

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ – UNIFEI**

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO**

**EM ENGENHARIA DE ENERGIA**

**Modelagem de uma Planta Piloto de Gaseificação de Combustível Derivado  
de Resíduos (CDR) em um Sistema Integrado a Motor Ciclo Otto,  
Utilizando o Software Aspen Plus™.**

**Albany Milena Lozano Násner**

**Itajubá, Minas Gerais**

**Março de 2015**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ – UNIFEI**

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO**

**EM ENGENHARIA DE ENERGIA**

**Modelagem de uma Planta Piloto de Gaseificação de Combustível Derivado  
de Resíduos (CDR) em um Sistema Integrado a Motor Ciclo Otto,  
Utilizando o Software Aspen Plus™**

**Albany Milena Lozano Násner**

**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.**

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

**Co-Orientador: Prof.Dr. Jose Carlos Escobar Palácio.**

**Itajubá, Minas Gerais**

**Março de 2015**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ – UNIFEI**

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO**

**EM ENGENHARIA DE ENERGIA**

**DISERTAÇÃO DE MESTRADO**

**MODELAGEM DE UMA PLANTA PILOTO DE GASEIFICAÇÃO DE  
COMBUSTÍVEL DERIVADO DE RESÍDUOS (CDR) EM UM SISTEMA  
INTEGRADO A MOTOR CICLO OTTO, UTILIZANDO O SOFTWARE ASPEN  
PLUS™.**

Autor: Albany Milena Lozano Násner

Orientador: Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora

Co-orientador: Prof. Dr. Jose Carlos Escobar Palacio

Composição da Banca Examinadora:

Prof. Dr. Edgardo Olivares Gómez - Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do  
Bioetanol (CTBE)

Prof. Arnaldo Martins Martínez – Universidade de Oriente, Santiago de Cuba

Prof. Dr. Rubenildo Viera Andrade - IEM/Universidade Federal de Itajubá

Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora - IEM/ Universidade Federal de Itajubá

Prof. Dr. Jose Carlos Escobar Palácio - IEM/ Universidade Federal de Itajubá

## **DEDICATORIA**

*A Deus,  
Incansável Arquiteto e luz da minha vida.*

*À memória de minha avó, Mercedes,  
mulher virtuosa, exemplo de fé e amor.*

*Aos meus pais, Maria e José,  
que me deram um lar cheio de amor,  
e fizeram-me livre de escolher os caminhos  
da curiosidade e da razão,  
e descobrir as inquietudes do coração.*

*Aos meus irmãos, Zully, Javier y Maryluz,  
por adotar meus sonhos como seus.*

*Aos meus sobrinhos, Maria Paula e bebê,  
por encher meu coração de alegria.*

*A todos os Sonhadores...*

## AGRADECIMENTOS

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pela concessão de bolsa de mestrado e à Companhia Elétrica de Minas Gerais (CEMIG), pelo apoio financeiro através do projeto de Pesquisa e Desenvolvimento (P&D) N° GT418.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Electo Eduardo Silva Lora, pela confiança, franqueza, e a amizade. O quanto foi importante as suas sugestões, os textos e livros cedidos, e o apoio para a publicação dos trabalhos. Todo meu reconhecimento e gratidão.

Ao meu coorientador, Prof. Dr. Jose Carlos Escobar, pelo direcionamento desde que enviei a minha intenção de participar do Mestrado até hoje, as suas sugestões foram fundamentais para o aprimoramento do trabalho. Obrigada pela amizade e atenção às minhas questões acerca das ciências térmicas e da vida.

Aos professores, Prof. Dr. Edgardo Olivares Gómez; Prof. Dr. Arnaldo Martins Martínez, Prof. Dr. Rubenildo Vieira Andrade, por aceitarem o convite para participar da banca e pelas valiosas contribuições.

Aos professores Osvaldo Venturini e Rubenildo Andrade, pela leitura e apreciação crítica do texto de qualificação e as sugestões.

Ao Mestre e Amigo Edgar Yañez, pela motivação a prosseguir meus estudos e a sugestão para desenvolver meu trabalho de mestrado no NEST.

Ao pessoal e a todos os colegas do NEST pelo amistoso acolhimento neste percurso. Particularmente ao Felipe pela disponibilização do modelo do gaseificador em Matlab®, e aos colegas Mateus e o Eduardo, pelas discussões em torno ao tema de pesquisa.

Aos amigos pesquisadores de outras faculdades, Jaiver, Yurany e Juan Jacobo, pela troca de idéias e a solução de algumas dúvidas do uso do software.

A todos os amigos que conquistei no decorrer do curso de mestrado, pelas conversas, cafés e chopps. Sou grata especialmente com: A minha amiga Lidiane e família, pelo carinho e a generosa hospitalidade; O Daniel e família, pela amizade; As meninas: Fer, Aninha, Bianca e Vanessa da “Rep.Chicas”, pelo agradável convívio e por me ensinar um pouco do Brasil através da música e da culinária; Os meninos Diego, Jonas, Diogo, da “Rep. Camisa de

força” pelo companheirismo; e aos meus amigos professores, alunos e funcionários da “Speaking”, pelo aprendizado e a alegria contagiante de todos na Escola.

Agradeço as ligações, os papos e as mensagens de entusiasmo dos meus caros amigos de sempre, que mesmo desde a Colômbia ou de outros rincões do mundo sempre ficaram nos meus pensamentos e perto do coração.

Por fim, mas não menos importante, eu sou imensamente grata com a minha amada família, a quem tenho dedicado o presente trabalho. Obrigada Maryluz e Julio, pelo carinho e a agradável companhia neste último semestre aqui em Itajubá, e toda a família pelos mimos nas minhas estâncias na Colômbia, especialmente minha mãe, meu grande exemplo de entrega e amor incondicional, que dispensa mencionar aqui o apoio sempre efetivo que tem me dado: Gracias Mami!

*Há um tempo em que é preciso abandonar as roupas usadas, que já têm a forma de nosso corpo, e esquecer os nossos caminhos, que nos levam sempre aos mesmos lugares.*

*É o tempo da travessia, e se não ousarmos fazê-la, teremos ficado, para sempre à margem de nós mesmos.*

*(Fernando Pessoa)*

*Espera mil anos e verás que será precioso até o lixo deixado  
atrás por uma civilização extinta.*

**Isaac Asimov**



Imagem: Os Filhos Do Lixo

<http://dependedenosl.blogspot.com.br/2014/03/os-filhos-do-lixo.html>

## RESUMO

**NÁSNER, A.M.L. (2015)**, *Modelagem de uma planta piloto de gaseificação de combustível derivado de resíduos (CDR), integrada a motor de combustão interna ciclo Otto, utilizando o software Aspen Plus™*, dissertação de Mestrado em Engenharia de Energia da Universidade Federal de Itajubá.

A recuperação de energia dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) tem sido amplamente desenvolvida no mundo, porém, cada vez a proteção ambiental se torna mais importante e o controle das emissões de incineração dos RSU também se torna mais significativo. Para proporcionar uma solução energética mais eficiente e amigável ambientalmente, o estudo da tecnologia de gaseificação dos RSU, processo atrativo por diminuir a possibilidade de formação de substâncias como dioxinas e furanos tem ganhado importância.

Neste trabalho apresenta-se a modelagem de uma planta piloto de gaseificação em leito fixo concorrente do Combustível Derivado de Resíduo (CDR), utilizando ar como agente de gaseificação, num sistema integrado a motor de combustão interna ciclo Otto. O CDR é obtido através da triagem, secagem, moagem e compactação dos RSU.

O modelo foi desenvolvido no software Aspen Plus™, visando prever as condições de operação ideais para atingir a máxima eficiência. O pacote termodinâmico NRTL e a equação de estado de Hayden–O’Connell, foram utilizados na simulação. O modelo é baseado na minimização da energia livre de Gibbs em equilíbrio para fornecer resultados relativos à produção do gás de gaseificação (syngas).

Os resultados indicaram que a Relação de Equivalência (RE) exerce influência direta na temperatura do gaseificador e a composição do gás produzido. Os efeitos desta variável sobre o poder calorífico (PCI) e a eficiência a frio do gás de gaseificação (CGE) foram discutidos.

Para os valores de RE entre 0,25-0,3; e de temperaturas entre 680 e 700°C, foi atingida a máxima eficiência CGE, compreendida entre 57-60%. Dessa maneira, obteve-se um gás de gaseificação com um PCI de 5,8 MJ/Nm<sup>3</sup>, o qual se encontra na faixa dos valores médios esperados, quando o fluido de gaseificação é ar. O gás de gaseificação obtido foi queimado num motor de combustão interna, atingindo uma potência elétrica de 50 kWe.

Uma análise econômica da implementação da Planta Piloto também foi realizada, mostrando que o projeto é viável a partir de uma potência de 150kWe, com um investimento inicial de aproximadamente R\$ 1,1 milhões de reais.

**Palavras-chave:** Gaseificação, Resíduos Sólidos Urbanos (RSU), Combustível Derivado de Resíduo (CDR), Gás de gaseificação.

## ABSTRACT

**NÁSNER, A.M.L. (2015)**, *Equilibrium Modelling of Refused Derived Fuel (RDF) Gasification Pilot Plant, integrated with Otto cycle Internal Combustion Engine, Using Aspen Plus™*, Energy Engineering, Master's dissertation. Federal University of Itajubá, Itajubá, Brazil.

Waste energy recovery by incineration has been widely developed in the world. However, control of emissions from MSW incineration is progressively tightening. To provide a more energy efficient and environmentally friendly solution, the study of the MSW gasification technology, attractive process to decrease the possibility of formation of substances such as dioxins and furans, has gained importance.

This work deals with the development of the Refused Derived Fuel (RDF) gasification pilot plant modeling using air as a gasification fluid in the an integrated system with the Otto Internal Combustion Engine. The RDF is a result of sorting, drying, milling, and densification of the raw MSW.

Modeling was developed with the Aspen Plus™ software which was used to predict the best operation conditions for reaching maximum efficiency. The thermodynamics package used in the simulation comprised: the NRTL model and the Hayden–O'Connell equation of state. The model was based on the minimization of the Gibbs free energy at equilibrium to provide results concerning to syngas production from RDF gasification.

The results indicated that the equivalence ratio(ER) has a direct influence on the gasification temperature and the gas composition produced. The effects of ER on the temperature, composition, syngas Lower Heating Value (LHV) and Cold Gasification Efficiency (CGE) were discussed.

The maximum efficiency was reached at /57-60%/ for ER values between /0,25-0,3/ and temperature values between /680-700 °C/. Therefore, the LHV was 5,8 MJ/Nm<sup>3</sup>, which was an expected average value when air is used as a gasification fluid. The syngas was burned in an ICE reaching an Electrical Power of 50kWe.

The economic analysis of the Pilot Plant implementation was also performed, showing that the project is feasible from an electric power of 150kWe with an initial investment of approximately R\$ 1.1 million.

**Keywords:** Gasification, Municipal Solid Waste (MSW), Refused Derived Fuel (RDF), Syngas.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2-1. Panorama dos Resíduos Sólidos Urbanos no Brasil 2013.....	18
Figura 2-2. Métodos para o tratamento dos RSU .....	21
Figura 2-3. Hierarquia de gestão de Resíduos Sólidos Urbanos.....	22
Figura 2-4. Emissões de GEE associadas à gestão de RSU .....	23
Figura 2-5. Rotas de conversão de resíduos em energia.....	27
Figura 2-6. Processo de Gaseificação.....	31
Figura 2-7. Produtos obtidos a partir do gás de gaseificação .....	32
Figura 2-8. Diagrama ar-combustível para biomassa .....	38
Figura 3-1. Composição Gravimétrica RSU de Itajubá e Brasil 2007 .....	55
Figura 3-2. Composição media dos RSU em termos de fração mássica.....	57
Figura 4-1. Seleção do método termodinâmico adequado .....	77
Figura 4-2. Seleção do método termodinâmico para substâncias polares não eletrolíticas.....	77
Figura 4-3. Seleção do método termodinâmico para condições de pressão .....	78
Figura 4-4. Metodologia para a simulação da planta.....	80
Figura 4-5. Especificações do Setup do Sistema no Aspen Plus <sup>TM</sup> .....	81
Figura 4-6. Procedimento de Cálculo e fluxos de informação entre Aspen Plus, Matlab e Excel .....	84
Figura 4-7. Especificação dos componentes em Aspen Plus <sup>TM</sup> .....	85
Figura 4-8. Diagrama de Fluxo da Planta de gaseificação de CDR .....	88
Figura 4-9. Representação esquemática da Secagem do RSU .....	89
Figura 4-10. Representação esquemática da Trituração do RSU .....	90
Figura 4-11. Diagrama de fluxo do processo de gaseificação.....	91
Figura 4-12. Representação esquemática da geração de potência (MCI Ciclo Otto) .....	92
Figura 5-1. Composição do gás experimental e do modelo em função da RE. ....	96
Figura 5-2. Variação da temperatura em função da RE.....	98
Figura 5-3. Variação da composição do syngas em função da RE. ....	99
Figura 5-4. Variação PCI e da CGE em função da RE do gaseificador. ....	100
Figura 5-5. Comparação do poder calorífico do gás de gaseificação .....	101
Figura 5-6. Balanços de massa e energia da planta piloto.....	108
Figura 5-7. Diagrama de Sankey da Planta Piloto.....	110
Figura 5-8. VPL em função da potência instalada.....	115
Figura 5-9. TIR em função do Valor presente líquido. ....	116
Figura 5-10. VPL em função do Preço de venda da Energia .....	116

<b>Figura 5-11. VPL em função do Preço da disposição do RSU .....</b>	<b>117</b>
<b>Figura A-0-1. Modificação dos parâmetros do modelo de gaseificador downdraft.....</b>	<b>137</b>
<b>Figura A-0-2. Resultados da variação da temperatura em função da RE no modelo Matlab .....</b>	<b>138</b>

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2-1. Geração per capita de RSU.....	10
Tabela 2-2. Composição Gravimétrica dos RSU em diferentes países.....	11
Tabela 2-3. Classificação dos RSU de acordo a US-EPA .....	13
Tabela 2-4. Composição elementar e imediata dos RSU .....	14
Tabela 2-5. Padrão de controle de poluentes na China .....	29
Tabela 2-6. Capacidade segundo o tipo de gaseificador .....	34
Tabela 2-7. Vantagens e desvantagens do gaseificador de leito fixo. ....	35
Tabela 2-8. Variáveis relevantes do processo .....	37
Tabela 2-9. Comparação das alternativas de tratamento dos RSU.....	40
Tabela 2-10. Resultados do Aspen e experimentais .....	48
Tabela 2-11. Resultados do Aspen e experimentais .....	50
Tabela 2-12. Principais reações químicas do processo de gaseificação .....	52
Tabela 3-1. Composição elementar dos RSU .....	56
Tabela 3-2. Análise elementar e imediata dos RSU de Itajubá.....	56
Tabela 3-3. Análise elementar e imediata do CDR de Itajubá .....	57
Tabela 3-4. Tipos de CDR segundo a ASTM .....	60
Tabela 3-5. Rendimento das linhas de produção de CDR.....	61
Tabela 3-6. Variáveis consideradas para o cálculo .....	69
Tabela 3-7. Capacidade Calculada dos Equipamentos da Planta .....	69
Tabela 4-1. Principais modelos termodinâmicos disponíveis no Aspen Plus.....	75
Tabela 4-2. Modelos termodinâmicos especiais disponíveis no Aspen Plus.....	76
Tabela 4-3. Unidades definidas para a simulação.....	81
Tabela 4-4. Unidades definidas para a simulação.....	83
Tabela 4-5. Componentes selecionados no Aspen Plus™ para o modelo da Planta .....	85
Tabela 4-6. Identificação dos blocos do Aspen Plus™ utilizados na Simulação da Planta .....	86
Tabela 4-7. Identificação dos blocos utilizados para a simulação do motor ciclo Otto no Aspen Plus™ ....	87
Tabela 4-8. Parâmetros adotados na etapa de secagem .....	89
Tabela 4-9. Parâmetros adotados na etapa de trituração .....	90
Tabela 4-10. Parâmetros adotados na etapa de trituração .....	92
Tabela 5-1. Potência do gás seco combustível .....	103
Tabela 5-2. Cálculo da potência térmica disponível do gás .....	104
Tabela 5-3. Cálculo da Potência Elétrica.....	104

<b>Tabela 5-4. Especificações gerais da Usina.....</b>	<b>106</b>
<b>Tabela 5-5. Especificações do conjunto moto-gerador .....</b>	<b>107</b>
<b>Tabela 5-6. Capacidade real dos equipamentos .....</b>	<b>107</b>
<b>Tabela 5-7. Custos da Planta Piloto .....</b>	<b>112</b>
<b>Tabela 5-8. Custos totais de Implantação .....</b>	<b>113</b>
<b>Tabela 5-9. Custos de disposição final dos RSU no Brasil .....</b>	<b>113</b>
<b>Tabela 5-10. Custos considerados na análise econômica.....</b>	<b>114</b>
<b>Tabela A-0-1. Receitas para uma potência de 50kWe .....</b>	<b>139</b>
<b>Tabela A-0-2. Receitas para uma potência de 150kWe .....</b>	<b>140</b>

# LISTA DE ABREVIACOES E SIMBOLOS

## ABREVIACOES

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ASPEN PLUS	Advanced System for Process Engineering Plus
ABRELPE	Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ASTM	Sociedade Americana de Testes e Materiais
b.u	Base úmida
b.s	Base seca
CF	Carbono Fixo
CDR	Combustível Derivado de Resíduo
CEMIG	Companhia energética de Minas Gerais
CHAR	Resíduo sólido carbonáceo
CGE	Eficiência a frio de gaseificação
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
dRDF	Combustível Derivado de Resíduo densificado
DCOALIGT	Modelo do Aspen para calcular Densidade
ECO92	Conferência das Nações Unidas sobre o Meio Ambiente e o Desenvolvimento, Rio de Janeiro 1992
ER	Razão de Equivalência
EEA	Europe Environment Agency (Agência Ambiental da Europa)
EUROSTAT	Comissão Europeia de Estatística
FEAM	Fundação Estadual de Meio Ambiente

FUNASA	Fundação Nacional de Saúde
FTP	Processo Fischer-Tropsch
HOC	Equação de estado de “Hayden-O’Connell”
HCOALGEN	Modelo do Aspen para calcular Entalpia
GEE	Gases de Efeito Estufa
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IDH	Índice de desenvolvimento humano
IEA	International Energy Agency (Agência Internacional de Energia),
IGCC	“Integrated Gasification Combined-Cycle”
MCI	Máquina de combustão interna
MDL	Mecanismo de desenvolvimento limpo
MMA	Ministério de Médio Ambiente
NEST	Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída
NRTL	“The non-random two-liquid model” – Modelo de atividade.
P&D	Pesquisa e Desenvolvimento.
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PIB	Produto Interno Bruto
pH	Potencial hidrogeniônico
PNE	Plano Nacional de Energia
PNRS	Política Nacional de Resíduos Sólidos
RE	Relação de equivalência
RI	Resíduos Industriais
RSS	Resíduos Sólidos de Saúde
RNA	Redes Neurais Artificiais
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
RDF	Refuse-derived fuel (Sigla em inglês para o CDR)
RGIBBS	Reator de equilíbrio

RYIELD	Reator de rendimentos
Syngas	Gás de gaseificação
TEQ	Total de toxicidade equivalente
TIR	Taxa interna de retorno
TMA	Taxa mínima de atratividade
US\$	Dólares americanos
UK	Reino Unido (United Kingdom)
VPL	Valor Presente Líquido
EU	União Europeia
US EPA	Proteção Ambiental dos Estados Unidos de América
UE-27	União Europeia e os países membros até o ano 2013.
WEO	World Energy Outlook (Relatório Anual de Energia)
WGS	“The water-gas shift”
WRI	“World Resources Institute”

## SIMBOLOS

A	Cinzas
$Al_2O_3$	Óxido de alumínio
C	Carbono
$CH_4$	Metano
$CO_2$	Gás dióxido de carbono
CO	Gás monóxido de carbono
C	Carbono
CaO	Óxido de cálcio
$C_p$	Calor específico
$C_{FC}$	Custo de capital fixo

$C_E$	Custo de equipamento
$C_C$	Custo de contingência
$C_{TOT}$	Custo Total
E	Energia
$E_i$	Energia de entrada
$E_f$	Energia de Saída
F	Vazão mássica
G	Função de Gibbs
H	Hidrogênio
$H_j$	Entalpia dos componentes
$h_{i,s}$	Entalpía del sistema
$\Delta H_{vap}$	Entalpia de vaporização
$H_2O$	Água
$H_2$	Gás hidrogênio
$K_2O$	Óxido de potássio
k	Constante de equilíbrio
$N_2$	Gás nitrogênio
N	Nitrogênio
O	Oxigênio
$O_2$	Gás oxigênio
OH	Grupo funcional Hidroxilo
S	Enxofre
T	Temperatura (° C)
M	Peso molecular
MV	Voláteis
P	Pressão
$P_1$	Potência líquida gerada (kWe)
$P_{tGás}$	Potência disponível do gás
S	Enxofre

$\text{SiO}_2$	Silício
Q	Transferência de calor
W	Umidade
$\eta$	Eficiência (%)

# SUMÁRIO

<b>RESUMO.....</b>	<b>vi</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>vii</b>
<b>LISTA DE ILUSTRAÇÕES.....</b>	<b>viii</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>x</b>
<b>LISTA DE ABREVIACÕES E SIMBOLOS .....</b>	<b>xii</b>
<b>ABREVIACÕES .....</b>	<b>xii</b>
<b>CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1.1. Justificativa .....	4
1.2. Hipótese .....	6
1.3. Objetivos.....	7
1.3.1. Objetivo Geral .....	7
1.3.2. Objetivos Específicos.....	7
1.4. Esboço da estrutura da Dissertação .....	7
<b>CAPÍTULO 2 REVISÃO BIBLOGRAFICA .....</b>	<b>9</b>
2.1. Resíduos Sólidos Urbanos .....	9
2.1.1. Propriedades físicas, químicas e térmicas dos Resíduos Sólidos Urbanos. ....	10
2.1.2. Gestão dos Resíduos Sólidos Urbanos .....	17
2.1.2.1. Política de RSU no Brasil.....	17
2.1.2.2. Métodos para o Tratamento dos RSU.....	21
2.1.3. Projetos de gestão de RSU no Brasil.....	24
2.2. Tecnologias de conversão energética dos RSU .....	25
2.2.1. Tecnologia de Incineração.....	27
2.2.2. Tecnologia de Pirólise .....	29
2.2.3. Tecnologia de Gaseificação .....	30
2.2.3.1. Tipos de Gaseificadores.....	34
2.2.3.2. Fluidos ou agentes de Gaseificação.....	36
2.2.3.3. Reações envolvidas no processo.....	36
2.2.3.4. Relação de equivalência .....	37

2.2.4. Gaseificação por Plasma .....	39
2.3. Modelagem de sistemas de gaseificação de Biomassa e RSU .....	41
2.3.1. Modelo Cinético .....	42
2.3.2. Modelo de Redes Neurais .....	43
2.3.3. Modelo de Equilíbrio Termodinâmico .....	43
2.3.3.1. Modelos de equilíbrio no Aspen Plus™ .....	45
2.3.3.2. Balanços para a abordagem de equilíbrio no Aspen Plus™ .....	51
<b>CAPÍTULO 3 PLANTA PILOTO DE GERAÇÃO DE POTÊNCIA A PARTIR DA GASEIFICAÇÃO DE CDR.....</b>	<b>55</b>
3.1. Características da matéria prima (RSU) .....	55
3.1.1. Características do CDR .....	57
3.2. Áreas da planta .....	58
3.2.1. Pré-tratamento dos RSU .....	58
3.2.2. Gaseificação do CDR .....	65
3.2.3. Geração de Potência .....	66
3.2.3.1. Motores de combustão interna (MCI) .....	67
3.3. Capacidade estimada dos equipamentos da planta .....	68
3.4. Indicadores de desempenho termodinâmico .....	70
3.5. Indicadores de desempenho econômico .....	72
<b>CAPÍTULO 4 MODELAGEM DA PLANTA NO SOFTWARE ASPEN PLUS™ .....</b>	<b>74</b>
4.1. Escolha do Modelo termodinâmico para a simulação em Aspen Plus™ .....	74
4.2. Hipóteses para a modelagem do processo em Aspen Plus™ .....	78
4.3. Metodologia para a Simulação .....	80
4.4. Componentes da Simulação .....	84
4.5. Blocos utilizados na simulação do processo .....	86
4.6. Simulação das etapas da Planta .....	88
4.6.1. Area de Pré-tratamento dos RSU .....	88
4.6.2. Area de Gaseificação do CDR .....	91
4.6.3. Area de Geração de Potência .....	92
<b>CAPÍTULO 5 ANÁLISE TERMODINÂMICA E FINANCEIRA DA PLANTA .....</b>	<b>95</b>
5.1. Validação do modelo .....	95

5.2. Resultados da avaliação termodinâmica.....	96
5.2.1. Produção do gás de gaseificação.....	97
5.2.2. Produção de Eletricidade.....	102
5.3. Resultados da avaliação econômica .....	111
<b>CAPÍTULO 6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>118</b>
6.1. Conclusões.....	118
6.2. Sugestões para pesquisas futuras.....	120
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS .....</b>	<b>121</b>
<b>APÊNDICES .....</b>	<b>136</b>
<b>APÊNDICE A. ....</b>	<b>136</b>
<b>VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO GASEIFICADOR EM FUNÇÃO DA RELAÇÃO DE EQUIVALÊNCIA. ....</b>	<b>136</b>
<b>APÊNDICE B.....</b>	<b>139</b>
<b>PLANEJAMENTO FINANCEIRO E FLUXO DE CAIXA PARA 20 ANOS. ....</b>	<b>139</b>

# CAPÍTULO 1

## INTRODUÇÃO

“O homem da sociedade industrial fordista é um ser produtor de lixo em massa; este é o seu estilo de vida. Ele corresponde ao modo de produção: um modo racional, eficiente e, por isso mesmo, massificado”. Esta citação do livro - *o preço da riqueza* – de Altvater, 1995 confirma que o lixo é a outra face da moeda dos modelos de produção, sua geração é inevitável e inerente ao processo de desenvolvimento da sociedade.

O atual modelo de produção está associado a mudanças na cultura do consumo, a forma pela qual os homens satisfazem suas necessidades. Nesta mesma intensidade que os consumos da população têm aumentado hoje, têm incrementado também as grandes quantidades de embalagens e de produtos descartáveis que engrossam as pilhas de Resíduos Sólidos Urbanos (RSU). No caso do Brasil, a geração dos RSU (conhecidos como lixo) ainda é, em sua maioria, de procedência orgânica (PNRS, 2010); contudo, recentemente vem se incorporando o modo de consumo de países ricos, o que tem levado a uma intensificação do uso de produtos plásticos, papel, e outros inorgânicos.

Nos últimos anos, as migrações humanas têm acontecido praticamente numa trajetória só: do campo para as cidades. Uma média de 165.000 pessoas se instalam diariamente nas cidades do mundo assim que deixam a vida rural, observando-se assim um vertiginoso crescimento da população urbana, aproximadamente 3.000 milhões de habitantes participam hoje de alguma maneira da vida urbana e do modo de produção industrial, incluídos os resíduos (Global Health Observatory, July 2014).

Este rápido crescimento da população, principalmente urbana, as mudanças do estilo de vida e a industrialização, têm aumentado dramaticamente a demanda energética e a quantidade de RSU, com a conseqüente poluição, a intensificação de problemas tais como engarrafamentos, falta de espaço, escassez de energia e inadequada disposição dos RSU, particularmente estes dois últimos são dos maiores desafios que devem ser encarados no mundo de hoje.

Junto com o crescimento demográfico, o consumo de energia no mundo, tem tido uma tendência crescente através dos anos, favorecido pelo crescimento socioeconômico dos países e a industrialização. Afetando o tema da segurança energética pela forte dependência das

fontes fósseis, as quais além de terem impactos que conduzem a uma aceleração do aquecimento global, cada vez apresentam custos mais elevados.

Nessa fase de transição até ter um sistema energético sustentável, os combustíveis fósseis (petróleo, gás e carvão) continuarão representando mais do 75% da oferta de energia por mais algumas décadas, para os três cenários propostos pela *International Energy Agency* (IEA), e apresentados no relatório anual *World Energy Outlook* (WEO,2012), porém a energia não fóssil (nuclear, hidrelétrica, biomassa, solar, eólica, e outros renováveis, como os resíduos) se estima que contribuirá numa porcentagem superior ao 20% em 2030 .

A disponibilidade e os custos dos combustíveis fósseis e os impactos ambientais, principalmente relacionados às emissões de poluentes e Gases de Efeito Estufa (GEE), além das implicações referentes à saúde e segurança energética, têm forçado a pesquisa de novas fontes para a geração de energia. Neste contexto, um dos principais focos das pesquisas atualmente é o aproveitamento dos RSU como combustíveis, o qual representa uma solução eficiente e ambientalmente amigável a ambos os desafios.

No ano 2010, 67.2% do total da produção de eletricidade no mundo foi gerado a partir de plantas que queimam combustíveis fósseis. As plantas hidroelétricas provieram 16.3%, plantas nucleares 12.8%, biocombustíveis e resíduos 1.5%, fontes como a geotérmica, solar, vento e outras 2.1% (IEA, 2012).

Por outro lado, como todos estes processos de expansão da produção no panorama mundial não foram compensados por maiores investimentos na infraestrutura e planejamento para resolver o que fazer com os RSU, os depósitos das principais cidades do mundo começaram a lotar e representam hoje uma crise, levando os aterros sanitários à beira do colapso. Assim, a partir da década de 1980 e, principalmente, após a Conferência das Nações Unidas sobre Meio Ambiente e Desenvolvimento - ECO92, a busca por soluções alternativas para a minimização, tratamento e disposição final dos resíduos domiciliares passaram a ser um novo paradigma, obrigando aos pesquisadores a estudar formas alternativas ao sistema atual de gestão dos RSU. Isto visando o desenvolvimento sustentável relacionado à gestão dos resíduos urbanos e à redução da contaminação do solo, do ar e da água.

Os RSU apresentam heterogeneidade, tanto na composição química, quanto na distribuição do tamanho das partículas, se comparado ao carvão. Porém, uma adequada separação dos RSU pode atingir a homogeneidade, permitindo um maior reuso dos materiais, e incentivando a reciclagem dos RSU, assim como a possibilidade de maior aproveitamento

nos tratamentos para recuperação da energia contida nos mesmos. Os componentes podem ser classificados nas seguintes categorias: vidros, metais, plásticos, papéis, têxteis, madeiras, resíduos de comida e resíduos de jardinagem. Algumas dessas categorias variam muito, e as suas proporções no fluxo total de RSU são dependentes de fatores socioeconômicos, geográficos, assim como das políticas para a gestão dos RSU do governo local ou nacional (Parizeau, 2006; Alavi Moghadam, 2009; Arafat, 2013).

A incineração tem sido utilizada como método para o tratamento dos RSU, especialmente nos países desenvolvidos, já que reduz peso e volume de RSU e pode também recuperar energia dos mesmos. Na década de 80, a tecnologia encontrou forte resistência da sociedade, devido às altas emissões de poluentes perigosos, tais como dioxinas e furanos, atribuídos ao uso de tecnologias tradicionais, projetos arcaicos e ineficientes. Atualmente os incineradores possuem eficientes sistemas de limpeza, os quais permitem reduzir as emissões até os limites permissíveis. Entretanto, independentemente deste fato, existem fatores econômicos, sociais e ambientais que justificam a pesquisa de opções alternativas para a gestão dos RSU e recuperação de energia (Arena, 2012).

Em geral, utilizando-se processos térmicos, a massa e o volume de RSU podem ser reduzidos entre 70-90%. Além disso, a energia contida nos RSU pode ser convertida em calor ou eletricidade, que pode ser utilizada *in situ* ou ser entregue à rede elétrica.

Belgiorno (2003) fez uma revisão da tecnologia de gaseificação, e consideraram que a gaseificação é uma alternativa interessante, diante das tecnologias convencionais, por oferecer uma recuperação energética importante, juntamente com a redução das emissões de poluentes.

Cansonni (2012) realizou uma comparação das diferentes rotas de conversão termoquímica, e encontraram que a tecnologia de gaseificação é a mais favorável do ponto de vista energético e ambiental.

A gaseificação é um processo bastante antigo, realizada através da reação química de combustíveis carbonáceos com uma pequena quantidade de oxigênio. O calor envolvido nas reações exotérmicas é utilizado para manter a temperatura de operação do gaseificador, e desencadear algumas reações endotérmicas que acontecem durante o processo. Esta tecnologia é usada para converter materiais sólidos, como carvão, coque, biomassa, e resíduos sólidos em um gás, cujo conteúdo médio dos compostos combustíveis varia entre 15 e 30% para o CO, 12 e 40% para o H<sub>2</sub>, 4,5 e 9% para o CH<sub>4</sub> (Arena, 2012). O Poder Calorífico Inferior (PCI) do gás fica na faixa entre 4 e 13 MJ/m<sup>3</sup>, dependendo do fluido de gaseificação

utilizado, das condições de operação, entre outros fatores (Martínez ,2012). Estes gases podem ser utilizados em motores de combustão interna, turbinas a gás, bem como em ciclos combinados de geração de energia.

Um dos principais benefícios da tecnologia de gaseificação é que ela pode ser potencialmente utilizada em zonas isoladas e/ou em plantas de pequena escala. Além disso, ela pode ser empregada de forma termicamente mais eficiente do que a incineração, porque as temperaturas de operação são menores, conseqüentemente os poluentes emitidos na gaseificação são menores do que na incineração. Através do gás produzido na gaseificação podem ser produzidos diversos produtos químicos intermediários, os quais possuem variados usos industriais e energéticos em forma de potência, calor ou biocombustíveis para transporte. Desta forma, por representar uma tecnologia mais eficiente energeticamente e amigável com o meio ambiente se comparada com a incineração, contudo esta tecnologia vem ganhando relevância nos últimos anos (Lombardi, 2012).

## **1.1. Justificativa**

Paralelamente ao rápido crescimento da população, as mudanças do estilo de vida e a industrialização, a demanda energética e a quantidade dos RSU gerados têm aumentado consideravelmente. Com a conseqüente poluição gerada pela população urbana, a intensificação dos problemas como engarrafamentos, falta de espaço, escassez de exergia e uma inadequada disposição dos RSU, particularmente estes dois últimos, representam os maiores desafios que devem ser encarados no mundo e no Brasil.

A disponibilidade e os custos dos combustíveis fósseis (petróleo, gás e carvão) e os impactos ambientais, principalmente relacionados às emissões de poluentes e Gases de Efeito Estufa (GEE), além das implicações concernentes à saúde e segurança energética, têm forçado à pesquisa de novas fontes para a geração de energia. Neste contexto, um dos principais focos das pesquisas atualmente é o aproveitamento dos RSU como combustíveis, o qual representa uma solução eficiente e ambientalmente amigável a ambos os desafios.

No Brasil o total de RSU no ano 2011, foi de 62 milhões de toneladas. Em torno de 90% dos resíduos totais gerados foram coletados, dos quais 58% foram destinados aos aterros sanitários (ABRELPE, 2012). Historicamente, este método tem sido o mais usual para a disposição dos RSU, devido principalmente ao baixo custo, porém os aterros além de ocupar grandes áreas, provocam sérios problemas ambientais. Os danos ambientais mais importantes são: fugas de metano, contaminação dos lençóis freáticos e/ou aquíferos por vazamentos,

durante e após o uso dos aterros sanitários, pela contínua liberação de gás metano (gás com um potencial de aquecimento global 25 vezes mais alto do que o CO<sub>2</sub>) produto da decomposição de resíduos orgânicos. Assim, à medida que as cidades crescem observa-se que os aterros sanitários não são a alternativa mais econômica, porque as terras ao redor dos municípios são cada vez mais caras (Bosmans, 2013).

Além da incineração, outras tecnologias termoquímicas tais como a pirólise e a gaseificação tem sido desenvolvidas desde 1970 (Kolb and Seifert, 2002). No geral estas tecnologias têm sido aplicadas para resíduos selecionados e em menor escala do que a incineração. Cada tecnologia, para diferentes condições de fluxo, equipamentos e modos de operação, determina a obtenção de uma faixa de produtos que dão valor energético aos RSU. Porém, ambas as tecnologias de pirólise e gaseificação podem ser utilizadas para a recuperação do valor químico dos RSU (Bosmans,2013). Os produtos químicos derivados podem ser utilizados como alimento para outros processos, ou como combustíveis secundários. Estes últimos permitem um processo mais limpo e eficiente.

Os RSU apresentam heterogeneidade, tanto na composição química, quanto na distribuição do tamanho das partículas, se comparado ao carvão. Além disso, variações na composição dos RSU podem ser esperadas com fatores socioeconômicos, geográficos, assim como das políticas para a gestão dos RSU do governo local ou nacional (Parizeau,2006). Como consequência, a utilização de combustível derivado de resíduos (CDR), nas tecnologias de conversão térmica tem sido estudada no presente trabalho.

O CDR, produto de separação adequada dos RSU pode alcançar a homogeneidade, permitindo uma maior otimização na reutilização dos materiais, e a reciclagem dos RSU, bem como a possibilidade de uma maior eficácia em tratamentos de recuperação de energia. RDF é um combustível eficiente, com vantagens comparativas sobre o MSW devido ao seu alto poder calorífico ( 0,145 kW / kg) (Bhatnagar D, 2004) , com uma composição química mais homogênea, um armazenamento mais fácil e capacidade de manuseamento e menos fatores de emissão .

Tem sido publicados trabalhos que caracterizam os fluxos de material envolvido no processo de produção CDR ( Rotter et al, 2004 ; Caputo,2002). Há um número de trabalhos publicados que descrevem as características de RDF em termos da sua composição e análise imediata e elementar (Dunnu et al., 2010a, 2010b; Montané et al., 2013; Velis et al., 2011, 2013). Outros estudos avaliaram o potencial energético de utilizar o CDR como combustível ( Trang TT , 2009; S. Consonni , 2005). Alguns autores têm desenvolvido modelos para

avaliar o processo de gaseificação dos RSU e do RDF. Fornecendo resultados confiáveis na análise de processos de gaseificação, em termos de composição e do gás poder calorífico do gás. (In-Hee Hwanga,2014; D.Barba,2011; Miaomiao Niu, 2013; Yanji Li,2013; Chong Chen,2010; Naveed Ramzan,2011).

Mas estudos que avaliaram as etapas e as correntes especificam de produção do RDF e que também apresentaram os balanços de massa e energia de uma planta de gaseificação de RDF integrada a um sistema de geração de potência elétrica não foram encontrados.

Contudo, neste trabalho de pesquisa propõe-se fazer uma avaliação técnica e econômica de uma planta piloto que inclui: Produção de CDR, Gaseificação do CDR integrada a motor de combustão interno ciclo Otto, desenvolvendo um modelo de equilíbrio no software Aspen Plus™.

Além de aproveitar o caráter renovável e o baixo custo (ou custo evitado) dos RSU, a sua disponibilidade e versatilidade, este constitui uma fonte de energia alternativa, que possibilita soluções para os atuais desafios, como:

- Espaço restrito para aterros sanitários no Brasil;
- Elevados preços do petróleo e gás natural no Brasil;
- Natureza finita dos combustíveis fósseis convencionais;
- Emissões dos gases de efeito estufa provenientes do uso de combustíveis fósseis;
- Efeitos negativos para a saúde da população dos poluentes críticos, gerados na combustão de combustíveis fósseis convencionais;
- Busca de alternativa diferente à incineração de RSU, que tem encontrado forte resistência da sociedade, devido às altas emissões de poluentes perigosos como dioxinas e furanos;
- Incentivar avanços na tecnologia de gaseificação para a produção de eletricidade e subprodutos do gás de gaseificação.
- Crise no fornecimento de eletricidade.

