

ANÁLISE DO POTENCIAL ENERGÉTICO DE RESÍDUO SÓLIDO URBANO PARA CONVERSÃO EM PROCESSOS TERMOQUÍMICOS DE GASEIFICAÇÃO

Vinícius Carvalhaes

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM CIÊNCIAS MECÂNICAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

Brasília, 20 de Dezembro de 2013

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE DO POTENCIAL ENERGÉTICO DE RESÍDUO SÓLIDO URBANO
PARA CONVERSÃO EM PROCESSOS TERMOQUÍMICOS DE GASEIFICAÇÃO**

VINÍCIUS CARVALHAES

ORIENTADOR: CARLOS ALBERTO GURGEL VERAS

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM CIÊNCIAS MECÂNICAS

PUBLICAÇÃO: ENM.DM-216A/2014

BRASÍLIA, 20 DE DEZEMBRO DE 2013

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
Faculdade de Tecnologia
Departamento de Engenharia Mecânica

ANÁLISE DO POTENCIAL ENERGÉTICO DE RESÍDUO SÓLIDO URBANO PARA CONVERSÃO EM PROCESSOS TERMOQUÍMICOS DE GASEIFICAÇÃO

POR,
Vinícius Carvalhaes

Dissertação submetida ao departamento de Engenharia Mecânica da Faculdade de Tecnologia da
Universidade de Brasília como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de
mestre em Ciências Mecânicas.

Banca Examinadora

Prof. Carlos Alberto Gurgel Veras, UnB/ ENM
(Orientador)

Prof. Mario Benjamim Baptista de Siqueira,
UnB/ENM (examinador interno)

Prof. Grace Ferreira Ghesti, UnB/ IQ (examinadora
externa)

Brasília, 20 de Dezembro de 2013

FICHA CATALOGRÁFICA

CARVALHAES, VINÍCIUS

Análise do Potencial Energético de Resíduo Sólido Urbano para Conversão em Processos Termoquímicos de Gaseificação.

117p., 210 x 297mm (ENM/FT/UnB, Mestre, Ciências Mecânicas, 2013).

Dissertação de Mestrado – Universidade de Brasília.

Faculdade de Tecnologia.

Departamento de Engenharia Mecânica.

1. Gaseificação

2 Eficiência Energética

3. Resíduo Sólido Urbano

4. Energia de Resíduo

I. ENM/FT/UnB

II. Título: ENM.DM–216A/2014

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

CARVALHAES, V. (2013). Análise do Potencial Energético de Resíduo Sólido Urbano para Conversão em Processos Termoquímicos de Gaseificação. Dissertação de Mestrado em Ciências Mecânicas, Publicação ENM.DM–216A/2014, Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 117p.

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: VINÍCIUS CARVALHAES

TÍTULO: Análise do Potencial Energético de Resíduo Sólido Urbano para Conversão em Processos Termoquímicos de Gaseificação.

GRAU: Mestre

ANO: 2013

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias desta dissertação de mestrado e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte desta dissertação de mestrado pode ser reproduzida sem a autorização por escrito do autor.

Vinícius Carvalhaes

profviniciuscarv@gmail.com

Rua Comendador Negrão de Lima, QD. 38, LT. 02, Setor Negrão de Lima; 74650-030,
Goiânia/GO – Brasil.

Dedicatória

Dedico este trabalho a Deus, a toda minha família e em especial a minha amada esposa Thalytta Catúlio Cunha Carvalhaes.

Dedico também a todos os entusiastas da engenharia que buscam soluções para um mundo cada vez melhor.

Vinícius Carvalhaes

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por me permitir ter forças e tranquilidade para concretizar esta importante etapa acadêmica e profissional em minha vida.

Ao meu pai Geraldo Carvalhaes da Silva, minha mãe Herondina Fernandes Gomes Carvalhaes ao meu irmão Cássio Carvalhaes, minha cunhada Maderler Ribeiro, meu sobrinho Noah e à minha amada esposa Thalytta Catúlio Cunha Carvalhaes. Esta família que faz parte de todos os momentos da minha vida me incentivando e ajudando da melhor forma possível.

Agradeço também a toda equipe da UnB que esteve junto no desenvolvimento deste trabalho, sempre me orientando e auxiliando, garantindo que alcancemos os referidos resultados apresentados. Não posso esquecer de nomes importantes neste grupo como os alunos da engenharia Alexandre Cyrino de Sousa, Bruno Carlos dos Santos Moraes, Charles Renato Pinto Barbosa, Lorrane Stephanie da Silva Biângulo, Pedro José Caliman Vieira, Ramsés Nascimento Rangel e Eder de Sousa Melo. Em especial também a equipe do Instituto de Química da UnB, a aluna Munique Gonçalves Guimarães aos ilustres professores e orientadores de diversas partes do projeto prof.^a Dra. Grace Ferreira Ghesti e prof. Dr. Júlio Lemos de Macedo e aos técnicos responsáveis pelos auxílios nas análises químicas.

Aos professores da faculdade do Gama da UnB que me auxiliaram em diversas etapas do projeto, prof. Dr. Augusto César de Mendonça Brasil, a prof.^a Dra. Maria Vitoria Duarte Ferrari Tomé e a prof.^a Dra. Marília Miranda Forte Gomes.

Ao engenheiro mecânico Alexandre Caires Rodrigues e ao pesquisador da Embrapa Diogo Keiji Nakai.

