$ 6.275.401,0	R\$ 1.449.516,6	R\$ 1.090.299,6
12	R\$ 0,62	7941539,9	R\$ 4.914.115,7	R\$ 2.827.245,3	R\$ 1.455.160,8	-R\$ 1.933.616,2	-R\$ 19.656,5	-R\$ 81.082,9	-R\$ 373.472,8	-R\$ 68.797,6	R\$ 6.719.895,9	R\$ 1.358.588,8	R\$ 2.448.888,4
13	R\$ 0,67	7885949,2	R\$ 5.318.891,4	R\$ 2.968.607,6	R\$ 1.527.918,9	-R\$ 2.030.297,0	-R\$ 21.275,6	-R\$ 87.761,7	-R\$ 404.235,8	-R\$ 74.464,5	R\$ 7.197.383,4	R\$ 1.273.631,9	R\$ 3.722.520,3
14	R\$ 0,74	7830747,5	R\$ 5.757.008,5	R\$ 3.117.038,0	R\$ 1.604.314,8	-R\$ 2.131.811,9	-R\$ 23.028,0	-R\$ 94.990,6	-R\$ 437.532,6	-R\$ 80.598,1	R\$ 7.710.400,0	R\$ 1.194.235,5	R\$ 4.916.755,9
15	R\$ 0,80	7775932,3	R\$ 6.231.213,3	R\$ 3.272.889,9	R\$ 1.684.530,6	-R\$ 2.238.402,4	-R\$ 24.924,9	-R\$ 102.815,0	-R\$ 473.572,2	-R\$ 87.237,0	R\$ 8.261.682,3	R\$ 1.120.018,9	R\$ 6.036.774,8
16	R\$ 0,87	7721500,8	R\$ 6.744.478,4	R\$ 3.436.534,4	R\$ 1.768.757,1	-R\$ 2.350.322,6	-R\$ 26.977,9	-R\$ 111.283,9	-R\$ 512.580,4	-R\$ 94.422,7	R\$ 8.854.182,4	R\$ 1.050.628,4	R\$ 7.087.403,2
17	R\$ 0,95	7667450,3	R\$ 7.300.021,1	R\$ 3.608.361,1	R\$ 1.857.194,9	-R\$ 2.467.838,7	-R\$ 29.200,1	-R\$ 120.450,3	-R\$ 554.801,6	-R\$ 102.200,3	R\$ 9.491.086,1	R\$ 985.735,4	R\$ 8.073.138,6
18	R\$ 1,04	7613778,1	R\$ 7.901.323,8	R\$ 3.788.779,2	R\$ 1.950.054,7	-R\$ 2.591.230,6	-R\$ 31.605,3	-R\$ 130.371,8	-R\$ 600.500,6	-R\$ 110.618,5	R\$ 10.175.830,7	R\$ 925.034,9	R\$ 8.998.173,5
19	R\$ 1,13	7560481,7	R\$ 8.552.155,8	R\$ 3.978.218,1	R\$ 2.047.557,4	-R\$ 2.720.792,2	-R\$ 34.208,6	-R\$ 141.110,6	-R\$ 649.963,8	-R\$ 119.730,2	R\$ 10.912.126,0	R\$ 868.243,2	R\$ 9.866.416,7
20	R\$ 1,23	7507558,3	R\$ 9.256.596,9	R\$ 4.177.129,0	R\$ 2.149.935,3	-R\$ 2.856.831,8	-R\$ 37.026,4	-R\$ 152.733,8	-R\$ 703.501,4	-R\$ 129.592,4	R\$ 11.703.975,5	R\$ 815.096,9	R\$ 10.681.513,6
21	R\$ 1,34	7455005,4	R\$ 10.019.062,8	R\$ 4.385.985,5	R\$ 2.257.432,1	-R\$ 2.999.673,4	-R\$ 40.076,3	-R\$ 165.314,5	-R\$ 761.448,8	-R\$ 140.266,9	R\$ 12.555.700,5	R\$ 765.350,8	R\$ 11.446.864,4
22	R\$ 1,46	7402820,3	R\$ 10.844.333,0	R\$ 4.605.284,8	R\$ 2.370.303,7	-R\$ 3.149.657,0	-R\$ 43.377,3	-R\$ 178.931,5	-R\$ 824.169,3	-R\$ 151.820,7	R\$ 13.471.965,6	R\$ 718.777,3	R\$ 12.165.641,8