## **1.2. Hipótese**

É possível obter energia elétrica de uma maneira eficiente, rentável e ambientalmente sustentável a partir de combustível derivado de resíduos sólidos urbanos (CDR), numa planta piloto utilizando um sistema de gaseificação acoplado a um motor de combustão interna.

## **1.3. Objetivos**

### **1.3.1. Objetivo Geral**

Desenvolver um modelo zero dimensional mediante simulação no Software Aspen Plus™, que permita avaliar desde o ponto de vista técnico e econômico uma planta piloto de gaseificação de combustível derivado de resíduos (CDR), integrada a um motor de combustão interna ciclo Otto, para geração de energia elétrica.

### **1.3.2. Objetivos Específicos**

- Avaliar o processo, para identificar a estrutura da planta, etapas, fluxos, e componentes.
- Desenvolver a modelagem das operações unitárias da etapa de pré-tratamento dos RSU para a obtenção do CDR e do sistema de gaseificação em equilíbrio para determinar as fronteiras termodinâmicas do processo.
- Analisar a influência da vazão do fluido de gaseificação sob a temperatura de gaseificação, a composição, qualidade do gás de gaseificação e a eficiência a frio da gaseificação.
- Comparar os resultados obtidos a partir da modelagem no Aspen Plus™ com dados reportados na literatura.
- Avaliar a viabilidade técnica e econômica da Planta Piloto.

## **1.4. Esboço da estrutura da Dissertação**

A dissertação consta de 6 capítulos e 2 apêndices, a estrutura foi dividida do seguinte modo: Com o intuito de melhor compreensão do trabalho realizado, no presente capítulo 1 são abordados diversos temas que pretendem servir como fundamento para as escolhas que foram tomadas ao longo do trabalho: Introdução, os antecedentes que resumem o panorama histórico da tecnologia de gaseificação e os principais resultados dos trabalhos que deste tema tem sido realizados no NEST, a justificativa, os objetivos, e a hipótese desta dissertação. O capítulo 2 será dedicado à explicação dos principais conceitos sobre Resíduos Sólidos Urbanos, a caracterização e gestão dos mesmos, os principais mecanismos e alguns projetos de gestão dos resíduos no Brasil e do mundo, a fundamentação técnica das tecnologias de conversão térmica para recuperação energética dos RSU, especificamente do processo de gaseificação,

foco deste trabalho. O capítulo 3 apresentará a descrição da Planta, as operações unitárias na linha de geração de energia elétrica a partir do CDR, condições de operação, os balanços de massa e energia, as capacidades estimadas para os equipamentos. No capítulo 4, será feita uma revisão das abordagens para a modelagem e simulação da planta descrita, encontrados na literatura, apresentará os elementos da modelagem realizada, a metodologia empregada para a simulação do processo, as hipóteses, os modelos termodinâmicos, os componentes, os blocos utilizados para simular as operações unitárias, os blocos para simular os reatores de rendimentos e de gaseificação, o motor de combustão interna assim como o diagrama de fluxo do processo simulado em Aspen Plus™. No capítulo 5 será feita a análise de sensibilidade para as condições de operação da planta piloto, e os resultados do comportamento das variáveis críticas do processo sobre a composição, qualidade do gás de gaseificação e a eficiência da gaseificação, o cálculo da potência e eficiência elétrica, assim como os consumos energéticos da planta, pericialmente na etapa de pré-tratamento dos resíduos, e a análise econômica da planta piloto. O capítulo 6, apresentará as considerações finais e sugestões para os trabalhos futuros.

## **CAPÍTULO 2**

### **REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **2.1. Resíduos Sólidos Urbanos**

Segundo definição da normativa NBR- 10004:2004 – Resíduos Sólidos – Classificação, da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT, 2004), os resíduos sólidos são definidos como aqueles materiais nos estados sólido e semissólido, que resultam de atividades da comunidade e de origem: industrial, doméstica, hospitalar, comercial, de serviços, de varrição e agrícola.

Em geral, podem ser classificados em dois tipos: os Resíduos Industriais (RI), oriundos dos rejeitos de processos industriais, cuja responsabilidade de disposição é do gerador dos resíduos; e os Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) de responsabilidade da administração pública. que podem ser subdivididos em resíduos sólidos domiciliares, que são os resíduos gerados por atividades doméstica, comercial e de serviços em geral; e resíduos de serviços de saúde (RSS), que são os resíduos gerados por atividade hospitalar, de farmácias, de clínicas médicas e odontológicas e laboratórios (ABNT, 2004).

Refere-se neste trabalho aos RSU, uma massa heterogênea, mais conhecida como “lixo”, resultante das atividades humanas, que podem ser reciclados e parcialmente utilizados, gerando, entre outros benefícios, proteção à saúde pública e economia de energia e de recursos naturais.

Estes se constituem de uma grande diversidade de componentes, sobras de alimentos, garrafas de vidro ou plástico, embalagens, papelão entre outros (Barros, 2013), em geral todos aqueles usados para as atividades diárias e que logo são descartáveis, produto principalmente das residências, escolas e lojas. Não são considerados RSU os materiais de construção e demolição, resíduos de serviços de saúde (RSS), sólidos suspensos nas águas residuais assim como resíduos industriais perigosos (Oliveira, 2002).

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 última e o valor do poder calorífico de RSU são parâmetros fundamentais para a incineração, pirólise e gaseificação (Reveendran, 1996). Por tanto, o impacto das propriedades físicas e químicas dos RSU é de grande significado.

### 2.1.1. Propriedades físicas, químicas e térmicas dos Resíduos Sólidos Urbanos.

A composição dos RSU depende muito da sociedade que os produz. Comunidades com uma quantidade relativamente grande de renda disponível geralmente terá mais resíduos do que suas contrapartes mais pobres (Thitame, 2010). Isto é provavelmente devido à quantidade de embalagens (filmes de polietileno, plásticos rígidos, papéis para embalagens, vidro e metais) associados a bens de luxo, bem como o grande volume de mercadorias adquiridas em comparação aos bairros menos abastados (Sivakumar, 2010).

O aspecto dos RSU varia em função de diversos fatores, como os seguintes:

#### ■ Geração per capita

A soma de todos os RSU gerados, dividido pelo número de habitantes da cidade, resulta na contribuição diária por pessoa, que é chamada de contribuição per capita ( $q = \text{kg/hab/dia}$ ).

O município de Itajubá possui um índice de geração de resíduo per capita de 0,77 kg/hab/dia, o qual se encontra como se apresenta na Tabela 2-1, na média dos municípios de mediano porte.

**Tabela 2-1. Geração per capita de RSU**

Tamanho da cidade	População Urbana	Geração per capita
	(habitantes)	(kg/hab/dia)
Pequena	Até 30mil	0,5
Mediana	30mil-500mil	0,5-0,8
Grande	500mil-5 milhões	0,8-1,0
Megalópole	Acima de 5 milhões	1

Fonte: Bidone (1999).

A geração dos RSU *per capita* está relacionada ao Produto Interno Bruto (PIB) e ao seu Índice de Desenvolvimento Humano (IDH).

Este índice de geração per capita é um elemento básico para a determinação da taxa de coleta, bem como para o correto dimensionamento de todas as unidades que compõem um sistema de gestão dos resíduos.

### ■ Composição gravimétrica

Traduz o percentual de cada componente em relação ao peso total da amostra dos RSU analisada. O conhecimento da composição dos RSU auxilia no planejamento das ações para o adequado gerenciamento, bem como, incentivar a reciclagem dos mesmos.

Os componentes mais utilizados na determinação da composição gravimétrica dos resíduos sólidos urbanos encontram-se na Tabela 2.2.

É importante porque indica a possibilidade de aproveitamento das frações recicláveis para comercialização, ou para processos de conversão energética, e da matéria orgânica para a produção de composto orgânico.

**Tabela 2-2. Composição Gravimétrica dos RSU em diferentes países**

Composto	Brasil	Alemanha	Holanda	EUA
Matéria orgânica	61	14	35	25
Vidro	3	12	4	5
Metal	2	6	4	8
Plástico	15	22	19	12
Papel	15	34	26	34

Fonte: *A Global Review of Solid Waste Management (2012)*

## ***Propriedades físicas***

### ■ Massa específica

É o peso dos RSU soltos em função do volume ocupado livremente, sem qualquer compactação. Determina a capacidade volumétrica dos meios de coleta, transporte e disposição final.

### ■ **Teor de umidade**

Representa a quantidade de água presente no resíduo, medida em percentual do seu peso. Esta característica tem uma influência direta sobre a velocidade de decomposição da matéria orgânica no processo de compostagem, o poder calorífico e o peso específico aparente do resíduo. Assim também, influencia diretamente o cálculo da produção de chorume e o correto dimensionamento do sistema de coleta de percolados.

## ***Propriedades químicas***

### ■ **Potencial hidrogeniônico (pH)**

Indica o teor de acidez ou alcalinidade dos resíduos. Em geral situa-se na faixa de 5 a 7. Serve para estabelecer o tipo de proteção contra a corrosão a ser usado em veículos, equipamentos, contêineres e caçambas metálicas.

### ■ **Análises química, elementar e imediata.**

A composição química elementar provê a composição porcentual em massa dos principais elementos que constituem o sólido, geralmente referido à matéria seca. São os valores para o carbono (C), hidrogênio (H), Oxigênio (O), Nitrogênio (N) e Cinzas (A).

A composição química imediata provê o conteúdo de umidade (W), voláteis (MV), carbono fixo (CF) e cinzas (A) do sólido. Matéria volátil é a porção de combustível gaseificado por ação pirolítica e carbono fixo é a fração de combustível não pirolizado que queima na forma sólida (carvão incandescente ou de combustão) (D.J. Bushnell, 1989).

As cinzas agregam todos os elementos tais como o potássio, fósforo e o cálcio. Os quais não participam das reações químicas de combustão (Nogueira e Lora, 2008).

Os RSU são matéria heterogênea, uma complexa mistura de materiais com diversas estruturas químicas e propriedades físicas. Na tabela 2.3 se apresentam os principais materiais que constituem os Resíduos Sólidos Urbanos de acordo com as classificações da US EPA e EUROSTAT.

**Tabela 2-3. Classificação dos RSU de acordo a US-EPA**

EPA (USA)	EUROSTAT (EU)
Papel e papelão	Papel, papelão e produtos de papel
Resíduos de alimentos	Resíduos Orgânicos
Plásticos	Plásticos
Metais	Metais
Borracha, couro e têxtil	Têxtil
Vidro	Vidro
Outros	Outros

Fonte: US EPA (2010)

As análises imediatas e elementares médias são de interesse, mas apresentam enormes variações de uma fração para outra. A fim de apresentar um quadro completo das diferentes frações, foi feita uma pesquisa bibliográfica que abrange um grande número de produtos a partir de todas as frações de RSU.

Em média, a fração orgânica dos RSU (resíduos de biomassa e restos de comida) tem relativamente alto teor de umidade (U), entre um 10-20%. A fração de Materiais voláteis (MV) medidos em base seca é elevada em cerca de 60-80 %, enquanto a fração de cinzas (A) raramente ultrapassa os 10%, exceto para alguns casos (osso, cascas de biomassa). O nível de carbono fixo (CF) é calculado por diferença, cerca de 10-20%.

No entanto a fração inorgânico dos RSU, vidro, metais, alumínio e materiais inertes apresentam altos teor de cinzas (70-90%). (Becidan, 2007).

Por exemplo, o papel tem um conteúdo de MV acima 70 % e um baixo teor de cinzas (menos de 5 %), exceto o papel brilhante, reciclados e revestidos que apresentam elevado teor de cinzas (25-30%). Os plásticos têm acima de 90% VM e nenhuma cinza ou umidade.

Mesmo que os dados são bastante espalhados (ver Tabela 2.4), uma média da composição de resíduos sólidos urbanos pode ser proposta (base seca e livre de cinzas): 40-50% C; 25-35 % de O; 5-7 % H; 0,5-2 % N; 0.1-0,2 % S; 0,1-0,2 % de Cloro. Com um teor de umidade de 20-40 % e um teor de cinzas de 15-30 %. (Becidan, 2007).

**Tabela 2-4. Composição elementar e imediata dos RSU**

Tipo de Resíduo	Análise Imediata ( % massa)				Análise Elementar (% massa)					
	MV	CF	CZ	U	C	H	O	N	S	Cl
CDR (chang et al.,1998)	42,2	7,50	9,96	40,3	29,2	3,3	15,9	1,04	0,05	-
RSU (Niu et al., 2013)	57,0	12,2	30,8	51,9	40,4	4,75	21,1	0,94	1,72	-
RSU (RamzanNaveed,2011)	18,8	7,60	22,7	-	36,3	4,96	10,1	1,43	0,83	-
RSU (Chong Chen, 2010)	46,1	7,70	46,1	-	30,8	4,62	17,3	0,77	0,39	-
RSU (Consonni, 2005)	51,6	-	16,6	31,8	27,6	3,49	19,7	0,15	0,06	
CDR (Zevenhoven, 1999)	73,4	8,90	17,7	3,2	48,4	7	25,2	0,84	0,12	1,0
RSU Thai db (Becidan,2007)	-	-	32,2	58,4	37,1	5,41	24,9	0,22	.09	0,8
RSU UK db (Becidan,2007)	63,0	4,00	32,2	32,43	35,8	4,82	24,4	0,78	0,41	0,7
CDR A (Becidan,2007)	76,2	13,6	10,2	3,70	46,6	6,8	34,5	1,28	0,13	1,1
CDR B (Becidan,2007)	72,5	3,90	12,5	11,1	41,7	5	36,3	0,75	0,17	1,0

Dados nessa faixa poderiam ser utilizados na ausência de resultados de análises experimentais específicas para uma amostra de uma região objetivo de estudo.

A fração inorgânica dos RSU (cinzas) é principalmente composta de óxidos de sílica (Si), cálcio (Ca), ferro (Fe), sódio (Na), alumínio (Al), magnésio (Mg) e potássio (K). A composição média das cinzas pode variar grandemente com a natureza do resíduo.

Werther (2000) estudou a composição de cinzas de 15 tipos de biomassa e resíduos da biomassa. De modo semelhante aos RSU foi encontrado que o óxido de Silício ( $\text{SiO}_2$ ), óxido de cálcio ( $\text{CaO}$ ), óxido de alumínio ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) e o óxido de potássio ( $\text{K}_2\text{O}$ ) são os principais componentes da cinza.

### ***Propriedades térmicas***

Durante um processo de combustão a energia química de um combustível é transformada em energia molecular cinética ou potencial de seus produtos. Relacionada à energia da combustão está a quantidade de calor que pode se obter da combustão completa. Esta quantidade de calor é o poder calorífico, que é a característica de maior interesse em um

combustível. No processo de resfriamento dos produtos da combustão, a condensação do vapor de água gerado na combustão, libera certa quantidade de calor, o seu calor latente. Assim, o poder calorífico de um combustível varia entre um valor mínimo, quando não há condensação, e um máximo quando a combustão é completa.

O poder calorífico de um combustível é então a quantidade de calor produzida, ou gerada, pela combustão completa de uma unidade de combustível, podendo ser uma unidade de massa (kg) ou unidade de volume (m<sup>3</sup>). No caso do uso de unidade de volume, deve-se fazer referência às condições de temperatura e pressão, ou deve ser especificada como condições normais (Nm<sup>3</sup>). (Moran e Shapiro, 2006).

#### ■ Poder Calorífico Superior

Poder calorífico superior (PCS) é a quantidade de calor gerado pela combustão completa de uma unidade de volume ou massa do combustível, considerando condições de referência para temperatura e pressão, havendo condensação de vapor de água. Ou seja, inclui o calor latente de vaporização.

#### ■ Poder Calorífico Inferior

Poder calorífico inferior (PCI) é o calor gerado, nas mesmas condições que o poder calorífico superior, mas considerando a água formada na reação de combustão ainda em estado gasoso. Ou seja, não inclui o calor latente de vaporização.

$$PCI = PCS - xH_2O * \Delta H_{vap} \quad [2.1]$$

$xH_2O$ : Fração de água no combustível.

$\Delta H_{vap}$ : Entalpia de vaporização

O poder calorífico de um combustível pode ser determinado de várias formas. Teoricamente, por meio da entalpia de formação ( $h^{\circ}_f$ ), que define-se como a quantidade de energia necessária para formar um composto, a partir de seus elementos constitutivos. Considera-se que a formação ocorre a 25°C e 1 atm. (Moran e Shapiro, 2006).

Empiricamente, através de expressões que consideram a composição do combustível. Uma expressão muito conhecida é a fórmula de Dulong, que permite determinar a potência calorífica de um combustível baseada nas proporções em peso de carbono total, hidrogênio útil e enxofre, que nos dá um valor aproximado do poder calorífico com grande concordância com os valores obtidos em um calorímetro.

Considerando-se que os combustíveis sejam misturas de hidrocarbonetos sem contaminantes, o PCS a 25°C é estimado com precisão de 3% por médio da equação de Dulong:

$$PCS = 337,3 C + 1418,9 (H - O/8) + 93,1 S + 23,3 N \quad [2.2]$$

PCS = Poder Calorífico Inferior (kJ/kg)

C = fração em massa de Carbono

H = fração em massa de Hidrogênio

O = fração em massa de Oxigênio

S = fração em massa de Enxofre

Para o cálculo do PCI a partir do PCS é necessário conhecer a entalpia de vaporização da água a 25°C e na pressão de vapor a esta temperatura.

Multiplicando o teor de hidrogênio não ligado ao oxigênio (H - O / 8) por 18/2 = 9 tem a água formada na combustão. Se acrescentarmos a água contida no sólido (W) e multiplicando-se por todo o fator a entalpia de vaporização de água a 25 ° C ( 2,500 kJ / kg ), se pode obter o poder calorífico inferior:

$$PCI = PCS - 25(9 (H - O/8) + W) \quad [2.3]$$

Para misturas de gases combustíveis, quando se conhece a sua fração em quantidade de matéria (mol), ou em volume, o poder calorífico é calculado por:

$$PCI_{mistura} = \sum_{i=0}^n (PCI_i) x_i \quad [2.4]$$

Experimentalmente, por meio de calorímetros para combustíveis sólidos, líquidos ou gasosos. O calorímetro é um instrumento que permite trocas térmicas, a serem determinadas pela medição direta da temperatura. Sendo assim necessária a correlação entre a troca térmica e a quantidade mensurada no calorímetro. É esta relação que determina o modelamento matemático do calorímetro.

Esta propriedade influencia o dimensionamento das instalações de todos os processos de tratamento térmico (incineração, pirólise e outros).

## **2.1.2. Gestão dos Resíduos Sólidos Urbanos**

### **2.1.2.1. Política de RSU no Brasil**

A lei que estabelece a Política Nacional de Resíduos Sólidos lança uma visão moderna na luta contra um dos maiores desafios ambientais do planeta: A gestão sustentável dos resíduos urbanos. A lei considera como princípio a responsabilidade compartilhada entre o governo, as empresas e a população.

O gerenciamento integrado dos RSU envolve diferentes soluções, como a reciclagem, a disposição dos rejeitos em aterros, ou a conversão térmica que seguem critérios ambientais.

A disposição de resíduos sólidos em lixões é crime desde 1998, quando foi sancionada a lei de crimes ambientais (Lei nº 9.605/98). Dessa forma, os lixões que se encontram em funcionamento, e que ainda existem em uma porcentagem significativa no Brasil estão em desacordo com as Leis nº 12.305/2010 e 9.605/980.

A produção dos RSU no Brasil cresceu, mas a destinação apropriada destes não avançou, uma porcentagem significativa de 58,26% do total coletado segue para aterros sanitários, porém cerca de 80 mil toneladas diárias ainda tem destinação inadequada como se apresenta na figura 2.1, sendo encaminhadas para lixões ou aterros controlados, os quais não possuem o conjunto de sistemas e medidas necessários para proteção do meio ambiente contra danos e degradações (PNRS, 2010).

O governo federal, por meio do Ministério do Meio Ambiente (MMA), Ministério das Cidades e Fundação Nacional de Saúde (FUNASA) destinou R\$ 1,2 bilhão para implantar a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), e deste modo acabar a disposição inadequada dos RSU, incentivando a coleta seletiva e a reciclagem.

Em 2008, a disposição final ambientalmente adequada era uma realidade apenas em 1.092 dos 5.564 municípios então existentes, segundo dados da Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB) do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE,2009). Já no final de 2013, esse número era de 2,2 mil municípios, de acordo com levantamento do MMA junto com os estados (IBGE, 2013).

Apesar das determinações legais e dos esforços empreendidos, a destinação inadequada de RSU está presente em todos os estados do país. Conforme os dados a seguir, cerca de 60% dos municípios dispuseram resíduos em unidades de destinação inadequada (ABRELPE,2013).



**Figura 2-1. Panorama dos Resíduos Sólidos Urbanos no Brasil 2013**

Fonte: ABRELPE (2013)

As municipalidades de pequeno porte, abaixo de 20 mil habitantes, têm tratamento específico na lei, sendo permitida a elaboração de planos simplificados de gestão integrada de resíduos sólidos. Mais adiante disto, o governo federal tem amparado à formação de consórcios públicos, como forma de tornar viável a gestão integrada de resíduos sólidos para esses municípios. Já que o volume de resíduos produzidos determina a viabilidade da coleta seletiva, da reciclagem, da construção de aterros sanitários e, principalmente, da operacionalização e manutenção do sistema de gestão dos resíduos sólidos que são muito caras para as administrações dos pequenos municípios.

Na procura por soluções que não impactem no desenvolvimento econômico, foi criada, em agosto de 2010, no Brasil a lei federal 12.305 que institui a Política Nacional dos Resíduos

Sólidos “dispondo sobre seus princípios, objetivos e instrumentos, bem como a respeito das diretrizes relativas à gestão integrada e ao gerenciamento de resíduos sólidos, incluídos os perigosos, as responsabilidades dos geradores e do poder público e os instrumentos econômicos aplicáveis.”, conforme o artigo N°1 da Lei nº 12.305/10 (PNRS,2010).

A Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) norteou importantes objetivos, dentre os quais se destaca:

- A proibição do uso de lixões e aterros controlados a partir de 2014;
- A logística reversa como instrumento para reaproveitamento de resíduos sólidos trazendo o conceito de responsabilidade compartilhada sobre o ciclo de vida do produto;
- Parametrização e enrijecimento dos critérios de boa gestão de Resíduos Sólidos instrumentalizando a fiscalização dos órgãos ambientais, Ministério Público, clientes e sociedade em geral;
- A indicação da destinação de resíduos para recuperação energética como sendo ambientalmente adequada.

O encerramento de lixões é uma consequência da disposição final ambientalmente adequada dos rejeitos que deve estar refletida nas metas para a eliminação e a recuperação destes lixões em seus respectivos planos de resíduos sólidos. O prazo para encerramento de lixões, conforme a Lei nº 12.305/10 era o dia 2 de agosto de 2014 e, a partir desta data, os rejeitos deveriam ter uma disposição final ambientalmente adequada.

Porém, o descumprimento da lei por 60,7% dos municípios do Brasil, revela as dificuldades que encontraram os municípios para elaborar seus planos e a falta de apoio tanto em pessoal técnico qualificado como em garantia de verbas para coloca-los em prática. Diante dessa realidade, as opções que estão sendo colocadas de maneira mais incisiva vão da punição imediata aos prefeitos ou responsáveis dos planos de gestão, até a extensão do prazo para o cumprimento da lei.

O estudo da ABRELPE (2013), concluiu que, atualmente, 40% de todo o lixo produzido no Brasil ainda tem destinação inadequada. Essas porcentagens são bem mais interessantes que os 88% que foram registrados em 1990, quando os resíduos produzidos no país tinham como destino lixões a céu aberto sem qualquer cuidado ou tratamento. Isso graças à chegada da Lei Nacional de Resíduos Sólidos mesmo com todos os problemas de cumprimento apresentados, como foi apresentado até aqui. Embora estes avanços apresentem números

ainda insuficientes, é claro que a contribuição tanto do governo federal quanto os municípios deve ter continuidade. Se prevê a realização de um diagnóstico técnico da situação dos municípios no atendimento à Lei nº 12.305/10, que institui a PNRS, que busque efetivamente o caminho de uma solução positiva, em concordância com os principais objetivos da Política Nacional de Resíduos Sólidos, do artigo 7 da lei nº 12.305/10, os quais são:

- Proteção da saúde pública e da qualidade ambiental;
- Não geração, redução, reutilização, reciclagem e tratamento dos resíduos sólidos, bem como disposição final ambientalmente adequada dos rejeitos;
- Estímulo à adoção de padrões sustentáveis de produção e consumo de bens e serviços;
- Adoção, desenvolvimento e aprimoramento de tecnologias limpas como forma de minimizar impactos ambientais;
- Redução do volume e da periculosidade dos resíduos perigosos;
- Incentivo à indústria da reciclagem, tendo em vista fomentar o uso de matérias-primas e insumos derivados de materiais recicláveis e reciclados;
- Gestão integrada de resíduos sólidos;
- Articulação entre as diferentes esferas do poder público, e destas com o setor empresarial, com vistas à cooperação técnica e financeira para a gestão integrada de resíduos sólidos.

Os instrumentos da Política Nacional de Resíduos Sólidos que possibilitam o cumprimento dos objetivos são:

- Os planos de resíduos sólidos;
- Os inventários e o sistema declaratório anual de resíduos sólidos;
- A coleta seletiva, os sistemas de logística reversa e outras ferramentas relacionadas ao ciclo de vida dos produtos;
- O incentivo à criação e ao desenvolvimento de cooperativas ou de outras formas de associação de catadores de materiais reutilizáveis e recicláveis;
- O monitoramento e a fiscalização ambiental, sanitária e agropecuária;
- A cooperação técnica e financeira entre os setores público e privado para o desenvolvimento de pesquisas de novos produtos, métodos, processos e tecnologias de gestão, reciclagem, reutilização, tratamento de resíduos, e disposição final ambientalmente adequada de rejeitos;
- A pesquisa científica e tecnológica;

- A educação ambiental;
- Os incentivos fiscais, financeiros e creditícios.

Assim, a PNRS estabelece que “poderão ser utilizadas tecnologias visando à recuperação energética dos resíduos sólidos urbanos, desde que tenha sido comprovada sua viabilidade técnica e ambiental e com a implantação de programa de monitoramento de emissão de gases tóxicos aprovado pelo Órgão Ambiental” (FEAM, 2012).

A partir desta lei os municípios foram obrigados a tratar os resíduos de forma mais criteriosa e responsável. A tarefa das prefeituras ganhou uma base mais sólida com princípios e diretrizes dentro de um conjunto de responsabilidades que tem o potencial de mudar o panorama dos resíduos no Brasil.

### 2.1.2.2. Métodos para o Tratamento dos RSU

Qualquer estratégia de gestão de resíduos deveria lidar com os resíduos em conformidade com a saúde pública e segurança, as normas ambientais e a sustentabilidade ao longo prazo. Os métodos que têm sido mais utilizados até hoje para eliminar os resíduos em no mundo, como se exhibe na figura 2.2 são: deposição em aterro sanitário (incluído compostagem), e incineração com ou sem recuperação de energia.

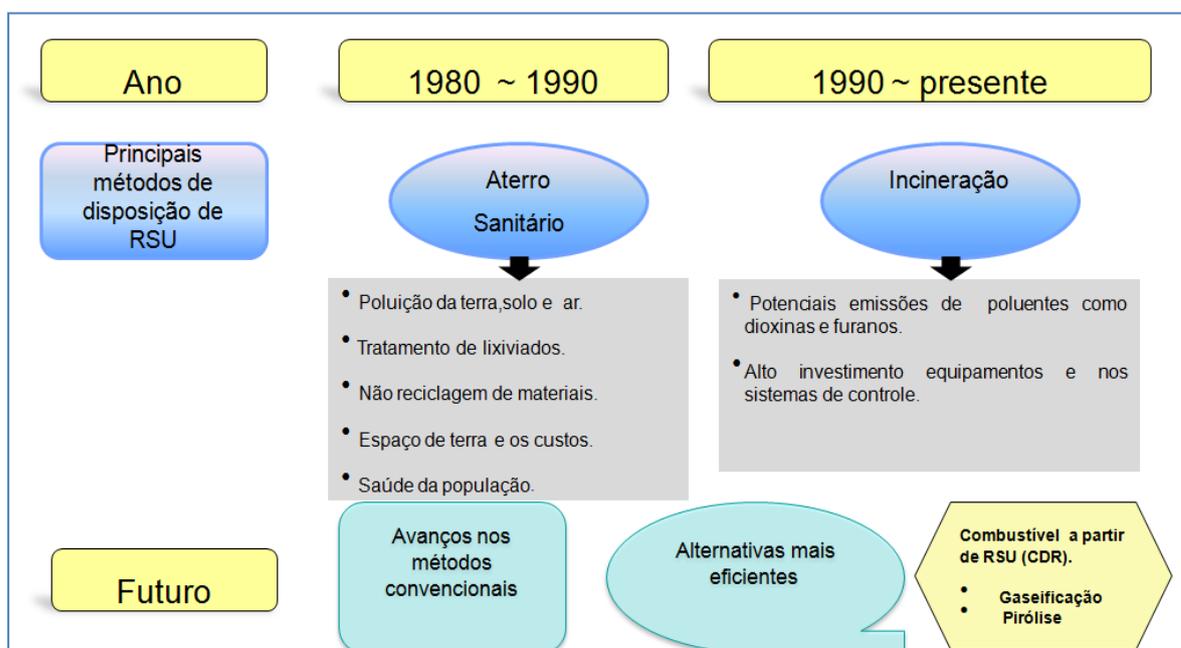


Figura 2-2. Métodos para o tratamento dos RSU

Nas últimas décadas, tem aumentado a pressão nos países desenvolvidos para reduzir a quantidade de material descartado como lixo após um único uso. O objetivo é a conservação das fontes naturais, incluindo a energia, utilizada para produção dos materiais, e a redução do volume de material que deve ser disposto em aterros ou por meio de incineração. A filosofia de gestão de resíduos empregando os “*quatro Rs*” visam a *reduzir* a quantidade de materiais usados, *reutilizar* os materiais uma vez ordenados, *reciclar* materiais mediante processos de fabricação e *recuperar* o conteúdo energético dos materiais caso não possam ser reutilizados ou reciclados através de rotas tecnológicas bioquímicas ou termoquímicas. Estes princípios devem ser, e são aplicados a todos os tipos de resíduos, inclusive os perigosos.

A agência de proteção ambiental dos estados unidos, US EPA, elaborou uma hierarquia para a gestão dos resíduos urbanos, o qual permite extrair o máximo benefício dos produtos e reduzir a geração de materiais não recuperáveis. Na figura 2.3, se apresenta um esquema baseado na pirâmide proposta pela EPA, com os diferentes métodos de tratamento de resíduos organizados por ordem de prioridade.



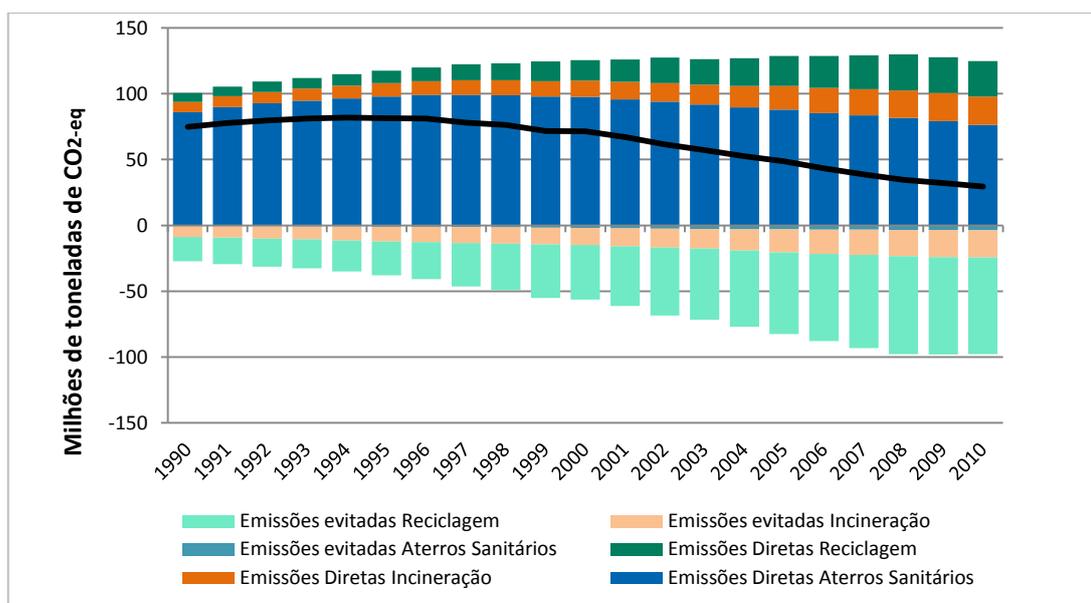
**Figura 2-3. Hierarquia de gestão de Resíduos Sólidos Urbanos**

Fonte: Figura adaptada da EPA(2011)

Estudos realizados confirmaram que seguir a hierarquia recomendada pela EPA, é um bom ponto de partida, para os sistemas de gerenciamento de RSU, mas, além disso, é importante tomar em consideração análises de ciclo de vida (Denison, 1996; Finnveden, 2005), que possam mostrar aspectos críticos, vantagens ou desvantagens quando se pensa em estabelecer o sistema de gestão de resíduos de uma região.

Dentro do estudo das vantagens um aspecto importante sem dúvida é o relacionado com as emissões de gases de efeito estufa (GEE). De acordo ainda com o Atlas Brasileiro de Emissões de GEE e Potencial Energético na Destinação de Resíduos Sólidos do ano 2013, dos 46 projetos de mecanismo de desenvolvimento limpo (MDL) no setor de resíduos sólidos e aterros no Brasil, 23 incluem o aproveitamento energético do biogás, ou seja, 50% dos projetos. Destes, 22 incluem geração de eletricidade e somente um considerava a purificação do biogás para posteriormente injetá-lo em uma rede de gás natural. No total, a capacidade instalada para geração de eletricidade declarada desses projetos é de 254 MW.

O critério da emissão de GEE de cada uma das rotas para gestão de resíduos é importante, na figura 2.4, se apresentam as emissões de GEE associadas à gestão de resíduos urbanos de um estudo que foi realizado para a UE-27 e apresentado pela *European Environment Agency* (EEA).



**Figura 2-4. Emissões de GEE associadas à gestão de RSU**

Fonte: Figura adaptada da EEA(2011)

As emissões de GEE foram calculadas usando uma abordagem de ciclo de vida e diferenciadas de acordo com a contribuição das rotas de tratamento de resíduos específicos. Para visualizar o efeito global da gestão de resíduos, foram ilustradas as emissões evitadas (contados como valores negativos nas cores mais claras) e as emissões diretas consequência das opções de tratamento de RSU (contadas como valores positivos nas cores mais escuras), dando como resultado as emissões de gases de efeito de estufa líquidas geradas pela gestão de RSU nos países europeus UE-27 (linha preta).

### **2.1.3. Projetos de gestão de RSU no Brasil**

Ao igual que o resto do mundo, o Brasil enfrenta a problemática de geração e consequente destinação de RSU, sendo necessário analisar o cenário do país para procurar ações que minimizem os impactos.

No Brasil, a prática usual para tratamento dos RSU ainda tem sido a disposição no solo, havendo poucos aterros sanitários com aproveitamento energético. Entretanto, para resíduos industriais e de serviços de saúde há unidades de incineração (principalmente nos estados da Bahia, São Paulo e Rio de Janeiro) e de coprocessamento de resíduos industriais em fornos de clínquer em Minas Gerais.

Alguns dos projetos de aproveitamento de RSU em andamento no Brasil são descritos a seguir:

O projeto de incineração de RSU, chamado USINA VERDE é pioneiro no Brasil no desenvolvimento de tecnologia para a implantação de Usinas de Recuperação Energética de resíduos sólidos urbanos e industriais, sendo detentor de patentes referentes ao processo de incineração de resíduos sólidos e tratamento de gases de combustão registrados no Brasil e no exterior.

USINAVERDE foi implantado em 2004, no Campus da Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ) da Ilha do Fundão num Centro Tecnológico com capacidade nominal para tratar 30 toneladas diárias de resíduos sólidos, com geração de energia elétrica. O Centro Tecnológico da USINA VERDE, assim como os projetos comerciais da empresa, foram concebidos com cerca de 95% de equipamentos desenvolvidos e fabricados no Brasil.

Tem também o projeto de pirólise de RSU, na modalidade carbonização, no município de Unaí, noreste do estado de Minas Gerais, projetado para o recebimento e processamento nominal em batelada de 3 t/h de RSU, operando continuamente durante o ano. Os principais produtos são briquetes de carvão, originários da carbonização do lixo, e a energia elétrica, a ser produzida na termelétrica, que utilizará os briquetes como combustíveis. Os briquetes de carvão também são utilizados para o aquecimento externo do forno horizontal de pirólise.

No município de São Paulo, o biogás gerado nos aterros sanitários São João e Bandeirantes é utilizado por duas usinas termelétricas, com potências instaladas de 24 MW e 22 MW, respectivamente.

Em Salvador de Bahia, o biogás gerado em seu aterro municipal é aproveitado para a geração de energia elétrica, na termelétrica Termoverde Salvador, do Grupo Solvi, com potência instalada de 19,73 MW.

Na Região Metropolitana do Rio de Janeiro, há o projeto do biogás extraído do Aterro Metropolitano de Jardim Gramacho, após purificação e separação do gás em metano e CO<sub>2</sub>, ser escoado através de gasoduto de 6 km até a Refinaria de Duque de Caxias.

## **2.2. Tecnologias de conversão energética dos RSU**

Existe uma ampla gama de tecnologia: bioquímicas e termoquímicas (Figura 2.5), capazes de converter os resíduos sólidos em energia (vapor ou eletricidade), e combustíveis tais como hidrogênio, gás natural, diesel sintético, e etanol (Valkenburg, 2008; Karajgi, 2012).

A rota bioquímica, para o caso dos RSU, refere-se à digestão anaeróbica, a qual consiste na redução do material orgânico, através de decomposição controlada por micróbios. Os componentes com conteúdo de carbono são metabolizados por micro-organismos em ausência de oxigênio, produzindo biogás (metano e dióxido de carbono), um subproduto sólido (usado como material de adubo) e água. Os processos bioquímicos são usados no caso de tratamento de resíduos com alta porcentagem de matéria orgânica biodegradável e alto teor de umidade, para produzir metano, combustível para geração de eletricidade, vapor e calor. Alguma das desvantagens do tratamento biológico é o exigente pré-processamento requerido para separar os RSU.

Porém, estudos realizados têm demonstrado que os processos de conversão termoquímica são um componente fundamental e necessário num sistema integral de gestão de resíduos sólidos urbanos (Mavrotas, 2013).

As principais vantagens são: Uma menor massa e volume de resíduos, reduzindo o espaço ocupado pelos aterros sanitários, a destruição de poluentes orgânicos, como hidrocarbonetos halogênicos, a redução de gases de efeito estufa produto da decomposição anaeróbia. Segundo Arena, (2012), aproximadamente 1 ton de emissões de CO<sub>2e</sub> é evitada pela utilização de resíduos para gerar energia, no lugar de disposição num aterro sanitário. E no geral o uso de resíduos como fonte de energia, no ciclo de vida, gera menos impactos ambientais do que outras fontes energéticas convencionais, de acordo ao relatório da U.S EPA. (WRI, 2003).