Ao CNPq pelo auxílio financeiro para montagem da banca experimental.

E um agradecimento especial àqueles que me mostraram este novo mundo a ser pesquisado e estiveram juntos me orientando a cada etapa, prof.^a Dra. Thais Maia Araújo e prof. Dr. Carlos Alberto Gurgel Veras.

Vinícius Carvalhaes

RESUMO

Este trabalho teve por objetivo analisar a viabilidade de utilização dos resíduos sólidos urbanos (RSU) do Distrito Federal, Brasil como combustível em um processo termoquímico de gaseificação. Para tanto, foi utilizado um software de simulação do equilíbrio químico para verificar a composição do gás proveniente da gaseificação e o balanço energético do processo. Com os dados do gás produzido foi possível calcular a potência elétrica gerada em um ciclo Rankine. As simulações foram realizadas variando o teor de umidade do resíduo do DF. Os cálculos mostraram que para a condição de 18,4% de teor de umidade o gás produzido no processo resulta em uma potência térmica de 1113 kW e eficiência de gás frio do processo termoquímico foi de 70,2%. Este gás, quando convertido em energia elétrica por um ciclo Rankine, apresentou 260 kW de potência elétrica. Uma análise experimental de conversão de RSU em gás foi realizada utilizando um gaseificador de leito fixo do tipo contracorrente, possuindo resultados qualitativos.

Palavras chaves: Gaseificação, Eficiência Energética, Resíduo Sólido Urbano, Energia de Resíduo.

ABSTRACT

This study aimed to examine the feasibility of using municipal solid waste (MSW) in the Distrito Federal, Brazil as fuel in a thermochemical gasification process. A simulation of chemical equilibrium was conducted in order to verify the gas composition and energy balance of the process. The electric power generated in a Rankine Cycle by the produced gas was calculated. The simulations were performed varying the moisture content of the residue of DF. The calculus for a fuel condition of 18.4 % moisture content showed that thermal power was 1113 kW and cold gas efficiency is 70.2 %. The result of the conversion calculus of this gas into electrical energy was 260 kW of electric power. An experimental was conducted to study the MSW conversion using an updraft gasifier resulting in a qualitative analysis.

Keywords: Gasification, Energy Efficiency, Municipal Solid Waste, Waste to Energy.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2.1	Resíduo Sólido Urbano (RSU)	4
2.2	Geração, Coleta e Destino do Resíduo Sólido Urbano	6
2.2.1	Análise do cenário brasileiro	7
2.2.1.1	O cenário do Distrito Federal	11
2.2.2	Casos de destinação mundiais	12
2.2.2.1	Estados Unidos da América	12
2.2.2.2	União Europeia	17
2.2.2.3	Alemanha	19
2.3	Comentários	22
3	TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO ENERGÉTICA DE RSU	23
3.1	Destinações de resíduos sólidos urbanos que possibilitam a conversão energética	23
3.1.1	Biogás de aterro sanitário	23
3.1.2	Incineração térmica	27
3.1.3	Tipos de gaseificadores	29
3.1.3.1	Gaseificador de leito fixo contracorrente	30
3.1.3.2	Gaseificador de leito fixo cocorrente	33
3.1.3.3	Gaseificador de leito fixo em fluxo cruzado	36
3.1.3.4	Gaseificadores de leito fluidizado e de leito arrastado	37
3.1.3.5	Gaseificação assistida por plasma	40
3.2	Comentários	41
4	METODOLOGIA CIENTÍFICA	44
4.1	Gaseificação e pirólise	44
4.1.1	Termoquímica da gaseificação	48
4.1.1.1	Primeira lei da termodinâmica	48
4.1.1.2	Segunda lei da termodinâmica	49
4.1.1.3	Equilíbrio químico	50
4.2	Software utilizado na simulação da gaseificação	52
4.3	Parâmetros da simulação	54
4.4	Parâmetros utilizados no simulador de gaseificação	56
4.4.1	Teor de umidade	56

4.4.2	Concentração H e O	56
4.4.3	Temperatura de entrada do ar e da biomassa	57
4.4.4	Concentração do CH ₄	57
4.4.5	Fluxo de biomassa	58
4.4.6	Outros parâmetros do software	59
4.5	Planta de gaseificação simulada	59
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	60
5.1	Ciclos de potência	60
5.1.1	Ciclo Brayton	61
5.1.2	Ciclo Rankine	62
5.1.2.1	Geração de energia elétrica pelo ciclo Rankine.....	63
5.1.3	Ciclo Combinado	65
5.2	Variação do teor de umidade em relação ao PCI do gás	66
5.3	Variação do teor de umidade em relação à eficiência de gás frio	68
5.4	Variação do teor de umidade em relação a composição do gás de síntese	69
5.5	Variação do teor de umidade em relação a potência elétrica gerada	71
5.6	Variação da concentração de O em relação ao PCI do gás	72
5.7	Variação da concentração de O em relação à eficiência de gás frio	74
5.8	Variação da concentração de O em relação à composição do gás de síntese	75
5.9	Variação da concentração de O em relação à potência elétrica gerada	76
5.10	Variação da concentração de H em relação ao PCI do gás	76
5.11	Variação da concentração de H em relação à eficiência do gás frio	78
5.12	Variação da concentração de H em relação à composição do gás de síntese ...	79
5.13	Variação da concentração de H em relação à potência elétrica gerada	80
5.14	Potencial de geração de energia elétrica do DF	81
5.15	Comentários	84
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	85
6.1	Conclusões	85
6.2	Investigações Futuras	86