23	R\$ 1,60	7351000,6	R\$ 11.737.580,7	R\$ 4.835.549,0	R\$ 2.488.818,8	-R\$ 3.307.139,9	-R\$ 46.950,3	-R\$ 193.670,1	-R\$ 892.056,1	-R\$ 164.326,1	R\$ 14.457.806,0	R\$ 675.164,5	R\$ 12.840.806,2
24	R\$ 1,74	7299543,6	R\$ 12.704.405,2	R\$ 5.077.326,4	R\$ 2.613.259,8	-R\$ 3.472.496,9	-R\$ 50.817,6	-R\$ 209.622,7	-R\$ 965.534,8	-R\$ 177.861,7	R\$ 15.518.657,8	R\$ 634.315,2	R\$ 13.475.121,5
25	R\$ 1,90	7248446,8	R\$ 13.750.867,1	R\$ 5.331.192,8	R\$ 2.743.922,8	-R\$ 3.646.121,7	-R\$ 55.003,5	-R\$ 226.889,3	-R\$ 1.045.065,9	-R\$ 192.512,1	R\$ 16.660.390,1	R\$ 596.046,2	R\$ 14.071.167,7

Anexo G

Análise Econômico Cenário 3 (0,2 \$R/kWh)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Taxa disposição de lixo	Gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,20	8640000,0	R\$ 1.718.841,6	R\$ 1.329.264,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 6.875,4	-R\$ 28.360,9	-R\$ 130.632,0	-R\$ 24.063,8	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,22	8579520,0	R\$ 1.860.422,6	R\$ 1.395.727,2	-R\$ 1.130.545,3	-R\$ 7.441,7	-R\$ 30.697,0	-R\$ 141.392,1	-R\$ 26.045,9	R\$ 1.920.027,7	R\$ 1.680.549,4	-R\$ 19.853.647,6
2	R\$ 0,24	8519463,4	R\$ 2.013.665,6	R\$ 1.465.513,6	-R\$ 1.187.072,6	-R\$ 8.054,7	-R\$ 33.225,5	-R\$ 153.038,6	-R\$ 28.191,3	R\$ 2.069.596,5	R\$ 1.585.525,6	-R\$ 18.268.121,9
3	R\$ 0,26	8459827,1	R\$ 2.179.531,2	R\$ 1.538.789,2	-R\$ 1.246.426,2	-R\$ 8.718,1	-R\$ 35.962,3	-R\$ 165.644,4	-R\$ 30.513,4	R\$ 2.231.056,0	R\$ 1.496.035,3	-R\$ 16.772.086,6
4	R\$ 0,28	8400608,3	R\$ 2.359.059,2	R\$ 1.615.728,7	-R\$ 1.308.747,6	-R\$ 9.436,2	-R\$ 38.924,5	-R\$ 179.288,5	-R\$ 33.026,8	R\$ 2.405.364,3	R\$ 1.411.744,3	-R\$ 15.360.342,4
5	R\$ 0,31	8341804,1	R\$ 2.553.374,9	R\$ 1.696.515,1	-R\$ 1.374.184,9	-R\$ 10.213,5	-R\$ 42.130,7	-R\$ 194.056,5	-R\$ 35.747,2	R\$ 2.593.557,2	R\$ 1.332.339,1	-R\$ 14.028.003,2
6	R\$ 0,33	8283411,4	R\$ 2.763.696,4	R\$ 1.781.340,9	-R\$ 1.442.894,2	-R\$ 11.054,8	-R\$ 45.601,0	-R\$ 210.040,9	-R\$ 38.691,7	R\$ 2.796.754,7	R\$ 1.257.526,4	-R\$ 12.770.476,8
7	R\$ 0,36	8225427,6	R\$ 2.991.342,1	R\$ 1.870.407,9	-R\$ 1.515.038,9	-R\$ 11.965,4	-R\$ 49.357,1	-R\$ 227.342,0	-R\$ 41.878,8	R\$ 3.016.167,8	R\$ 1.187.031,0	-R\$ 11.583.445,8