As principais vantagens do aproveitamento da energia contida nos RSU foram resumidas no trabalho de Arena (2012):

- Redução da quantidade de resíduos em massa (70–80%) e em volume (80– 90%) preservando espaços nos aterros.
- Redução do uso da terra para construções de aterros. Estima-se que uma planta de tratamento térmico de resíduos requer para a conversão de 1 Mt/ano durante 30 anos cerca de 100.000 m<sup>2</sup>, enquanto que se fossem utilizados aterros para a disposição do mesmo, seria necessária uma área de cerca de 300.000 m<sup>2</sup>.
- Destruição de contaminantes orgânicos tais como hidrocarbonetos halogenados.
- Concentração e imobilização de contaminantes inorgânicos, então eles poderão ser reutilizados de forma segura ou dispostos de maneira apropriada.
- Utilização de recicláveis dos resíduos térmicos, tais como, metais ferrosos e não ferrosos, das cinzas e escórias.
- Recuperação de recicláveis, uma vez que o material é submetido a processo de triagem e separação.
- Redução dos GEE formados pela decomposição anaeróbia da matéria orgânica dos RSU. Estudos indicam que 1 tonelada de CO<sub>2</sub> equivalente é poupada para cada tonelada de resíduo processada e queimada através dessa tecnologia (Psomopoulos et al., 2009).
- Ambientalmente compatível para a geração de energia renovável dos resíduos, particularmente quando a planta é projetada e operada para a geração conjunta de calor e eletricidade.

Com processos de conversão de biomassa/resíduos é possível produzir três tipos de combustíveis primários: sólidos (char, biomassa torreficada), líquidos (biodiesel, metanol, etanol) e gasosos (biogás, gás de gaseificação, gás natural), dos quais são derivados quatro categorias de produtos finais: calor, eletricidade, líquidos combustíveis para os veículos, como o diesel e a gasolina, e produtos químicos.

Das tecnologias disponíveis para levar a cabo os processos termoquímicos mencionados, encontrou-se que aquelas de mais alta maturidade e factíveis economicamente

são: O ciclo a vapor, a gaseificação com motor combustão interna e motor stirling, (Lora e Andrade, 2009).

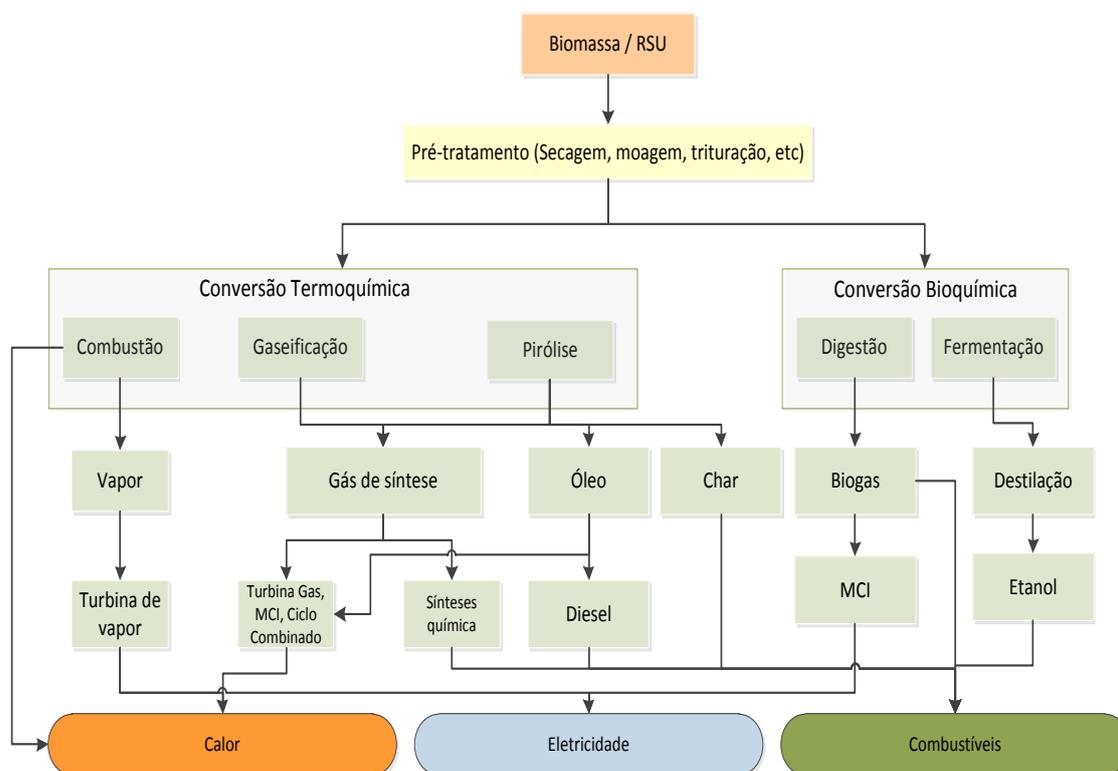


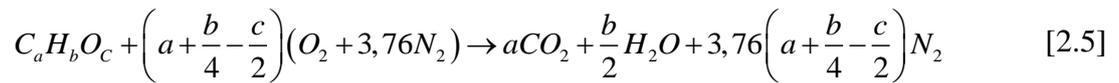
Figura 2-5. Rotas de conversão de resíduos em energia.

### 2.2.1. Tecnologia de Incineração

As usinas de tratamento térmico de resíduos sólidos urbanos com geração de energia elétrica podem reduzir o volume dos resíduos municipais em aproximadamente 80%. A qualidade da queima do resíduo depende naturalmente do poder calorífico do combustível, neste caso, do poder calorífico dos resíduos sólidos municipais, e dos parâmetros de combustão. A energia gerada pela combustão dos resíduos sólidos é utilizada para gerar vapor e alimentar turbinas para a geração de eletricidade.

Para compreender o processo de incineração térmica é importante esclarecer os princípios da combustão. Pois a incineração é um processo de combustão que utiliza o excesso de oxigênio ou outro gás para queimar o RSU (Young, 2010).

O combustível é qualquer material que possa ser queimado e libere energia, consiste primariamente de hidrogênio e carbono (carvão, gás natural, gasolina, qualquer tipo de biomassa, plásticos, etc.). O oxidante mais usado é o ar. A reação acontece segundo a equação 2.5.



A composição do ar seco é aproximada a 21% de O<sub>2</sub> e 79% de N<sub>2</sub>, assim cada mol de oxigênio que entra em uma câmara de combustão irá estar acompanhado por 0,79/0,21=3,76 moles de nitrogênio. Em condições normais o nitrogênio não reage com outros componentes e se comporta como inerte, mas em temperaturas superiores a 1000 °C, uma pequena parte deste reage com o oxigênio presente formando gases perigosos, como o óxido nítrico.

O ar que entra na combustão, normalmente contém algo de água, que também deve ser considerada quando o processo em altas temperaturas, pois uma fração dele pode se dissociar em H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H, O, OH.

Os produtos da incineração de resíduos RSU são basicamente três: cinzas, gases da combustão e calor. As cinzas são, em sua maioria, formadas por constituintes inorgânicos que estavam presentes nos resíduos. Os gases da combustão necessitam de um tratamento adequado para reduzir a concentração de alguns poluentes gasosos presentes e para reduzir a quantidade de material particulado antes de serem utilizados na recuperação de energia ou despejados na atmosfera (Sabbas,2003).

No Brasil a Resolução CONAMA nº 316, de 29 de outubro de 2002, que dispõe sobre procedimentos e critérios para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos estipula os limites de emissão para dioxinas e furanos, adotando o padrão para Dioxinas e Furanos: dibenzo-p-dioxinas e dibenzo-p-furanos, expressos em TEQ (total de toxicidade equivalente) de 0,50 ng TEQ/Nm<sup>3</sup>.

Como referente internacional podem se observar dados de padrão de emissões na Europa, US, ou na Ásia. Na tabela 2.5, com objetivo de dar um exemplo de medição e limites de emissões, apresentam se medidas de uma planta, no estudo realizado de 16 plantas de incineração na China (Ni et al.,2009).

**Tabela 2-5. Padrão de controle de poluentes na China**

Poluentes	Quantidade media por ton. de RSU	Padrão para controle da poluição
CO <sub>2</sub>	(0,40 - 0,68) ton/ton	-
NO <sub>x</sub>	(1,09 - 1,34) kg/ton	400 mg/m <sup>3</sup>
SO <sub>2</sub>	(0,30 - 0,44) kg/ton	260 mg/m <sup>3</sup>
HF	(0,37 - 0,60) g/ton	-
HCl	(0,14 - 0,18) kg/ton	75 mg/m <sup>3</sup>
CO	(0,03 - 0,63) kg/ton	150 mg/m <sup>3</sup>
Hg	1,00 g/ton	0,20 mg/m <sup>3</sup>
Cd	0,50 g/ton	0,10 mg/m <sup>3</sup>
Pb	8,00 g/ton	0,60 mg/m <sup>3</sup>
Dioxina	( 1,59 x 10 <sup>-9</sup> ) kg/ton	1,00 ng TEQ/Nm <sup>3</sup>

Fonte: Ni et al.,2014.

Um dos maiores desafios do processo de incineração se encontra na formação das cinzas. Esta cinza precisa de uma destinação e normalmente é enviada para um aterro sanitário. O monitoramento contínuo do processo de combustão é outra preocupação, pois o RSU é um combustível de composição heterogênea, ou seja, a sua composição varia muito ao longo do tempo, principalmente no que diz respeito umidade e poder calorífico. Por isso, os sistemas modernos de incineração de RSU são dotados de sistemas automatizados de controle contínuo das variáveis de combustão, tanto na câmara primária, quanto na câmara de pós-combustão, além do controle em outras etapas. Estes sistemas corrigem em tempo real os diversos parâmetros da queima, mantendo a combustão regular durante a sua operação (Lam et al.,2010).

Com tudo, a incineração trata-se de um processo que oferece um destino para o RSU com a possibilidade de recuperação energética, mas que deve ser mais bem estudado de forma a melhorar sua sustentabilidade, impacto ambiental e consequente confiabilidade deste processo.

### **2.2.2. Tecnologia de Pirólise**

Processo também conhecido como destilação destrutiva, ou um processo de decomposição térmica, na ausência de oxigênio. A pirólise é um processo de quebra das ligações químicas das cadeias orgânicas pelo calor (Zheng et al.,2013). Os produtos deste

processo podem ser líquidos, ceras ou gases, dependendo da temperatura de operação e do material submetido. Os fatores críticos do processo são taxa de aquecimento do material, o tamanho da partícula, a velocidade do gás, e o tempo de pirólise (Niessen, 1996).

O fracionamento das substâncias orgânicas ocorre gradualmente à medida que estas passam pelas diversas zonas de calor de um reator vertical ou horizontal: na zona de secagem, parte inicial no reator, perde a umidade e na zona pirolítica propriamente dita (>300 °C), ocorrem os processos de volatilização, oxidação e fusão, resultando em:

- Gases não condensáveis, compostos principalmente por nitrogênio e gás de gaseificação.
- Líquido piro-lenhoso, obtido pela condensação de gases que se desprendem durante o processo, com baixo teor de enxofre, composto por ácido piro-lenhoso (ácido acético, metanol, alcatrão solúvel e outros vários compostos em menor quantidade) e alcatrão insolúvel.
- Resíduo sólido, constituído por carbono quase puro (char) e ainda, por vidros, metais e outros materiais inertes (escória) caso presentes no RSU processado (LIMA, 1995).

### **2.2.3. Tecnologia de Gaseificação**

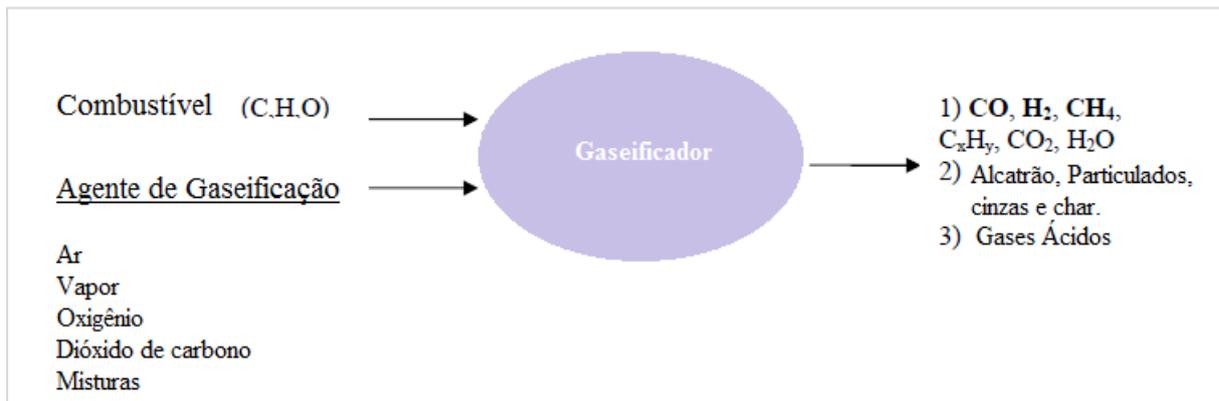
A gaseificação é um processo antigo, que tem tido aplicação industrial desde o século XIX, mas que foi descontinuado naquela época pelo aumento na oferta de petróleo, a preços acessíveis. Nos Estados Unidos e na Europa, projetos de gaseificação de carvão e resíduos de cru pesado têm sido desenvolvidos os últimos 50 anos (Consonni et al.,1996; Higman et al.,2003), assim mesmo inúmeras pesquisas sobre tecnologias de gaseificação de carvão e de biomassa (Knoef, 2005). Porém, a escala comercial da tecnologia para biomassa e resíduos sólidos urbanos é mais limitada que para o carvão.

Apesar dos avanços no controle de emissão ao ar e a adequada eliminação de resíduos (cinzas , partículas , águas residuais ) produto da incineração. Existem duas técnicas termoquímicas que são promissoras e atualmente sob desenvolvimento/fase inicial de utilização em escala industrial e alternativas interessantes para RSU ou para ao menos algumas frações de RSU.

A gaseificação é um delas, é um processo de conversão termoquímica, onde um combustível sólido é transformado em um combustível gasoso que contém principalmente H<sub>2</sub>,CO e CH<sub>4</sub>. Este gás pode ser utilizado para a produção de eletricidade e de calor.

O processo de gaseificação consiste numa oxidação parcial de carvão ou biomassa, a altas temperaturas num ambiente controlado.

Materiais orgânicos heterogêneos tais como madeira, resíduos, plásticos, podem constituir barreiras para o processo de gaseificação, tais como instabilidade da operação, perdas de desempenho, e problemas de escala (Vaezi et al.,2012). Na figura 2.6, é resumido o princípio da gasificação.



**Figura 2-6. Processo de Gaseificação**

Fonte: Figura adaptada de Becidam (2007)

O processo ocorre em duas etapas, separadas no gaseificador. Na primeira etapa ocorre uma combustão parcial do resíduo com a liberação de calor e a produção de gás (vapor de água e  $\text{CO}_2$ ), e char. Na segunda etapa, o  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$  são reduzidos para formar produtos principais  $\text{CO}$  e  $\text{H}_2$ .

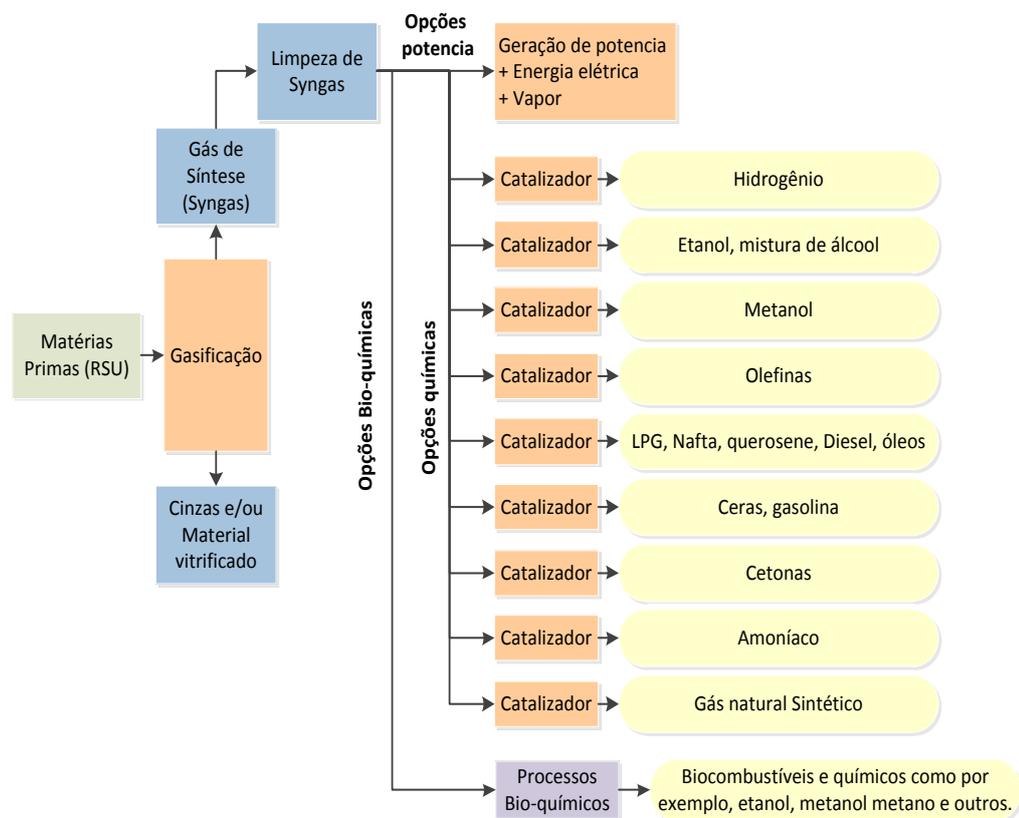
A composição do gás de gaseificação está na faixa de (18-20) %  $\text{H}_2$ , (18-21) %  $\text{CO}$ , (2-3) %  $\text{CH}_4$ , (8-10) %  $\text{CO}_2$ , o resto é  $\text{N}_2$  (Belgiorno et al., 2003), e o poder calorífico é menor do que  $5,6 \text{ MJ/m}^3$ , embora o valor seja baixo, e bem inferior do que o gás natural ( $38 \text{ MJ/m}^3$ ), tem sido demonstrado que o processo de gaseificação valoriza a matéria prima, convertendo o resíduo num combustível comercial, que pode ser usado para produzir eletricidade (ciclo combinado), hidrogênio (processo WGS), combustíveis líquidos (FTP), metanol, entre outros produtos químicos, como se pode observar na figura 2.7.

As interações físicas e químicas, no processo de gaseificação ocorrem geralmente a temperaturas maiores do que  $600^\circ \text{C}$  (Arena et al.,2012), e a pressões entre 1atm e 33 bar (Ruiz et al.,2013).

Segundo o Basu (2013), as diferentes etapas do processo de gaseificação sobrepõem-se e não existe um limite claro entre elas. As três principais etapas são:

### ■ *Secagem da matéria prima*

A quantidade de umidade numa amostra típica de biomassa, está entre 30-60%, assim cada 1 kg de biomassa, precisa 2260 kJ de energia para vaporizar a água, e dita energia não pode ser recuperada. A operação de secagem é necessária antes do fornecimento da biomassa no gaseificador. Para a gaseificação o teor de umidade deveria ser teoricamente entre 10-15 % (Basu,2010).



**Figura 2-7. Produtos obtidos a partir do gás de gaseificação**

### ■ *Pirólise*

O processo de decomposição térmica da pirólise ocorre após a secagem do combustível sólido, se a sua temperatura for elevada a níveis adequados, acontecerá a liberação dos gases inflamáveis contidos no sólido. Essa fase também é denominada de volatilização. Portanto,

nesta fase ocorre a decomposição dos carboidratos (hemicelulose, celulose, lignina) na temperatura de que varia de 250 a 300°C; e, a produção de alcatrão e ácidos leves (350–450°C). Desta forma, os produtos dessas etapas são:

- a) Gases condensáveis: alcatrão e ácidos;
- b) Gases não condensáveis (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, O<sub>2</sub>);
- c) Resíduo sólido carbonáceo, conhecido como “Semicoque” ou “Char”,

#### ■ *Oxidação parcial*

A oxidação parcial é uma reação não catalisada de hidrocarbonetos com oxigênio. Parte dos componentes é convertida a CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>O. A energia necessária para a redução e a secagem é gerada nessa etapa.

#### ■ *Redução ou Gaseificação*

A gasificação é um processo de redução o qual requer energia para que a átomo de oxigênio seja transferido de uma molécula para o carbono do carvão. Conseqüentemente, o processo de gasificação é um processo endotérmico. Essa energia térmica pode ser fornecida aos reagentes (carvão e gás redutor) a partir de uma fonte externa ou através da combustão de parte da biomassa (voláteis e carvão). As reações químicas que ocorrem são basicamente as combinações de oxigênio do ar com o carbono e o hidrogênio e são classificadas em reações heterogêneas.

O “char”, produzido na etapa de pirólise é convertido a CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>. No capítulo 4, podem-se observar as principais reações consideradas do processo de gaseificação.

Dentre os diversos tipos de reatores usados para o processo de gaseificação, destacam-se os de leito fixo, leito fluidizado, leito arrastado.

No reator de leito fixo, mais do 80% da massa seca é convertida rapidamente em gases e vapores orgânicos, deixando só uma quantidade menor de resíduos carbonosos da pirólise (char) e cinzas no estado sólido.

Com alta volatilidade (mais de 60%) e uma temperatura de ignição (250 – 350 °C), o CDR começa a desvolatilizar depois da injeção do combustível no reator. Terminado o

processo de pirólise, o “char” e os voláteis, entram na segunda etapa, aonde trás a ocorrência de varias reações, os componentes mudam a composição molar, e são convertidos no gás de gaseificação (Materazzi et al.,2013).

### 2.2.3.1. Tipos de Gaseificadores

A tecnologia de gaseificação é selecionada com base em: O tipo de combustível a ser gaseificado, a faixa de capacidade e o uso final do gás produzido.

A tabela 2.6 apresenta a faixa de capacidades e temperaturas de operação para cada tipo de desenho de gaseificadores.

**Tabela 2-6. Capacidade segundo o tipo de gaseificador**

Desenho do Gaseificador	Temperatura do Processo (°C)	Capacidade térmica
Leito fixo Downdraft	700-1200	(1- 2) MW
Leito fixo Updraft	700-1200	(1- 2) MW
Fluidizado burbulhante	<900	(1.2- 1.6) MW
Fluidizado Circulante	<900	(5- 7) MW

Fonte: Sieldlecki (2011)

#### ■ Reatores de leito fixo

Os gaseificadores de leito fixo, tipicamente têm uma grelha para suportar a biomassa, permite controlar o tempo de residências da biomassa no gaseificador e retirar as cinzas produzidas no processo.. Estes reatores são relativamente fáceis de desenhar e operar, e são aplicáveis a pequena e meia escala de potência. Os gaseificadores de leito fixo, de acordo com o movimento relativo do fluxo se dividem em concorrente (downdraft), contracorrente (updraft) e fluxo cruzado (cross-flow); os de leito fluidizado se dividem em borbulhante e circulante.

Dentre as várias tecnologias de gaseificação, das mais difundida e dominada operacionalmente é baseada em reatores de leito fixo. Neste sistema a matéria a ser gaseificada move-se por ação da gravidade, ou seja, apresenta um movimento descendente no interior do reator. Os gaseificadores de leito fixo estão divididos em contracorrente, concorrente e fluxo cruzado. Esta tecnologia apresenta vantagens para a conversão da biomassa em pequena escala, além de apresentar elevada eficiência energética. Estes gaseificadores são simples e podem trabalhar com combustíveis de alta densidade y baixa

granulométrica tais como pequenos pedaços de madeira e carvão. Na Tabela 2.7 podem-se observar as vantagens e desvantagens deste tipo de gaseificador.

#### ■ *Reatores Updraft*

São reatores de gás em corrente ascendente ou contracorrente. Nele, a entrada de ar é na parte inferior e a saída do gás é superior. A biomassa entra pela parte superior a desse daí o nome contracorrente. Perto à grade ocorrem as reações de combustão, que são seguidas pelas reações de redução na região logo acima. Na parte superior, o aquecimento e a pirólise da biomassa ocorre devido à transferência de calor por convecção.

A configuração simples deste tipo de gaseificadores é um ponto favorável, assim como a possibilidade de operação com os diferentes tipos de biomassa. No entanto, este tipo de gaseificador é bastante suscetível ao entupimento, criando-se bolsões de oxigênio em seu interior, o que torna o risco de explosão grande.

**Tabela 2-7. Vantagens e desvantagens do gaseificador de leito fixo.**

Vantagens	Desvantagens
Unidades simples e baratas.	Poucas possibilidades para controlar a região central da reação.
Alta eficiência térmica (contracorrente).	Requere um combustível uniforme para atingir a operação ótima.
Alta eficiência de conversão de carbono.	Possibilidade de aglomeração das cinzas.
Baixo conteúdo de partículas de cinza no gás e baixo conteúdo de alcatrão.	Baixa capacidade volumétrica.

Fonte: Tabela adaptada de Arena (2011); e de Sieldecki (2011).

#### ■ *Reatores Downdraft*

São reatores com direção do fluxo do ar e a biomassa descendente, os dois entram pela parte superior enquanto o gás é extraído na parte inferior.

Nesta configuração os voláteis passam necessariamente pela zona de redução, sendo transformados em compostos de menor peso molecular, eliminando até 99% do alcatrão e condensáveis. Por este motivo é considerado o tipo mais adequado para integrar-se a um motor de combustão interna (Wander, 2001).

### **2.2.3.2. Fluidos ou agentes de Gaseificação**

Os fluidos de gaseificação reagem com hidrocarbonetos pesados e material sólido carbônico, para convertê-los em gases de baixo peso molecular como o CO e o H<sub>2</sub>. Os principais fluidos utilizados são: Oxigênio, ar, vapor, e misturas O<sub>2</sub>/vapor.

O tipo de fluido de gaseificação é o principal parâmetro que afeta a composição do gás de gaseificação.

O ar é o fluido de gaseificação mais utilizado, devido a sua grande disponibilidade e custo zero, mas a grande quantidade de nitrogênio que ele contém diminui o valor do poder calorífico do gás de gaseificação produzido.

Oxigênio puro evita o efeito de diluição do nitrogênio, aumentando o valor de poder calorífico do gás de gaseificação, mas também aumenta os custos, devido à necessidade de produção de O<sub>2</sub>.

O vapor incrementa o teor de H<sub>2</sub> no gás de gaseificação e o poder calorífico, além disso, pode ser produzido utilizando fluxos de calor residual na Usina (Bocci, 2013).

O dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) incrementa o teor de H<sub>2</sub> e CO e o poder calorífico do gás de gaseificação, ambos, o vapor e o CO<sub>2</sub>, requerem fornecimento de calor para as reações de gaseificação endotérmicas.

### **2.2.3.3. Reações envolvidas no processo**

O processo de gaseificação inclui uma série de passos de reação que convertem a matéria-prima em gás de gaseificação (monóxido de carbono - CO, além de hidrogênio - H<sub>2</sub>) e outros produtos gasosos. Esta conversão é geralmente conseguida através da utilização de um fluido de gaseificação (ar, oxigênio, e / ou de vapor ) dentro do reator que contém a matéria-

prima , onde a temperatura , pressão , e padrão ( leito fixo , leito fluidizado , ou de leito arrastado ) são controlados.

Os produtos gasosos, com exceção de hidrogênio e monóxido de carbono, e as frações de outros produtos gasosos (tais como dióxido de carbono, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>S, e SO<sub>2</sub>) dependem de: O tipo de matéria prima, o 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.

As condições de reação ou do processo são tipicamente governadas por um número de variáveis. Estas variáveis podem na teoria ter uma faixa de ocorrência muito ampla, mas desde o ponto de vista pratico têm sido definidas faixas de operação, apresentadas resumidamente na tabela 2.8.

**Tabela 2-8. Variáveis relevantes do processo**

Parâmetro	Faixa	
Relação de Equivalência (RE)	0,2	0,4
Steam-to-Biomass ratio (SB)	0,5	1,5
Temperatura (C)*	700	850

Fonte: Siedelecki ( 2011)

\* A temperatura é dependente do RE e SB

#### **2.2.3.4. Relação de equivalência**

A gaseificação difere basicamente da combustão pelo fato de não utilizar a massa de ar teórica necessária para a oxidação completa do combustível. Sendo assim, restringe-se a entrada de ar a certos valores, de tal modo que ocorram, além de reações de oxidação (completa e parcial), reações de redução, promovendo a formação do gás combustível de amplo uso.

Em termos de estequiometria, os processos de conversão térmica da biomassa diferenciam-se pela relação ar-combustível (A/C) e pela faixa de temperatura.

A relação de equivalência (RE) se define como a razão entre a quantidade de oxigênio necessária para combustão estequiométrica e a quantidade real de oxigênio presente.

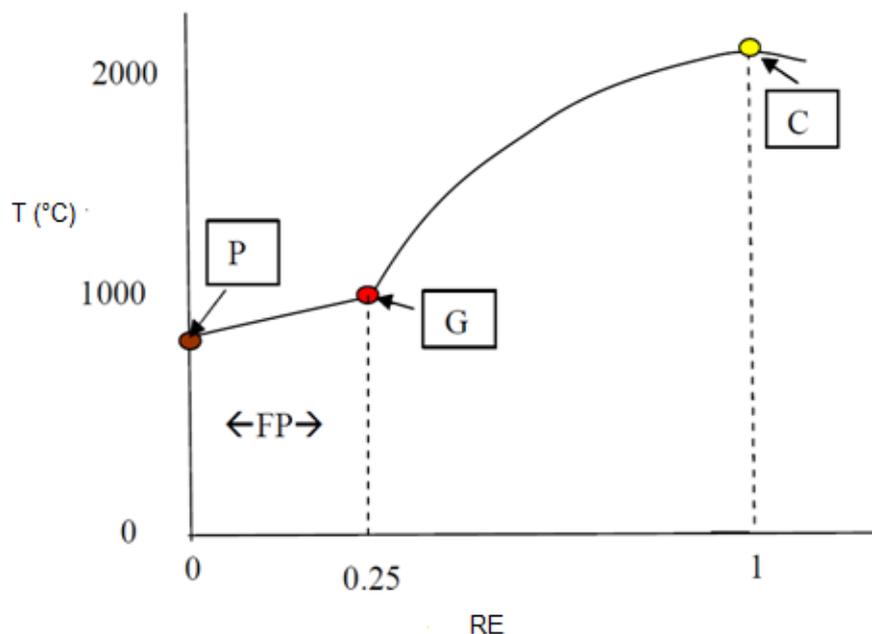
O parâmetro é representado como segue:

$$RE = \frac{\text{Vazão de } O_2 \text{ alimentado/Vazão de combustível(daf)}}{\text{Vazão de } O_2 \text{ estequiométrico/unidade de combustível(daf)}} \quad [2.6]$$

Aonde, daf: livre de cinzas e umidade.

Dada a formula é claro que para valores de  $RE > 1$ , temos um processo de combustão,  $RE=0$ , processo de pirólise, e  $0 < RE < 1$ , processo de gaseificação, como pode se observar na figura 2.8.

Por outro lado, a oxidação parcial do combustível é necessária para gerar calor e possibilitar as reações endotérmicas do processo de gaseificação e permitir que o reator trabalhe de modo autotérmico.



**Figura 2-8. Diagrama ar-combustível para biomassa**

Fonte: Reed e Desesrosiers (1979).

No diagrama desenvolvido por Reed e Desesrosiers (1979), as temperaturas de equilíbrio para as reações da biomassa são dadas em função da razão de equivalência: razão ar-combustível real/razão ar-combustível estequiométrica.

Os dados da literatura demonstram as maiores concentrações de CO e H<sub>2</sub> se encontraram para um valor do parâmetro RE entre 0,2 e 0,4 (Siedlecki et al.,2011) , outras faixas referenciadas oscilam entre 0,2 e 0,35, para gaseificação de RSU ( Ramnzan,2011).

#### **2.2.4. Gaseificação por Plasma**

A gaseificação por plasma é um processo alo térmico que requiere energia de uma fonte externa: Pré-aquecimento externo do reator por meio de combustão, de energia elétrica, ou energia solar.

As aplicações de tecnologias de plasmas não são recentes. Processos plasma têm sido desenvolvidos e utilizados durante o século XIX pela indústria metalúrgica para fornecer temperaturas extremamente altas em fornos. Durante o início do século XX, processos de plasma foram usados na indústria química para a fabricação de acetileno a partir do gás natural.

Desde o início dos anos 80, a tecnologia do plasma é considerada uma rota altamente atrativa para o tratamento de resíduos sólidos urbanos e tem demonstrado aplicações bem sucedidas no tratamento de materiais perigosos e nocivos, a verificação de resíduos radioativos e de produtos químicos (Chang et al.,1996, Chu et al.,1998;Huang et al.,2003;Cheng et al.,2002).

A gaseificação Plasma permite um mais fácil controle da entalpia ajustando a potência elétrica. As espécies reativas produzidas pelo processo plasma tais como oxigênio atômico e hidrogênio ou radicais hidroxilo, é uma vantagem adicional, na literatura é relatado que estas espécies aumentar significativamente a degradação do alcatrão com maior eficiência do que os processos convencionais (Huang et al.,2007).

Com as tochas de plasma obtêm-se altas temperaturas no processo de gaseificação, o que conforme Tang et al (2013), traz de benefício ao processo de gaseificação: Rápido aquecimento do reator, instalações menores para uma dada alimentação de material, fusão de materiais resistentes a alta temperatura e menor RE. Uma vantagem da utilização das tochas de plasma para o processo de gaseificação é que a energia injetada por esta tocha independe das reações exotérmicas ocorridas dentro do reator, já que são provenientes da conversão da energia elétrica.

Desta forma, a utilização da energia externa proveniente das tochas de plasma permite: Desacoplar a geração de calor da vazão de oxidante, controlar o ambiente do processo, pois

não há necessidade de se passar combustível ou oxidante pela tocha, outros gases (inertes ou não) podem ser usados, aumentando as opções para a química do processo. Neste quesito se destacam as tochas que utilizam vapor de água (Tang et al.,2013).

**Tabela 2-9. Comparação das alternativas de tratamento dos RSU**

TECNOLOGIA	VANTAGENS	DESVANTAGENS
Gaseificação	O gás gerado pode ser convertido em energia ou produtos a partir do gás de gaseificação, com valor químico importante. Pode diminuir a dependência de combustíveis fósseis. Eliminação de patógenos. Baixa emissão de particulados. O combustível é limpo. Aumenta a produção de hidrogênio, e monóxido de carbono e diminui a produção de dióxido de carbono.	Tecnologia pouco difundida. Baixo rendimento em energia se houver muita umidade no resíduo. A operação é mais difícil do que a queima direta.
Pirólise	Obtenção de energia de fácil transporte e armazenamento em relação a incineração. Baixa emissão de particulados.	Não há um desenvolvimento industrial significativo, pois os resíduos acabam sendo incinerados indiretamente.
Incineração	Redução drástica do volume e massa do resíduo. Recuperação e geração de energia. Eliminação de patógenos. As cinzas podem ser reclassificadas como não perigosas.	Elevado custo de investimento e manutenção, operação e monitoramento.  O processo pode gerar subprodutos tão perigosos quanto o resíduo, quando mal operado.

Fonte: Adaptada de Arena (2012); Ruiz (2013)

Outra vantagem do processo de gaseificação assistida por plasma é que a tocha de plasma pode fornecer energia o suficiente para que o alcatrão formado no processo seja quebrado em cadeias de hidrocarbonetos menores. Como se pode observar nas análises, uma dificuldade apresentada no processo de gaseificação no qual pode ser resolvido por fontes térmicas (Zhang et al.,2012).

A gaseificação de plasma é uma tecnologia que ainda é estudada e que apresenta como principal dificuldade o custo da energia elétrica. Entretanto as altas temperaturas fornecidas no processo de gaseificação pela utilização de tochas de plasma permitem uma maior taxa de conversão da biomassa. Maiores informações da gaseificação plasma podem ser encontradas na literatura (Tang et al., 2013; Minutillo et al., 2009; Galeno et al., 2011).

Na tabela 2.9 se apresenta um resumo com algumas vantagens e desvantagens das principais alternativas de tratamento dos RSU.

### **2.3. Modelagem de sistemas de gaseificação de Biomassa e RSU**

A gaseificação de Resíduos Sólidos Urbanos é um processo complexo, está baseado em diversas interações físicas e químicas e geralmente ocorre a temperaturas superiores a 600 °C, dependendo do tipo de reator e as características do Resíduo. As diferentes etapas do processo de gaseificação, o processo operacional e os parâmetros de desempenho são sintetizados por Arena (2012).

Centrando a atenção sobre a possibilidade de recuperação de energia a partir da gaseificação de RSU, o interesse principal é sobre a utilização do gás produto da gaseificação. Para o caso de geração de potência, interesse deste trabalho, este gás produzido pode ser alimentado, após um tratamento adequado uma máquina de combustão interna (MCI).

Assim o sistema completo a analisar consiste de uma unidade de pré-tratamento do RSU para se obter o CDR. Uma unidade de gaseificação do CDR, um sistema de limpeza de gases, e um sistema de geração de potência.

O processo de gaseificação tem sido estudado desde o ponto de vista teórico, e diferentes modelos matemáticos tem sido construídos para tentar simular o processo termoquímico e para avaliar a influência dos parâmetros principais, tais como a temperatura, o teor de umidade, e a razão ar / combustível, vapor / combustível, a composição do gás e seu poder calorífico.

Os modelos podem ser divididos em três grupos: modelos de equilíbrio (abordagem estequiométrica e não estequiométrica), modelos cinéticos e modelos de redes neurais. Também têm sido desenvolvidos outros modelos onde tanto o equilíbrio como alguns aspectos cinéticos estão ligados.

### 2.3.1. Modelo Cinético

Os chamados "modelos cinéticos" baseiam-se na descrição do mecanismo de reações do processo sob o ponto de vista cinético. Esta abordagem é muito importante na concepção, avaliação e melhoria gaseificadores, para ter uma descrição e predição realista do processo de gaseificação. Estes modelos podem ser muito precisos, mas intensivos em cálculos. Vários modelos têm sido desenvolvidos para gaseificação de biomassa nestes anos com base na abordagem cinética (Di Blaci, 2000), (Fiaschi, 2001), (Sharma, 2008), (Fermoso, 2010), (Gordillo, 2010).

Na realidade, as reações ocorrem no gaseificador apenas durante um período de tempo limitado e, assim sendo, é necessário considerar as cinéticas da reação de forma a prever a variação do produto do gaseificador em função do tempo de residência. Um modelo cinético fornece dados relativos à produção de gás e composição do produto que é possível obter no gaseificador após um determinado tempo (finito). Assim, este modelo envolve parâmetros como velocidade de reação, tempo de residência de partículas e hidrodinâmica do reator. Para baixas temperaturas de reação, a velocidade de reação é lenta, sendo o tempo de residência necessário para uma conversão completa maior (Puig-Arnavat, 2010).

Assim sendo, o modelo cinético é o mais adequado e preciso para temperaturas baixas (<800 °C) (Altafani, 2003). No caso de temperaturas mais elevadas, onde a velocidade de reação é mais rápida, o modelo de equilíbrio poderá ser mais útil. O modelo cinético apresenta duas componentes: a cinética de reação e a hidrodinâmica do reator.