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA	87
APÊNDICE	91
A – Análise experimental de conversão de RSU em gás	91

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Quantidade de RSU Gerado.....	7
Tabela 2.2 – Quantidade de RSU Coletada por Regiões e Brasil.....	9
Tabela 2.3 – Geração, Recuperação, Combustão com Recuperação de Energia e Descartes de RSU, 1960 à 2010 (milhões de toneladas).	16
Tabela 2.4 – Desenvolvimento das Quantidade de Resíduos na Alemanha.....	21
Tabela 4.1 – Reações de Gaseificação.....	46
Tabela 4.2 – Caracterização de RSU	55
Tabela 4.3 – Caracterização de RSU do DF	56
Tabela 4.4 – Parâmetros fixos utilizados no Gasifier.	59
Tabela 5.1 – Comparação da composição do gás de síntese.....	71
Tabela 5.2 – Potência térmica do gás de síntese em relação à variação do teor de umidade	71
Tabela 5.3 – Dados das simulações de gaseificação de RSU em relação a variação de teor de umidade.	83
Tabela 5.4 – Resultados da simulação para o teor de umidade de 18,37%	84

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - População residente e participação relativa, por situação do domicílio - Brasil - 1950/2010.	5
Figura 2.2 – Geração de RSU no Brasil (t/ano).....	6
Figura 2.3 – População Urbana Brasileira (hab).....	8
Figura 2.4 – Destinação Final de RSU (t/dia).....	11
Figura 2.5 – Composição gravimétrica de RSU do DF.	12
Figura 2.6 – Geração de RSU, 1960 à 2010.	13
Figura 2.7 – Recuperação de RSU, 1960 à 2010.	14
Figura 2.8 – Gerenciamento de RSU nos Estados Unidos da América, 2010.	14
Figura 2.9 – Geração de RSU na União Europeia.	18
Figura 2.10 – Percentual de RSU depositado em aterros nos países da EEA.....	19
Figura 3.1 – Esquema de construção e operação de um aterro sanitário.	24
Figura 3.2 – Fases de formação do biogás de aterro.....	25
Figura 3.3 – Gaseificador de Leito Fixo Contracorrente.	31
Figura 3.4 – Carro movido a gasogênio.....	33
Figura 3.5 – Gaseificador Contracorrente.....	34
Figura 3.6 – Gaseificador de leito fixo cocorrente de topo aberto.....	35
Figura 3.7 – Gaseificador de leito fixo em fluxo cruzado.	37
Figura 3.8 – Gaseificador de leito fluidizado.	38
Figura 3.9 – Gaseificador BGL.....	41
Figura 4.1 – Tela programa Gasifier.....	54
Figura 5.1 – Digrama T-s do ciclo Brayton ideal.	61
Figura 5.2 – Diagrama T-s do ciclo Rankine ideal.	62
Figura 5.3 – Modelo simplificado do ciclo de Rankine.....	64
Figura 5.4 – Diagrama T-s do ciclo combinado Brayton/Rankine	66
Figura 5.5 – Teor de umidade em relação ao PCI do gás.	67
Figura 5.6 – Teor de umidade em relação à eficiência de gás frio.	69
Figura 5.7 – Teor de umidade em relação à composição do gás de síntese.....	70
Figura 5.8 – Teor de umidade em relação à potência elétrica	72
Figura 5.9 – PCI em relação à variação de O.	73
Figura 5.10 – Eficiência de gás frio em relação à variação de O.....	74
Figura 5.11 – Composição do gás de síntese em relação à variação de O.....	75

Figura 5.12 – Potência elétrica em relação à variação de O	76
Figura 5.13 – PCI do gás em relação à concentração de H.....	78
Figura 5.14 – Eficiência de gás frio em relação à concentração de H.	79
Figura 5.15 – Composição do gás de síntese em relação à concentração de H.	79
Figura 5.16 – Potência elétrica em relação à variação de H.	81
Figura A.1 – Dimensões do reator (a) e partes do reator (b)	91
Figura A.2 – Vista do conjunto montado do reator (a) e vista explodida (b).	92
Figura A.3 – Manta de fibra cerâmica (a) e reator revestido (b).	93
Figura A.4 – Termopar tipo K e módulo indicador de temperatura.	93
Figura A.5 – Moto vibrador.	94
Figura A.6 – Bancada experimental de gaseificação.	94
Figura A.7 – Compressor Radial CR-2.....	95
Figura A.8 – Inversor de frequência.	95
Figura A.9 – Triturador.....	96
Figura A.10 – Representação esquemática do Reator, unidades em mm.	97
Figura A.11 – Reator operando como combustor.....	97
Figura A.12 – Zona de combustão incandescente.	98
Figura A.13 – Teste de chama do gás de saída do reator.....	99