8	R\$ 0,40	8167849,6	R\$ 3.237.738,9	R\$ 1.963.928,3	-R\$ 1.590.790,8	-R\$ 12.951,0	-R\$ 53.422,7	-R\$ 246.068,2	-R\$ 45.328,3	R\$ 3.253.106,3	R\$ 1.120.594,7	-R\$ 10.462.851,1
9	R\$ 0,43	8110674,6	R\$ 3.504.431,5	R\$ 2.062.124,7	-R\$ 1.670.330,4	-R\$ 14.017,7	-R\$ 57.823,1	-R\$ 266.336,8	-R\$ 49.062,0	R\$ 3.508.986,2	R\$ 1.057.975,9	-R\$ 9.404.875,2
10	R\$ 0,47	8053899,9	R\$ 3.793.091,5	R\$ 2.165.231,0	-R\$ 1.753.846,9	-R\$ 15.172,4	-R\$ 62.586,0	-R\$ 288.275,0	-R\$ 53.103,3	R\$ 3.785.339,0	R\$ 998.947,6	-R\$ 8.405.927,6
11	R\$ 0,51	7997522,6	R\$ 4.105.528,5	R\$ 2.273.492,5	-R\$ 1.841.539,2	-R\$ 16.422,1	-R\$ 67.741,2	-R\$ 312.020,2	-R\$ 57.477,4	R\$ 4.083.820,9	R\$ 943.296,9	-R\$ 7.462.630,8
12	R\$ 0,56	7941539,9	R\$ 4.443.700,8	R\$ 2.387.167,2	-R\$ 1.933.616,2	-R\$ 17.774,8	-R\$ 73.321,1	-R\$ 337.721,3	-R\$ 62.211,8	R\$ 4.406.222,9	R\$ 890.824,1	-R\$ 6.571.806,7
13	R\$ 0,61	7885949,2	R\$ 4.809.728,5	R\$ 2.506.525,5	-R\$ 2.030.297,0	-R\$ 19.238,9	-R\$ 79.360,5	-R\$ 365.539,4	-R\$ 67.336,2	R\$ 4.754.482,0	R\$ 841.341,9	-R\$ 5.730.464,8
14	R\$ 0,66	7830747,5	R\$ 5.205.905,8	R\$ 2.631.851,8	-R\$ 2.131.811,9	-R\$ 20.823,6	-R\$ 85.897,4	-R\$ 395.648,8	-R\$ 72.882,7	R\$ 5.130.693,2	R\$ 794.674,2	-R\$ 4.935.790,6
15	R\$ 0,72	7775932,3	R\$ 5.634.716,3	R\$ 2.763.444,4	-R\$ 2.238.402,4	-R\$ 22.538,9	-R\$ 92.972,8	-R\$ 428.238,4	-R\$ 78.886,0	R\$ 5.537.122,1	R\$ 750.656,0	-R\$ 4.185.134,6
16	R\$ 0,79	7721500,8	R\$ 6.098.847,9	R\$ 2.901.616,6	-R\$ 2.350.322,6	-R\$ 24.395,4	-R\$ 100.631,0	-R\$ 463.512,4	-R\$ 85.383,9	R\$ 5.976.219,2	R\$ 709.132,2	-R\$ 3.476.002,4
17	R\$ 0,86	7667450,3	R\$ 6.601.209,9	R\$ 3.046.697,4	-R\$ 2.467.838,7	-R\$ 26.404,8	-R\$ 108.920,0	-R\$ 501.692,0	-R\$ 92.416,9	R\$ 6.450.635,0	R\$ 669.957,0	-R\$ 2.806.045,4
18	R\$ 0,94	7613778,1	R\$ 7.144.951,6	R\$ 3.199.032,3	-R\$ 2.591.230,6	-R\$ 28.579,8	-R\$ 117.891,7	-R\$ 543.016,3	-R\$ 100.029,3	R\$ 6.963.236,1	R\$ 632.993,7	-R\$ 2.173.051,8
19	R\$ 1,02	7560481,7	R\$ 7.733.481,3	R\$ 3.358.983,9	-R\$ 2.720.792,2	-R\$ 30.933,9	-R\$ 127.602,4	-R\$ 587.744,6	-R\$ 108.268,7	R\$ 7.517.123,4	R\$ 598.113,6	-R\$ 1.574.938,1