A cinética da reação deve ser resolvida em simultâneo com a hidrodinâmica do leito e com os balanços mássico e energético de forma a obterem-se os rendimentos do gás, alcatrão e "char" para uma determinada condição de operação (Sharma, 2008).

Com o decorrer da gasificação, a perda de massa resultante é manifestada pela redução de tamanho sem alteração da densidade ou pela redução da densidade sem alteração do tamanho ou ainda ambos. Em todos os casos a variação é expressa relativamente à área da superfície externa do "char". Alguns modelos, que consideram a reação de "char", podem definir uma velocidade de reação com base no volume do reator, havendo assim três formas de definir a reação de gasificação do "char" para a biomassa: modelo da diminuição do núcleo, modelo de diminuição da partícula e modelo da velocidade de reação volumétrica.

O modelo cinético considera o processo de mistura física e, portanto, requer conhecimentos da hidrodinâmica do reator, podendo esta ser definida nos seguintes termos:

- Adimensional (reator tipo perfeitamente agitado);
- Unidimensional (reator tipo escoamento pistão);
- Bidimensional;
- Tridimensional.

Ao contrário de outros modelos, o modelo cinético é sensível ao processo de contacto gás-sólido envolvido no gaseificador, variando caso estejamos na presença de leito fixo/móvel, fluidizado ou fluxo arrastado. A fraqueza do modelo cinético é que as suas simulações não podem ser generalizados, eles são estritamente ligados a uma configuração específica e desenho do gaseificador (Basu, 2010).

### **2.3.2. Modelo de Redes Neurais**

Uma alternativa para a modelagem sofisticada dos processos é a aplicação de Redes Neurais Artificiais (RNA). A complexidade do processo da gaseificação, o qual envolve escoamento bifásico gás-sólido, transferência de massa e calor, e diversas reações acontecendo simultaneamente, torna a sua modelagem uma tarefa bastante complicada. Neste contexto o uso de RNA pode ser de grande utilidade na tentativa de avaliar o desempenho da gaseificação.

Este tipo de análise é uma ferramenta relativamente nova de simulação para a modelação de um gaseificador. Funciona de forma semelhante a um operador experiente que utiliza o conhecimento adquirido ao longo de anos de experiência para prever o comportamento do gaseificador numa determinada condição de operação. Kalogirou (2001) refere que este tipo de modelo utiliza uma arquitetura rápida de três camadas escondidas de neurónios: uma para receber os dados de entrada (input), outra para processar esses mesmos dados e outra para entregar os dados de saída (output). A camada que recebe os dados de entrada (input) apresenta dois valores associados: entradas (inputs) e peso/importância (weight), sendo estes últimos os responsáveis pela transferência de dados entre as camadas.

### **2.3.3. Modelo de Equilíbrio Termodinâmico**

Os modelos de equilíbrio termodinâmico, uma vez que eles não são influenciados pelo desenho gaseificador podem ajudar no estudo da influência dos principais parâmetros de gaseificação, permitindo obter informação sobre a concentração do gás produzido, o poder calorífico, a potência e a eficiência. Apesar de que o gaseificador na realidade não pode

atingir o equilíbrio químico e termodinâmico, este tipo de modelagem consegue prever de maneira razoável o rendimento máximo de um produto desejado. Porém não pode prever a influência da hidrodinâmica ou geometria do reator (Basu, 2010).

Os modelos de equilíbrio podem usar métodos estequiométricos e não estequiométricos. Os primeiros empregam constantes de equilíbrio para as reações químicas envolvidas (Zainal et al.,2001). Enquanto o modelo não estequiométrico, este não precisa do conhecimento do mecanismo das reações. Neste tipo de modelagem a única entrada necessária é a composição elementar. (Li et al.,2001).

A composição de uma mistura em equilíbrio pode ser estudada utilizando diferentes abordagens. Uma das principais é através do método chamado "Minimização de energia livre de Gibbs". O método consiste em avaliar as concentrações das espécies presentes que minimizam a energia total de Gibbs dos produtos em conformidade com as restrições impostas pelo princípio da conservação da massa e da estequiometria (conservação elementos).

Para um sistema fechado a temperatura e pressão uniforme, (não necessariamente constante) com certo número de espécies em várias fases, evoluindo a partir de um estado de não equilíbrio para um estado de equilíbrio a seguinte expressão pode se escrever como segue:

$$d U^t + P dV^t - T dS^t = 0 \quad [2.7]$$

Esta expressão é válida tanto para o caminho irreversível (desigualdade) e para o caminho reversível (igualdade). Se o sistema fechado é mantido a uma temperatura e pressão constante durante a evolução, a equação pode ser simplificada em:

$$d (G^t)_{T,P} \leq 0, \text{ onde } G = U + PV - TS \quad [2.8]$$

Todo processo irreversível, a temperatura (T) e pressão (P) constante, envolve a direção que provoca uma diminuição da Energia de Gibbs. De fato, o estado de equilíbrio de um sistema fechado, é aquela condição para a qual o total de energia livre de Gibbs atinge um valor mínimo no que diz respeito a todas as alterações possíveis na T e P dadas.

O método de minimização de energia Gibbs, então, consiste em escrever uma expressão para ( $G^t$ ) como uma função do número de moles das espécies presentes nas fases e em seguida, encontrar o conjunto de valores para o número de moles que minimiza esta função,

sujeitos às restrições de conservação massa e à estequiometria (ou seja, conservação elementos).

Duas abordagens podem ser usadas para resolver um problema de minimização: estequiométrica e não estequiométrica. Vários autores demonstraram que os dois processos são essencialmente os mesmos (Smith, 2003).

Em aplicações nas quais o objetivo é calcular as composições químicas e a determinação dos balanços de massa e energia, frequentemente utilizam-se modelos de equilíbrio químico (Ruggiero e Manfrida.,1999; Li et al., 2001).

Os modelos de equilíbrio fornecem as relações de equilíbrio físico-químico para a predição da composição dos produtos finais. Estes são os modelos mais simples e de fácil extensão para casos diversos, o que é comprovado com a ampla aplicação nos trabalhos reportados na literatura (Bacon et al. 1982; Double et al. 1985; Ruggiero e Manfrida, 1999; Schuster et al. 2001; Altafini et al.2003; Li et al. 2001; Arafat et al., 2013; Jarunghammachote e Duta, 2007; Yoshida et al. 2008; Haryanto et al.2009; Ahmed et al., 2012; e Materazzi et al., 2013).

Os autores que desenvolveram os modelos de equilíbrio têm apontado que estes modelos são uma ferramenta útil, mesmo que nem sempre pode alcançar alta precisão. No entanto, elas são independentes do mecanismo de reações e permitem a previsão dos limites termodinâmicos do processo de gaseificação.

Os modelos de equilíbrio são uma boa aproximação se simular gaseificadores de leito fixo concorrente, e leito arrastado, se considerarem se altos tempos de residência. Para simular gaseificadores de leito de leito fixo com corrente ascendente e de leito fluidizado com boa precisão, modelo de equilíbrio modificados são geralmente necessários (Jarunghammachote e Duta, 2007).

#### **2.3.3.1. Modelos de equilíbrio no Aspen Plus™**

Alguns autores tentando reduzir a complexidade do processo da Gaseificação têm optado por desenvolver um modelo zero dimensional no software Aspen Plus™, que envolve as principais reações do processo, e as características básicas do reator.

Existem várias vantagens de utilizar uma ferramenta de simulação de processos:

- Permite testar rapidamente o comportamento de um processo num software de processos, e fornecer informação para as sínteses dos processos.
- Minimiza esforços experimentais e de “scale up”.
- Explora a sensibilidade e flexibilidade do processo, resolvendo as questões “what-if”
- Modela quantitativamente os processos

Aspen plus™ é um ambiente de modelagem e simulação estática, que permite desenvolver um modelo que represente adequadamente o processo e prever o comportamento do sistema (propriedades de correntes, condições de operação, dimensões de equipamentos) através da resolução de balanços de massa e energia, de relações de fluxo e de equações de termodinâmica de equilíbrio. O Aspen Plus™ tem sido utilizado para facilitar os cálculos de processos físicos químicos e biológicos, pela versatilidade de descrever processos que envolvem sólidos, líquidos e gases. O Aspen plus™ permite elaborar modelos desde pequenas secções de sistemas, até complexos e integrados processos, os quais podem ser criados e testados por módulos separados antes de se integrar.

O simulador está equipado com uma ampla base de dados de propriedades requeridas para modelar correntes de matéria e energia numa planta de Gaseificação. Quando se requerem blocos com cálculos mais sofisticados que não estão contidos nos módulos de Aspen Plus™, geralmente sub-rotinas são desenvolvidas em Fortran ou Excel™ que podem se vincular ao Aspen Plus™.

O Aspen plus™ tem sido utilizado para simular tanto a conversão de carvão, como a síntese de metanol por exemplo (Kundsen et al.,1982),. Plantas de ciclo combinado de carvão, e processos integrados de Gaseificação de carvão num ciclo combinado ( Phillips et al., 1986), Processos de combustão em leito fluidizado (Douglas e Young, 1990), gasificação de carvão em leito fluidizado (Yan e Rudolph, 2000), Processos de hidrogaseificação de carvão (Backham et al., 2003), assim como unidades de pirólise e gaseificação de madeira e plásticos (Van den Bergh, A. 2005).

Porém o trabalho desenvolvido neste simulador sobre Gaseificação de biomassa e resíduos é menos extensivo. Mansaray et al. (2000a, 2000b, 2000c), usou o software para simular a gaseificação de cascas de arroz. Paviet et al.,2009, fizeram um modelo de equilíbrio utilizando o Aspen Plus™ para simular a gaseificador de madeira. O processo de gaseificação de resíduos sólidos municipais num reator de leito fluidizado também foi modelado (Dalai et al., 2009; Niu et al.,2013; Arena et al.,2010).

A escolha do Aspen Plus™ para a realização das simulações baseou-se nas seguintes considerações:

- O Aspen Plus™ é um sistema avançado para a modelagem de processos de engenharia, desenvolvido no Instituto de Tecnologia de Massachusetts. O Desenvolvimento foi financiado pelo Departamento de Energia dos Estados Unidos, para o uso em engenharia de processos de conversão de energia de combustíveis fósseis (Evans *et al.*,1979).
- O software foi desenvolvido para processos líquida-vapor, e posteriormente configurado para processos que envolvem sólidos ou substâncias complexas como carvão, entre outras.
- O Aspen Plus™ é um software utilizado para a simulação de processos químicos e reatores, o que permite prever o comportamento dos mesmos.
- O software tem a capacidade de definir combustíveis não convencionais em termos das análises elementar e imediata. Além disso, ele tem uma completa e extensa base de dados de propriedades físicas, que podem ser usadas para os cálculos em toda a simulação.
- Permite a comparação de diferentes cenários de geração e a realização de análises de sensibilidade das principais variáveis do processo.
- O software tem uma base de dados completa e ampla das propriedades de diferentes substâncias químicas.
- Faz os balanços de massa e energia de processos que envolvem fluidos e sólidos simultaneamente.
- A possibilidade de especificar as substâncias não convencionais, como a biomassa, resíduos, celulose, entre outros. A partir da análise elementar e imediata.
- Permite integrar rotinas de processos ou equipamentos que não existem no software que e podem ser realizadas em Fortran, Matlab© ou Excel™, e interligadas ao Aspen Plus™.
- Aspen Plus™ é uma ferramenta que possui modelos rigorosos de vários equipamentos da indústria química, a qual é capaz de prever o comportamento de um processo, utilizando ferramentas básicas de engenharia tais como: balanços de massa e energia, equilíbrio químico e de fases, e reações cinéticas. A partir dos dados termodinâmicos e as condições dadas de operação.

Embora os trabalhos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) sejam limitados, autores como Tigabwa (2012), Mita (2006), Ramzan (2011), modelaram o processo de gaseificação, baseado na minimização da energia livre de Gibbs e demonstraram que a simulação do processo de gaseificação em Aspen Plus™, pode fornecer informações qualitativas importantes sobre os parâmetros de operação. De igual forma é possível a variação de diversos parâmetros de projeto, tais como: relação de equivalência (RE), temperatura, pressão, granulométrica do CDR e tempo de residência, e também permite identificar faixas ideais de operação, assim como condições críticas do processo, por exemplo, a temperatura de fusão das cinzas. São apresentados alguns dos resultados obtidos para Biomassa e RSU.

Mitta et al.,2006, simularam o processo de gaseificação de pneus em leito fluidizado para diferentes condições de operação, tais como, pressão, temperatura, vazão, e alimentação da matéria-prima. Foi feita uma análise do efeito da temperatura na composição global do gás, numa faixa de (700-1000 °C), e os resultados foram comparados com dados experimentais na tabela 2.10.

**Tabela 2-10. Resultados do Aspen e experimentais**

Componente	Modelo (% Vol)	Experimental (% Vol)
H <sub>2</sub>	15,5	16
CO	8,1	7,3
CO <sub>2</sub>	17,8	15
CH <sub>4</sub>	11,6	8

Fonte: Mita et al.,2006.

Nikko e Mahinpey (2008) simularam um gaseificador de biomassa, usando um reator de leito fluidizado e determinaram que para altas temperaturas, a produção de hidrogênio e a eficiência de conversão de carbono aumentam, enquanto que o metano e o monóxido de carbono diminuem. Com o aumento da razão de equivalente (RE), o dióxido de carbono e a eficiência de carbono aumentam.

Doherty et al. (2009) avaliaram o efeito do preaquecimento do ar de entrada em um gaseificador de leito fluidizado circulante de biomassa, desenvolvendo um modelo de equilíbrio químico em Aspen Plus™. Determinou-se que o ar aquecido aumentou a produção

de gases combustíveis e, por conseguinte, incrementou o poder calorífico do produto e a eficiência de conversão para valores de RE menores do que 0,35. Nesse mesmo trabalho recomendou-se utilizar vapor como fluido para obtenção de um gás de gaseificação rico em  $H_2$ .

Chazarenc e Tazerout (2009) simularam o processo de gaseificação de resíduos plásticos de polietileno (PE), num gaseificador de leito fluidizado. A temperatura é um parâmetro importante desse processo, porém não foi considerada nesse estudo. Os resultados demonstraram que a máxima eficiência de conversão de carbono foi atingida para uma razão de vapor/PE entre 0,4 e 0,6 para aplicações a baixas temperaturas (200-400K). Dessa forma, o valor máximo da eficiência em frio do processo de gaseificação foi obtido para um valor de RE igual a 0,2.

Ramzan (2011) estudaram o processo de gaseificação de três tipos de biomassa, CDR resíduos de alimentos, e resíduos de avícolas. Variações dos parâmetros de temperatura, RE e teor de umidade foram realizadas, em uma ampla faixa de operação para estudar a influência desses parâmetros na composição e no poder calorífico do gás de gaseificação, assim como na eficiência do gaseificador. Os resíduos de alimentos tem uma eficiência de conversão (CGE) igual a 71% para um valor de RE de 0,3, enquanto, que os RSU apresentam uma eficiência máxima de 54%, para uma RE de 0,28. Os resíduos das aves apresentaram a menor CGE com um valor de 45%.

Os modelos do processo de gaseificação de RSU, elaborados por Arafat (2013); Chong (2011) utilizando Aspen Plus <sup>TM</sup>, avaliaram parâmetros chaves do processo como: temperatura, razão de equivalência, e relação vapor-combustível, com o objetivo de conhecer o efeito das mesmas no comportamento do processo de gaseificação.

Chong et al.,2011, simularam o processo para diferentes temperaturas de gaseificação e diferentes valores de RE para dois tipos de reatores de gaseificação, leito fixo e fluidizado, encontrando que a composição do gás de gaseificação difere com o tipo de reator para valores baixos de RE. Na tabela 2.11 se apresenta um resumo das principais variáveis analisadas nos modelos recentes.

Tabela 2-11. Resultados do Aspen e experimentais

Referência	Combustível	Umidade	Fluído de gaseificação (FG)			Ferramenta para modelagem			SB	RE	Temperatura	CGE	H <sub>2</sub>	CO	PCI	Tecnologia
			%H <sub>2</sub> O	Ar	O <sub>2</sub>	Vapor	Aspen Plus	Matemático								
Nahla Al Amoodi et al (2013)	Plásticos(PE)	0,02	x		x	x			4	0,20	727	40	35	25	7,1	
Chong Chen et al (2010)	RSU	5	x			x				0,20	700				6,5	x
Chong Chen et al (2013)	RSU (Seco)	ND	x			x				0,20	650				5,0	x
D. Barba et al (2011)	CDR	ND	x				x			0,25	720				4,9	x x
Massimiliano Materazzi (2013)	CDR	11,5		x	x		x				750		35	24,0	8	x
Narendar R. Mitta (2006)	Pneumático (Seco)					x				0,3	950		15,5	8,10		x
Niu, M. et al (2013)	RSU	10	x			x				0,35	800	62	16	24,0	5,4	x
	RSU	30	x			x				0,35	800	48	12	25,0	4,8	x
	RSU	50	x							0,35	800	38	8,5	26,0	4,2	x
Naveed Ramzan et al (2011)	RSU	10				x				0,28		54				x
Yanji Li, Kewei Zou (2013)	CDR	2				x				0,4	600				6,6	

Dos trabalhos pesquisados na literatura é possível verificar que existe uma forte dependência da umidade do resíduo, o tipo de fluido de gaseificação e do leito de reator utilizado. Assim como também das condições operacionais de pressão e temperatura na composição final do gás de gaseificação. Tanto a temperatura do gaseificador, quanto a composição do gás e conseqüentemente o poder calorífico e a eficiência a frio dependem da relação de equivalência. Dos modelos da literatura apresentados na tabela 2.11, pode se dizer que para os modelos que avaliaram reatores de leito fixo, e para uma faixa entre (0,2-0,25) e temperaturas entre (650°C- 750°C) encontraram-se as melhores condições no equilíbrio para atingir alto teor de H<sub>2</sub>, de CO e por conseguinte de poder calorífico do gás.

Segundo Niu (2013), o incremento na umidade do resíduo conduz a uma menor qualidade do gás, medida em termos do poder calorífico. Menores valores da eficiência a frio do processo de gaseificação também foram obtidas.

Em estudos realizados com outros simuladores como Gasify® (um software desenvolvido em Matlab ©, na qual as equações de equilíbrio foram implementadas ou inseridas) Arafat (2013), estudou a influência da temperatura, no processo de gaseificação de RSU sob a composição dos produtos e a eficiência de conversão, para diferentes tipos de

biomassa. No caso dos resíduos de alimentos os resultados da eficiência CGE estão na faixa de 60 e 90% para temperaturas entre 800 e 900 °C.

### 2.3.3.2. Balanços para a abordagem de equilíbrio no Aspen Plus™

O processo da gaseificação se divide em três etapas sequenciais: secagem, pirólise, e redução (Basu, 2013).

Na pirólise ocorre a formação de gases leves ( $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $CH_4$ ), de alcatrões e material carbonizado. Este processo é relativamente lento por volta dos 350 °C, mas muito rápido a temperaturas superiores a 700 °C (Basu, 2013).

Quanto à secagem, à pirólise, e à gaseificação são processos endotérmicos. Na gasificação ocorre uma série de reações endotérmicas (Reação de Boudouard; reação Water-gas; reação Shift; e reação de metanação).

A composição dos gases de saída produzidos é determinada a partir do modelo desenvolvido no Aspen Plus™, o qual combina as leis de conservação de massa (conservação das espécies atômicas) e energia e as relações de equilíbrio químico.

O balanço de massa global para o sistema segue a equação 2.

$$F_e \sum n_{k,j} x_j = F_s \sum n_{k,j} x_j \quad [2.9]$$

$F_e$  : Vazão mássica de entrada ao sistema (kg/h).

$F_s$  : Vazão mássica de saída do sistema (kg/h).

$n_{k,j}$  : número de átomos k de uma molécula j

$x_j$ : Fração molar de um componente j

O balanço de energia global do sistema é resumido pela equação 3:

$$F_e \sum x_j H_j(T_e, P_e) = F_s \sum x_j H_j(T_s, P_s) \quad [2.10]$$

$H_j$ : Entalpia do componente  $j$  (kJ/kg), calculada para as condições de Pressão ( $P$ ) e Temperatura ( $T$ ), das correntes de entrada (e) e saída(s).

A constante de equilíbrio para as reações envolvidas ( $i$ ), é definida como a razão entre as pressões parciais dos componentes, como mostrado na equação 4:

$$k_i = \prod_j \left( \frac{P_j}{P_o} \right)^{v_{j,i}} \quad [2.11]$$

$v_{j,i}$  : é o número estequiométrico (valor positivo para produtos e valor negativo para reagentes).

Onde  $P_o$  é a pressão parcial, de referência e  $P_j$  é, dada pela equação 5:

$$P_j = x_j P \quad [2.12]$$

Relacionada à temperatura por meio da equação 6:

$$-RT \ln k_i = \Delta G^o_i \quad [2.13]$$

$\Delta G^o_i$ : Variação da energia livre de Gibbs da reação  $i$ , como função da temperatura.

$R$ : Constante dos gases ideais (8.314 kJ/(kmol K)).

$T$ : Temperatura

O equilíbrio das reações envolvidas é avaliado visando à identificação das condições teóricas ideais de operação.

As principais reações químicas que ocorrem no gaseificador são apresentadas na Tabela 2.12 (Basu, 2010; Puig-Arnavat, 2010).

Para a determinação das propriedades termodinâmicas dos componentes nas reações do processo, o software conta com diversos modelos preestabelecidos.

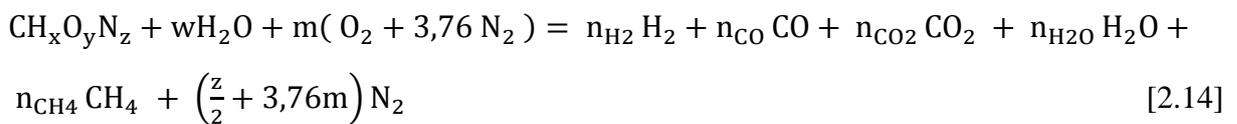
**Tabela 2-12. Principais reações químicas do processo de gaseificação**

Reação	Calor de reação	Nome	Número
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	- 394 kJ/mol	Combustão de carbono	R-1
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	+ 172 kJ/mol	Reação de Boudouard	R-2
$C + H_2O \rightarrow H_2 + CO$	+ 131 kJ/mol	Reação Water Gas	R-3
$CO + H_2O \rightarrow H_2 + CO_2$	- 41 kJ/mol	Reação CO shift	R-4
$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	- 206 kJ/mol	Metanização	R-5

Fonte: Tabela adaptada de Basu (2010)

Para encontrar as composições do gás produto da gaseificação, o modelo resolve um sistema de cinco equações obtidas a partir do balanço de massa e a constante de equilíbrio, assim.

Considerando-se a reação global de gaseificação dos componentes do resíduo, como se apresenta na Equação (7).



Aonde,

x, y, e z: Número de átomos de hidrogênio, oxigênio e nitrogênio respectivamente por número de átomo de carbono na matéria prima;

w: Quantidade de água por kmol de matéria-prima;

m: Quantidade de oxigênio por kmol de matéria-prima.

Assim pelo balanceamento de cada elemento químico, resultarão as três primeiras equações como é mostrado nas equações ( 8 ) - ( 10 ).

$$f(1) = 0 = n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} - 1 \quad [2.15]$$

$$f(2) = 0 = 2n_{H_2} + 2n_{H_2O} + 4n_{CH_4} - x - 2w \quad [2.16]$$

$$f(3) = 0 = n_{CO} + 2n_{CO_2} + n_{H_2O} - w - 2m - y \quad [2.17]$$

O modelo calcula as constantes de equilíbrio, a partir da equação (4) para cada uma das reações (R4 e R5). Utilizando o modelo termodinâmico selecionado e assumindo uma pressão de 1atm.

Então das equações de constantes de equilíbrio k1 e k2 respectivamente.

Pode se obter:

$$f(4) = 0 = k1(n_{CO})(n_{H_2O}) - (n_{CO})(n_{H_2}) \quad [2.18]$$

$$f(5) = 0 = k2(n_{H_2})^2 - (n_{CH_4})(n_{Total}) \quad [2.19]$$

Para calcular k1 e k2 a temperatura de gaseificação na zona de redução deve ser conhecida. Desta forma é calculada a energia livre de Gibbs (Equação 6).

A partir da Função de Gibbs de formação a uma temperatura dada, pode ser calculada a composição molar ( $n_j$ ) para cada componente do gás. Informação detalhada do modelo matemático de equilíbrio de Gibbs pode se consultar no trabalho de Jarunghammachote (2007).

$$\Delta \bar{g}_{f,T}^{\circ} = \bar{h}_f^{\circ} - a'T \ln(T) - b'T^2 - \left(\frac{c'}{2}\right)T^3 - \left(\frac{d'}{3}\right)T^4 + \left(\frac{e'}{2T}\right) + f' + g'T. \quad [2.20]$$

Para resolver os valores de  $n_{H_2}$  ;  $n_{CO}$  ;  $n_{CO_2}$  ;  $n_{H_2O}$  e  $n_{CH_4}$  uma temperatura no gaseificador foi assumida e substituído esta nas equações (6) e (13) para calcular inicialmente k1 e k2 . Ambas constantes de equilíbrio foram substituídas em na equação (11) e ( 12 ) , respectivamente. Finalmente, o modelo utiliza à aplicação de um método de resolução simultânea de equações (por exemplo, Newton-Raphson) para determinar o sistema das cinco equações não-lineares (8), (9), (10), e (11), (12) provenientes da análise de balanços de massa e energia.

## CAPÍTULO 3

# PLANTA PILOTO DE GERAÇÃO DE POTÊNCIA A PARTIR DA GASEIFICAÇÃO DE CDR

Nesse Capítulo se apresenta as características da matéria prima (RSU) e uma descrição das operações de uma planta piloto de gaseificação de combustível derivado de resíduos sólidos (CDR). Fundamentação teórica e especificações necessárias para a modelagem da planta que vai ser implantada na cidade de Itajubá no âmbito do projeto P&D Cemig GT 418.

### 3.1. Características da matéria prima (RSU)

Com vistas ao aproveitamento energético do RSU, precisa se dispor de informações sobre a composição imediata e elementar dos RSU de Itajubá, que se caracteriza como uma das restrições a serem superadas para futuros análises.

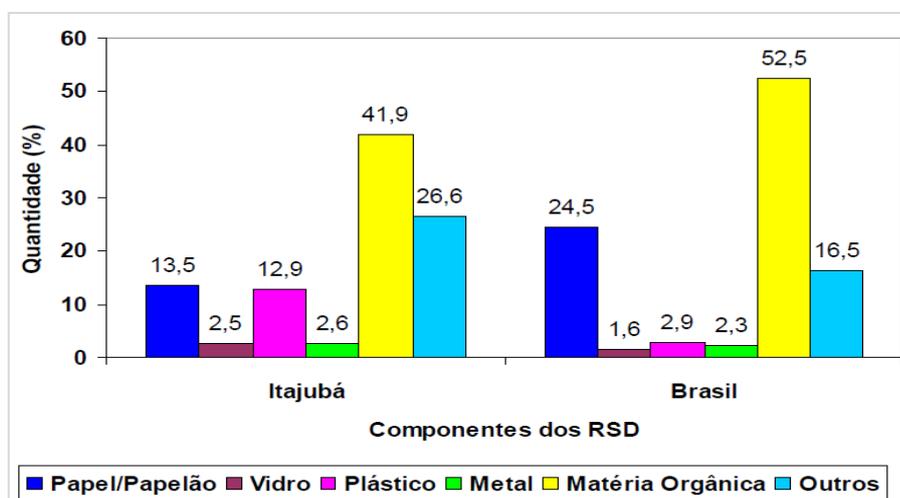


Figura 3-1. Composição Gravimétrica RSU de Itajubá e Brasil 2007

Fonte: Tavares, 2007

Contudo, no presente modelo, a análise elementar e análise imediata (Tabela 3.2) foram estimadas a partir da composição gravimétrica dos RSU do município de Itajubá apresentado na Figura 3.1 e também através da composição elementar que pode se observar na tabela 3.1, classificada pelo IPCC 2006 para diferentes componentes típicos dos RSU, tais como, papéis,

orgânicos e plásticos. O cálculo estimativo pode ser realizado no caso de não contar com dados experimentais das análises elementar e imediata dos RSU para uma região determinada (Leme et al.,2014).

**Tabela 3-1. Composição elementar dos RSU**

Componente do RSU	% massa	C	H	O	N	S	Cinzas
Restos de Alimentos	21	48	6	38	2	0	5
Papel	9	43	6	44	0	0	6
Papelão	2	44	6	45	0	0	5
Plásticos (Misturados)	16	60	7	23	0	0	10
Borracha	1	70	7	0	2	1	20
Tecidos	4	55	7	31	5	0	3
Vidro	1	1	0	0	0	0	99
Metais	2	5	1	4	0	0	91
Rejeitos	8	3	0	0	0	0	97

Fonte: IPCC (2006).

As análises dos componentes dos RSU foram calculadas, obtendo-se os valores da composição do RSU (RSU TOTAL na tabela 3.2).

**Tabela 3-2. Análise elementar e imediata dos RSU de Itajubá**

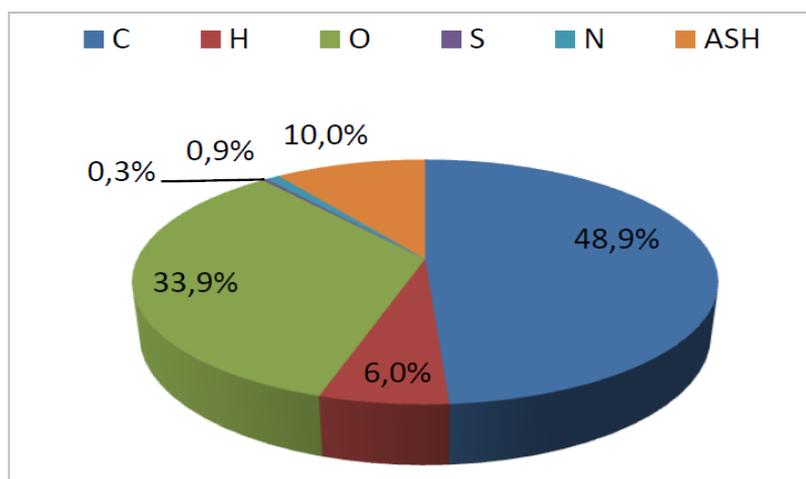
RSU ITAJUBA	%massa	C	H	O	N	S	A	H <sub>2</sub> O	CV*	CF*
Papel/Papelão	14	44	6	44	0	0,2	6	10	70	25
Vidro	3	1	0	0	0	0,0	99	0	0	1
Plástico	13	60	7	23	0	0,0	10	0	90	0
Metal	3	5	1	4	0	0,0	91	0	0	10
Matéria Orgânica	42	48	6	38	2	0,4	5	60	60	35
Outros não combustíveis	27	3	0	0	0	0,0	97	10	0	3
<b>RSU TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>34,7</b>	<b>4,4</b>	<b>25</b>	<b>1,0</b>	<b>0,2</b>	<b>34,8</b>	<b>29</b>	<b>46</b>	<b>19</b>

Fonte: Tavares ( 2007).

\*Composição elementar em base seca; CV (Compostos voláteis); CF (Carbono fixo)

Considerações de cloro e de cálcio podem também estar presentes em menor composição nos RSU, mas neste estudo não foram consideradas.

As composições calculadas apresentam consistência com os valores reportados no estudo de Bellomare (2011), a partir de uma ampla revisão de dados disponíveis na literatura aonde eles encontraram que a composição média dos resíduos corresponde às porcentagens ilustradas na figura 3.2.



**Figura 3-2. Composição média dos RSU em termos de fração mássica**

Fonte: Bellomare (2011)

### 3.1.1. Características do CDR

Os materiais vidro, metal e outros não combustíveis foram separados, e se recalculou a composição do novo resíduo seco, obtendo assim um CDR com maior concentração de carbono, e menor quantidade de cinzas, umidade, e voláteis (Tabela 3.3). A influência nos resultados da gaseificação será discutida na análise no capítulo 5.

**Tabela 3-3. Análise elementar e imediata do CDR de Itajubá**

RSU ITAJUBA	% massa	C	H	O	N	S	A	H <sub>2</sub> O	CV*	CF*
Papel/Papelão	20	44	6	44	0	0	6	10	70	25
Vidro	0	1	0	0	0	0	99	0	0	1
Plástico	19	60	7	23	0	0	10	0	90	0
Metal	0	5	1	4	0	0	91	0	0	10
Matéria Orgânica	61	48	6	38	2	0,3	5	60	60	35
Outros não combustíveis	0	3	0	0	0	0	97	10	0	3
<b>CDR Total</b>	<b>100</b>	<b>49,4</b>	<b>6,5</b>	<b>36,1</b>	<b>1,5</b>	<b>0,3</b>	<b>6,0</b>	<b>12</b>	<b>67,6</b>	<b>26,3</b>

Fonte: (IPCC ,2006;Tavares, 2007)

\*Composição elementar em base seca; CV (Compostos voláteis); CF (Carbono fixo)

Uma descrição das principais características de cada uma das diferentes etapas que compõem o processo para a obtenção de eletricidade a partir do gás produto da gaseificação de CDR é apresentada neste capítulo. A intenção é descrever as operações e processos fundamentais da planta piloto para compreender o seu funcionamento. Para tanto, decidiu-se dividir a planta em três áreas: Pré-tratamento dos RSU (para a obtenção do CDR), Gaseificação do CDR (para a obtenção do gás de gaseificação) e Geração de Potência (para a produção de eletricidade a partir do gás de gaseificação).

## **3.2. Áreas da planta**

### **3.2.1. Pré-tratamento dos RSU**

Os RSU são misturas de diferentes materiais orgânicos e inorgânicos, pelo que resulta um verdadeiro desafio reduzir a sua heterogeneidade, assim que a produção de dito combustível derivado dos resíduos (chamado CDR) deve ser avaliada desde o ponto de vista técnico e econômico.

Do inglês Refuse Derived Fuel (RDF), designação genérica dos combustíveis obtidos a partir de RSU, o CDR recebe comunmente na literatura outras definições tais como:

- Combustível produzido por separação, fragmentação e processamento de resíduos mistos;
- Combustível preparado por separação de Resíduo Sólido Urbano e processamento da fração com maior poder calorífico em pellets (combustível sólido granulado) de uso comercial;
- Resíduos que tenham sido parcialmente separados e classificados previamente à sua queima.

Uma linha de transformação de RSU em CDR consiste numa sequência de operações unitárias organizadas em série com o objetivo de separar componentes indesejados e condicionar a matéria combustível de maneira a obter CDR com as características desejadas. Os principais processos utilizados na transformação do RSU em CDR visam:

- Separação manual ou mecânica e seleção de fluxos;
- Redução de tamanho das partículas;
- Secagem;

- Homogeneização e densificação.

As anteriores com o objetivo de alterar a umidade, as dimensões, o teor de cloro e metais, entre outras propriedades dos RSU, para obter um combustível com alto poder calorífico.

A qualidade do CDR depende dos processos de pré-tratamento, assim como da sequencia deles, deste modo a sua produção é uma tarefa difícil, já que a composição dos resíduos varia com o tempo, e também pode ser influenciada pela localização da planta e as épocas do ano.

Entre todas as opções, o RSU pode se tratar para obter um combustível e ser vendido a terceiros, ou diretamente utilizado para gerar energia elétrica ao ser empregado no lugar dos combustíveis convencionais.

Para produção de CDR existem basicamente dois tipos de tratamento:

- O Tratamento Mecânico-Biológico (MBT)

O qual combina a classificação e processo mecânico com o tratamento biológico, e seu principal objetivo é reduzir a quantidade de resíduos que são depositados em aterro, através da recuperação de materiais recicláveis e de estabilização da matéria biodegradável.

- O Tratamento Mecânico (MT)

O qual consiste numa série de operações somente mecânicas antes da recuperação de energia. Não separa a corrente de orgânicos para integração de uma rota biológica, só classifica e retira os resíduos inorgânicos, logo reduz o tamanho e densifica. Ambos têm sido amplamente utilizados no mundo.

Dentro dos principais benefícios de uso do CDR como combustível em relação ao RSU não tratado podem se destacar:

- Maior homogeneidade na composição físico-química;
- Maior poder calorífico;
- Menor emissão de poluentes;
- Fácil de armazenar, manusear e transportar;
- Requer menor quantidade de ar durante a combustão.

Existem diferentes tipos de CDR (também conhecidos como RDF pelas siglas em inglês). Sete tipos diferentes foram classificados pela Sociedade Americana de Testes e Materiais (ASTM). Os mesmos apresentam se resumidamente na tabela 3.4.

**Tabela 3-4. Tipos de CDR segundo a ASTM**

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

Fonte: A.G.R Manser (1996)

Neste trabalho são simuladas as etapas de produção do combustível derivado de resíduos identificado dentro das características do “dRDF” (chamado simplesmente como CDR daqui em diante); , um resíduo previamente classificado, seco e densificado, comumente utilizado para processos de combustão.

A fim de comparar desempenhos de diferentes linhas de produção de combustíveis derivados de resíduos, uma análise foi desenvolvida por Caputo et al.,2002.

No trabalho de Caputo et al.,2002, a análise da linha de processo para produção do CDR densificado (dRDF) , foi desenvolvida usando uma matriz que combina diferentes sequencias das operações unitárias envolvidas. Os resultados de dita simulação apresentados na tabela 3.5, mostra para diferentes plantas de produção do CDR as características principais do produto, o poder calorífico e a umidade do combustível obtido, assim como o desempenho para cada configuração em termos do rendimento.

**Tabela 3-5. Rendimento das linhas de produção de CDR**

Configuração da Linha	Rendimento (%)	Umidade (%)	PCI (MJ/kg)	Custo Produção (Euros/ton CDR)	
				Densificado	Peletizado
T-HS-MS-S-T-M-T <sup>(a)</sup>	24,9	9,1	14,18	ND	ND
T-HS-MS-S-T-M-T-DE <sup>(b)</sup>	38,9	7,1	16,9	12,7	13,6
S-T-MS-S-T-M-T-DE/P <sup>(b)</sup>	38,6	5,8	17,1	11,1	11,9
S-T-MS-M-T-DE/P <sup>(b)</sup>	45,8	6,6	17,7	11,2	11,9

T: Peneira de separação por tamanho; HS: Classificação manual; MS: Separador magnético; S:Triturador; DE: Densificador; P: Peletizador; M: Moinho.

(a) 100 % de RSU de entrada

(b) A percentagem mássica de RSU de entrada neste modelo é de 80% e 20% de pneus inservíveis

Fonte: Caputo (2002).

A linha de produção de CDR consiste de várias operações organizadas em série com o objetivo de separar componentes indesejáveis, em ordem de ter um combustível CDR com as características predeterminadas. Isto é conseguido através de sucessivas fases de tratamento de triagem, trituração, redução de tamanho, classificação, separação, secagem e compressão. Embora a composição dependa das condições específicas do lugar, o tipo, número e posição dos equipamentos de processo ao longo da linha de produção afetam fortemente o balanço de massas e a qualidade do produto final.

A colocação de triagem manual (HS) apresenta maior rendimento para o processo, mas significa maior quantidade em massa de inertes no produto final, o qual reduz um pouco o poder calorífico do CDR. Também podem se utilizar equipamentos de separação magnética

(MS) e uma peneira de separação por tamanho (T), como se pode observar nas linhas de operação da tabela 3.5, embora sendo mais efetivas em termos de poder calorífico, na atualidade representam um alto custo em referencia ao capital inicial da planta proposta, por tanto para o caso de estudo se considera triagem manual.