LISTA DE SÍMBOLOS

CH_3COOH	Ácido acético
CH_4	Metano
CO_2	Gás dióxido de carbono
O_2	Gás oxigênio
CO	Gás monóxido de carbono
C	Carbono
H_2O	Água
H_2	Gás hidrogênio
N_2	Gás nitrogênio
CaO	Óxido de cálcio ou cal
Al_2O_3	Óxido de alumínio ou alumina
SiO_2	Óxido de silício ou sílica
K_2O	Óxido de potássio
Fe_2O_3	Óxido de ferro (III)
P_2O_5	Pentóxido de fósforo
MgO	Óxido de magnésio ou Magnetita
TiO_2	Dióxido de titânio
ZnO	Óxido de zinco
SO_3	Trióxido de enxofre ou óxido sulfúrico
SrO	Óxido de estrôncio
BaO	Óxido de bário
S	Enxofre
H	Entalpia
Φ	Razão de equivalência
$(A/F)_{\text{est}}_{\text{stoq}}$	Razão ar combustível estequiométrica
(A/F)	Razão ar combustível real
m_{ar}	Massa molecular de ar
m_{comb}	Massa molecular de combustível

v_{ar}	Vazão volumétrica do ar
t	Tempo total do teste
$m_{biomassa}$	Massa total de biomassa
m_i	Massa inicial da amostra (g)
m_f	Massa final da amostra (g)
ω_{RSU}	Teor de umidade do RSU (%)
m_{cr}'	Massa do cadinho + resíduo (g)
m_c'	Massa do cadinho (g)
m	Massa da amostra (g)
T_{cin}	Teor de cinzas (%)
ω_{RSU}	Teor de umidade do RSU (%)
T_{cin}	Teor de cinzas (%)
m_i''	Massa inicial da amostra (g)
m_f''	Massa final da amostra (g)
T_{vol}	Teor de matéria volátil (%)
T_{Cfixo}	Teor de carbono fixo (%)
C	Capacidade calorífica do calorímetro
$H_{ácido}$	Poder calorífico do ácido benzoico
Δx	Varição comprimento do fio de cobre
$H_{fio\ de\ cobre}$	Poder calorífico do fio de cobre
ΔT	Varição da temperatura
$\Delta E_{sistema}$	Varição de energia
E_1	Energia total de entrada
E_2	Energia total de saída
Q	Transferência de calor
W	Trabalho

$\Delta B_{sistema}$	Variação de exergia do sistema
B_1	Exergia total de entrada
B_2	Exergia total de saída
$B_{destruida}$	Taxa de destruição total de exergia
S_{ger}	Entropia gerada no sistema
T_0	Temperatura do ambiente
B_Q	Transferência de calor referente à exergia
B_W	Realização de trabalho referente à exergia
P_0	Pressão ambiente
$\frac{dV}{dt}$	Variação do volume do sistema
G	Função de Gibbs
H	Entalpia
S	Entropia
T	Temperatura
K	Constante de equilíbrio
Hr	Entalpia dos reagentes
Hp	Entalpia dos produtos

LISTA DE SIGLAS E ABREVIACOES

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
Abrelpe Especiais	Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos
Aneel	Agência Nacional de Energia Elétrica
BMU	Ministério Federal para o meio ambiente, conservação da natureza e segurança nuclear
CENBIO	Centro Nacional de Referência em Biomassa
CNPq	Centro Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
CTE	Centro Temático Europeu
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DF	Distrito Federal
DQO	Demanda química de Oxigênio
EEA	Agência Ambiental da Áustria
EEA	Agência Europeia do Ambiente
EES	Engineering Equation Solver
EPA	Proteção Ambiental dos EUA
EUA	Estados Unidos da América
Eurostat	Comissão Europeia de Estatística
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IQ	Instituto de Química
Labcat	Laboratório de catálise
OCED	Organização de Cooperação Econmica e Desenvolvimento
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PIB	Produto Interno Bruto
PNAD	Pesquisa Nacional por Amostra de Domicílios
RSU	Resíduo Sólido Urbano
UE	União Europeia
UnB	Universidade de Brasília

1 INTRODUÇÃO

No mundo, observa-se um crescimento populacional e esta população tem se concentrado em centros urbanos o que traz um cenário um tanto quanto crítico em relação as condições ambientais e sociais em que estão vivendo já que há complicações correlacionadas. No Brasil, recentes resultados do IBGE comprovam este aumento populacional em centros urbanos a partir da década de 80 (IBGE, 2011).

Este crescimento da população urbana tem acarretado em um constante aumento na geração de resíduos. Estes resíduos acabam sendo depositados em espaços muitas vezes inadequados, o que traz proliferação de doenças e riscos de impactos ambientais. Este resíduo quando depositado em espaço aberto se decompõe por ação de microrganismos naturais liberando, entre outros gases, o metano. O metano é um dos gases que contribuem para a degradação da camada de ozônio e conseqüentemente o aquecimento global. Logo, há uma preocupação em relação a geração e destinação dos resíduos para minimizar os impactos ao meio ambiente.

Dados dos países representantes da Organização de Cooperação Econômica e Desenvolvimento (OCED) demonstram que a geração de resíduos sólidos urbanos cresce em uma taxa anual de 0,5 à 0,7 % registrando uma produção de 650 milhões de toneladas em 2007 (GEO, 2012).

O crescimento da população urbana também traz como ponto de atenção o aumento da demanda por energias que são necessárias para o abastecimento destas cidades. Como há dois problemas relacionados ao crescimento populacional no Brasil e no mundo, uma importante solução seria de trabalhar com o resíduo gerado aproveitando o seu poder energético como fonte para processos que estão aptos a convertê-los em energia utilizável por estas cidades.