20	R\$ 1,11	7507558,3	R\$ 8.370.488,1	R\$ 3.526.933,1	-R\$ 2.856.831,8	-R\$ 33.482,0	-R\$ 138.113,1	-R\$ 636.157,1	-R\$ 117.186,8	R\$ 8.115.650,5	R\$ 565.196,1	-R\$ 1.009.742,0
21	R\$ 1,22	7455005,4	R\$ 9.059.965,2	R\$ 3.703.279,8	-R\$ 2.999.673,4	-R\$ 36.239,9	-R\$ 149.489,4	-R\$ 688.557,4	-R\$ 126.839,5	R\$ 8.762.445,5	R\$ 534.127,5	-R\$ 475.614,5
22	R\$ 1,32	7402820,3	R\$ 9.806.234,6	R\$ 3.888.443,8	-R\$ 3.149.657,0	-R\$ 39.224,9	-R\$ 161.802,9	-R\$ 745.273,8	-R\$ 137.287,3	R\$ 9.461.432,4	R\$ 504.801,1	R\$ 29.186,6
23	R\$ 1,44	7351000,6	R\$ 10.613.974,1	R\$ 4.082.866,0	-R\$ 3.307.139,9	-R\$ 42.455,9	-R\$ 175.130,6	-R\$ 806.662,0	-R\$ 148.595,6	R\$ 10.216.856,0	R\$ 477.116,5	R\$ 506.303,1
24	R\$ 1,57	7299543,6	R\$ 11.488.247,2	R\$ 4.287.009,3	-R\$ 3.472.496,9	-R\$ 45.953,0	-R\$ 189.556,1	-R\$ 873.106,8	-R\$ 160.835,5	R\$ 11.033.308,2	R\$ 450.979,4	R\$ 957.282,6
25	R\$ 1,72	7248446,8	R\$ 12.434.534,1	R\$ 4.501.359,7	-R\$ 3.646.121,7	-R\$ 49.738,1	-R\$ 205.169,8	-R\$ 945.024,6	-R\$ 174.083,5	R\$ 11.915.756,1	R\$ 426.301,0	R\$ 1.383.583,6

Análise Econômico Cenário 3 (0,18 \$R/kWh)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Taxa disposição de lixo	Gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,18	8640000,0	R\$ 1.519.776,0	R\$ 1.329.264,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 6.079,1	-R\$ 25.076,3	-R\$ 115.503,0	-R\$ 21.276,9	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,19	8579520,0	R\$ 1.644.959,9	R\$ 1.395.727,2	-R\$ 1.130.545,3	-R\$ 6.579,8	-R\$ 27.141,8	-R\$ 125.017,0	-R\$ 23.029,4	R\$ 1.728.373,7	R\$ 1.512.799,8	-R\$ 20.021.397,2
2	R\$ 0,21	8519463,4	R\$ 1.780.455,3	R\$ 1.465.513,6	-R\$ 1.187.072,6	-R\$ 7.121,8	-R\$ 29.377,5	-R\$ 135.314,6	-R\$ 24.926,4	R\$ 1.862.155,9	R\$ 1.426.604,6	-R\$ 18.594.792,6
3	R\$ 0,23	8459827,1	R\$ 1.927.111,4	R\$ 1.538.789,2	-R\$ 1.246.426,2	-R\$ 7.708,4	-R\$ 31.797,3	-R\$ 146.460,5	-R\$ 26.979,6	R\$ 2.006.528,6	R\$ 1.345.478,4	-R\$ 17.249.314,2
4	R\$ 0,25	8400608,3	R\$ 2.085.847,6	R\$ 1.615.728,7	-R\$ 1.308.747,6	-R\$ 8.343,4	-R\$ 34.416,5	-R\$ 158.524,4	-R\$ 29.201,9	R\$ 2.162.342,6	R\$ 1.269.111,2	-R\$ 15.980.203,1