Quando uma mistura de resíduos de entrada contém 20% de pneus inservíveis como se apresentou na tabela 3.5 ( linhas de operação com índice sobrescrito b), a qualidade do combustível melhorou muito em termos de valor de PCI, o benefício da adição de pneus inservíveis ou plásticos com PCI similares.

A operação de densificação o peletização do material, não muda a eficiência da linha ou o PCI do CDR, mas modifica a densidade. Os peletizadores produzem um CDR de alta densidade ( $700 \text{ kg/m}^3$ ), enquanto densificadores simples produzem um combustível de baixa densidade ( $300\text{-}400 \text{ kg/m}^3$ ).

Como princípio geral, a linha de tratamento de RSU deve começar com uma fase de triagem; caso contrário, quando iniciar a trituração do material podem se apresentar bloqueios devido aos componentes difíceis de destroçar e que não foram previamente selecionados, desta forma ocasionaria baixa eficiência no processo linha para abaixo, já que o rendimento do moinho seria reduzido, a ausência de uma seleção previa também pode incidir num desgaste excessivo devido à presença de metais e também ao incremento no consumo de energia.

A quantidade de CDR produzida a partir dos RSU é influenciada por fatores como o tipo de coleta, tipo de tratamento e requerimento de qualidade do CDR. A taxa de produção varia entre 23 -50% em massa de resíduo processado (Genebien et al., 2003).

Baseado nessas bases técnicas para a configuração da linha de produção deste trabalho as seguintes etapas foram consideradas:

- Recepção do resíduo destinado para aterros sanitários
- Triagem manual ou operações mecânicas que permitam separar a fração pesada (materiais com alto peso molecular e cadeia longa, inorgânicos, metais, inertes, vidro).
- Secagem da fração leve (plásticos, papel, orgânicos, todos resíduos com baixa gravidade).
- Moagem da fração leve seca, até uma redução de tamanho das partículas.
- Briquetagem ou compactação para concentrar a energia disponível da biomassa.

Seguidamente apresenta-se a descrição breve das operações unitárias desta fase:

### ■ **Triagem**

Para que qualquer tratamento de resíduos sólidos tenha sucesso, é necessário separar o mesmo considerando suas características físico-químicas. Quanto melhor separado esses 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. Modernamente 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.

Para o estudo de caso, propõe se fazer uma triagem manual, indicada para cidades pequenas 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), que são retirados do RSU com alto poder calorífico, na fase de segregação, para posteriormente ser triturados e processados de forma a se obter um composto combustível de características padronizadas, nomeado CDR.

Para esta operação será necessária uma mesa estática, localizada no interior da instalação situada em posição que facilite o manuseio dos resíduos em função do ponto de recebimento e da saída deles já separados para a etapa de secagem. Esta mesa estática pode ser alimentada manualmente caso receba os resíduos coletados por caminhões compactadores que os despejem no solo. Esta se pode localizar no sentido paralelo e/ou perpendicular à parede onde está situada a abertura para recepção dos resíduos.

### ■ **Secagem**

A secagem tem a finalidade de eliminar um líquido volátil contido num corpo não volátil, através de evaporação, portanto, é a operação na qual a atividade de água do RSU é diminuída pela remoção da água, através de sua vaporização. O tipo de secagem a ser

utilizado depende, dentre outros fatores, do produto a ser desidratado, da sua constituição química e das características físicas do produto final desejado.

Considerações, tais como, conteúdo inicial de umidade do material, conteúdo final de umidade que o material pode chegar (umidade de equilíbrio), como a água se encontra ligada com a estrutura do sólido e ao transporte da água desde o interior à superfície do sólido durante a secagem servem para fundamentar o fenômeno de secagem.

A eficiência do processo de secagem depende das propriedades do sólido, das propriedades do ar de secagem, da umidade relativa do lugar, da velocidade e da temperatura do ar de secagem. Ditas condições, as quais foram utilizadas para a modelagem serão descritas no capítulo 4.

O teor de água 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, SO<sub>2</sub>, NO e NO<sub>2</sub> (Montejo et al., 2011).

Na planta que vai ser simulada neste trabalho considera-se a secagem térmica, a qual tem como objetivo o aumento do poder calorífico do CDR.

O RSU apresenta-se com um teor de umidade entre 40 a 50%, ou superior, e vai ser encaminhado diretamente para um secador, onde um fluxo de ar quente irá evaporar a umidade, reduzindo-a para cerca de 10%. Após esta secagem, o CDR é triturado e briqueteado antes de ser introduzido no gaseificador.

#### ■ **Moagem ou Trituração**

As operações mediante as quais se efetuam reduções de tamanho por meios físicos, se denominam moagem e/ou trituração. Em geral se fala de trituração quando 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, auxiliando na homogeneização de produtos em pó.

Neste processo a operação de moagem favorece e permite que as reações químicas aconteçam, já que a velocidade da reação é uma função da superfície das partículas e é tanto maior quanto maior é o grau de subdivisão.

Precisa-se de energia para vencer a resistência interna do material e fragmentá-lo. A energia necessária para gerar uma fratura no sólido depende do tipo de material (tamanho, dureza, umidade, plasticidade, etc.) e do tipo de equipamento de redução de tamanho.

Existem vários modelos teóricos para prever o valor da energia necessária para reduzir o tamanho de partículas sólidas, entre eles a *lei de Bond* o qual é utilizado pelo software de simulação Aspen Plus <sup>TM</sup>. Os consumos calculados serão reportados nos balanços de energia da planta.

Os dados para a simulação, como o tipo de moinho utilizado, diâmetro de partícula e índice de consumo energético serão descritas no capítulo 4.

### ■ Briquetagem

A briquetagem é uma operação de densificação energética, para transformar o resíduo em combustível sólido.

A briquetagem e a politização são processos que alteram apenas a conformação física da matéria-prima e não a composição química, que é dependente da biomassa de origem. O poder calorífico do briquete e do pélete é geralmente mais alto do que o da matéria-prima devido à secagem prévia à qual a biomassa deve ser submetida.

A briquetagem é uma forma bastante eficiente para concentrar a energia disponível da biomassa. 1 m<sup>3</sup> de briquetes contém pelo menos 5 vezes mais energia que 1 m<sup>3</sup> 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.

### 3.2.2. Gaseificação do CDR

A tecnologia de gaseificação, em particular é a conversão do resíduo sólido em uma mistura de gases combustíveis, através de reações de gaseificação. Essas reações são definidas

como oxidação parcial dos RSU na presença de uma quantidade de agente oxidante menor do que a requerida para a combustão estequiométrica. Basicamente, parte do combustível é queimada para fornecer o calor necessário para gaseificar o restante do mesmo, processo este denominado autotérmico ( Arena, 2012).

O gás produto da gaseificação precisa uma etapa de limpeza, para o caso do projeto desta planta nesta etapa o objetivo principal é eliminar às partículas, principalmente as cinzas, utilizando um separador ou ciclone, o qual constitui um dos sistemas de recoleção de partículas menos caro, tanto no investimento inicial assim como na operação, já que estes estão desenhados para uma ampla gama de materiais e temperaturas.

### **3.2.3. Geração de Potência**

O processo de gaseificação produz um gás, o qual uma vez limpo e acondicionado, é um combustível que pode ser utilizado diretamente em motor alternativo de combustão interna, turbina a gás ou queima direta em fornos e caldeiras. Precisa-se de determinados requisitos da qualidade do gás, o qual é possível identificar a partir do poder calorífico, concentração dos elementos principais e impureza, teores de  $H_2S$ , compostos sulfurados, alcatrão e compostos alcalinos.

Uma das preocupações com a incineração de resíduos sólidos urbanos é a formação de dioxinas tóxicas e furanos, especialmente a partir de plásticos contendo PVC. A incineração não permite o controle desses processos de formação, e todos os sistemas de limpeza do gás ocorre após a combustão . Uma das vantagens importantes da gaseificação é que o gás produzido pode ser limpo de contaminantes antes da sua utilização, eliminando muitos dos tipos de sistemas pós - combustão de controlo de emissão necessárias numa instalação de incineração.

A cinza produzida a partir da gaseificação é diferente do que a produzida a partir de um incinerador. Enquanto as cinzas de incineração são consideradas seguras para uso como cobertura alternativa nos aterros sanitários, há preocupações com o seu uso na manufatura de produtos comerciais. Para altas temperaturas de gaseificação, a cinza sai do gaseificador numa forma fundida, como uma escória vítrea, que pode ser utilizada para o fabricas de cimento, telhas para telhados ou bem como um material de enchimento.

Existem diferentes tecnologias para geração de potencia a partir do gás de gaseificação. Mas os motores de combustão interna (MCI) devido ao seu baixo custo e disponibilidade constante, têm sido amplamente utilizados para geração de energia na faixa de 1 kWel - 10

MWel (Baratieri,2009). O princípio de funcionamento e algumas vantagens do uso de esta tecnologia, será descrita na sequência.

### 3.2.3.1. Motores de combustão interna (MCI)

Motores de combustão interna são motores térmicos utilizados na geração de trabalho mecânico usando produtos da combustão como fluido de trabalho. O trabalho mecânico (trabalho de eixo) produzido pelo movimento do pistão, por sua vez aciona o veio rotativo para geração de energia (Fernando, 1998). Motores de combustão interna são usualmente alternativos. Existem basicamente dois tipos:

- Motores de ignição por centelha (SI) ou motores Otto.
- Motores de ignição por compressão.

O princípio básico de funcionamento do motor é dividido em quatro fases:

- Fase de admissão: Onde mistura de ar e combustível é aspirado através da válvula de admissão.
- Fase de compressão: A mistura é comprimida adiabaticamente e inflamada pela vela de ignição. A razão de compressão do ciclo é limitada a 10:14, para evitar choques (mistura de auto-ignição).
- Fase da expansão: a mistura inflamada expande adiabaticamente por sua vez impulsiona o pistão para produzir trabalho mecânico (útil).
- Fase de descarga: gases de escape quentes são descarregados através da válvula de escape e o ciclo é repetido.

O nome de quatro tempos é dado com base em quatro movimentos do pistão. Em seu funcionamento, o ar é comprimido e apenas o combustível é injetado a alta pressão que produz mistura de ar e combustível no interior do cilindro. O processo de combustão tem lugar a uma pressão constante. A taxa de compressão para este tipo de motor varia 15-30 (Bereczky, 2006). A eficiência do motor de ignição por compressão depende da taxa de compressão.

Em geral, os diferentes tipos de combustíveis podem ser usados em motores de combustão interna. Estes incluem: gás natural, biogás, combustível gasoso a partir da gaseificação,

combustível diesel, biodiesel, bioetanol, etc. Porém, na maioria das aplicações em plantas CHP adota gás natural como combustível.

O gás produto da gaseificação de biomassa, resíduos, madeira, carvão com o ar, constitui em média 40% de gases combustíveis, principalmente monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H<sub>2</sub>) e um pouco de gás metano (CH<sub>4</sub>). O resto é não combustível e está constituído principalmente por dióxido de carbono, nitrogênio e vapor de água.

Os motores ciclo Otto, de ignição por centelha, geralmente usados com gasolina ou querosene podem funcionar a gás de gaseificação. A gasolina é representada com a fórmula geral C<sub>n</sub>H<sub>1,85n</sub>, onde *n* é um número que permite atingir ao peso molecular entre 105-110. A relação H-C igual a 1,85 para a gasolina é um fator muito importante nas emissões de gases efeito estufa, um incremento nesta relação leva a uma menor produção de CO<sub>2</sub> e mais produção de H<sub>2</sub>O nos produtos da combustão. Por este motivo a substituição de gasolina pelos combustíveis como gás natural ou gás de gaseificação é preferível (Ftwi,2013).

A eficiência elétrica dos motores de combustão interna em geração de energia é elevada quando comparado com outras tecnologias de geração de energia de pequena escala. A eficiência é em média de 30% para 100 kWel, e é de 35-45% por mais de 1 MWel (Goldstein et al. 2003).

Outros méritos de motores de combustão interna incluem: baixo custo, longo ciclo de vida, confiabilidade, maior flexibilidade, etc. Mas também exige sistemas de controle de emissões, pois sua operação produz alta qualidade de poluentes NO<sub>x</sub> e CO. Isso aumenta o custo de manutenção e de operação.

Para o caso de esta planta se modela um motor ciclo Otto que funciona com gás de gaseificação (Gás pobre), cujo conjunto moto-gerador pode atingir eficiências entre 20-25% (Martinez, 2009).

### **3.3. Capacidade estimada dos equipamentos da planta**

Tomando como ponto de partida a capacidade máxima do gaseificador (250kW), capacidade determinada de acordo com o orçamento prévio do gaseificador para o projeto da planta. Foram inicialmente assumido um valor de PCI do RSU de 12000 kJ/kg, a partir dos dados medidos reportados na literatura (Cheng et al.,2010; Niu et al.,2013), assim mesmo valores médios de umidade dos RSU do Brasil de 30% (Tavares,2007). Calculou-se a vazão

mássica de entrada a cada um dos equipamentos na linha do processo proposta para este trabalho (tabela 3.6). Foram consideradas pequenas porcentagens de perdas de material (2-3%) nas operações de trituração e briquetagem.

**Tabela 3-6. Variáveis consideradas para o cálculo**

Variáveis	Dados	Unidades
Poder calorífico do RSU	12000	kJ/kg
Capacidade Gaseificador /Potência	250	kJ/s
Vazão de entrada do gaseificador	107	kg/h
Perdas por briquetagem	2	%
Vazão na entrada da briquetadeira	109	kg/h
Perdas por Trituração	3	%
Vazão na entrada do triturador	113	kg/h
Umidade RSU	30	%
Vazão mássica RSU úmido - entrada ao secador	156	kg/h
Taxa geração de CDR depois da triagem	50	%
Vazão de entrada RSU	312	kg/h

Na tabela 3.7 se apresentam as capacidades calculadas para os equipamentos da planta piloto.

**Tabela 3-7. Capacidade Calculada dos Equipamentos da Planta**

Equipamentos	Unidades	PCI do RSU
	MJ/Nm <sup>3</sup>	12
Secador	kg/h	156
Triturador	kg/h	113
Briqueteadora	kg/h	109
Gaseificador	kWt	250
	kg/h	107

A partir das vazões de entrada aos equipamentos da planta e considerando as especificações da matéria prima RSU foi realizada a montagem da planta no Software Aspen Plus <sup>TM</sup>.

Da triagem dos Resíduos Sólidos Urbanos, efetuada nas unidades de recepção e tratamento de resíduos resulta uma parte de material que é diretamente processada e tratada de forma a ser encaminhada para reciclagem e existe outra parte significativa dos mesmos que é tratada e processada de forma a ser encaminhada como Combustível derivado de Resíduos (CDR). Considerou-se para este estudo de caso, um fluxo de entrada de RSU de 312 kg/h, que correspondem somente a um 10% da geração total de resíduos sólidos urbanos de Itajubá, e a partir das operações de pré-tratamento obtenha se um fluxo de 107 kg/h de resíduo derivado CDR.

Os resíduos sólidos entram a uma mesa de triagem aonde é feita uma seleção manual dos resíduos, tirando aqueles não combustíveis como vidro, metal e cerâmicos, e uma porção estimada de materiais recicláveis. Estima-se que aproximadamente um 50% da vazão mássica coletada segundo Martins (2006), trata-se essencialmente dos materiais de natureza combustível (têxteis, papel, cartão, plásticos, madeira, borracha, e orgânicos).

O gaseificador “Downdraft” recebe duas correntes na entrada: alimentação de biomassa e de ar. Como correntes de saída apresentam o gás gerado no processo de gaseificação e as cinzas acompanhadas do “char” residual que deverão ser retiradas pelo sistema de eliminação de resíduos. No capítulo 4 se apresenta o balanço de matéria e energia do gaseificador.

### **3.4. Indicadores de desempenho termodinâmico**

Os indicadores de desempenho do processo podem ser avaliados de diversas maneiras, os considerados neste trabalho foram:

#### **■ Eficiência a frio do gás**

Está definida como o valor energético do produto resultante da gaseificação (j) em relação à potência térmica do alimento (i).

$$CGE = \frac{PCI_{gas} \cdot F_{gas}}{PCI_{Bio} \cdot F_{Bio}} \quad [3.1]$$

Onde :

F: Vazão mássica (kg/h)

PCI: Poder calorífico inferior (MJ/kg)

Bio: Biomassa ou Resíduo, no caso RSU ou CDR.

#### ■ Eficiência elétrica

Está definida como a razão da potência líquida de saída ou gerada (g), e a potência térmica do combustível fornecido (i).

$$\eta_{el} = \frac{(3,6) (P_g)}{(F_i) \cdot (PCI_i) + P_{ar} + P_{aux}} \quad [3.2]$$

Onde :

P: Potência líquida gerada (kWe)

F: Vazão mássica do RSU ou CDR (kg/h)

PCI: Poder calorífico inferior do RSU ou CDR (MJ/kg)

P<sub>ar</sub>: Potência térmica do ar de entrada

P<sub>aux</sub>: Potência dos equipamentos auxiliares

### 3.5. Indicadores de desempenho econômico

A atratividade de qualquer tecnologia esta fortemente ligada com a viabilidade econômica do processo. Os fatores básicos para avaliação da eficiência econômica são os custos de capital fixo, os custos de investimento capital total, os custos de operação, e os ganhos.

Para estimar os custos do processo, podem se utilizar dados de plantas em operação real, artigos de pesquisa e desenvolvimento, ou companhias de manufatura no caso. Neste trabalho foram consultadas, os dados dos fabricantes dos equipamentos, orçamentos feitos para o tipo de usina e capacidade de desenho estimadas. Além disso, uma técnica comum estimativa de custo para as novas instalações pode basear-se nos seguintes parâmetros ( Turton et al., 2008 )

#### ■ *Custo de capital fixo*

Este custo está associado com a construção da planta. O cálculo inclui:

- Custo dos equipamentos: Aquisição, materiais, mão de obra.
- Custos indiretos: Despesas de engenharia do contrato, instalação e montagem de equipamentos, frete, seguro, imprevistos, contingência e taxas.

$$C_{FC} = C_E + C_C + C_T \quad [3.3]$$

Onde:

$C_{FC}$ : Custo de capital fixo

$C_E$ : Custo de equipamento

$C_C$ : Custo de contingência

$C_{OT}$ : Custos outras taxas

### ■ *Custo de capital de operação e manutenção*

Refere-se ao capital necessário para a fase de arranque, 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.

$$C_{OP} = (20\%).(C_{FC}) \quad [3.4]$$

Onde:

$C_{OP}$ : Custo de capital de operação

$C_{FC}$ : Custo de capital fixo

### ■ *Investimento total de capital*

Então o investimento total é o somatório dos custos fixos e dos custos de operação e manutenção.

$$C_{TOT} = C_{FC} + C_{OP} \quad [3.5]$$

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

$$C_2 = \frac{I_1}{I_2} C_1 \quad [3.6]$$

Onde:

C: Custo de aquisição

I: Índice de custo

1 : Tempo do ano base

2 : Tempo desejado para os cálculos

# **CAPÍTULO 4**

## **MODELAGEM DA PLANTA NO SOFTWARE**

### **ASPEN PLUS™**

O modelo desenvolvido combina as leis de conservação de massa (conservação das espécies atômicas) e energia em um modelo de equilíbrio químico e termodinâmico de uma unidade de gaseificação para produção de eletricidade. Em concordância com a revisão bibliográfica considerou-se que uma modelagem zero dimensional, na qual as reações do processo atingem o equilíbrio químico, portanto a composição química do gás de gaseificação (syngas) pode ser determinada através da minimização da energia livre de Gibbs dos produtos e reagentes envolvidos. O modelo foi desenvolvido usando o software Aspen Plus™ v. 7.3, o qual permitiu realizar uma análise de sensibilidade frente aos parâmetros do processo, e identificar algumas condições de operação após um número limitado de simulações que foram feitas com a finalidade de encontrar a máxima eficiência da planta.

#### **4.1. Escolha do Modelo termodinâmico para a simulação em Aspen Plus™**

O equilíbrio é uma condição de estabilidade, na qual não ocorre variação das propriedades macroscópicas de um sistema em função do tempo decorrido. Então, pode-se dizer ainda que todos os potenciais que possam afetar a condição de equilíbrio do sistema são igualados (Smith et al, 2003).

Modelos termodinâmicos, como equações de estado e modelos de coeficiente de atividade, segundo Kontogeorgis (2004) podem prever de forma satisfatória o comportamento do equilíbrio de fases de alguns sistemas binários complexos.

Para prever o equilíbrio de fases de misturas contendo compostos altamente polares, sistemas capazes de realizar ligações hidrogeniônicas, como é o caso da água e de compostos orgânicos, ácidos carboxílicos entre outros (Kontogeorgis, 2004).

A precisão de cada equação de estado pode diferir para cada sistema analisado, sendo que um tipo de equação de estado pode ser mais adequado a determinados sistemas enquanto que para outros nem tanto. Dessa forma, cabe ao engenheiro aplicar a equação de estado que represente melhor a realidade de cada caso (Elliot et al., 1999).

O coeficiente de atividade mede o desvio da idealidade de um componente em solução. Em diluição infinita, uma única molécula de soluto está completamente cercada por solvente. Esta situação fornece a medida do maior grau de não idealidade de uma mistura e é a mais difícil de ser predita.

Desta forma, a etapa de seleção do modelo termodinâmico constitui em um elemento essencial que comprometerá todas as tarefas subsequentes no desenvolvimento do cálculo das propriedades físicas da simulação. A Tabela 4.1 apresenta os principais modelos para o cálculo das propriedades termodinâmicas disponíveis no software Aspen Plus™.

**Tabela 4-1. Principais modelos termodinâmicos disponíveis no Aspen Plus**

Modelos de Equações de Estado	Modelos para o cálculo dos coeficientes de atividade
Benedict-Webb-Rubin(BWR)-Lee-Starling	Electrolyte NRTL
Hayden-O'Connell*	Flory-Huggins
Hydrogen-fluoride equation of state for hexamerization*	NRTL
Ideal gas law*	Scatchard-Hildebrand
Lee-Kesler (LK)	UNIQUAC
Lee-Kesler-Plocker	Universal Functional Activity Coefficient Model-UNIFAC
Peng-Robinson (PR)	Van Laar
Perturbed-Hard-Chain	Wilson

Fonte: Tabela adaptada das Guias do Aspen (2006, 2010)

Os modelos termodinâmicos usados pelo Software Aspen Plus permitem que o engenheiro obtenha dados das propriedades físico-químicas das substâncias e das misturas formadas ao longo do processo, e a partir desses o Software faz os balanços de matéria e energia do processo com um elevado grau de confiança.

**Tabela 4-2. Modelos termodinâmicos especiais disponíveis no Aspen Plus**

Modelos de Equações de Estado	Modelos Especiais
Predictive - SRK	API sour-water method
Redlich-Kwong (RK)	Braun K-10
Redlich-Kwong-Soave (RKS)	Chao-Seader
RKS or PR with Wong-Sandler mixing rule	Grayson-Streed
	Kent-Eisenberg
	Steam Table

Fonte: Tabela adaptada das Guias do Aspen (2006, 2010)

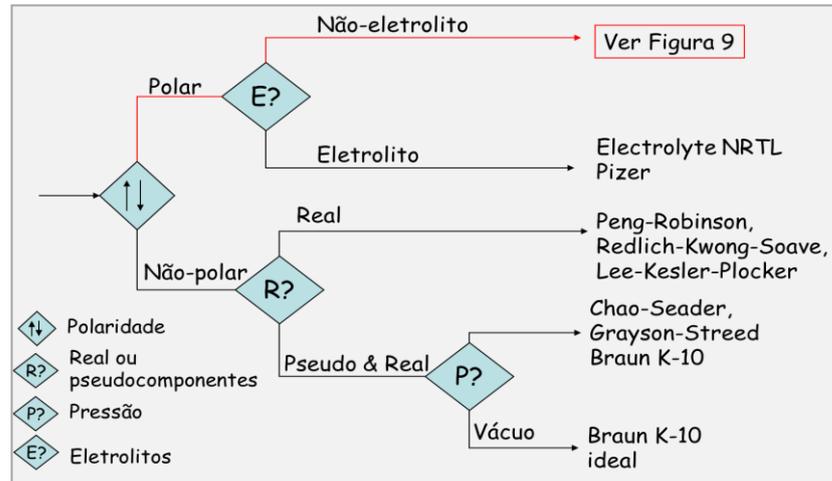
Os principais fatores que devem ser considerados na escolha dos modelos de propriedades termodinâmicas são (Carlson, 1996):

- Propriedades de interesse.
- Composição da mistura.
- Intervalo de pressão e temperatura.
- Disponibilidade dos parâmetros.

A escolha do método adequado permitirá tornar confiáveis as diferentes interpretações e extrapolações em relação às propriedades do sistema como: temperatura, pressão e composição.

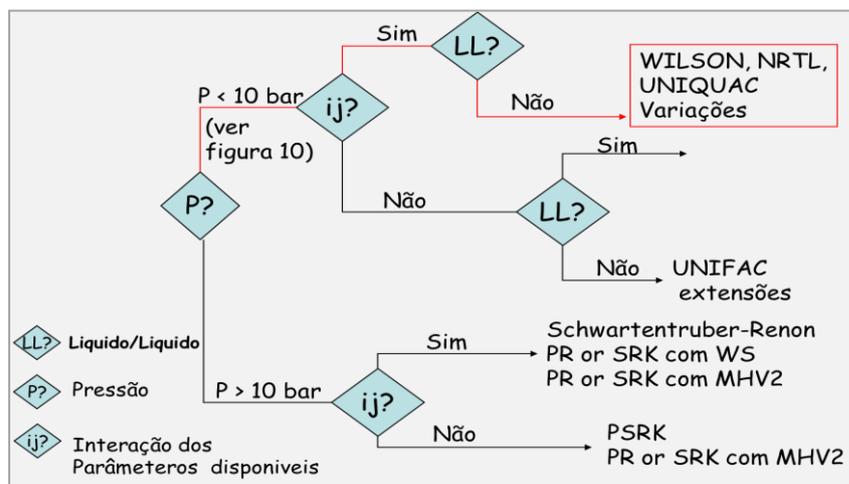
A termodinâmica do equilíbrio de fases fornece equações que relacionam as propriedades físico-químicas de uma solução às composições das fases, à temperatura e à pressão indicada. Normalmente, a relação entre os critérios de equilíbrio e a realidade física é feita mediante o coeficiente de atividade para as fases líquidas e o coeficiente de fugacidade para a fase vapor.

Nas guias do Aspen Plus™, apresenta-se o guia para a seleção adequada dos modelos e equações termodinâmicas, a seleção neste estudo de caso, se ilustrou como segue nas figuras 4.1 – 4.3:



**Figura 4-1. Seleção do método termodinâmico adequado**

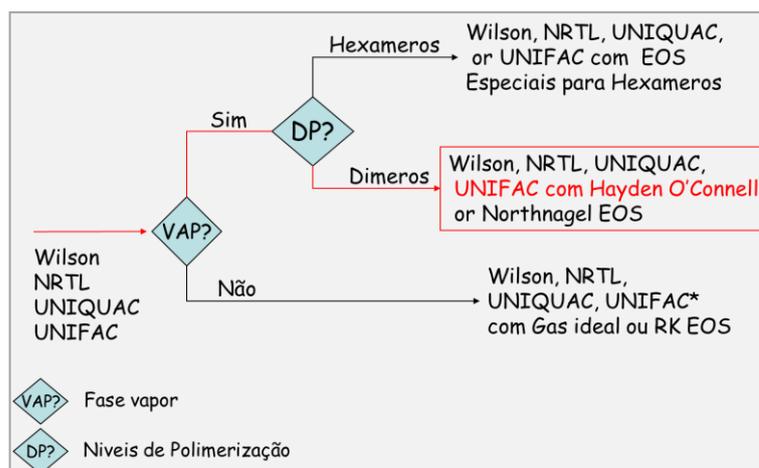
Fonte: Figura realizada a partir da informação das Guias Aspen Plus (2000)



**Figura 4-2. Seleção do método termodinâmico para substâncias polares não eletrolíticas**

Fonte: Figura realizada a partir da informação das Guias Aspen Plus (2000)

O modelo NRTL foi selecionado porque é apropriado para prever misturas altamente não ideais. O modelo NRTL aproxima-se bastante quando se simulam processos de gaseificação de Biomassa (Jaramillo,2012). É ainda de salientar que o modelo com os parâmetros ajustados se aproxima bastante aos dados experimentais quando simuladas plantas de gaseificação de biomassa (Wooley,1996).



**Figura 4-3. Seleção do método termodinâmico para condições de pressão**

Fonte: Figura realizada a partir da informação das Guias Aspen Plus (2000)

Do mesmo modo, a equação de Hayden-O' Connell (1975) foi selecionada porque prediz a solvatação e dimerização na fase vapor, que ocorre com misturas com possível presença de ácidos orgânicos carboxílicos como os resíduos. A dimerização afeta o equilíbrio líquido – vapor, as propriedades tais como a entalpia e a densidade.

Os modelos HCOALGEN e DCOALIGT foram utilizados para a determinação da entalpia e a massa específica das substâncias não convencionais da modelagem (CDR e cinzas).

## 4.2. Hipóteses para a modelagem do processo em Aspen Plus™

A simulação de processos assistida por computador é hoje uma ferramenta padrão para planejar, projetar e avaliar processos químicos e bioquímicos. A simulação de um processo envolve elaborar um fluxograma do processo, resolver os balanços de massa e energia tomando por base dados fornecidos pelo usuário ou referenciados em estimativas, estimar o custo total e analisar a sensibilidade a mudanças em hipóteses assumidas.

Em geral, a principal hipótese para a simulação do processo de gaseificação num reator de leito fixo downdraft, contempla que as taxas de reação de gaseificação são suficientemente rápidas e o tempo de residência suficientemente longo para que o equilíbrio seja atingido. Além disso, para estabelecer o modelo de equilíbrio adotaram-se as seguintes considerações simplificadoras do modelo utilizadas na simulação da planta e especialmente do reator, em

concordância com as suposições recomendadas por vários autores que modelaram reatores em equilíbrio (Chen et al., 2010; N. Al Amoodi et al., 2013; C. Chen et al., 2013).

- Os resíduos urbanos são um tipo de biomassa composta somente por cinco elementos: Carbono (C), Hidrogênio (H<sub>2</sub>), Oxigênio (O<sub>2</sub>), Nitrogênio (N), e enxofre (S).
- A decomposição do CDR, em virtude deste ser considerado um sólido não convencional, sem fórmula química definida, decorreu num bloco RYIELD (reator de rendimentos) onde foi descomposta em componentes convencionais.
- O sistema foi considerado como um único volume de controle, por conseguinte, as propriedades físicas internas (temperatura, pressão e concentração), não sofrem mudanças.
- Não são consideradas as perdas de calor para o meio (modelo adiabático).
- Não é considerada a presença de alcatrão formado na gaseificação dos CDR.
- O processo de gaseificação ocorre em regime permanente.
- O reator de gaseificação é completamente isotérmico, ou seja, a temperatura do leito de gaseificação é uniforme em todas as direções: axial e radial.
- A secagem e a pirólise ocorrem instantaneamente onde se formam somente resíduos carbonosos da pirólise (char) e voláteis, os quais consistem basicamente de: H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>O.
- As características hidrodinâmicas do reator não são consideradas no modelo.
- O diâmetro médio das partículas permanece constante durante a gaseificação.
- O “char” é composto unicamente por carbono (grafite)
- Assume-se que as cinzas são inertes e não participam das reações.
- Não são considerados os compostos formados: Óxidos de nitrogênio, H<sub>2</sub>S.
- Assume-se que o processo é autotérmico, ou seja, o calor produzido na zona de combustão é suficiente para aumentar a temperatura de todas as partículas do CDR.

### 4.3. Metodologia para a Simulação

Em linha com os objetivos deste trabalho, foi proposta a metodologia ilustrada na figura 4.4, e as seguintes atividades foram realizadas:

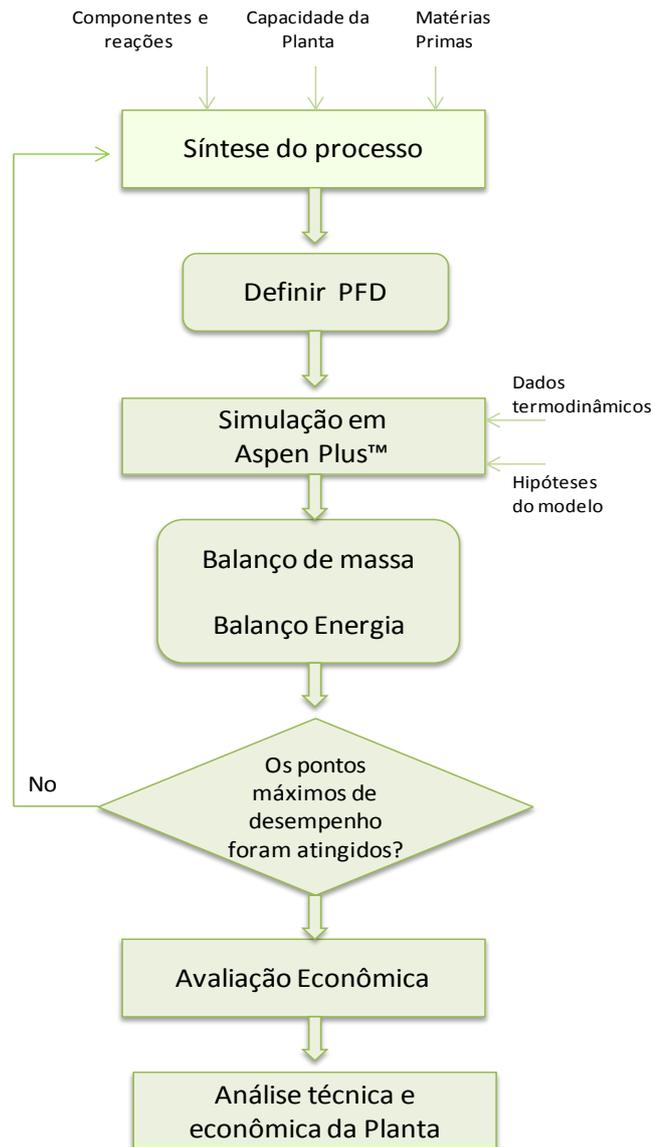


Figura 4-4. Metodologia para a simulação da planta

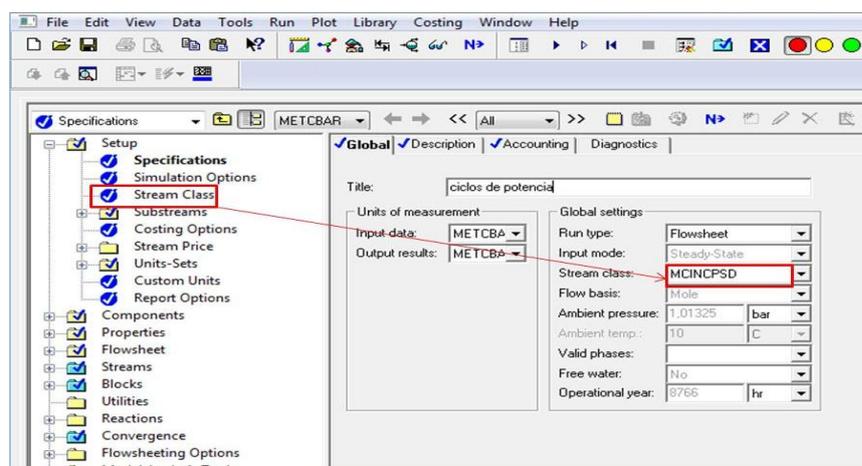
- Antes de começar a modelagem no Aspen Plus™, o primeiro passo necessário foi definir o sistema de unidades que foi utilizado nas simulações, o sistema selecionado foi “solid with metric units”, cujas principais variáveis serão reportadas nas unidades apresentadas na tabela 4.3.

**Tabela 4-3. Unidades definidas para a simulação**

Variáveis	Unidades
Temperatura	° C
Pressão	bar
Vazão mássica	kg/h
Vazão molar	kmol/h
Trabalho	kW
Vazão Volumétrica	m <sup>3</sup> /h

Foram definidas as condições do processo, os componentes ou matérias primas, a capacidade da planta, fluxos e propriedades ou parâmetros requeridos para cada etapa do processo.

O software Aspen Plus™, refere-se a substancia não convencional, como aquela que não se encontram definidas na sua base de dados (por exemplo, o CDR, as cinzas, o Char). Para a definição dos fluxos das correntes e a composição foi preciso seleccionar as classes MIXED (para fluxos mistos de gás ou líquidos), e NCPSD (para vazões de sólidos não convencionais com distribuição de tamanho de partícula). Como se pode observar na figura 4.5.



MIXED: Misturado

NCPSD: Distribuição do tamanho de partícula de substancia não convencional

**Figura 4-5. Especificações do Setup do Sistema no Aspen Plus™**

- Foi definido e criado no Aspen Plus™ o diagrama de fluxo do processo (PFD), incluindo os equipamentos da planta de pré-tratamento do Combustível e o reator de gaseificação apropriado de acordo com a capacidade da planta/ tipo de combustível etc.
- A composição química do CDR foi inserida na corrente de entrada. No software Aspen Plus™, as subclasses, “Stream characterization – proximate and ultimate analysis”, servem para inserir ditas características dos combustíveis utilizados na simulação do processo de gaseificação.
- As propriedades físicas foram calculadas antes de fazer qualquer cálculo com a ajuda dos modelos HCOALGEN sub-rotina do software, que mediante métodos empíricos usa os dados da análise imediata e elementar, para determinar as propriedades termodinâmicas, e o e DCOALGEN para o cálculo da densidade. O modelo que define a entalpia, HCOALGEN precisou das análises elementar e imediata do CDR, a informação de ditas análises foram inseridas nos módulos correspondentes no Aspen Plus™.
- Verificou-se que as análises do CDR estimadas teoricamente cumprem as seguintes condições: As porcentagens da análise imediata, carbono fixo, cinzas e material volátil somam 100% e que as porcentagens da análise elementar somam 100%. Os valores das análises elementar e imediata foram inseridos no Aspen Plus™ em porcentagem mássica em base seca.
- Foram realizados os balanços estequiométricos em um módulo de interface com o software Excel™ desenvolvido e vinculado ao bloco que representa a pirólise RYIELD, no modelo Aspen Plus™. O fluxo contendo os voláteis e o “char” (F12) foi enviado a um bloco RGIBBS que simula o reator de gaseificação em leito fixo no Aspen Plus™, o qual permite calcular a composição dos gases no equilíbrio químico.

Para o modelo do reator de rendimentos ( RYIELD ), pode se utilizar uma sub-rotina de usuário, as sob-rotinas estão organizadas nas planilhas do Excel , e os dados são divididos em quatro tabelas distintas em cada folha para fornecer dados de entrada e calcular dados de saída (Aspen Plus Guide, 2003). A sub-rotina calcula os rendimentos e componentes dos fluxos

para cada componente e está foi interligada com o RYIELD do Aspen Plus™ que automaticamente toma o fluxo de saída do Excel é ideal além de verificar o balanço das espécies e os fluxos de rendimentos, para diminuir o tempo de processo do Aspen e para inserir os dados de composição diretamente na folha Excel e testar assim várias composições de uma forma mais prática.

O bloco user model de Aspen Plus™, que representa o bloco RYIELD, foi utilizado para interligar o arquivo Excel™ (aonde foi realizado o balanço atômico das espécies).