Para que isto seja possível, é necessário que estudos demonstrem o poder energético dos resíduos bem como analisem as tecnologias existentes que mais adequem para este processo de conversão. Dentre estas soluções para conversão energética há os processos termoquímicos de gaseificação e incineração que possuem um baixo custo operacional e podem ser os mais acessíveis para solucionar este caso.

Com a aplicação destas tecnologias consegue-se resolver problemas apresentados no aumento da geração de resíduos por exemplo, a redução de volume do resíduo,

contribuindo com o saneamento básico, reduzindo os fatores nocivos à saúde e a possibilidade de entrega de energia elétrica para a concessionária de abastecimento da região.

Este estudo tem como objetivo verificar a capacidade dos resíduos sólidos urbanos do Distrito Federal ser utilizado como combustível em processo de gaseificação.

Para alcançar o objetivo os dados referentes as características do resíduo foram inseridos como parâmetros em um programa de simulação de gaseificação por meio do equilíbrio químico do gás de produzido. As determinações dos parâmetros utilizados no programa de simulação levaram em consideração a característica do Distrito Federal e dados de estudos realizados com a gaseificação de RSU.

De forma a simular uma planta termoelétrica, o dado de potência térmica do gás foi utilizado para analisar a conversão desta em potência elétrica por meio de um ciclo Rankine. O teor de umidade do RSU foi variado durante as simulações para que verificasse a necessidade de um processo de secagem da biomassa anterior ao processo de gaseificação.

Os problemas, soluções e resultados apresentados neste estudo está estruturado em seis capítulos.

O capítulo 1 apresenta a motivação e o objetivo em realizar estudos sobre a utilização dos resíduos sólidos urbanos como fonte energética para países como o Brasil.

O estado da arte da temática da geração, coleta e destinação dos resíduos sólidos urbanos presentes no Brasil e em alguns países mais desenvolvidos no mundo é apresentado no capítulo 2.

Os principais meios de destinação de RSU são apresentados no capítulo 3, em que são apontadas as vantagens e desvantagens de cada uma. É neste capítulo que se encontra as definições dos tipos de gaseificadores existentes que é o objeto de pesquisa desse estudo.

No capítulo 4 é analisado o programa de simulação de gaseificação que foi utilizado bem como a determinação dos parâmetros que serão analisados para que aproxime a simulação de uma planta termoelétrica instalada no Distrito Federal.

Os resultados obtidos e as discussões estão disponíveis no capítulo 5.

No capítulo 6 encontra-se a conclusão deste estudo e também são comentadas as avaliações de perspectivas futuras sugeridas pelo autor deste estudo.

As referências bibliográficas utilizadas neste estudo encontram-se após o capítulo 6.

No final há o apêndice A no qual traz informações de uma análise experimental de conversão de RSU em gás que foi realizada utilizando um gaseificador de leito fixo do tipo contracorrente.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 RESÍDUO SÓLIDO URBANO (RSU)

Historicamente, avalia-se a geração de resíduos sólidos no mundo desde a época dos povos nômades que viviam da caça e da pesca para a alimentação e vestimentas. Estes povos deixavam a sua moradia em busca de novos alimentos e os resíduos que eram deixados no meio ambiente tinham sua composição basicamente orgânica o que o tornava de fácil decomposição e de baixo impacto ao meio ambiente (ARAÚJO, et al., 2008).

A partir do momento em que os povos decidiram por se fixar em locais determinados ao invés da vida nômade, surgiram as cidades e uma concentração dos resíduos sólidos destes povos. Além de desequilibrar o meio ambiente, acabava por afetar a saúde populacional (SUPRG, 2010).

Com esta civilização dos povos e o aumento substancial das cidades no mundo teve-se o desenvolvimento de novos hábitos como a construção de moradias, o cultivo de alimentos e a criação de animais o que acarretou em um crescimento na quantidade de resíduos sólidos depositados nestas regiões. Este resíduo passou a apresentar constituintes inorgânicos e menos degradáveis (ARAÚJO, et al., 2008).

As cidades possuíam características rurais, com suas produções territoriais para a subsistência de sua população, porém com o contínuo crescimento da quantidade de cidades e das mudanças de hábitos constantes em que as populações se encontravam ocorreram também o surgimento de cidades com características urbanas. Foi então que a população que se encontrava em sua maioria em domicílios rurais migrou em parte para domicílios urbanos. Nesta época houve um crescimento industrial com o aperfeiçoamento da produção em série e o aumento dos bens de consumo, que ao término da vida útil, são considerados resíduos sólidos (ARAÚJO, et al., 2008).

No Brasil, este fenômeno aconteceu e pode ser comprovado por meio dos dados do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, IBGE, no seu Censo Demográfico de 1950 até 2010 (IBGE, 2010). Estas informações são mostradas no gráfico da figura 2.1 que representa dados percentuais da população residente em domicílio urbano e rural. Observa-se que em 1950 cerca de 35% da população estava localizada em território urbano, enquanto cerca de 65% da população encontrava situada em domicílio rural. Este cenário alterou a partir do meio da década de 60 e, em 1980, cerca de 30% da população estava em

domicílio rural e 70% em domicílio urbano. Este fato acarretou em um aumento crescente da quantidade de resíduos em áreas concentradas no Brasil.