5	R\$ 0,27	8341804,1	R\$ 2.257.658,8	R\$ 1.696.515,1	-R\$ 1.374.184,9	-R\$ 9.030,6	-R\$ 37.251,4	-R\$ 171.582,1	-R\$ 31.607,2	R\$ 2.330.517,7	R\$ 1.197.212,8	-R\$ 14.782.990,2
6	R\$ 0,30	8283411,4	R\$ 2.443.622,2	R\$ 1.781.340,9	-R\$ 1.442.894,2	-R\$ 9.774,5	-R\$ 40.319,8	-R\$ 185.715,3	-R\$ 34.210,7	R\$ 2.512.048,7	R\$ 1.129.511,9	-R\$ 13.653.478,4
7	R\$ 0,32	8225427,6	R\$ 2.644.903,4	R\$ 1.870.407,9	-R\$ 1.515.038,9	-R\$ 10.579,6	-R\$ 43.640,9	-R\$ 201.012,7	-R\$ 37.028,6	R\$ 2.708.010,6	R\$ 1.065.753,8	-R\$ 12.587.724,5
8	R\$ 0,35	8167849,6	R\$ 2.862.764,0	R\$ 1.963.928,3	-R\$ 1.590.790,8	-R\$ 11.451,1	-R\$ 47.235,6	-R\$ 217.570,1	-R\$ 40.078,7	R\$ 2.919.566,1	R\$ 1.005.700,5	-R\$ 11.582.024,1
9	R\$ 0,38	8110674,6	R\$ 3.098.569,9	R\$ 2.062.124,7	-R\$ 1.670.330,4	-R\$ 12.394,3	-R\$ 51.126,4	-R\$ 235.491,3	-R\$ 43.380,0	R\$ 3.147.972,3	R\$ 949.128,5	-R\$ 10.632.895,6
10	R\$ 0,42	8053899,9	R\$ 3.353.799,1	R\$ 2.165.231,0	-R\$ 1.753.846,9	-R\$ 13.415,2	-R\$ 55.337,7	-R\$ 254.888,7	-R\$ 46.953,2	R\$ 3.394.588,4	R\$ 895.828,8	-R\$ 9.737.066,7
11	R\$ 0,45	7997522,6	R\$ 3.630.051,6	R\$ 2.273.492,5	-R\$ 1.841.539,2	-R\$ 14.520,2	-R\$ 59.895,9	-R\$ 275.883,9	-R\$ 50.820,7	R\$ 3.660.884,2	R\$ 845.605,3	-R\$ 8.891.461,4
12	R\$ 0,49	7941539,9	R\$ 3.929.058,9	R\$ 2.387.167,2	-R\$ 1.933.616,2	-R\$ 15.716,2	-R\$ 64.829,5	-R\$ 298.608,5	-R\$ 55.006,8	R\$ 3.948.448,9	R\$ 798.274,1	-R\$ 8.093.187,4
13	R\$ 0,54	7885949,2	R\$ 4.252.695,5	R\$ 2.506.525,5	-R\$ 2.030.297,0	-R\$ 17.010,8	-R\$ 70.169,5	-R\$ 323.204,9	-R\$ 59.537,7	R\$ 4.259.001,1	R\$ 753.662,7	-R\$ 7.339.524,7
14	R\$ 0,59	7830747,5	R\$ 4.602.990,0	R\$ 2.631.851,8	-R\$ 2.131.811,9	-R\$ 18.412,0	-R\$ 75.949,3	-R\$ 349.827,2	-R\$ 64.441,9	R\$ 4.594.399,6	R\$ 711.609,7	-R\$ 6.627.915,0
15	R\$ 0,64	7775932,3	R\$ 4.982.138,3	R\$ 2.763.444,4	-R\$ 2.238.402,4	-R\$ 19.928,6	-R\$ 82.205,3	-R\$ 378.642,5	-R\$ 69.749,9	R\$ 4.956.654,0	R\$ 671.963,2	-R\$ 5.955.951,8
16	R\$ 0,70	7721500,8	R\$ 5.392.517,0	R\$ 2.901.616,6	-R\$ 2.350.322,6	-R\$ 21.570,1	-R\$ 88.976,5	-R\$ 409.831,3	-R\$ 75.495,2	R\$ 5.347.937,9	R\$ 634.580,9	-R\$ 5.321.370,9