A composição e rendimento dos produtos do gaseificador são mais frequentemente modelados através da quebra de biomassa em seus elementos constituintes (C, H, N, O, S, cinzas e umidade) e lidar com eles separadamente.

Na tabela 4.4, se apresenta os componentes da análise elementar e os respectivos pesos moleculares, os fluxos molares calculados para 100 kg/h de CDR, correspondem aos fluxos de entrada à sob-rotina do Excel™.

**Tabela 4-4. Unidades definidas para a simulação**

Elemento	% massa	Kg/s	PM		Kmol/s
C	49,4	1,37E-02	12	C	1,14E-03
H	6,5	1,81E-03	1	H	1,81E-03
O	36,1	1,00E-02	16	O	6,27E-04
N	1,5	4,17E-04	14	N	2,98E-05
S	0,3	8,33E-05	32	S	2,60E-06
Ash	6,2	1,72E-03	-	-	-

O reator de GIBBS calcula o equilíbrio para condições definidas de temperatura (T) e pressão (P) entre os componentes sólidos e as fases fluídas.

Para a simulação da planta, considera-se que o sistema opera a condições de pressão atmosférica e a uma temperatura que é variável em função da relação de equivalência.

O comportamento da temperatura em função da relação de equivalência foi obtido a partir da modelagem de um gaseificador de leito fixo tipo downdraft desenvolvido no NEST (Centeno, 2010).

O procedimento de cálculo e os fluxos de informação entre as ferramentas de cálculo Aspen Plus, Matlab e Excel, se encontram detalhado na figura 4.6.

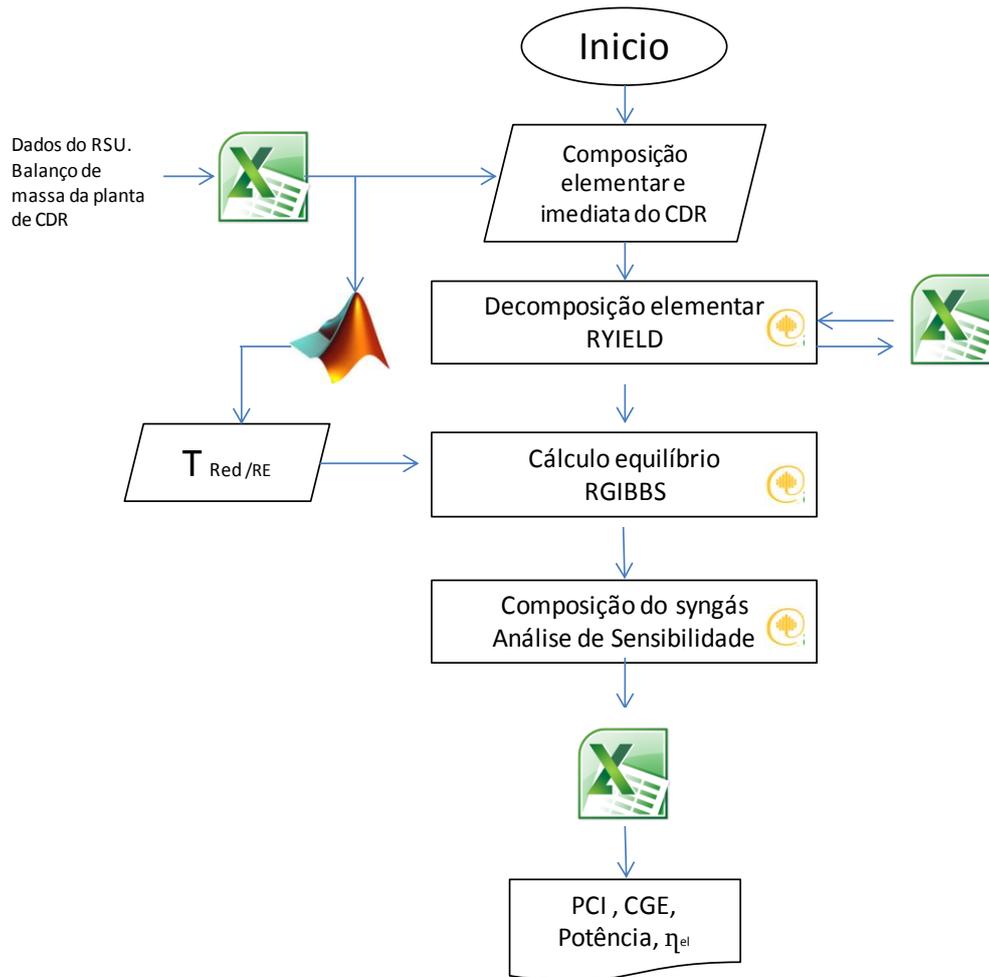


Figura 4-6. Procedimento de Cálculo e fluxos de informação entre Aspen Plus, Matlab e Excel

#### 4.4. Componentes da Simulação

No módulo de Aspen Plus™, precisam-se definir tanto os componentes químicos convencionais que serão considerados, produtos das reações em equilíbrio, assim como a caracterização do combustível derivado dos resíduos sólidos (CDR) e as cinzas, definidos como materiais não convencionais.

Baseado na síntese do processo previa a modelagem da planta, os componentes químicos envolvidos no modelo foram selecionados da base de dados do Aspen Plus, como se observa na figura 4.7.

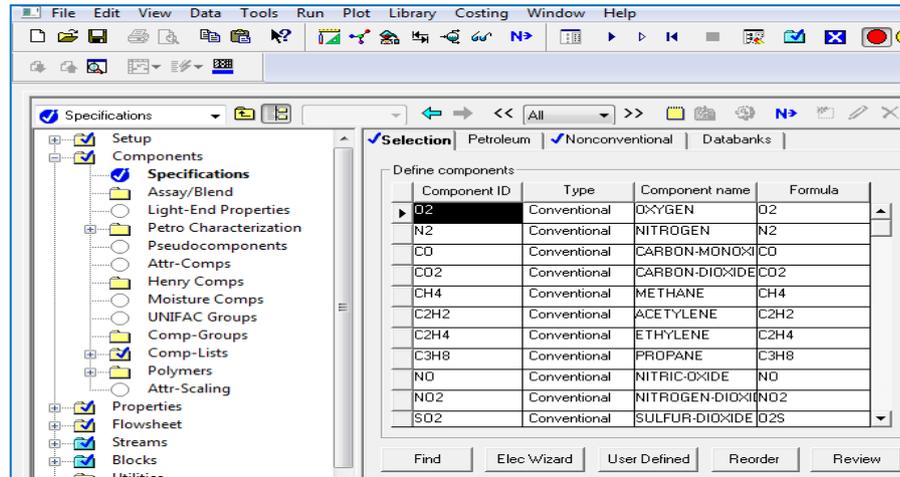


Figura 4-7. Especificação dos componentes em Aspen Plus™

Os componentes seleccionados para o modelo são listados na tabela 4.5. As cinzas (ASH) e o CDR foram definidos como não convencionais.

Tabela 4-5. Componentes seleccionados no Aspen Plus™ para o modelo da Planta

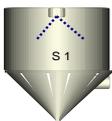
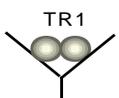
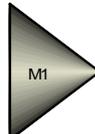
Componentes do sistema		
Formula	Tipo	Nome no Aspen
O <sub>2</sub>	Convencional	Oxygen
N <sub>2</sub>	Convencional	Nirogent
CO	Convencional	Carbon-Monoxide
H <sub>2</sub>	Convencional	Hydrogen
CO <sub>2</sub>	Convencional	Carbon-Dioxide
CH <sub>4</sub>	Convencional	Methane
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	Convencional	Acetylene
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	Convencional	Ethylene
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Convencional	Propane
C	Convencional	Carbon-Graphite
CDR	Não Convencional	---
ASH	Não Convencional	---
H <sub>2</sub> O	Convencional	Water
S	Convencional	Sulfur

## 4.5. Blocos utilizados na simulação do processo

O diagrama de fluxo desenvolvido no Aspen Plus™ acopla vários módulos para o processo de pré-tratamento dos resíduos, para o processo de gaseificação e subsequentemente acoplado a um sistema de combustão para gerar energia elétrica.

Aspen Plus™ tem disponíveis vários tipos de blocos, que representam as operações unitárias e os processos químicos como, por exemplo, separação de fluxos, moagem e reações, Na Tabela 4.6 são apresentadas os blocos utilizados para simular a planta piloto.

**Tabela 4-6. Identificação dos blocos do Aspen Plus™ utilizados na Simulação da Planta**

Bloco do Aspen Plus	Nome no Aspen Plus	Equipamento
	DRYER	Secador: Extrair a umidade inicial dos RSU.
	CRUSHER	Triturador: Diminuir o tamanho de partícula dos sólidos.
	RYIELD	Reator de rendimentos: Converte a corrente do CDR (não convencional) na composição elementar (C, H, O, N, S).
	RGIBBS	Reator de equilíbrio: energia livre de Gibbs: Restringe as reações específicas de equilíbrio químico para formar a composição do gás de síntese.
	MIXER	Misturador: Câmara de mistura de ar com o gás de síntese.
	SOLID SEPARATOR	Separador: Ciclone que separa as sólidos (cinzas inertes) do gás, para logo ser removidas do sistema.

Aspen Plus <sup>TM</sup>, contém todos os blocos necessários para uma completa simulação de uma planta de energia, incluindo turbinas de expansão para produção de potência. Porém, os motores de gás que são mais populares na indústria para produção de potência, especificamente para queimar gás de gaseificação não têm um modelo padrão para este equipamento nas livrarias do software. Porém, o motor ciclo Otto, que vai ser utilizado na planta, foi simulado utilizando os equipamentos disponíveis (compressor, reator, turbina e trocadores de calor), na livreria do Aspen Plus <sup>TM</sup>, para representar as etapas do ciclo do motor, como se observa na tabela 4.7.

**Tabela 4-7. Identificação dos blocos utilizados para a simulação do motor ciclo Otto no Aspen Plus<sup>TM</sup>**

Bloco do Aspen Plus	Nome no Aspen Plus	Equipamento
	RGIBBS	Câmara de combustão. Simula o processo de aquecimento Isométrico de calor de uma maquina de combustão interna Ciclo Otto.
	COOLER	Resfriador: Simula resfriamento do gás de síntese.
	HEATER	Aquecedor: Aumenta a temperatura do ar.
	PRESSURE CHANGERS	Compressor: Pressurizar a mistura gás-ar. Simula o processo de compressão adiabática de uma maquina de combustão interna.
		Turbina: Equipamento para expansão do gás. Simula o processo de expansão adiabática de uma maquina de combustão interna Ciclo Otto.

## 4.6. Simulação das etapas da Planta

A Figura 4.8 apresenta o diagrama de fluxo da planta, aonde podem se identificar os blocos utilizados. Cada um destes permite o calculo de diferentes operações que compõem as três áreas principais da Planta.

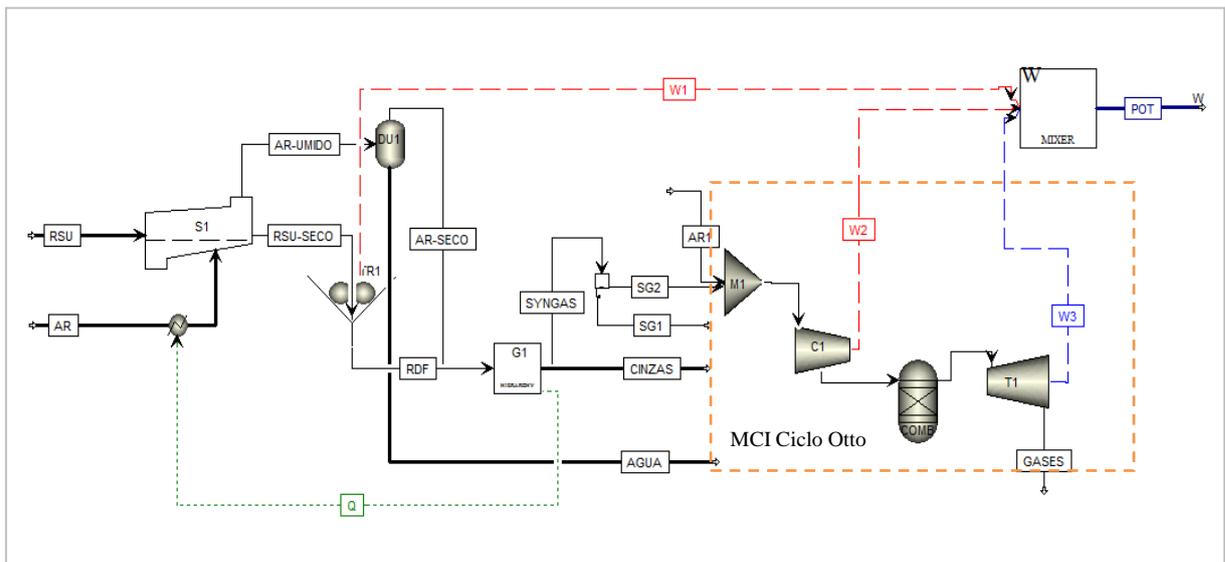


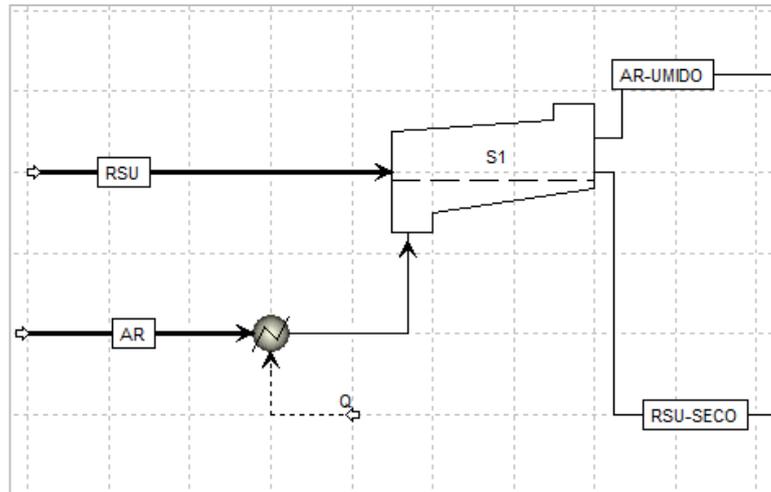
Figura 4-8. Diagrama de Fluxo da Planta de gaseificação de CDR

### 4.6.1. Area de Pré-tratamento dos RSU

#### ■ Secagem

A primeira unidade do processo é o secador (S1), que tem a função de extrair a umidade dos RSU. O secador é alimentado com ar quente (AR) na sua entrada. O fluxo de saída do secador (AR-ÚMIDO) é composto unicamente por ar úmido. Este fluxo entra num desumidificador (DU1), e o ar resultante (AR-SECO) é usado como fluido de gaseificação. O fluxo de resíduo seco (RSU-SECO), contendo 12% de umidade,

O fluxograma para a unidade de secagem com ar, é mostrado na Figura 4.9.



**Figura 4-9. Representação esquemática da Secagem do RSU**

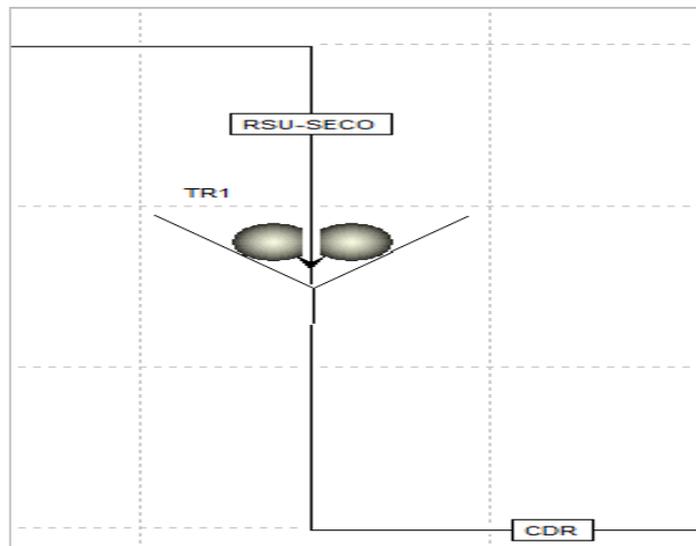
Os valores dos parâmetros definidos para a simulação da etapa de secagem se apresentam na tabela 4.8.

**Tabela 4-8. Parâmetros adotados na etapa de secagem**

Unidade de Secagem		
Vazão de RSU	156	kg/h
Umidade entrada do RSU	29	%
Temperatura entrada do RSU	20	°C
Pressão de entrada do RSU	1	bar
FC	19	%massa
MV	46,2	%massa
A	34,8	%massa
C	34,7	%massa
H	4,4	%massa
N	1,2	%massa
S	0	%massa
O	24,9	%massa
Vazão de Ar	110	kg/h
Temperatura entrada do Ar	150	°C
Pressão de entrada do Ar	1	bar

## ■ Trituração

Entra numa unidade de trituração (TR1) para diminuir o tamanho das partículas.



**Figura 4-10. Representação esquemática da Trituração do RSU**

Os valores dos parâmetros definidos para a simulação da etapa de trituração se apresentam na tabela 4.9.

**Tabela 4-9. Parâmetros adotados na etapa de trituração**

Unidade de Trituração			
Vazão de RSU	113	kg/h	
Umidade entrada do RSU	12	%	
Intervalo PSD	Limite inferior	Limite superior	Fração em peso
1	0	20	0,1
2	20	40	0,1
3	40	60	0,1
4	60	80	0,1
5	80	100	0,1
6	100	120	0,1
7	120	140	0,1
8	140	160	0,1
9	160	180	0,1
10	180	200	0,1

#### 4.6.2. Area de Gaseificação do CDR

O processo de gaseificação, representado na figura 4.8 por um bloco de hierarquia de Aspen Plus™, possui um diagrama de fluxo detalhado que se apresenta a seguir na figura 4.11.

O fluxo de resíduos seco (CDR) uma vez compactado entra em um reator de produtividade (B1), o qual simula a zona de devolatilização no software Aspen Plus™. Neste reator o CDR é convertido em componentes elementares carbono (C), hidrogênio (H), oxigênio (O), nitrogênio (N), e enxofre (S), cloro (Cl) e umidade. O fluxo de saída do RYIELD é alimentado em uma unidade de gaseificação, que é representada no modelo por um reator RGIBBS (B2), o qual é utilizado quando não se conhece a cinética química das reações que ocorrem no processo, sendo empregado na simulação das zonas de oxidação e redução. O gás de gaseificação entra a um separador (B3), para dividir a corrente do gás das cinzas. O gás de gaseificação entra a um separador (B3), para dividir a corrente do gás das cinzas.

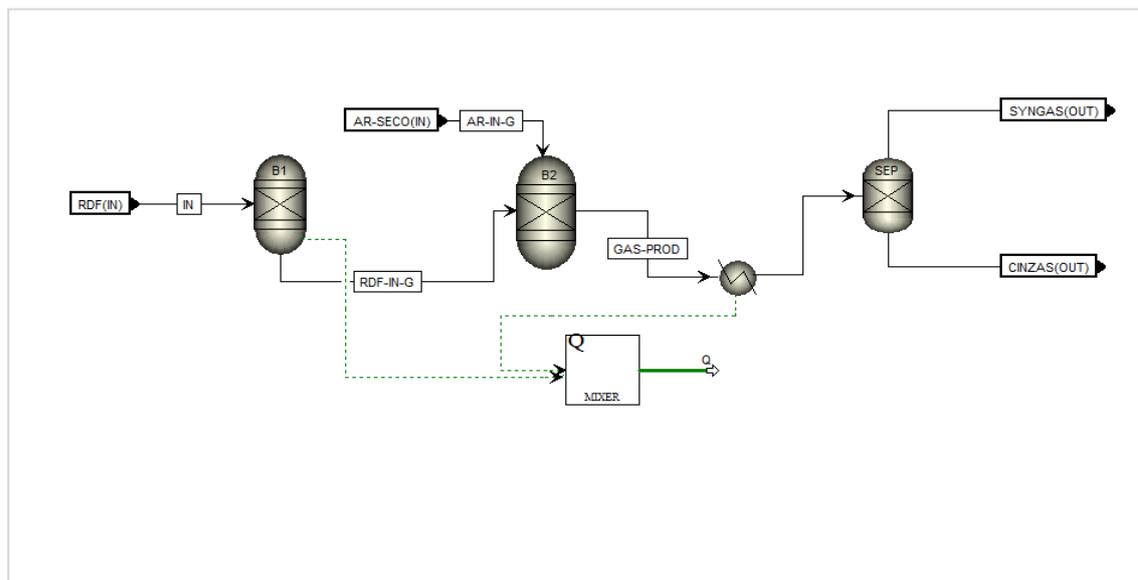


Figura 4-11. Diagrama de fluxo do processo de gaseificação

Os valores dos parâmetros definidos para a simulação da etapa de gaseificação se apresentam na tabela 4.10.

Tabela 4-10. Parâmetros adotados na etapa de trituração

Unidade de gasificação	
Fluído de gaseificação	Ar
Pressão de operação	1 bar
Ar entrada ao gaseificador	25°C, 1 bar
CDR entrada ao gaseificador	25°C, 1 bar
Temperatura do gaseificador	Variável @Matlab

### 4.6.3. Area de Geração de Potência

O gás limpo é resfriado (SG2) para reduzir a energia consumida pelo compressor (C1), aumentar a densidade de energia do gás, reduzir o custo de operação / manutenção de compressor (Heyne, 2013). Em um misturador (M1) entram o ar (AR1) e o gás combustível frio para serem misturados antes da compressão. O gás comprimido e ar entram em combustão no reator (COMB), e finalmente o gás produzido a partir da reação de combustão se expande numa turbina a gás (T1).

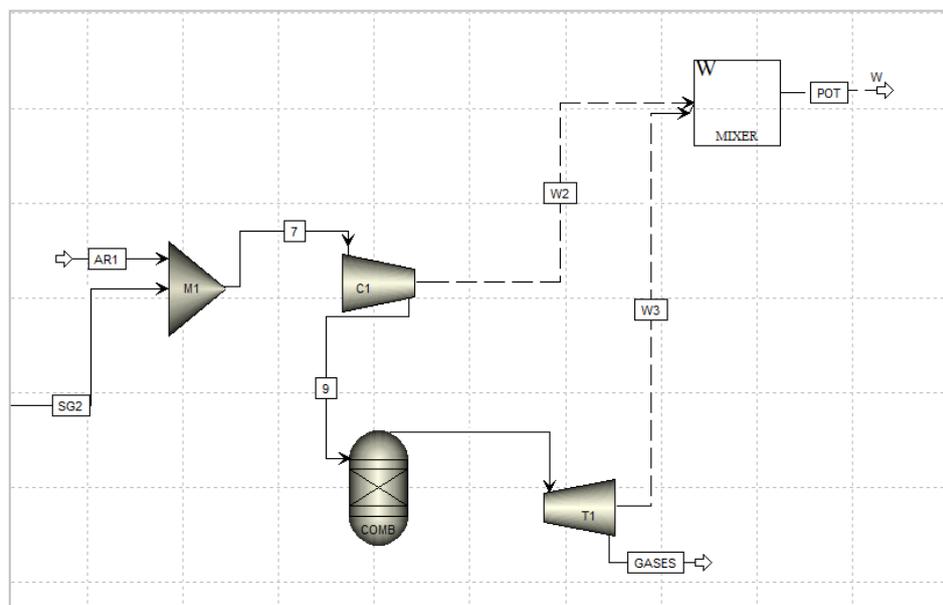


Figura 4-12. Representação esquemática da geração de potência (MCI Ciclo Otto)

Os valores dos parâmetros definidos para a simulação do motor ciclo Otto se apresentam na tabela 4.11.

**Tabela 4-11. Parâmetros adotados para o motor Ciclo Otto**

Motor de Combustão Interna (Ciclo Otto)		
Fluido de trabalho	Ar	
Pressão do Ar de entrada	1	bar
Temperatura do Ar de entrada	25	°C
Vazão do Ar de entrada	300	kg/h
Pressão do compressor	3	bar
Effciência compressor	70	%
Temperatura no combustor	1200	°C
Pressão no combustor	12	bar
Pressão de descarga turbina	1,01	bar
Effciência turbina	90	%



# CAPÍTULO 5

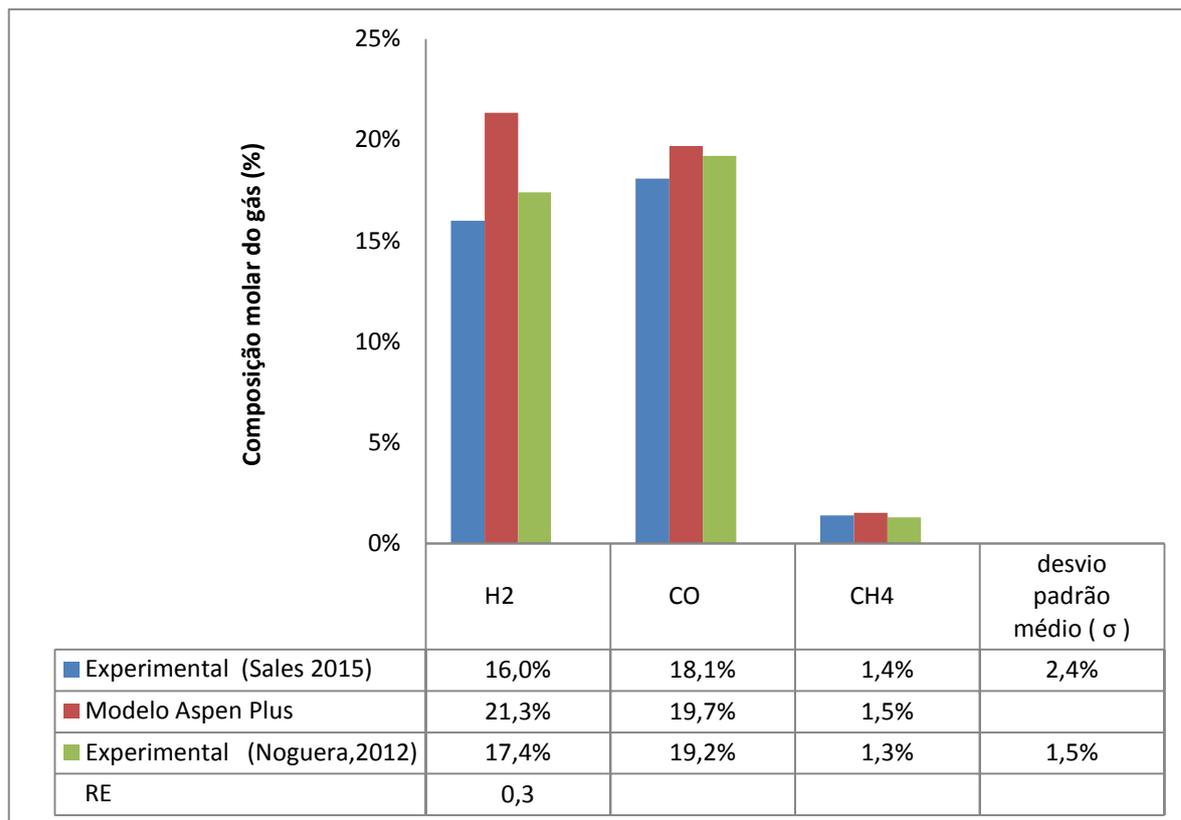
## ANÁLISE TERMODINÂMICA E FINANCEIRA DA PLANTA

A avaliação inclui ambas, análises termodinâmica e econômica do processo. A abordagem termodinâmica visa maximizar a geração de eletricidade utilizando CDR obtido dos resíduos urbanos de Itajubá. Enquanto a parte econômica aponta a uma opção de processo economicamente viável por geração de eletricidade.

### 5.1. Validação do modelo

O modelo foi validado simulando o processo de gaseificação a partir dos dados da análise elementar da biomassa de eucalipto e os resultados da composição do gás de gaseificação foram comparados com os resultados dos testes experimentais realizados num reator de leito fixo tipo concorrente com duplo estágio de fornecimento de ar projetado pela empresa Termoquip Energia Alternativa Ltda. A informação detalhada do sistema de gaseificação instalado nos laboratórios do NEST da Universidade Federal de Itajubá pode se encontrar na dissertação de mestrado de Galindo (2012) e na tese de doutorado de Martinez (2009). Ditos resultados que podem se encontrar também na tese de doutorado (Sales, 2015). Pode-se observar na Figura 5.1, a comparação entre os resultados experimentais e os resultados preditos dos modelos de equilíbrio desenvolvidos em Aspen Plus <sup>TM</sup> para uma relação de equivalência RE: 0,3.

Como descrito no capítulo 2, os modelos de equilíbrio de Gibbs, baixo a hipótese de não considerar parâmetros referentes à hidrodinâmica do reator e da cinética das reações, prediz concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub> consideravelmente mais elevadas do que os testes experimentais, porém apresentam uma tendência de aumento no rendimento do gás produzido em concordância com a tendência experimental da produção do gás de gaseificação.



**Figura 5-1. Composição do gás experimental e do modelo em função da RE.**

Dos resultados apresentados na figura 5.1, conclui-se que os valores estão em boa concordância com os resultados experimentais da gaseificação com ar para um mesmo tipo de biomassa num gaseificador de leito fixo.

Os modelos de equilíbrio são menos intensivos computacionalmente do que os modelos cinéticos e são uma ferramenta útil para fazer comparações preliminares. Porém, se considera que têm uma alta precisão quando se simulam plantas a pequena escala, como neste caso de estudo gaseificador de leito fixo tipo downdraft.

## 5.2. Resultados da avaliação termodinâmica

Nesta seção são apresentados os resultados do desempenho da gaseificação do CDR, assim como os resultados do desempenho elétrico quando é utilizado o gás de gaseificação para geração de potencia num motor de combustão interna ciclo Otto.

No modelo foi realizada uma avaliação do equilíbrio das reações envolvidas no processo (Tabela 2.12), definindo os possíveis produtos de gaseificação. Foram feitas

diferentes simulações para diversas relações de equivalência na entrada do gaseificador, visando à identificação das condições teoricamente ideais de operação.

Os parâmetros investigados foram a composição do gás de gaseificação (produto), a temperatura de gaseificação, e a eficiência fria do gás.

### 5.2.1. Produção do gás de gaseificação

#### *Efeito da Relação de Equivalência (RE)*

A Relação de equivalência é uma das variáveis operacionais mais importantes na gaseificação com ar. Na gaseificação, esta variável corresponde ao valor da relação ar combustível real utilizado durante o processo, dividido pela relação ar combustível estequiométrica, definida por Tinaut et al (2006), como se apresenta na equação 14.

$$RE = \frac{R_{A/C \text{ atual}}}{R_{A/C \text{ est}}} \quad (5.1)$$

Onde,

$R_{A/C}$  : Relação ar – combustível

$est$  : Estequiométrica

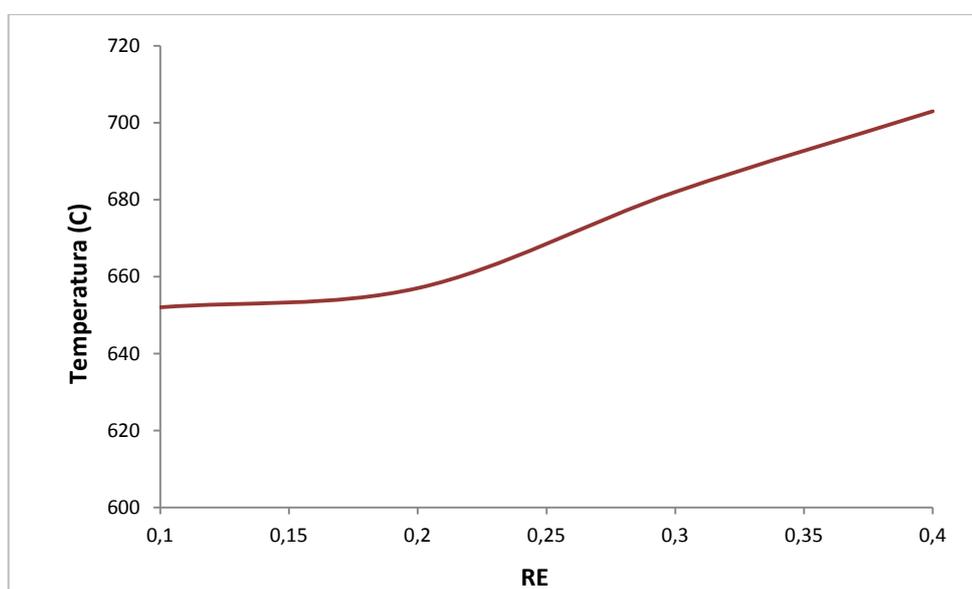
Os efeitos desta relação de equivalência sob a temperatura e a composição do “syngas” foram avaliados na faixa de (0.1-1.0); o fluxo de ar foi variado enquanto o fluxo de CDR foi mantido constante.

O modelo da pirólise e gaseificação elaborado nos laboratórios do Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída (Centeno, 2010) foi empregado para prever a temperatura de equilíbrio, quando se modifica a vazão do ar de entrada. Os valores correspondentes à composição do tipo de biomassa específico (CDR), e a faixa de temperaturas máximas de pirólise, redução e combustão do CDR, segundo a literatura, foram modificados no modelo padrão para analisar o comportamento, no Apêndice A, se apresentaram detalhes.

Na Figura 5.2, pode-se observar que a temperatura do gaseificador aumenta proporcionalmente com o incremento da RE. Altas temperaturas favorecem a formação dos produtos nas reações endotérmicas, e dos reagentes nas reações exotérmicas. A RE aumenta de maneira uniforme com o incremento da vazão de oxigênio fornecida ao gaseificador, o que origina um maior consumo de combustível, fazendo o sistema se aproximar da zona de combustão.

A temperatura está diretamente relacionada com a composição, umidade e quantidade de alcatrões no gás de gaseificação, o que interfere diretamente na qualidade do gás produzido. O foco prioritário da influência da temperatura é em relação ao PCI do gás, e de forma secundária nos contaminantes como, por exemplo, alcatrões e particulados, os quais podem se incrustar no interior do equipamento acoplado ao sistema de gaseificação utilizado para a conversão de energia.

Os principais componentes do “syngas”,  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$  e  $CO_2$ , sofrem alterações com o aumento da temperatura e o tempo de residência no interior do reator de gaseificação.



**Figura 5-2. Variação da temperatura em função da RE.**

Com o incremento da RE, o teor de  $H_2$  diminui, devido à oxidação do hidrogênio, na medida em que aumenta a presença de oxigênio no sistema. Outros trabalhos apresentam resultados similares a respeito do comportamento do  $H_2$  (Niu et al.,2013; Caballero et al.,1997).

Altos valores de RE significam que uma maior vazão de oxigênio entra no reator, e consequentemente ocorre o favorecimento das reações de oxidação, isto causa a queda na concentração de CO, e o incremento da concentração de CO<sub>2</sub>. O comportamento pode ser explicado pelas Reações R1 e R2 da Tabela 2.12.

Além disso, um maior valor de RE é conseguido através do fornecimento de uma maior quantidade de oxigênio no gaseificador, o que ocasiona a combustão de uma maior parcela do CDR. Estudos recentes demonstraram uma tendência similar com esta simulação (Mita et al., 2006; Arena et al., 2010).

Portanto, com o incremento da temperatura, a redução da concentração de CH<sub>4</sub> pode ser atribuída às Reações R5 e R6 (Tabela 2.12).

Caballero et al, 1997, avaliaram o efeito da RE sobre a gaseificação dos lodos de esgoto em reatores de leito fluidizado borbulhante. Os autores determinaram que com um incremento da RE, as concentrações de hidrogênio, monóxido de carbono e metano decrescem, enquanto a concentração de dióxido de carbono aumenta, como se observa na figura 5.3.

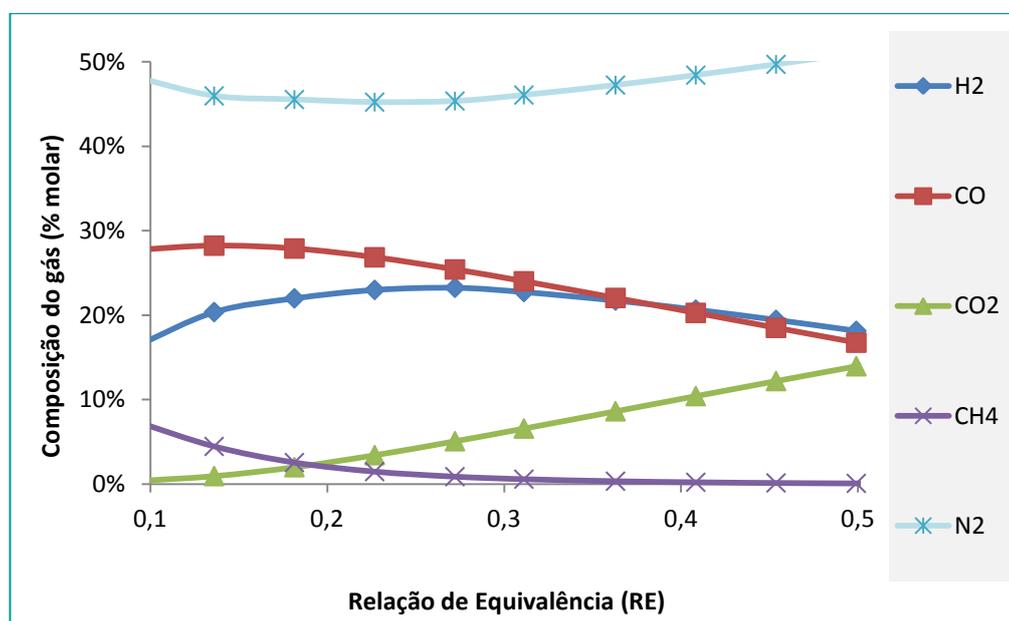


Figura 5-3. Variação da composição do syngas em função da RE.

Arena et al., 2010, estudaram a gaseificação de cinco combustíveis derivados obtidos de RSU, e determinaram que quando a RE foi incrementada observaram-se variações similares na composição do gás às calculadas neste trabalho.

Assim, uma primeira análise indica que o syngas produzido é relativamente rico em monóxido de carbono (15–25%), e hidrogênio (12–20%) sendo, efetivamente, estes gases junto com o metano os principais contribuintes para a determinação do PCI do gás produzido (Mita et al.,2006).

Para avaliar o desempenho da gaseificação o PCI do Syngas ( $PCI_{gás}$ ) e a eficiência a frio (CGE) foram calculadas a partir das equações 14 e 15 respectivamente (Niu et al.,2013).

Efeitos sobre o PCI do gás e a CGE do gaseificador foram analisados, e os resultados são apresentados na Figura 5.4. Observa-se que com o incremento da RE, o poder calorífico diminui isto pode ser explicado pela reação de oxidação (R1), e o incremento do volume do gás não combustível (nitrogênio no ar), todavia a CGE apresenta um valor máximo de 59% para uma relação de RE=0,27.

A efetividade do processo de gaseificação está definida pelo parâmetro termodinâmico, eficiência a frio do gás (CGE). Esta eficiência mede o valor energético do gás resultante em relação à potência térmica disponível do resíduo (Syed et al., 2012). Para esta análise é utilizado o poder calorífico inferior (PCI), no lugar do poder calorífico superior (PCS) porque diminui a complexidade de considerar a quantidade de calor latente que o vapor d'água nos produtos combustão possui que foi fornecida pelo combustível e que não foi aproveitada.