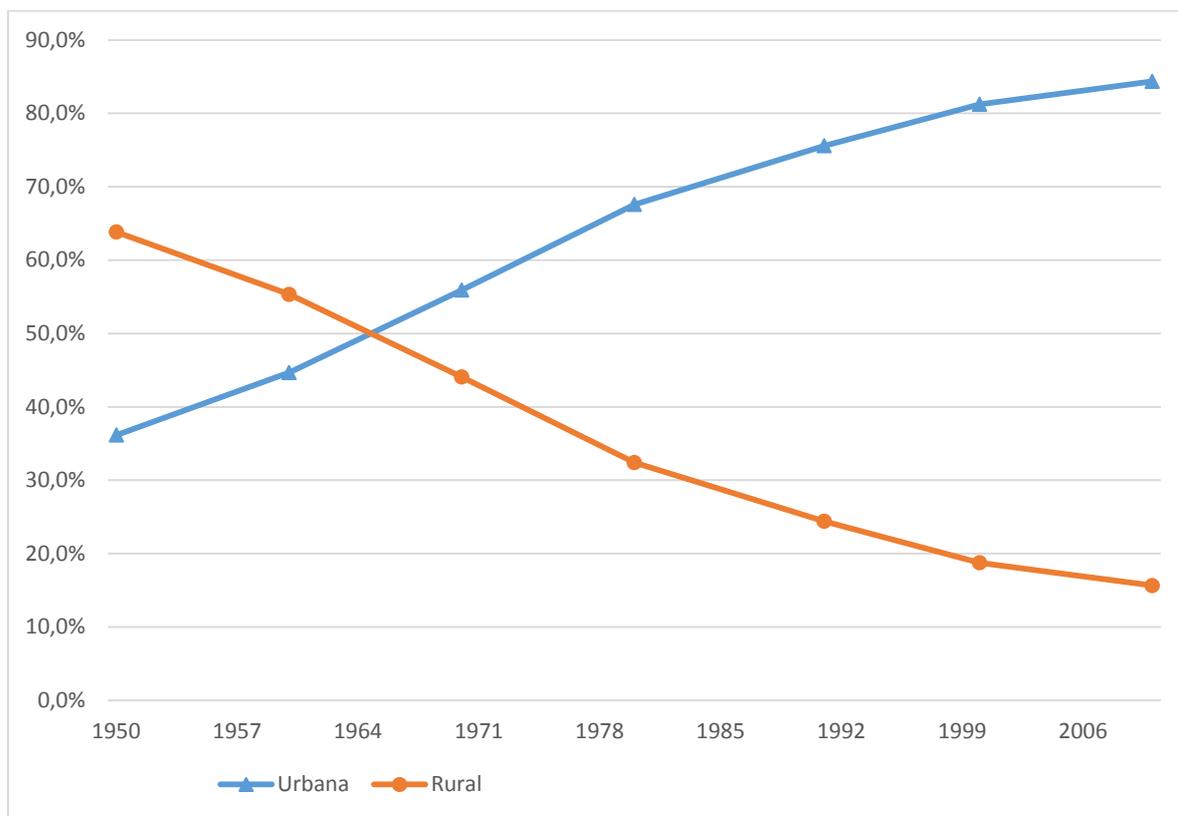


Figura 2.1 - População residente e participação relativa, por situação do domicílio - Brasil - 1950/2010.

Fonte: IBGE, Censo Demográfico 1950/2010.

Os dados da pesquisa da Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais, Abrelpe, do ano de 2010 e 2011 apresentadas no gráfico da figura 2.2 mostram que nestes anos há um crescimento de 1,8% na geração de RSU no Brasil. No ano de 2010, havia uma geração de 60.868,080 toneladas por ano (t/ano) aumentando para 61.936.368 t/ano em 2011. Este aumento da geração de RSU no Brasil é uma preocupação iminente de governantes, legisladores, pesquisadores, organizações governamentais e não governamentais para analisar e propor soluções (IBGE, 2010).

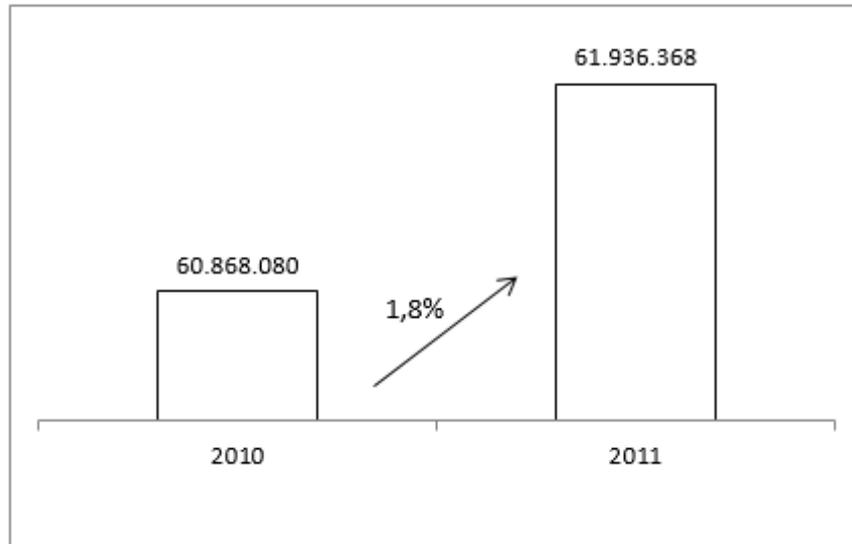


Figura 2.2 – Geração de RSU no Brasil (t/ano)
 Fonte: Pesquisas ABRELPE 2010 e 2011

Nesta busca 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 sobre as diretrizes relativas à gestão integrada e ao gerenciamento de resíduos sólidos, incluídos os perigosos, às responsabilidades dos geradores e do poder público e aos instrumentos econômicos aplicáveis.”, conforme o seu artigo 1 (BRASIL, 2010).