17	R\$ 0,76	7667450,3	R\$ 5.836.698,7	R\$ 3.046.697,4	-R\$ 2.467.838,7	-R\$ 23.346,8	-R\$ 96.305,5	-R\$ 443.589,1	-R\$ 81.713,8	R\$ 5.770.602,2	R\$ 599.329,4	-R\$ 4.722.041,5
18	R\$ 0,83	7613778,1	R\$ 6.317.467,5	R\$ 3.199.032,3	-R\$ 2.591.230,6	-R\$ 25.269,9	-R\$ 104.238,2	-R\$ 480.127,5	-R\$ 88.444,5	R\$ 6.227.189,0	R\$ 566.083,2	-R\$ 4.155.958,2
19	R\$ 0,90	7560481,7	R\$ 6.837.837,3	R\$ 3.358.983,9	-R\$ 2.720.792,2	-R\$ 27.351,3	-R\$ 112.824,3	-R\$ 519.675,6	-R\$ 95.729,7	R\$ 6.720.448,1	R\$ 534.724,7	-R\$ 3.621.233,5
20	R\$ 0,99	7507558,3	R\$ 7.401.070,0	R\$ 3.526.933,1	-R\$ 2.856.831,8	-R\$ 29.604,3	-R\$ 122.117,7	-R\$ 562.481,3	-R\$ 103.615,0	R\$ 7.253.353,1	R\$ 505.143,4	-R\$ 3.116.090,2
21	R\$ 1,07	7455005,4	R\$ 8.010.696,1	R\$ 3.703.279,8	-R\$ 2.999.673,4	-R\$ 32.042,8	-R\$ 132.176,5	-R\$ 608.812,9	-R\$ 112.149,7	R\$ 7.829.120,6	R\$ 477.235,3	-R\$ 2.638.854,8
22	R\$ 1,17	7402820,3	R\$ 8.670.537,2	R\$ 3.888.443,8	-R\$ 3.149.657,0	-R\$ 34.682,1	-R\$ 143.063,9	-R\$ 658.960,8	-R\$ 121.387,5	R\$ 8.451.229,5	R\$ 450.903,2	-R\$ 2.187.951,6
23	R\$ 1,28	7351000,6	R\$ 9.384.729,3	R\$ 4.082.866,0	-R\$ 3.307.139,9	-R\$ 37.538,9	-R\$ 154.848,0	-R\$ 713.239,4	-R\$ 131.386,2	R\$ 9.123.442,8	R\$ 426.055,3	-R\$ 1.761.896,4
24	R\$ 1,39	7299543,6	R\$ 10.157.749,5	R\$ 4.287.009,3	-R\$ 3.472.496,9	-R\$ 40.631,0	-R\$ 167.602,9	-R\$ 771.989,0	-R\$ 142.208,5	R\$ 9.849.830,5	R\$ 402.605,5	-R\$ 1.359.290,8
25	R\$ 1,52	7248446,8	R\$ 10.994.443,3	R\$ 4.501.359,7	-R\$ 3.646.121,7	-R\$ 43.977,8	-R\$ 181.408,3	-R\$ 835.577,7	-R\$ 153.922,2	R\$ 10.634.795,3	R\$ 380.473,1	-R\$ 978.817,8

Análise Econômico Cenário 3 (0,31 \$R/kWh)

Ano	Preço da tarifa de energia	Eneria Gerada	Economia energia faturada	Taxa disposição de lixo	Gastos com Manutenção	Taxa Fiscalização Aneel	PIS	COFINS	Adriministração	Fluxo de caixa	Fluxo de caixa descontado	Valor presente Líquido
0	R\$ 0,31	8640000,0	R\$ 2.678.400,0	R\$ 1.329.264,0	-R\$ 1.076.709,9	-R\$ 10.713,6	-R\$ 44.193,6	-R\$ 203.558,4	-R\$ 37.497,6	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0	-R\$ 21.534.197,0
1	R\$ 0,34	8579520,0	R\$ 2.899.019,8	R\$ 1.395.727,2	-R\$ 1.130.545,3	-R\$ 11.596,1	-R\$ 47.833,8	-R\$ 220.325,5	-R\$ 40.586,3	R\$ 2.843.860,0	R\$ 2.489.155,3	-R\$ 19.045.041,7