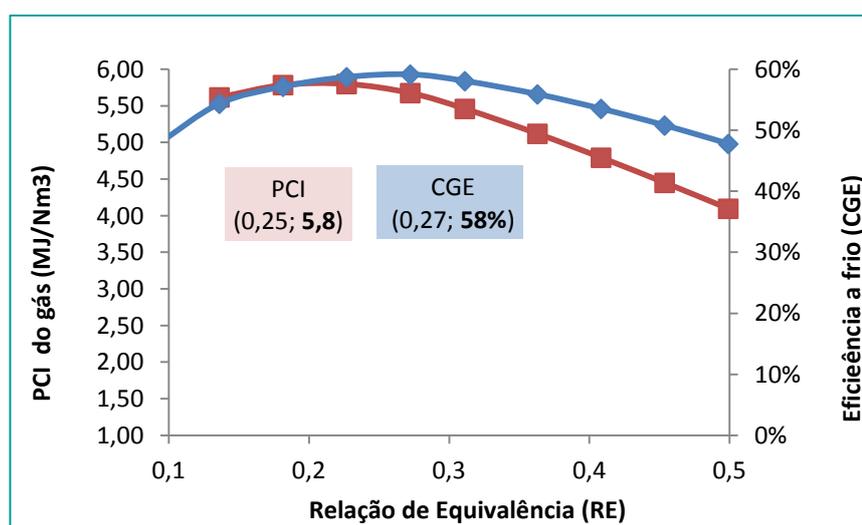


Figura 5-4. Variação PCI e da CGE em função da RE do gaseificador.

Os maiores valores da CGE entre 58-66% podem ser atingidos na faixa de temperaturas de 650–700 °C. Comportamentos similares foram publicados na modelagem realizada por

Ramzan et al (2011). Os autores estudaram o processo de gaseificação de três tipos de biomassa, RSU, resíduos de alimentos e de aves. Neste trabalho foram realizadas variações da RE e do teor de umidade em uma ampla faixa de operação. O efeito da variação desses parâmetros na composição e no PCI do syngas foram estudados, assim como sobre a CGE do gaseificador. A CGE dos resíduos de alimentos foi igual a 71%, para um valor de RE igual a 0,3, enquanto, que a CGE máxima de conversão para os RSU foi de 54%, para uma RE igual a 0,28. Os resíduos de aves tiveram a menor CGE com um valor de 45% para RE=0,2.

Alguns trabalhos experimentais de gaseificação de CDR também apresentaram produção de “syngas” ótima para condições de temperatura entorno de 700°C (Ramzan et al.,2011).

A eficácia do processo de gaseificação é definida pela eficiência a frio do gás (CGE), este parâmetro mede o valor energético do produto gasoso em relação a potência térmica da biomassa ( Syed et al . , 2012). Para esta análise se utiliza o poder calorífico inferior (PCI) porque reduz a complexidade , quando o calor de condensação está incluído e da uma estimativa de rendimento de gás combustível.

As características do Resíduo de entrada ao gaseificador têm uma significativa influência sobre o comportamento do mesmo e a qualidade do gás resultante, as principais que devem ser avaliadas para o caso de resíduos domiciliares são a umidade, o teor de cinzas. Por tal motivo foi simulada uma corrente de RSU com a composição apresentada na tabela 3.2, e encontrou-se que a partir de RSU sem pré-tratamento se pode obter, como se apresenta na figura 5.5, um gás de gaseificação com menor poder calorífico e uma menor CGE na zona de gaseificação 0,2-0,4 entre 42-44% se comparado com o CDR.

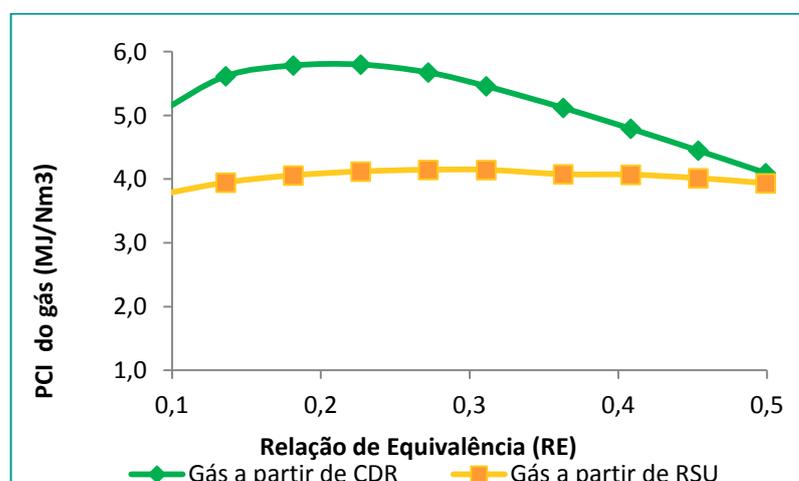


Figura 5-5. Comparação do poder calorífico do gás de gaseificação

A umidade do RSU (29%) dificulta a ignição do combustível, isto pela necessidade de evaporar a água adicional antes do que a gaseificação ocorra. Um alto teor de umidade (30% para acima) reduz a temperatura atingida na zona de oxidação, ocasionando craqueamento incompleto das moléculas do produto da pirólise. Com o incremento de água no material, a composição do metano no gás aumenta pela reação de “water gas shift”, mas isto não compensa a redução importante do teor de CO no gás resultante, e conseqüentemente a redução do poder calorífico.

Por outro lado a temperatura de oxidação geralmente estará acima do ponto de fusão das cinzas, no caso dos RSU que sem pré-tratamento, contem alto teor de cinzas (>30%), podem se apresentar sinterização e problemas de escórias no gaseificador.

### **5.2.2. Produção de Eletricidade**

A potência de um motor que funciona com gás de gaseificação é determinada pelos mesmos fatores, como no caso de motores que funcionam com combustíveis líquidos, ou seja: Poder calorífico da mistura de combustível do gás e do ar que entra no motor; a quantidade de mistura de combustível que entra no motor durante cada ciclo de combustão; a eficiência com que o motor converte a energia térmica da mistura do combustível em energia mecânica (potência do eixo); O número de ciclos de combustão (rotações por minuto: rpm).

O gás de gaseificação da saída do ciclone ou sistema de limpeza está acondicionado para o ingresso ao motor. As condições de entrada ao motor deve ser a uma temperatura inferior, aproximadamente 80°C, esta diminuição da temperatura, aumenta a densidade do gás e faz que ele seja um combustível eficaz para o processo de combustão dentro do motor.

O motor esta acoplado a um gerador para transformar a energia química da combustão em energia elétrica. Para os cálculos foi assumido um comportamento de gás ideal, e as condições de referencia de  $T = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$  e pressão de  $P = 1\text{ bar}$ .

Para uma  $RE=0,27$ , conseguiu-se a maior potência elétrica. O desenvolvimento dos cálculos e os valores apresentam-se nas tabelas na sequencia.

Tabela 5-1. Potência do gás seco combustível

Variável	Valor	Unidades
Massa específica do gás seco	1	kg/Nm <sup>3</sup>
Vazão mássica gás seco (m <sub>Gás</sub> )	216	kg/h
Poder calorífico	5800	kJ/kg
<b>Potência gás seco combustível</b>	<b>452</b>	<b>kWt</b>

Porém a energia realmente disponível do gás depende do delta de temperaturas. Então se calculou a potência térmica disponível para um valor de RE=0,27, a temperatura de saída do gaseificador foi calculada na simulação, T=657 °C, a partir das condições de temperatura e pressão de referência, calculou-se o calor específico de cada componente do gás e as entalpias correspondentes, a partir das equações 23 - 24:

### *Calor específico (Cp)*

$$C_{p(i)} = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (5.2)$$

*i* : Cada componente do gás , para o cálculo foram considerados (CO, CO<sub>2</sub>,CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>)

a, b, c, d : As constantes foram tomadas das tabelas termodinâmicas para cada um dos gases na faixa de temperatura indicada (Smith, 2003).

T : A temperatura de saída do gaseificador.

Foram calculadas as entalpias de referência ( r ) e do sistema ( s ):

### *Entalpias (h)*

$$h_{i,s} = \int_0^T C_{p(i)}(T)dT \quad (5.3)$$

A potência disponível do gás de gaseificação seco foi calculada a partir da equação (25).

**Potência térmica do gás de gaseificação ( $P_{tGás}$ )**

$$P_{tGás} = (m_{Gás})(\sum h_{iGás}) \quad (5.4)$$

As constantes para os componentes foram tomadas do livro de termodinâmica de Smith (2003). A potência térmica disponível do gás é de 60 kWt. Assim a potência total do gás na saída do gaseificador é de 474 kWt.

**Tabela 5-2. Cálculo da potência térmica disponível do gás**

Gases (i)	Constantes				hi,s	hi,r	P <sub>igás</sub> /m <sub>Gás</sub>	Faixa de T
	a	b	C	D	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kg	K
CO	2.82E+01	1.70E-03	5.40E-06	-2.20E-09	30357	8668	156	273-1800
CO <sub>2</sub>	2.23E+01	5.98E-02	-3.50E-05	7.50E-09	49881	11077	15	273-1800
CH <sub>4</sub>	1.99E+01	5.02E-02	1.30E-05	-1.10E-08	64144	10642	125	273-1800
N <sub>2</sub>	2.89E+01	-1.60E-03	8.10E-06	-2.90E-09	29839	8662	538	273-1800
H <sub>2</sub>	2.91E+01	-1.90E-03	4.00E-06	-8.70E-10	27996	8605	310	273-1800

Fonte: Smith(2003)

Os motores de combustão interna que trabalham com gás de gaseificação, gás de baixo poder calorífico, operam geralmente com rendimentos entre 20-25%, na tabela 5.3, encontra-se a potencia elétrica total gerada.

**Tabela 5-3. Cálculo da Potência Elétrica**

Potência calculada		
Potência térmica do gás seco combustível	452	kWt
Potência entrada ao motor CI	262	kWt
Eficiência do motor	20	%
Eficiência do gerador elétrico	95	%
Potência Mecânica	52,4	kWt
<b>Potência Elétrica Gerada</b>	<b>50,0</b>	<b>kWe</b>

A quantidade de CDR produzida por tonelada de RSU varia, sendo influenciado por factores como o tipo de recolha, processo de tratamento e requisitos de qualidade para o CDR (Gendebien et al.,2003). De acordo com a mesma fonte, a taxa de produção de CDR a partir de RSU varia entre 23 e 50% em massa de resíduo processado. Estes valores são confirmados por outras fontes, por exemplo, Fichtner (2004).

A vazão de 156 kg/h de resíduo produto da triagem entra num secador para tirar a umidade, aproximadamente de 29%, conteúdo estimado para os resíduos de Itajubá. Na etapa de moagem e briquetagem, estimou-se um 5% de perdas respectivamente. Após a operação de secagem, os resíduos entram numa briqueteadeira, capaz de transformar os sólidos na sua forma moída em blocos compactos com diversas dimensões e prontos para a queima em fornos, caldeiras, e fogões.

Para este caso de estudo do fluxo de massa de 312 kg/h de RSU (916 kWt de potência) passando pelas operações de secagem, moagem e briquetagem, conseguiu obter um produto de 107 kg/h de CDR (452 kWt). O CDR entra ao gaseificador o qual como foi calculado para as condições ideais de equilíbrio (RE: 0,27) apresentou uma eficiência a frio de 58%, no entanto o gás de gaseificação produzido contem uma potência térmica de 262kWt, após o resfriamento até uma temperatura de 80°C (temperatura requerida para a operação do MCI).

Tomando como referencia um rendimento do MCI de 20% para operação com gás pobre (Martinez, 2007), e uma eficiência do gerador de 95%, calculou se no modelo do Aspen plus™ no qual simulado também o ciclo de um motor Otto , uma potência de 50kWe.

Como foi assumida na simulação, uma alimentação de 100 kg/h de CDR e o valor de ar para iniciar a simulação do processo de gaseificação foi de 120 Nm<sup>3</sup> /h (155,19 kg/h). Um valor médio para a região de gaseificação entre 0,2 a 0,3, sendo 0,4 o valor do limite máximo recomendável para a operação do gaseificador.

Com estes valores a massa molecular do gás de saída é de 24,034 g/gmol e desta forma se poderá expressar a produção do gás em kg/h obtendo um valor de 216 kg/h na faixa de RE de 0,25-0,27.

Os consumos de potência na etapa de pré-tratamento foram considerados conforme os consumos fornecidos pelo fabricante para a Usina. Ver a tabela de especificações na tabela 5.4.

Tabela 5-4. Especificações gerais da Usina.

Equipamentos	Características
<b>Exaustor de Tiragem</b>	Centrífugo
Potencia Exaustor de Tiragem (cv)	12,5
Volume de gases (N*m <sup>3</sup> /h)	5000
<b>Secador</b>	Tambor Rotativo
Capacidade nominal de entrada (Kg)	528
Capacidade nominal de Saída (Kg)	300
Dimensões {D nominal x comprimento} (mm)	1200x6000
Potência (kW)	4,4
<b>Triturador (Modelo TMF 3280 E)</b>	
Diâmetro do rotor (mm)	320,0
Velocidade de rotação (r/min)	580,0
Tamanho da tela (mm)	12,0
Potência (kW)	22,0
Peso aproximado (kg)	1350
<b>Fornalha ( Gaseificador)</b>	Pirolítica 300.000 kcal
Temperatura de entrada (° C)	500
Combustível	Cavaco de madeira
Temperatura (°C) dos gases quentes (máx)	1200
<b>Briquetedeira (Modelo BH-150)</b>	
Diâmetro do briquete (mm)	100
Vazão produção (kg/h)	180
Pressão de trabalho (kg.cm <sup>-2</sup> )	800
Potência da bomba (kW)	18,5
Peso aproximado (kg)	1400
<b>Ciclone (Modelo)</b>	Centrífugo
Diâmetro nominal x Altura Conjunto (mm)	750x3000
Quantidade	1

Na tabela 5.5 se apresentam as especificações do conjunto moto-gerador.

Tabela 5-5. Especificações do conjunto moto-gerador

Equipamentos	Características
<b>Motor</b>	-
Marca	MWM
Modelo	D229
Tensão de operação	12 VCC
Combustível	Gás de gaseificação
<b>Gerador</b>	<b>Modelo GTA201AI20</b>
Marca	WEG
Tensão de Saída	220V/ 127V (380V/220V - opcional)
Fator de Potência	0,8
Refrigeração	Ventilador centrífugo
Rotação	1800 RPM
Frequência	60 Hz
Sobrecarga admitida	10% durante 1h

As capacidades de desenho fornecidas pelo fabricante como se apresentam na tabela 5.6, se comparar com os balanços de massa (figura 5.6) foram superiores do que as requeridas para o cenário de análise desta planta, por tanto, é importante considerar que as potências de consumo apresentados nos balanços de energia estão sobre dimensionados.

Tabela 5-6. Capacidade real dos equipamentos

Equipamento	Capacidade kg/h
Secador	500
Moinho	300
Briquetadeira	300
Gaseificador	166

A potência total consumida dos equipamentos do pré-tratamento (Equipamentos auxiliares), representa 44kW.

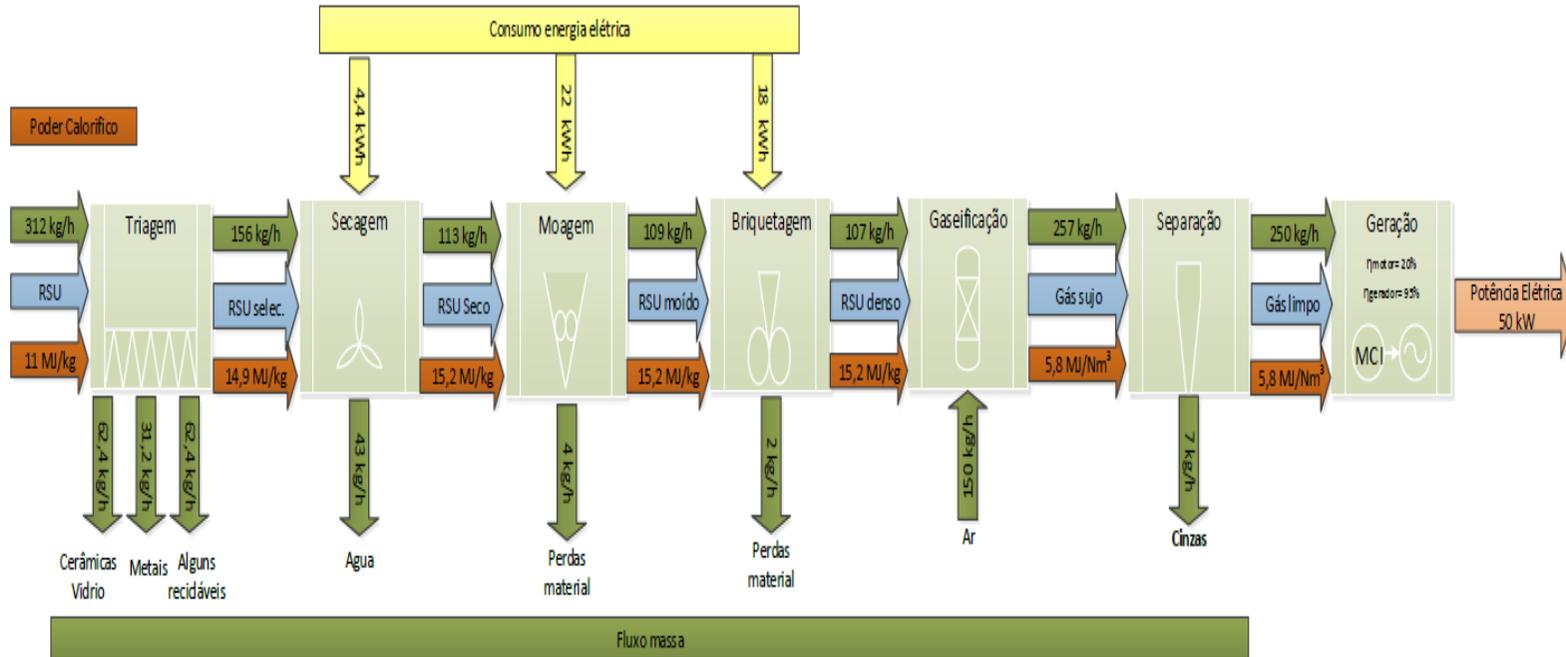


Figura 5-6. Balanços de massa e energia da planta piloto

A eficiência elétrica líquida calculada em referência ao RSU é de 5,2% e em referência ao CDR é de 11% ( não considera os fluxos de energia de consumo e perdas das operações de pré-tratamento para a obtenção do CDR). Os resultados dos balanços de massa e energia se apresentam no diagrama de Sankey, na figura 5.7.

Assim mesmo a eficiência do processo pode ser melhorada se analisar plantas de maior capacidade ou bem com outras tecnologias de gaseificação. Segundo os resultados do estudo de Zacariello (2012) da gaseificação de 500kg/h CDR (23 MJ/kg), em leito fluidizado borbulhante e integrada também a um motor de combustão interna, foi possível atingir a uma potência de 500kWe, com uma eficiência elétrica neta de 15%. Lombardi (2012) avaliou através de uma simulação a gaseificação a maior escala do CDR para produzir uma potência térmica de 64 MW utilizando oxigênio puro num sistema GTCC. Neste caso a eficiência elétrica foi de 14,7%, os mesmos autores demonstraram que uma possibilidade para melhorar a eficiência global é a integração entre a seção de gaseificação e a secção de potência, recuperando o calor do gás de síntese de resfriamento antes do processo de limpeza e utilizando-o para produzir vapor adicional para a alimentação de um ciclo de vapor (eficiência elétrica líquida de 17,1%) ou para injeção na combustão uma câmara de combustão GT (eficiência elétrica líquida de 18,7% ). Além disso, deve ser assinalado que a pressão de gaseificação maior do que uma atmosfera pode aumentar as oportunidades para obter maiores eficiências de conversão e reduzir os custos, mas um processo deste tipo seria com uma tecnologia abrangente e ambicioso e ainda não é fornecida por nenhuma companhia (Consonni et al.,2012).

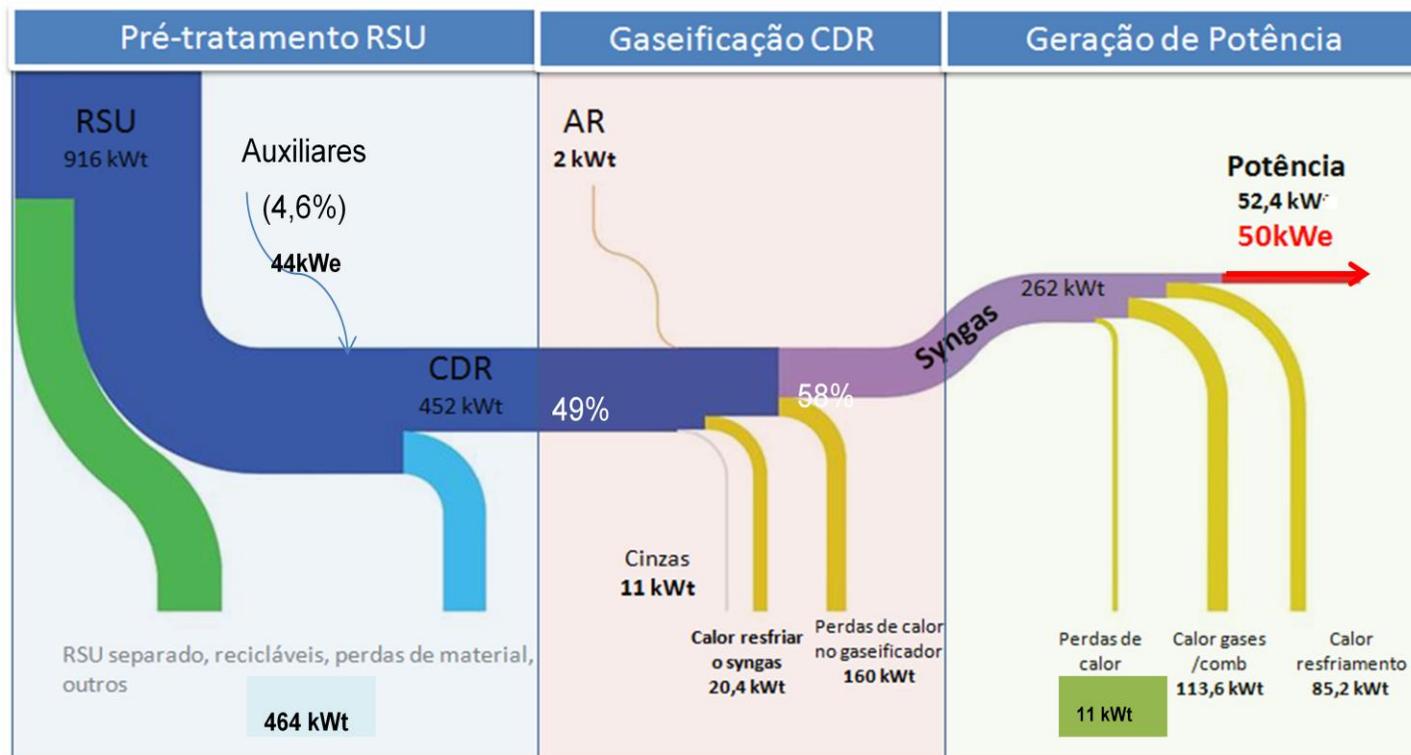


Figura 5-7. Diagrama de Sankey da Planta Piloto

### **5.3. Resultados da avaliação econômica**

Para determinar o custo de instalação da central termoelétrica foram pesquisados valores de mercado da empresa Lippel, relacionando seus respectivos preços com sua potência a fim de determinar o custo unitário (R\$/kW) , custos da implantação da planta (Tabela 5.7 e Tabela 5.8). A partir deste ponto se simulou o custo da central baseado nos dados reais de fabricantes.

Sobre o custo total de implantação, foram calculados os custos de manutenção e operação, estimados num 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 Permanente sobre Movimentações Financeiras (COFINS) 7,6%.

Na avaliação econômica da planta consideraram-se os equipamentos de limpeza e condicionamento do gás de gaseificação incluem Ciclone, lavador, condensador, carvão ativado e filtro de manga.

Sobre o custo total de implantação, foram calculados os custos de manutenção e operação, estimados num 5% do valor total dos equipamentos, os custos por depreciação (10%), e os tributos em projetos de energia como o Programa de Integração Social (PIS), incidentes em 1,6% sobre a receita bruta, e Contribuição Permanente sobre Movimentações Financeiras (COFINS) 7,6%.

O estudo financeiro permite determinar a Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Valor Presente Líquido (VPL) (vide Apêndice B). Considera-se uma vida útil de 20 anos para os cálculos da receita anual esperada com base na economia pela redução do consumo de energia via rede elétrica.

Tabela 5-7. Custos da Planta Piloto

Equipamentos	Descrição	Custo
Briquetagem	Fabricação	R\$ 290.000,00
	Civil (fossos e fundações)	R\$ 50.000,00
	Elétrica	R\$ 90.000,00
	Hidráulica	R\$ 20.000,00
	Montagem	mão de obra R\$ 60.000,00
	start up	R\$ 15.000,00
		Subtotal R\$ 235.000,00
		<b>Total R\$ 525.000,00</b>
Gaseificador	Fabricação	R\$ 200.000,00
	civil	R\$ 15.000,00
	hidráulica	R\$ 5.000,00
	elétrico e pneumático	R\$ 15.000,00
	montagem	R\$ 5.000,00
	start up	R\$ 3.000,00
		Subtotal R\$ 43.000,00
		<b>Total R\$ 243.000,00</b>
Sistema de limpeza de gases (Ciclone, lavador, condensador, carvão ativado, filtro manga)	Fabricação	R\$ 150.000,00
	civil	
	hidráulica	R\$ 20.000,00
	elétrico	
	montagem	R\$ 10.000,00
	start up	R\$ 3.000,00
		Subtotal R\$ 33.000,00
		<b>Total R\$ 183.000,00</b>
Moto gerador	Elétrica	R\$ 20.000,00
	Montagem	R\$ 30.000,00
	partida GLP	R\$ 10.000,00
	célula de dissipação	R\$ 15.000,00
	reservatório pulmão	R\$ 15.000,00
		<b>Total R\$ 90.000,00</b>
<b>Planta Piloto (sistema com ar)</b>		<b>R\$ 1.041.000,00</b>

Fonte: Dados do fabricante

Para o cálculo, considera-se um preço da eletricidade de 150 R\$/MWh (CEMIG, 2012). Considerando-se que a potência instalada para a comunidade seja de 50 KW, e que o conjunto gaseificador e motor/gerador para 100 kg de CDR para as condições ideais de relação de equivalência e temperatura de gaseificação conseguem produzir um com uma potência disponível capaz de gerar 50 kW.

**Tabela 5-8. Custos totais de Implantação**

<b>Custos estimados</b>	<b>R\$</b>
Custo implantação (CFC)	R\$ 1.041.000
Custos manutenção e operação (COP)	R\$ 52.050
Custos Depreciação Equipamentos	R\$ 35.665
Custos tributos PIS e COFINS	R\$ 32.812
<b>Custos totais de implantação (CFC)</b>	<b>R\$ 1.073.812</b>

No caso dos resíduos pode-se adotar um custo nulo e até mesmo negativo (caso de Resíduos Sólidos Urbanos), já que representam um custo evitado equivalente ao preço da disposição final nos aterros sanitários por tonelada de RSU. Para a cidade de Itajubá a taxa de disposição TDF corresponde a 57,35 \$R (Informação fornecida pela empresa de serviços de coleta de Itajubá, CIMASAS). Na tabela 5.8 se apresentam os custos considerados na análise econômica.

Observa-se que a viabilidade do projeto depende desta variável do custo de disposição a qual pode variar para os diferentes municípios como se apresenta na tabela 5.9.

**Tabela 5-9. Custos de disposição final dos RSU no Brasil**

<b>Município</b>	<b>Serviço terceirizado disposição final (R\$/t)</b>	<b>População urbana (IBGE 2010)</b>
Consórcio de Itajubá	57,35	208.000
Consórcio de Juiz de Fora	66,00	905.000
Consórcio de João Monlevade	67,59	130.000
Vespasiano (MG)	220,00	104.612
Frutal (MG)	220,00	46.095
Vacaria (RS)	192,32	57.337
Jacareí (SP)	190,74	208.389

Como a taxa de atratividade do setor químico em geral é de 12% anuais, esta foi considerada para efeito de cálculo do valor presente líquido. Assim mesmo possíveis custos relacionados às questões ambientais não foram considerados nesta análise, assim como não estão incluídas as possíveis venda de subprodutos do processo.

A planta trabalhará em carga alta para toda a geração da potência necessária, com uma operação de 6500 horas ao ano, totalizando 279.500 kWh/ano. Portanto, as poupanças anuais que se conseguiriam, atingiriam R\$ 48.750 ao ano, e o valor presente líquido para esta potência calculado foi de R\$ -812423, o que significa que o projeto é inviável para essa potência.

**Tabela 5-10. Custos considerados na análise econômica**

Item	Valor	Unidades
Consumo de RSU da Planta	0,3	ton/h
Horas de operação da Usina	6500	h/ano
Pot. Instalada (pré-dimensionamento)	0.05	MW
Indicador de Consumo	6	
Distância média de transporte	0	km
Taxa de disposição dos RSU de Itajubá	57	R\$/ton
Vida útil da Usina	20	anos
taxa de juros (TMA)	12%	
Preço da energia	150	R\$/MWh

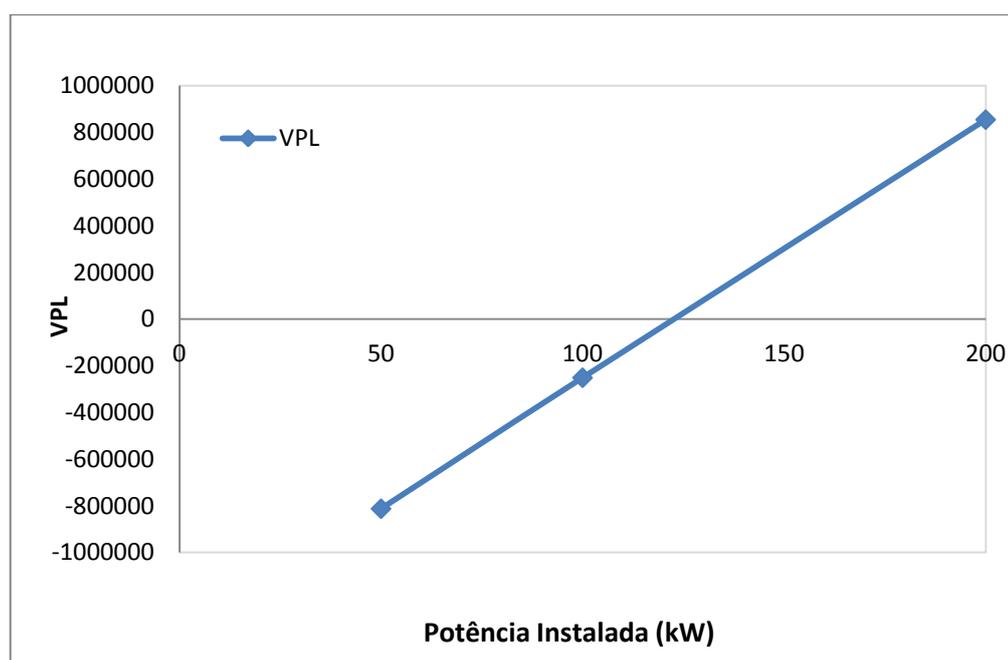
Observa-se que o valor do VPL começa a se tornar positivo a partir de uma potência instalada de 120 kW, da mesma forma para este valor a TIR atinge um valor acima da taxa mínima de atratividade (TMA), assumida de 12%. Após a potência acima de 100 Kw, a construção da Usina mostra-se viável e atrativa economicamente. Os cenários de potência instalada são apresentados na figura 5.8 e figura 5.9 para o VPL e a TIR respectivamente.

As receitas calculadas para cada ano serão mostradas nos apêndices.

Na figura 5.8, pode se perceber que o projeto é inviável se a planta possuir uma potência menor de 100 kW. Operando com 100 kg, a análise se mostra deficitária, porém está próxima

de seu “ponto de equilíbrio”. Assim, algumas alterações na quantidade dos Resíduos ou nas despesas, pode torná-la viável neste patamar de produção, isto em relação a taxa interna de retorno e ao valor presente líquido.

Dado que o investimento de capital e os custos de operação de uma planta de gaseificação de RSU são elevados, esta constitui a principal razão para o número limitado de instalações de tamanho comercial.



**Figura 5-8. VPL em função da potência instalada.**

Porém no mundo várias instalações de gaseificação têm superado este desafio buscando financiamento através de parcerias com grandes empresas de coleta e destinação de resíduos, ou com governos municipais, que têm interesse na busca de soluções para a gestão adequada dos resíduos municipais.

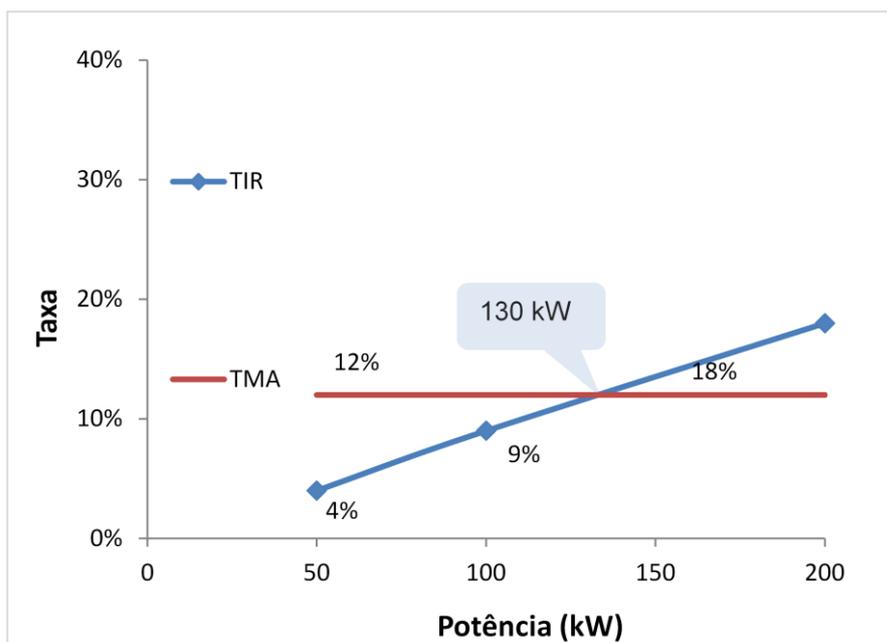


Figura 5-9. TIR em função do Valor presente líquido.

Dado que a viabilidade do projeto depende de duas variáveis que são chaves na hora de analisar projetos de aproveitamento de resíduos por médio de tecnologias não convencionais. Na figuras 5.10 e 5.11 se apresenta a variação do VPL em função do preço da energia e do preço da disposição de RSU.

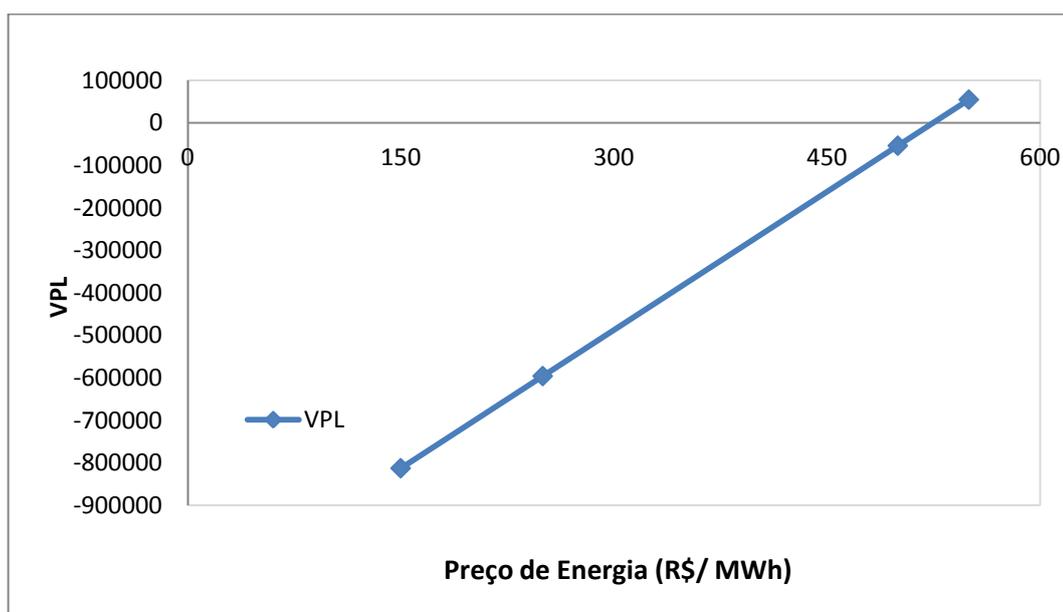


Figura 5-10. VPL em função do Preço de venda da Energia

Na figura 5.10, pode se observar que uma planta de 50kW de potência se viabiliza se a venda de energia for superior a 524,8 \$R/MWh.

Analisando o preço da disposição do resíduo, para a planta de 50kW de potência, o projeto tornou-se viável a partir de custos de disposição maiores do que 120 \$R/ton, como se observa na figura 5.11.

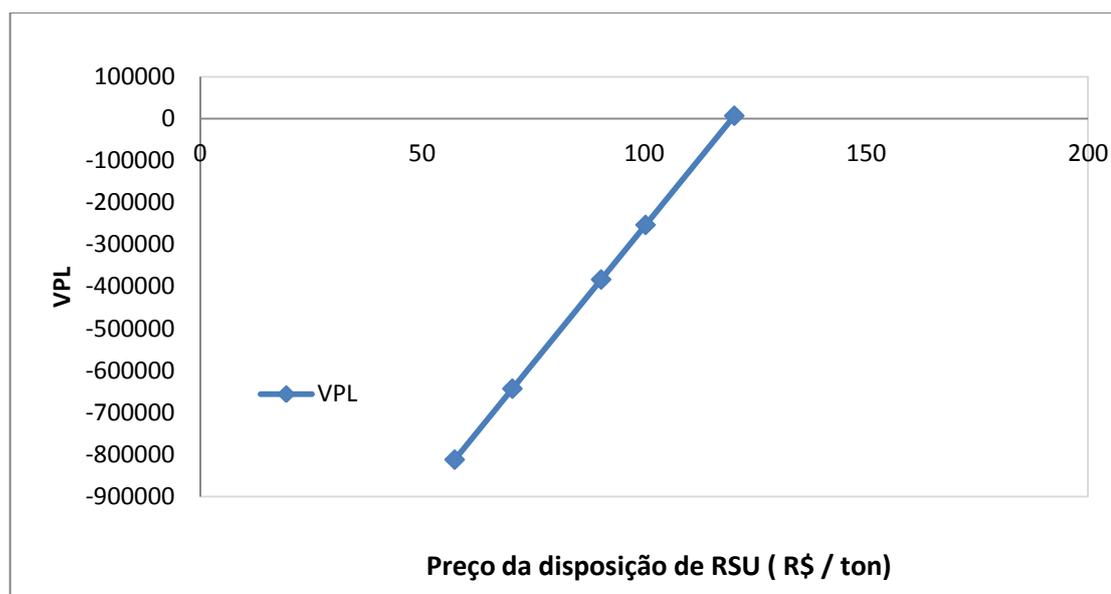


Figura 5-11. VPL em função do Preço da disposição do RSU

## CAPÍTULO 6

### CONCLUSÕES E SUGESTÕES

#### 6.1. Conclusões

Os RSU de Itajubá são uma matéria-prima heterogênea com 29% de umidade, e aproximadamente 33% de materiais não combustíveis, além de ter componentes com variados tamanhos, e composições. Desta forma, foram identificadas as etapas de triagem, secagem, trituração e briquetagem como parte da planta de pré-tratamento para converter os RSU num combustível derivado (CDR) mais uniforme em termos de teor de umidade, tamanho das partículas e poder calorífico. Para a planta de pré-tratamento analisada neste trabalho (capacidade de 300 kg/ h), a potência total consumida é de 42 kW, e o custo corresponde a 50% do orçamento total do capital. Na ausência da etapa de pré-tratamento, espera-se um aumento do custo unitário da produção de eletricidade no sistema analisado, em virtude da redução da eficiência global.