Trata-se de um instrumento voltado a orientar ações, que de forma estratégica, busquem o desenvolvimento ambiental sustentável e socialmente correto, já que visa à participação do poder público, dos geradores de produtos como são os casos das empresas fabricantes de bens de consumos e dos geradores de resíduos como é o caso de toda a população.

No texto da lei é definido resíduo sólido urbano (RSU) como “os originários de atividades domésticas em residências urbanas” e “os originários da varrição, limpeza de logradouros e vias públicas e outros serviços de limpeza urbana” (BRASIL, 2010).

2.2 GERAÇÃO, COLETA E DESTINO DO RESÍDUO SÓLIDO URBANO

A gestão de RSU, inicia-se por uma análise do comportamento da geração no decorrer de um tempo, bem como a quantidade destes resíduos que são devidamente coletados e qual o destino que os mesmos apresentam. Desta forma, pode-se traçar estratégias

conforme o estabelecido pelo plano nacional de resíduos sólidos na tentativa de minimizar os impactos ambientais que os RSU podem vir a provocar.

2.2.1 Análise do cenário brasileiro

Para a análise do cenário brasileiro utilizaremos como fonte principal de dados e informações a Abrelpe, pois disponibiliza uma variedade de relatórios e dados diretos das principais empresas responsáveis pelas limpezas e coletas de RSU no Brasil.

Não diferente do mundo, o Brasil enfrenta a problemática de geração e consequente destinação de RSU, sendo necessário analisar qual é o cenário em que o país está envolvido para que busque ações que minimizem os impactos.

Em um ano, o aumento percentual da geração de resíduos por habitante no Brasil foi de 0,8% de acordo com os dados da pesquisa da Abrelpe, indicados na tabela 2.1. No ano de 2010, havia uma geração de 1,213 quilogramas por habitantes por dia (kg/hab/dia) e em 2011 aumentou para 1,223 kg/hab/dia. O percentual da população urbana aumentou em 0,9% no mesmo período, indicado no gráfico da figura 2.3. Como houve um aumento na geração de RSU por habitantes entende-se que o crescimento populacional não é a única explicação para o crescimento da geração de resíduos no país (ABRELPE, 2011).

Tabela 2.1 - Quantidade de RSU Gerado

Região	2010		População Urbana (hab)	2011	
	RSU Gerado (t/dia)	Índice (kg/hab/dia)		RSU Gerado (t/dia)	Índice (kg/hab/dia)
Norte	12.920	1,108	11.833.104	13.658	1,154
Nordeste	50.045	1,289	39.154.163	50.962	1,302
Centro-Oeste	15.539	1,245	12.655.100	15.824	1,25
Sudeste	96.134	1,288	75.252.119	97.293	1,293
Sul	20.452	0,879	23.424.082	20.777	0,887
Brasil	195.090	1,213	162.318.568	198.514	1,223

Fontes: Pesquisa ABRELPE 2010 e 2011, PNAD (2001 a 2011) e IBGE 2011 aput Abrelpe, 2011.

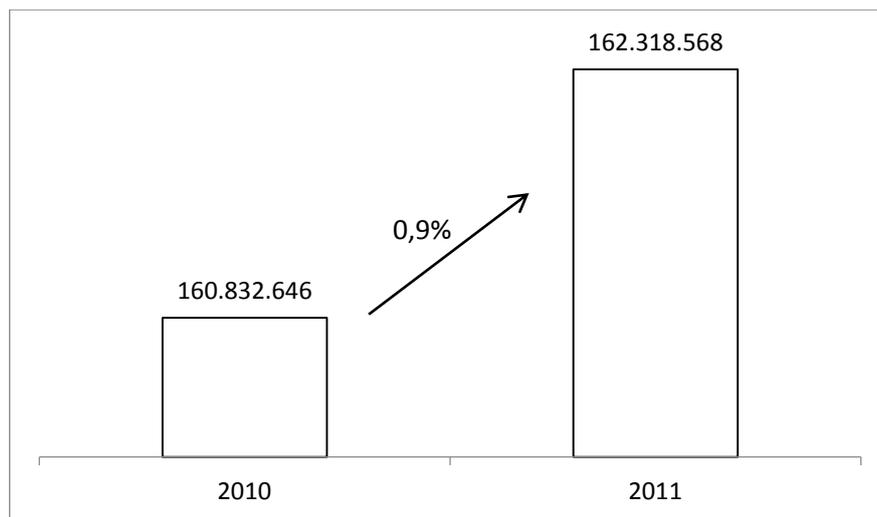


Figura 2.3 – População Urbana Brasileira (hab)

Fontes: Pesquisa ABRELPE 2010 e 2011, PNAD (2001 a 2011) e IBGE 2011 aput Abrelpe, 2011

Outro ponto de atenção deve ser a análise da quantidade deste resíduo que é realmente coletado. Coleta esta que é a retirada de RSU das áreas domiciliadas e públicas até o seu destino final.