2	R\$ 0,37	8519463,4	R\$ 3.137.812,1	R\$ 1.465.513,6	-R\$ 1.187.072,6	-R\$ 12.551,2	-R\$ 51.773,9	-R\$ 238.473,7	-R\$ 43.929,4	R\$ 3.069.524,8	R\$ 2.351.574,4	-R\$ 16.693.467,2
3	R\$ 0,40	8459827,1	R\$ 3.396.273,6	R\$ 1.538.789,2	-R\$ 1.246.426,2	-R\$ 13.585,1	-R\$ 56.038,5	-R\$ 258.116,8	-R\$ 47.547,8	R\$ 3.313.348,4	R\$ 2.221.766,8	-R\$ 14.471.700,4
4	R\$ 0,44	8400608,3	R\$ 3.676.024,7	R\$ 1.615.728,7	-R\$ 1.308.747,6	-R\$ 14.704,1	-R\$ 60.654,4	-R\$ 279.377,9	-R\$ 51.464,3	R\$ 3.576.805,1	R\$ 2.099.280,4	-R\$ 12.372.420,0
5	R\$ 0,48	8341804,1	R\$ 3.978.818,9	R\$ 1.696.515,1	-R\$ 1.374.184,9	-R\$ 15.915,3	-R\$ 65.650,5	-R\$ 302.390,2	-R\$ 55.703,5	R\$ 3.861.489,6	R\$ 1.983.690,1	-R\$ 10.388.729,9
6	R\$ 0,52	8283411,4	R\$ 4.306.554,2	R\$ 1.781.340,9	-R\$ 1.442.894,2	-R\$ 17.226,2	-R\$ 71.058,1	-R\$ 327.298,1	-R\$ 60.291,8	R\$ 4.169.126,7	R\$ 1.874.596,6	-R\$ 8.514.133,3
7	R\$ 0,57	8225427,6	R\$ 4.661.285,0	R\$ 1.870.407,9	-R\$ 1.515.038,9	-R\$ 18.645,1	-R\$ 76.911,2	-R\$ 354.257,7	-R\$ 65.258,0	R\$ 4.501.582,1	R\$ 1.771.624,6	-R\$ 6.742.508,6
8	R\$ 0,62	8167849,6	R\$ 5.045.235,1	R\$ 1.963.928,3	-R\$ 1.590.790,8	-R\$ 20.180,9	-R\$ 83.246,4	-R\$ 383.437,9	-R\$ 70.633,3	R\$ 4.860.874,1	R\$ 1.674.421,2	-R\$ 5.068.087,5
9	R\$ 0,67	8110674,6	R\$ 5.460.811,1	R\$ 2.062.124,7	-R\$ 1.670.330,4	-R\$ 21.843,2	-R\$ 90.103,4	-R\$ 415.021,6	-R\$ 76.451,4	R\$ 5.249.185,9	R\$ 1.582.654,3	-R\$ 3.485.433,2
10	R\$ 0,73	8053899,9	R\$ 5.910.618,1	R\$ 2.165.231,0	-R\$ 1.753.846,9	-R\$ 23.642,5	-R\$ 97.525,2	-R\$ 449.207,0	-R\$ 82.748,7	R\$ 5.668.878,9	R\$ 1.496.012,1	-R\$ 1.989.421,1
11	R\$ 0,80	7997522,6	R\$ 6.397.475,7	R\$ 2.273.492,5	-R\$ 1.841.539,2	-R\$ 25.589,9	-R\$ 105.558,3	-R\$ 486.208,2	-R\$ 89.564,7	R\$ 6.122.508,0	R\$ 1.414.200,7	-R\$ 575.220,3
12	R\$ 0,87	7941539,9	R\$ 6.924.435,8	R\$ 2.387.167,2	-R\$ 1.933.616,2	-R\$ 27.697,7	-R\$ 114.253,2	-R\$ 526.257,1	-R\$ 96.942,1	R\$ 6.612.836,6	R\$ 1.336.944,2	R\$ 761.723,9
13	R\$ 0,95	7885949,2	R\$ 7.494.801,6	R\$ 2.506.525,5	-R\$ 2.030.297,0	-R\$ 29.979,2	-R\$ 123.664,2	-R\$ 569.604,9	-R\$ 104.927,2	R\$ 7.142.854,5	R\$ 1.263.982,6	R\$ 2.025.706,5