O comportamento do processo de gaseificação de CDR foi caracterizado a través da modelagem em equilíbrio químico do processo no software Aspen Plus™. O modelo permitiu avaliar a influência da relação de equivalência (RE), simulada na faixa de 0,1-0,4, sobre a composição do gás de gaseificação e a eficiência do processo. Dos resultados da simulação pode-se concluir:

- Da análise de sensibilidade foram encontrados os valores ideais de RE (0,25-0,3) e temperatura (650-700 °C). Sob essa condição, o poder calorífico ( $PCI=5,6-5,8 \text{ MJ/Nm}^3$ ) e a eficiência a frio ( $CGE=57-60\%$ ) do gás de gaseificação atingiram o ponto máximo. Os resultados obtidos se encontram na faixa dos dados reportados na literatura.
- Altos teores de umidade (superiores a 15 %) conduzem às variações na concentração dos componentes do gás de gaseificação produzido, e, por conseguinte, no seu poder calorífico, tornando assim o processo instável. Uma das soluções viáveis que se apresenta neste trabalho é a gaseificação do CDR o qual possui uma menor umidade, menores quantidades de cinzas, em relação aos RSU. Isto permitiu a obtenção de um gás com maiores teores de monóxido de carbono, hidrogênio, e consequentemente um PCI em media 30% maior do que o produzido a partir de RSU.

- Altas temperaturas e consequentemente baixo teor de alcatrão podem ser atingidas com o aumento da RE de entrada ao gaseificador, à custa da diminuição do poder calorífico do gás de gaseificação.

A análise do balanço de energia indicou que 49% da energia do RSU foi convertida em CDR, 57% da energia do combustível CDR foi convertida em gás de gaseificação, e 20% desta foi convertida finalmente em potência elétrica. As principais perdas energéticas no gaseificador estima-se estão distribuídas assim 40% da energia de entrada, se atribuem ao calor sensível do gás, e as perdas por condução e radiação pelas paredes para o ambiente, e um 2,5% corresponde ao calor sensível nas cinzas.

O modelo de gaseificação foi validado para a utilização de biomassa de eucalipto, e os resultados da composição do gás de gaseificação foram comparados com os resultados dos testes experimentais realizados num reator de leito fixo tipo concorrente. O modelo é capaz de prever o desempenho do gaseificador sob várias condições de operação e os resultados do modelo de equilíbrio de Gibbs, baixo a hipótese de não considerar parâmetros referentes à hidrodinâmica do reator e da cinética das reações, prediz concentrações de CO, CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub> consideravelmente mais elevadas do que os testes experimentais como esperado, porém apresentam uma tendência de aumento no rendimento do gás produzido na medida em que aumenta o RE, em concordância com a tendência dos testes experimentais.

Os resultados da análise de viabilidade econômica apresentada neste trabalho, mostraram que para a capacidade da planta piloto estudada o projeto é inviável, com uma TIR de 4% e um VPL negativo, é possível ter viabilidade econômica a partir de uma potência de 130 kW, atingindo uma taxa de retorno de 18% acima da TMA e com um investimento acima de 1 milhão de reais.

A partir dessa pesquisa, conclui-se que a gaseificação pode ser proposta como uma alternativa viável dentro do plano de gestão de Resíduos Sólidos Urbanos de Itajubá, apesar que ainda encara barreiras econômicas, principalmente relacionadas à natureza heterogênea dos RSU. No entanto, dados experimentais sobre as características dos RSU, a sensibilidade às flutuações nos fluxos de massa, assim como testes de motores de combustão interna utilizando o gás produto da gaseificação de CDR precisam ser investigados.

## 6.2. Sugestões para pesquisas futuras

Com esta dissertação de mestrado foi possível analisar diferentes variáveis críticas das operações de uma planta de produção de CDR a partir dos RSU, do processo de gaseificação do CDR e da geração de potência a partir do gás de gaseificação, bem como diversas oportunidades de pesquisa, apresentadas aqui como sugestões de trabalhos futuros:

- Realizar um trabalho de caracterização química elementar e imediata, a partir de vários testes e análises da composição dos Resíduos Sólidos de Itajubá, utilizando amostras de diferentes núcleos populacionais e em diversas épocas do ano, com o objetivo de ter dados precisos e representativos dos resíduos da cidade.
- Realizar a integração energética do processo no Aspen plus™, utilizando a análise Pinch; visando reduzir consumos e aproveitar o calor de resfriamento e a energia dos gases de combustão.
- Realizar uma avaliação técnica e econômica de uma alternativa de aproveitamento energético dos RSU, que integre a rota termoquímica e bioquímica, com o objetivo de aproveitar mais eficientemente os resíduos orgânicos que têm uma significativa contribuição nos resíduos de países como o Brasil, reduzir a umidade do CDR e desta maneira aumentar a eficiência global da planta de gaseificação de CDR.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABELPRE – Associação Brasileira de Empresas de Limpeza e Resíduos Sólidos (Brazilian Association of Solid Waste and Cleaning Companies), 2012. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil, 2011.

ABELPRE – Associação Brasileira de Empresas de Limpeza e Resíduos Sólidos (Brazilian Association of Solid Waste and Cleaning Companies), 2012. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil, 2012.

ABRELPE. Atlas Brasileiro de Emissões de GGE e Potencial Energético na Destinação de Resíduos Sólidos na Destinação de Resíduos Sólidos. Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais. São Paulo: 2013. 12 p.

Ahmed, T. Y., Ahmad, M. M., Yusup, S., Inayat, A., & Khan, Z. Mathematical and computational approaches for design of biomass gasification for hydrogen production: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(4), 2304–2315, 2012.

Al Amoodi, N. , Kannan, P. , Al Shoaibi, A. ,Srinivasakannan, C., “Aspen Plus Simulation of Polyethylene Gasification Under Equilibrium Conditions,” *Chem. Eng. Commun.*, vol. 200, no. 7, pp. 977–992, Jul. 2013.

Alavi Moghadam M. R, Mokhtarani N, Mokhtarani B., “Municipal solid waste management in Rasht City, Iran.,” *Waste Manag.*, vol. 29, no. 1, pp. 485–9, Jan. 2009.

Altafini C., Wander P.R., Barreto R.M.. “Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model.” *Energy Conversion and Management* 44, no. 17 (October 2003): 2763-2777.

Altvater, E. *O Preço da Riqueza*. São Paulo: Editora da Universidade Estadual Paulista, 1995.

Arafat H, Jijakli K., “Modeling and comparative assessment of municipal solid waste gasification for energy production.” *Waste Manag.*, vol. 33, no. 8, pp. 1704–13, Aug. 2013.

Arena, U.; Zaccariello, L.; Mastellone, M. L. Fluidized bed gasification of waste-derived fuels. *Waste Manage* 2010, 30 (7), 1212-1219.

Arena, U.; Gregorio, F. Di; Santonastasi, M. A techno-economic comparison between two design configurations for a small scale, biomass-to-energy gasification based system, *Chemical Engineering Journal* 162 (2010) 580–590.

Arena, U. “Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review.,” *Waste Manag.*, vol. 32, no. 4, pp. 625–39, Apr. 2012.

A.G.R Manser, A Keeling. *Practical Handbook of Processing and Recycling Municipal Waste* CRC Press, Boca Raton, FL (1996).

Aspen Plus: Getting started modeling processes with solids, Aspen Technology, Inc. (2000).

Aspen Plus. Cambridge, MA, USA: Aspen Technology, Inc., 2006.

Aspen Plus 11.1 User Guide: Version 2007. Burlington. Aspen Technology, Inc. 2007.

Bacon DW, Downie J, Hsu JC, Peters J. Modeling of fluidized bed Wood gasifiers. In: Overend RP, Milne TA, Mudge LK, editors. *Fundamentals of thermochemical biomass conversion*. London: Elsevier; 1982. p. 717–32.

Backham., L. E. Croiset., P.L. Douglas. *Simulation of a coal hydrogasification process with integrated CO2 capture*. Canada, 2003.

Baratieri, M. et al., 2009. The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis. *Applied Thermal Engineering*, 29(16), pp.3309–3318. Available at: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1359431109001446> [Accessed October 14, 2014].

Barros. *Tratado sobre Resíduos Sólidos - Gestão, uso e sustentabilidade*. Rio de Janeiro, Interciência, Minas Gerais, Acta, 2013. 376p. ISBN 978-85-7193-295-1.

Basu P. Gasification theory and modeling of gasifiers. In: Biomass Gasification Design Handbook. Boston: Academic Press; 2010. <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-12-374988-8.00005-2> 117–165.

Basu P. In: Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory. Elsevier Inc.; 2013. p. 202.

Becidan, M. 2007. Experimental Studies on Municipal Solid Waste and Biomass Pyrolysis. PhD thesis, Norwegian University, May 2007.

Belgiorno, V., De Feo G., Della Rocca C., Napoli R. M. a, “Energy from gasification of solid wastes,” Waste Manag., vol. 23, no. 1, pp. 1–15, Jan. 2003.

Bereczky, D. A. 2006. Internal Combustion Engines. Budapest: Technical University of Budapest.

Bocci, A. Di Carlo, L. Vecchione, M. Villarini, M. De Falco, and A. Dell’Era, “Technical-Economic Analysis of an Innovative Cogenerative Small Scale Biomass Gasification Power Plant,” in Computational Science and Its Applications–ICCSA 2013, Springer, 2013, pp. 256–270.

Bosmans, I. Vanderreydt, D. Geysen, and L. Helsen, “The crucial role of Waste-to-Energy technologies in enhanced landfill mining: a technology review,” J. Clean. Prod., vol. 55, pp. 10–23, Sep. 2013.

BRASIL. ABNT / CETESB / NBR 10.004/04. Resíduos sólidos – Classificação. Disponível em: [www.fiesp.com.br/ambiente/pdf/Normas/Normas\\_Regulamentadoras\\_Fed\\_Residuos.pdf](http://www.fiesp.com.br/ambiente/pdf/Normas/Normas_Regulamentadoras_Fed_Residuos.pdf).

"BRASIL. Constituição (1988). Constituição da República Federativa do Brasil. Brasília, DF: Senado, 1988.

\_\_\_\_\_. 2010a. Lei Federal No 12.305/2010, de 2 de agosto de 2010. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos; altera a Lei no 9.605, de 12 de fevereiro de 1998; e dá outras providências. Diário Oficial de União, Brasília, DF. 02 de agosto de 2010.

BRASIL. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE). (2009b) Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB) 1998/2000/2008. Disponível em: <http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaoodevida/pnsb>.

BRASIL. Ministério das Cidades. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS). (2009c) Diagnóstico do manejo dos resíduos sólidos urbanos – 2009. Brasília. Disponível em: [www.snis.gov.br](http://www.snis.gov.br). Acesso em: 19 set. 2012.

Caballero, M. A.; Aznar, M. P.; Gil, J.; Martin, J. A.; Frances, E.; Corella, J. Commercial steam reforming catalysts to improve biomass gasification with steam-oxygen mixtures .1. Hot gas upgrading by the catalytic reactor. *Ind Eng Chem Res* 1997, 36 (12), 5227-5239.

Caputo, A., Pelagagge, P. (2002). RDF production plants: I Design and Costs. *Applied Thermal Engineering*, Volume 22, pp.423-437.

Carlson., C., Don't gamble with physical properties for simulations. *Chemical Engineering Progress*. Vol. 92. pp. 35-46, 1996.

Companhia Energética de Minas Gerais. Alternativas energeticas, uma visão CEMIG. Gaseificação de Biomassa. Superintendência de Desenvolvimento Energético e Mercado, 2012.

Centeno F, “Avaliação do Desempenho de um Sistema Integrado motor ciclo otto/Gaseificador co-corrente utilizando modelagem matemática” Dissertação de mestrado, Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá. Agosto de 2010.

Chang, J.S., Gu, B.W., Looy, P.C., Chu, F.Y., Simpson, C.J.: Thermal plasma pyrolysis of used old tires for production of syngas. *J. Environ. Sci. Health., Part A* 31(7), 1781–1799 (1996).

Chang, Y.H., Chen, W.C., Chang, N.B., 1998. Comparative evaluation of RDF and MSW incineration. *Journal of Hazardous Materials* 58, 33–45.

Chazarenc, F., Tazerout, M. Thermo-chemical Equilibrium Modelling of a Biomass Gasifying Process Using ASPEN PLUS®, 2009.

Chen, C., Jin, Y., Yan, J., Chi, Y. "Simulation of municipal solid waste gasification for syngas production in fixed bed reactors," *J. Zhejiang Univ. Sci. A*, vol. 11, no. 8, pp. 619–628, Jul. 2010.

Chen, C., Jin, Y.-Q. , Yan, J.-H. , Chi, Y. Simulation of municipal solid waste gasification in two different types of fixed bed reactors. *Fuel*, 103, 58–63, 2013.

Cheng, T.W., Chu, J.P., Tzeng, C.C., Chen, Y.S.: Treatment and recycling of incinerated ash using thermal plasma technology. *Waste Manag.* 22, 485–490 (2002).

Cheng, H., Hu, Y., 2010. Municipal solid waste (MSW) as a renewable source of energy: current and future practices in China. *Bioresour. Technol.* 101, 3816–3824.

Chu, J.P., Hwang, I.J., Tzeng, C.C., Kuo, Y.Y., Yu, Y.J.: Characterization of vitrified slag from mixed medical wastesurrogates treated by a thermal plasma system. *J. Hazard. Mater.* 58, 179–194 (1998).

Consonni, S., Larson, E.D., 1996. Biomass-gasifier/aeroderivative gas turbine combined cycle. Part A – Technologies and performance modelling; Part B –Performance calculations and economic assessment.

Consonni, S., Viganò, F., 2012. Waste gasification vs. conventional Waste-To-Energy: a comparative evaluation of two commercial technologies. *Waste Manage.* 32, 653–666.

Consonni, S., Giugliano, M., Grosso, M., 2005. Alternative strategies for energy recovery from municipal solid waste. Part A: Mass and energy balances. *Waste Manage.* 25, 123–135.

Dalai, A.K., Batta, N., Eswaramoorth, I., Schoenau, G.J., 2009. Gasification of refuse derived fuel in a fixed bed reactor for syngas production. *Waste Management* 29, 252–285.

Denison, R., 1996. Environmental life-cycle comparisons of recycling, landfilling, and incineration: a review of recent studies. *Annual review of Energy and environment* 20, 191–237.

Di Blasi C. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. *Progress in Energy and Combustion Science* 34: 47-90, 2008.

Doherty, W., Reynolds, A., & Kennedy, D. The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using Aspen Plus® simulation. *Biomass and Bioenergy*, 33(9), 1158–1167, 2009.

Double JM, Bridgwater AV. Sensitivity of theoretical gasifier performance to system parameters. In: PalzW, Coombs J, Hall DO, editors. *Energy from biomass, Proceedings of the third EC conference*, 1985.

Douglas P. L, Young BE. Modelling and simulation of an AFBC steam heating plant using ASPEN/SP. *Fuel* 1990;70:145–54.

Douglas, P. L., et al. Simulation of a coal hydro gasification process with integrated CO<sub>2</sub> capture, (519), 1941–1945, 2005.

EEA 2011, Waste opportunities — Past and future climate benefits from better municipal waste management in Europe (Copenhagen: European Environmental Agency) (<http://www.eea.europa.eu/data-and-maps/figures/modelled-ghg-emissions-from-msw>).

Elliot j. R.; Lira c. T. *Introductory Chemical Engineering Thermodynamics*. Upper Saddle River: Prentice Hall PTR, New Jersey, 1999.

Evans, I. B., Boston, J. F., Britt, H. I., Gallier, P. W., Gupta, P. K., Joseph, B., Yaci, H. Aspen: An advanced system, 3, 319–327, 1979.

FEAM – Fundação Estadual do Meio Ambiente. *Aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos: guia de orientação para governos municipais de Minas Gerais/ Fundação Estadual do Meio Ambiente*. 163p. Belo Horizonte: FEAM, 2012.

Fernando, S. 1998. *Internal combustion engines*.

Fermoso J, Arias B, Pevida C, Plaza MG, Rubiera F, Pis JJ. Kinetic models comparison for steam gasification of different nature fuel chars. *J Therm Anal Calorim* 2008;91:779–86.

Fiaschi D, Michelini M. A two-phase one-dimensional biomass gasification kinetics model. *Biomass and Bioenergy* 21: 121-132, 2001.

Finnveden, G., Johansson, J., Lind, P., Moberg, G., 2005. Life cycle assessment of energy from solid waste – Part 1: general.

Ftwi. Y. Hagos, "Combustion, Performance and Emissions Characteristics of Imitated Syngases in Direct-injection Sparkignition Engine," PhD, Department of Mechanical Engineering, Universiti Teknologi PETRONAS, Seri Iskandar, Malaysia, 2013.

Galeno, G., Minutillo, M., Perna, A., 2011. From waste to electricity through integrated plasma gasification/fuel cell (IPGFC) system. *Int. J. Hydrogen Energy* 36, 1692–1701.

Galindo, A., Avaliação da Qualidade do Gás em Gaseificadores de Biomassa e proposta de Sistemas de Limpeza para Diferentes Aplicações. NEST/UNIFEI. Itajubá, 2012.

Gendebien A, Leavens A, Blackmore K, et al. (2003) Refuse derived fuel - current practice and perspectives. Final report B4-3040/2000/306517/ MAR/E3. Brussels, Belgium: Directorate General Environment, European Commission.

G. Gordillo and K. Annamalai, "Adiabatic fixed-bed gasification of coal, dairy biomass, and feedlot biomass using an air-steam mixture as an oxidizing agent," *Renewable Energy*, vol. 34, no. 12, pp. 2789–2797, 2009. View at Publisher · View at Google Scholar · View at Scopus.

Goldstein, L., Hedman, B., Knowles, D., Freedman, S. I., Woods, R. & Schweizer, T. 2003. Gas-fired distributed energy resource technology.

Haryanto A, Fernando SD, Pordesimo LO, Adhikarid S. Upgrading of syngas derived from biomass gasification: a thermodynamic analysis. *Biomass Bioenergy* 2009;33:882–9.

Higman, C., Van Der Burgt, M., 2003. Gasification. Gulf Professional Publishing, Elsevier Science. Burlington, MA, USA (ISBN 0-7506-7707-4).

Huang, H., Tang, L., Wu, C.Z.: Characterization of gaseous and solid product from thermal plasma pyrolysis of waste rubber. *Environ. Sci. Technol.* 37, 4463–4467 (2003).

Huang, H., Tang, L.: Treatment of organic waste using thermal plasma pyrolysis technology. *Energy Convers. Manag.* 48,1331–1337 (2007).

Hayden, J.G.; O’Connell, J.P. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 14:209, 1975.

IPCC, 2006: IPCC Guidelines for national greenhouse gas inventories. Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Cambridge University Press, Cambridge. accessed 02/07/07

Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), 2013. *Climate Change 2013: The Physical Science Basis*. In: Stocker, T.F., D. Qin, G.-K. Plattner, M. Tignor, S.K. Allen, J. Boschung, A. Naues, Y. Xia, V. Bex and P.M. Midgley (Eds.), *Contribution of Working Group I to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA, 1535 pp.

International Energy Agency (IEA), *World Energy Outlook 2012*, Paris, 2012.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA IBGE. *Pesquisa Nacional de Saneamento Básico*. 2008. Rio de Janeiro, 2008. 219p. Disponível em: <[http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pnsb2008/PNSB\\_2008.pdf](http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pnsb2008/PNSB_2008.pdf)>.

\_\_\_\_\_IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – Censo de 2010. Disponível em <http://cidades.ibge.gov.br>, acessado em 08/12/2013, às 10:30;

\_\_\_\_\_IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – Censo de 2013. Disponível em <http://cidades.ibge.gov.br>, acessado em 02/12/2014.

Jarunghammachote, S., & Dutta, A. Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy*, 32(9), 1660–1669, 2007.

Kalogirou, S.A. (2001): “Artificial neural networks in renewable energy systems applications: a review”. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 5, pp. 373-401.

Karajgi, S. B., R. Y. Udaykumar, and G. D. Kamalapur, “Modeling of Power Generation using Municipal Solid Waste in India,” vol. 2, no. 2, pp. 197–202, 2012.

Kolb, T., Seifert, H., 2002. Thermal Waste Treatment: State of the art e a Summary. Waste Management 2002: The future of waste management in Europe. VDI GVC, Strasbourg, France (Düsseldorf, Germany).

Kontogeorgis, G. M. Chapter 6: Association Models – The CPA Equation of State. Computer Aided Property Estimation for Process and Product Design, 19, 113- 138, 2004.

Kundsen RA, Bailey T, Fabiano LA. Experience with ASPEN while simulating a new methanol plant. AIChE Symposium Series 1982;78:214.

Lam C. H. K., Ip A. W. M., Barford J. P. and McKay G., 2010, Use of Incineration MSW Ash: A Review. Sustainability, 2, 1943-1968.

Leme, M. M. V. , Rocha, M. H., Lora, E. E. S., Venturini, O. J., Lopes, B. M. C., Ferreira, H. “Techno-economic analysis and environmental impact assessment of energy recovery from Municipal Solid Waste (MSW) in Brazil,” Resour. Conserv. Recycl., vol. 87, pp. 8–20, Jun. 2014.

Lima, L. M. Q., Lixo Tratamento e Biorremediação, Hemus Editora Ltda. 3ªedição, 1995.

Li X, Grace JR, Watkinson AP, Lim CJ, Ergu“ denler A. Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to circulating fluidized bed coal gasifier. Fuel 2001;80:195–207.

Lombardi, L. , Carnevale, E., Corti, A. “Analysis of energy recovery potential using innovative technologies of waste gasification.,” Waste Manag., vol. 32, no. 4, pp. 640–52, Apr. 2012.

Lora E. S., and Andrade R. V., “Biomass as energy source in Brazil,” Renewable and Sustainable Energy Reviews, vol. 13, no. 4, pp. 777–788, May 2009.

M. Niu, Y. Huang, B. Jin, and X. Wang, “Simulation of Syngas Production from Municipal Solid Waste Gasification in a Bubbling Fluidized Bed Using Aspen Plus,” Ind. Eng. Chem. Res., vol. 52, no. 42, pp. 14768–14775, Oct. 2013.

M. Siedlecki, “On the gasification of biomass in a steam-oxygen blown CFB gasifier with the focus on gas quality upgrading: technology background, experiments and mathematical modeling”, PhD thesis, 2011, ISBN 978-90-8570-790-6.

Mansaray., K.G. , A.M. AL-Taweel., A.E. Ghaly., F. Hamdullahpur., V.I. Ugursal. Mathematical modeling of a fluidized bed rice husk gasifier, *Energy Sources*, pp. 83–98, 2000.

Martins, L. S. Geração de energia através de biomassa. Departamento de Energia Elétrica, Universidade Federal do Espírito Santo. Vitória –ES, 2006. 83p.

Martínez, J. D. (2009). *Estudo Experimental do Conjunto Gaseificador de Biomassa em Reator Co-corrente com Duplo Estágio de Fornecimento de Ar e Motor de Combustão Interna*. Dissertação de Mestrado em Conversão de Energia, Universidade Federal de Itajubá, Instituto de Engenharia Mecânica, Itajubá, 193 p.

Martínez, J. D., Mahkamov, K., Andrade, R. V., & Silva Lora, E. E. (2012). Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines. *Renewable Energy*, 38(1), 1–9.

Materazzi, M., Lettieri, P., Mazzei, L., Taylor, R., Chapman, C., 2013. Thermodynamic modelling and evaluation of a two-stage thermal process for waste gasification. *Fuel* 108, 356–369.

Mavrotas, G. , S. Skoulaxinou, N. Gakis, V. Katsouros, and E. Georgopoulou, “A multi-objective programming model for assessment the GHG emissions in MSW management.,” *Waste management (New York, N.Y.)*, vol. 33, no. 9, pp. 1934–49, Sep. 2013.

Medeiros, M; Arredondo, P. T. Cubic Two-State Equation of State for Associating Fluids. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47, 5723-5733, 2008.

Mitta, N. R., Ferrer-Nadal, S., Lazovic, A. M., José, F., Velo, E., & Puigjaner, L. Modelling and Simulation of a Tyre Gasification Plant for Synthesis Gas Production, 1771–1776, 2006.

Minutillo, M., Perna, A., Di Bona, D., 2009. Modelling and performance analysis of an integrated plasma gasification combined cycle (IPGCC) power plant. *Energy Convers. Manage.* 50, 2837–2842.

Niessen, W.R., C.H. Marks, R.E. Sommerlad, P. Shepherd (1996) “Evaluation of Gasification and Novel Thermal Processes for the Treatment of Municipal Solid Waste,” Prepared by Camp, Dresser & McKee for National Renewable Energy Laboratories, DEAC36-83CH10093, Golden CO.

Oliveira, A. S. D. Método para viabilização de implantação de plano de gerenciamento integrado de resíduos sólidos: o caso do município de Rio Grande - RS. 2002. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.

Parizeau K, Maclaren V, and Chanthy L., “Waste characterization as an element of waste management planning: Lessons learned from a study in Siem Reap, Cambodia,” *Resour. Conserv. Recycl.*, vol. 49, no. 2, pp. 110–128, Dec. 2006.

Paviet, F., Chazarenc, F., and Tazerout, M. (2009). Thermo chemical equilibrium modelling of a biomass gasifying process using ASPEN PLUS, *Int. J. Chem. React. Eng.*, 7, 1–16.

Phillips JN, Erbes MR, Eustis RH. Study of the off-design performance of integrated coal gasification. In: *Combined cycle power plants, computer aided engineering of energy systems*, vol. 2—analysis and simulation, Proceedings of the winter annual meeting of the American Society of Mechanical Engineers; 1986.

Puig-Arnabat Maria, Bruno Joan Carles, Coronas Alberto. Review and analysis of biomass gasification models. *Renew Sustain Energy Rev* 2010;14:2841–51.

Psomopoulos, C.S. et al. 2009. Waste-to-energy: A review of the status and benefits in USA. *Waste Management* 29 (2009) 1718–1724.

Ramzan, N., Ashraf, A., Naveed, S., & Malik, A. (2011). Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste. *Biomass and Bioenergy*, 35(9), 3962–3969.

Reed, T.; Desrosiers, R. The Equivalence ratio: the key to understanding pyrolysis, combustion and gasification of fuels, 1979.

Ruggiero M., Manfrida G. An equilibrium model for biomass gasification processes. *Renew Energy*, 16:1106–9, 1999.

Ruiz JA: Biomass gasification for electricity generation: review of current technology barriers. *Renew Sustain Energy Rev* 2013, 18:174–183.

Siedlecki M, de Jong W. Biomass gasification as the first hot step in clean syngas production process – gas quality optimization and primary tar reduction measures in a 100 kW thermal input steam–oxygen blown CFB gasifier. *Biomass Bioenergy* 2011;35(Suppl. 1):S40–62.

Sabbas, T., Poletini, A., Pomi, R., Astrup, T., Hjelmar, O., Mostbauer, P., Lechner, P., 2003. Management of municipal solid waste incineration residues. *Waste Management* 23, 61–88.

Sharma A., “Equilibrium and kinetic modelling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison.” *Solar Energy* 82, no. 10 (October 2008): 918-928.

Schuster G, Löffler G, Weigl K, Hofbauer H. Biomass steam gasification: an extensive parametric modeling study. *Bioresour Technol* 2001;77:71–9.

Smith, J. M.; Van Ness, H. C.; Abbott, M. M. *Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th ed.; McGraw-Hill: New York, 2003.

Sivakumar, K., Sugirtharan, M. (2010). Impact of family income and size on per capita solid waste generation: a case study in Manmunai North Divisional Secretariat Division of Batticaloa. *Journal of Science of the University of Kelaniya Sri Lanka*. Vol 5. p. 13 – 23.

Syed, S., Janajreh, I., Ghenai, C., 2012. Thermodynamics equilibrium analysis within the entrained flow gasifier environment. *International Journal of Thermal and Environmental Engineering* 4 (1), 47–54.

Tang, L., Huang, H., Hao, H., Zhao, K., 2013. Development of plasma pyrolysis/gasification systems for energy efficient and environmentally sound waste disposal. *J. Electrostat.* 71, 839–847.

Tavares, “Potencialidade Energética dos Resíduos Sólidos domiciliares e comerciais do município de Itajubá – MG”. 2007.

Thitame S N, Pondhe G M and Meshram D C. 2010. Characterisation and composition of Municipal Solid Waste (MSW) generated in Sangamner City, District Ahmednagar, Maharashtra, India. *Environmental Monitoring and Assessment* 170 (1-4): 1-5.

Tigabwa Y. Ahmed, Murni M. Ahmad, SuzanaYusup, AbrarInayat, Zakir Khan, 2012, Mathematical and computational approaches for design of biomass gasification for hydrogen production: A review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16, pp. 2304– 2315.

Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B. & Shaeiwitz, J. A. 2008. Analysis, synthesis and design of chemical processes, Pearson Education.

U. Arena and M. L. Mastellone (2009). Fluidized bed gasification of RDF and PDF. AMRA Scientific Report. ISBN 978-88-89972-10-6 (in Italian, with an executive summary in English).

US EPA, 2010. Municipal Solid Waste in the United States: Facts and Figures for 2009. United States Environmental Protection Agency. Dezembro de 2010.

U.S. Environmental Protection Agency, 2011a, Municipal Solid Waste Generation, Recycling, and Disposal in the United States: Facts and Figures for 2010 acessado em [http://www.epa.gov/osw/nonhaz/municipal/pubs/msw\\_2010\\_factsheet.pdf](http://www.epa.gov/osw/nonhaz/municipal/pubs/msw_2010_factsheet.pdf).

Vaezi, M., Seitz, H., and Yang, S., 2012. A review on 3D micro-additive manufacturing technologies. *The International Journal of Advanced Manufacturing Technology*, 134.

Valkenburg, C. “Municipal Solid Waste (MSW) to Liquid Fuels Synthesis, Volume 1: Availability of Feedstock and Technology,” vol. 1, no. December, 2008.

Van den Bergh, A. (2005). The co-gasification of wood and polyethylene: The influence of temperature, equivalence ratio, steam and the feedstock composition on the gas yield and composition, graduation report, Eindhoven University of Technology.

Wander, p. R. Utilização de resíduos de madeira e lenha como alternativa de energia renováveis para o desenvolvimento sustentável da região nordeste do Estado do Rio Grande do Sul. 2001. 106 p. Teses (Doutorado em Energia) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2001.

Yan., H.M., V. Rudolph. Modeling a compartmented fluidized bed coal gasifier process using ASPEN PLUS. Chemical Engineering Communication, 183, pp. 1–38, 2000.

Yoshida H, Kiyon F, Tajima H, Yamasaki A, Ogasawara K, Masuyama T. Twostage equilibrium model for a coal gasifier to predict the accurate carbon conversion in hydrogen production. Fuel 2008;87:2186–93.

Ni Yuwen, Haijun Zhang, Su Fan et al. Emissions of PCDD/Fs from municipal solid waste incinerators in China[J]. Chemosphere, 2009:1-6.

Wooley R. J. and V. Putsche. 1996. Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components. National Renewable Energy Laboratory. Golden, Colorado.

WRI. 2003. Corporate Guide to Green Power Markets (Installment 5): Renewable energy certificates: An attractive means for corporate customers to purchase renewable energy. Available : <http://www.wri.org/publication/corporate-gpm-guide-5-renewable-energy-certificates>.

Young, G.C., 2010. Municipal Solid Waste to Energy Conversion Processes - Economic, Technical and Renewable Comparisons. John Wiley & Sons, Inc, New Jersey.

Zainal ZA, Ali R, Lean CH, Seetharamu KN (2001). Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modelling for different biomass materials, Energy Conver. Manag., 42: 1499-1515.

Zhang, Q., Dor, L., Fenigshtein, D., Yang, W., Blasiak, W., 2012. Gasification of municipal solid waste in the Plasma Gasification Melting process. *Appl. Energy* 90, 106–112.

Zheng, H., Kaliyan, N., & Morey, R. V. Aspen Plus simulation of biomass integrated gasification combined cycle systems at corn ethanol plants. *Biomass and Bioenergy*, 56, 197–210, 2013.

## APÊNDICES

### APÊNDICE A.

#### VARIAÇÃO DA TEMPERATURA DO GASEIFICADOR EM FUNÇÃO DA RELAÇÃO DE EQUIVALÊNCIA.

O comportamento da temperatura na zona de redução do gaseificador foi simulado no software Matlab e é apresentado na figura A.1. Para fazer as simulações para diferentes valores de relação de equivalência, foi utilizado um modelo detalhado do gaseificador de biomassa existente (Centeno, 2010) o qual foi ajustado nos parâmetros que se apresentam a seguir.

##### ■ Parâmetros inseridos no código da programação do gaseificador em Matlab.

```
%modelo geral do gaseificador
%Composição calculada para o RDF Itajubá

%Composição imediata (porcentagens em base seca):
    V_porc=63;
    A_porc=6;
    F_porc=100-A_porc-V_porc;

%Umidade W_%
    W_porc=12;

%Poder calorífico superior HHV [MJ/kg=kJ/g]
    HHV=16,6;

%Temperatura de entrada do ar K
    Tar=298.15;

%modo de corrida
```

```

        mcor=1;          % 1=temperaturas 2=calores
if mcor==1
%TEMPERATURAS DO MODELO [K]

    Tp=700
    Tox=1500

%Tipo de relação para corrente de ar

    Trel=1;

    % 1=Relação de ar 2=Relação equivalente 3=Relação ar-
combustível

    rel=(0,1,...,0,8)

    % Iterativo para cada relação de ar foi calculada uma
temperatura.

%Composição elementar (Porcentagens em base seca):

    C_por=49,4;
    H_por=6,5;
    O_por=100-A_por-H_por-C_por;
    A_por;

```

#### ■ Resultados da variação da temperatura em função da RE no modelo Matlab

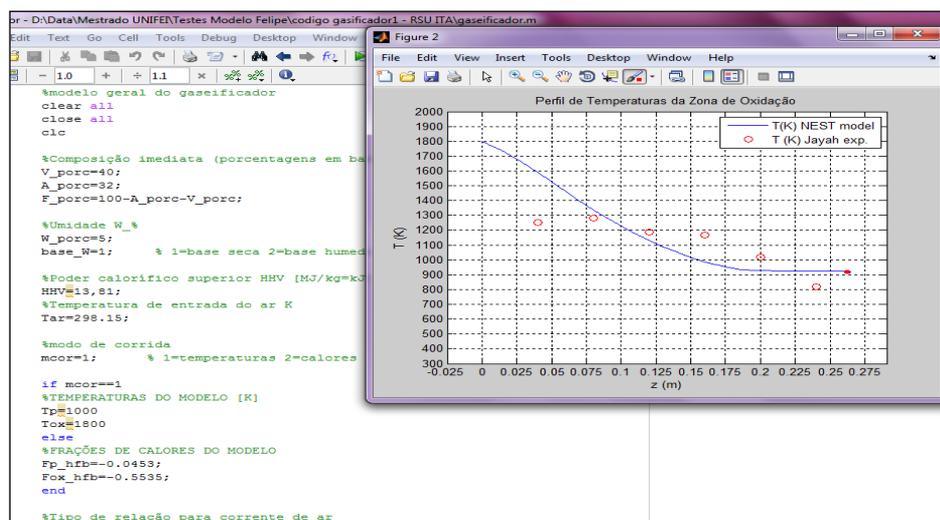
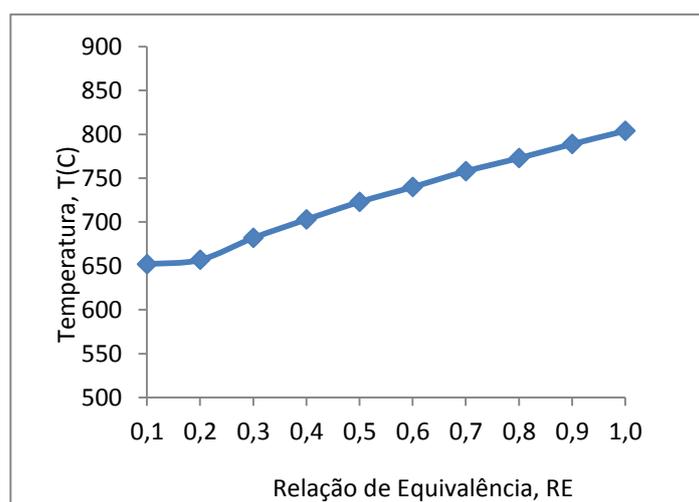


Figura A-0-1. Modificação dos parâmetros do modelo de gaseificador downdraft

As temperaturas obtidas a partir do modelo foram exportadas ao Excel, e na figura A2, pode-se observar a variação.

RE	T(K)	T(C)
0.0	918	645
0.1	925	652
0.2	930	657
0.3	955	682
0.4	976	703
0.5	996	723
0.6	1013	740
0.7	1031	758
0.8	1046	773
0.9	1062	789
1.0	1077	804



**Figura A-0-2. Resultados da variação da temperatura em função da RE no modelo Matlab**

## APÊNDICE B.

### PLANEJAMENTO FINANCEIRO E FLUXO DE CAIXA PARA 20 ANOS.

#### *Cenário 1*

Vazão entrada RSU: 300 kg/h

Potência: 50kWe

**Tabela A-0-1. Receitas para uma potência de 50kWe**

Ano	Receitas (R\$)				
	Venda energia	Implantação	Manutenção	Custo evitado pelo tratamento aterro	Sem C. Carbono
0		1175320	0	0	-1175320
1	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
2	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
3	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
4	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
5	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
6	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
7	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
8	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
9	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
10	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
11	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
12	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
13	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
14	48750	0	52050	-111832,5	35532,5
15	48750	1	52050	-111832,5	35531,5
16	48750	2	52050	-111832,5	35530,5
17	48750	3	52050	-111832,5	35529,5
18	48750	4	52050	-111832,5	35528,5
19	48750	5	52050	-111832,5	35527,5
20	48750	6	52050	-111832,5	35526,5
VPL					-812423,8
TIR					-4,38%

Cenário 2:

Vazão entrada RSU: 1000 kg/h

Potência: 150kWe

**Tabela A-0-2. Receitas para uma potência de 150kWe**

Receitas (R\$)						
Ano	Venda energia	Implantação	Manutenção	Custo evitado pelo tratamento aterro	Sem C. Carbono	
0		2.349.234	0	0	-2.349.234	
1	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
2	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
3	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
4	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
5	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
6	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
7	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
8	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
9	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
10	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
11	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
12	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
13	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
14	146.250	0	52.050	-372.775	423.902	
15	146.250	1	52.050	-372.775	423.901	
16	146.250	2	52.050	-372.775	423.900	
17	146.250	3	52.050	-372.775	423.899	
18	146.250	4	52.050	-372.775	423.898	
19	146.250	5	52.050	-372.775	423.897	
20	146.250	6	52.050	-372.775	423.896	
VPL						-R\$ 116.346
TIR						17%