14	R\$ 1,04	7830747,5	R\$ 8.112.148,4	R\$ 2.631.851,8	-R\$ 2.131.811,9	-R\$ 32.448,6	-R\$ 133.850,4	-R\$ 616.523,3	-R\$ 113.570,1	R\$ 7.715.795,9	R\$ 1.195.071,3	R\$ 3.220.777,7
15	R\$ 1,13	7775932,3	R\$ 8.780.346,1	R\$ 2.763.444,4	-R\$ 2.238.402,4	-R\$ 35.121,4	-R\$ 144.875,7	-R\$ 667.306,3	-R\$ 122.924,8	R\$ 8.335.159,8	R\$ 1.129.980,1	R\$ 4.350.757,8
16	R\$ 1,23	7721500,8	R\$ 9.503.583,2	R\$ 2.901.616,6	-R\$ 2.350.322,6	-R\$ 38.014,3	-R\$ 156.809,1	-R\$ 722.272,3	-R\$ 133.050,2	R\$ 9.004.731,3	R\$ 1.068.492,3	R\$ 5.419.250,2
17	R\$ 1,34	7667450,3	R\$ 10.286.393,3	R\$ 3.046.697,4	-R\$ 2.467.838,7	-R\$ 41.145,6	-R\$ 169.725,5	-R\$ 781.765,9	-R\$ 144.009,5	R\$ 9.728.605,6	R\$ 1.010.404,0	R\$ 6.429.654,2
18	R\$ 1,46	7613778,1	R\$ 11.133.683,5	R\$ 3.199.032,3	-R\$ 2.591.230,6	-R\$ 44.534,7	-R\$ 183.705,8	-R\$ 846.159,9	-R\$ 155.871,6	R\$ 10.511.213,2	R\$ 955.522,9	R\$ 7.385.177,0
19	R\$ 1,59	7560481,7	R\$ 12.050.765,0	R\$ 3.358.983,9	-R\$ 2.720.792,2	-R\$ 48.203,1	-R\$ 198.837,6	-R\$ 915.858,1	-R\$ 168.710,7	R\$ 11.357.347,3	R\$ 903.668,1	R\$ 8.288.845,1
20	R\$ 1,74	7507558,3	R\$ 13.043.386,5	R\$ 3.526.933,1	-R\$ 2.856.831,8	-R\$ 52.173,5	-R\$ 215.215,9	-R\$ 991.297,4	-R\$ 182.607,4	R\$ 12.272.193,7	R\$ 854.669,1	R\$ 9.143.514,3
21	R\$ 1,89	7455005,4	R\$ 14.117.770,3	R\$ 3.703.279,8	-R\$ 2.999.673,4	-R\$ 56.471,1	-R\$ 232.943,2	-R\$ 1.072.950,5	-R\$ 197.648,8	R\$ 13.261.363,1	R\$ 808.365,5	R\$ 9.951.879,8
22	R\$ 2,06	7402820,3	R\$ 15.280.651,0	R\$ 3.888.443,8	-R\$ 3.149.657,0	-R\$ 61.122,6	-R\$ 252.130,7	-R\$ 1.161.329,5	-R\$ 213.929,1	R\$ 14.330.925,8	R\$ 764.605,9	R\$ 10.716.485,7
23	R\$ 2,25	7351000,6	R\$ 16.539.318,3	R\$ 4.082.866,0	-R\$ 3.307.139,9	-R\$ 66.157,3	-R\$ 272.898,8	-R\$ 1.256.988,2	-R\$ 231.550,5	R\$ 15.487.449,7	R\$ 723.247,8	R\$ 11.439.733,5
24	R\$ 2,45	7299543,6	R\$ 17.901.661,9	R\$ 4.287.009,3	-R\$ 3.472.496,9	-R\$ 71.606,6	-R\$ 295.377,4	-R\$ 1.360.526,3	-R\$ 250.623,3	R\$ 16.738.040,6	R\$ 684.156,7	R\$ 12.123.890,2
25	R\$ 2,67	7248446,8	R\$ 19.376.221,8	R\$ 4.501.359,7	-R\$ 3.646.121,7	-R\$ 77.504,9	-R\$ 319.707,7	-R\$ 1.472.592,9	-R\$ 271.267,1	R\$ 18.090.387,3	R\$ 647.206,2	R\$ 12.771.096,4