Por meio dos dados das pesquisas da Abrelpe, observa-se que no Brasil como um todo dos 198.514 t/dia de RSU gerado no ano de 2011, conforme apresentados nos dados da tabela 2.1, apenas 177.995 t/dia são coletados, conforme dados da tabela 2.2 que indica a quantidade de RSU coletados pelas regiões brasileiras e pelo Brasil. Isto indica que 10,3% de todo o RSU gerado deixa de ser coletado e conseqüentemente não há uma destinação final adequada.

Mesmo com o aumento da quantidade de RSU que não é coletado no país há um crescimento da coleta em todas as regiões brasileiras o que acarretou em um aumento de 2,48% por dia, saindo de 173.583 t/dia em 2010 para 177.995 t/dia em 2011, conforme pode ser observado nos dados da tabela 2.2. Entretanto este aumento na coleta de RSU não foi suficiente já que 10,3% ainda não apresentou devida coleta.

Tabela 2.2 – Quantidade de RSU Coletada por Regiões e Brasil

Região	2010	2011
	RSU Coletado (t/dia)	RSU Coletado (t/dia)
Norte	10.623	11.360
Nordeste	38.118	39.092
Centro-Oeste	13.967	14.449
Sudeste	92.167	93.911
Sul	18.708	19.183
Brasil	173.583	177.995

Fontes: Pesquisa ABRELPE 2010 e 2011

Mesmo assim, os 89,7% de RSU que são coletados ainda devem ser analisados devido à diversidade de destinos.

No Brasil, a destinação de RSU coletado pode ser classificada em: lixão, aterro sanitário e aterro controlado (CUSTÓDIO, et al., 2007).

O lixão é uma mera disposição do lixo a céu aberto, sem nenhum critério sanitário de proteção ao ambiente. Estes locais de disposição descontroladas de RSU são perigosos devidos aos enormes problemas ambientais, sanitários e sociais que causam, tais como: poluição do solo, do ar e da água; atração de doenças por causa de moscas doméstica, insetos e roedores; risco de fogo, de deslizamentos e de explosões; espalhamento de lixo pelo vento e animais; atividade de catadores em condições de higiene e saúde degradantes, muitas vezes envolvendo crianças e com a presença de animais (DOMINGUES, et al., 2008). No Brasil o percentual de utilização deste tipo de destinação apresentou uma queda percentual de 0,4% sendo que no ano de 2010 havia 18,1% de resíduos destinado aos lixões e em 2011 este percentual caiu para 17,7% (ABRELPE, 2011). Esta queda é uma tendência esperada pela lei federal 12.305 (BRASIL, 2010).

Outro tipo de destinação para o RSU é o aterro sanitário cujo a Norma Brasileira Registrada – NBR 8419 da Associação Brasileira de Normas Técnicas, ABNT, o define como sendo “uma técnica de disposição de resíduos sólidos urbanos no solo, sem causar danos à saúde pública e a segurança, minimizando os impactos ambientais. Método este que utiliza princípios de engenharia para confinar os resíduos sólidos à menor área disponível e reduzi-lo ao menor volume permissível, cobrindo-os com uma camada de terra na conclusão de cada jornada de trabalho, ou a intervalos menores, se necessário.”

(ABNT, 1985). Os aterros sanitários, podem ainda ser operados com a captura de gás metano (CH₄) para ser utilizado como fonte de energia, pois este gás possui um elevado conteúdo calorífico. O aproveitamento energético do gás pode ser realizado por meio de instalações que proporcionam a conversão energética, como utilização de motores de combustão interna e sistemas de turbinas. Porém, nem sempre esta solução para o RSU é aplicada devido a custos operacionais.

Este modelo de destinação do RSU representou 58,1% dos destinos finais dos resíduos no ano de 2011, obtendo um aumento de 0,5% em relação ao ano de 2010 (ABRELPE, 2011).

Já os aterros controlados são “instalações destinadas à disposição de resíduos sólidos urbanos, situados em locais selecionados a partir de critérios técnicos de modo a tornar mínimo seu impacto trágico sobre o meio ambiente, em que os resíduos lançados recebem um recobrimento periódico de terra, confinando-os precariamente e, com isto, reduzindo a proliferação de insetos nocivos e a ocorrência de incêndios. Podem, eventualmente, dispor de sistemas de captação e até de algumas formas de tratamento de percolado e dos gases. Trata-se de uma designação bastante genérica, que pode abranger desde instalações muito precárias até aquelas à qual pouco falta para que possam ser enquadradas como aterros sanitários, dependendo, naturalmente, da qualidade de sua instalação e operação.” (VELLOSO, 1999). Este tipo de destinação de RSU representou 24,2% das disposições de RSU no ano de 2011 (ABRELPE, 2011).

Os dados do gráfico da figura 2.4 apresenta o percentual de utilização dos três tipos de destinação de RSU existente no Brasil em um comparativo entre o ano de 2010 e 2011. Os dados da pesquisa da Abrelpe indicam que o aumento percentual de 0,5% da utilização de aterros sanitários, saindo de 57,6% no ano de 2010 para 58,1% no ano de 2011, se deu devido a redução dos lixões em 0,4%, saindo de 18,1% para 17,7% e dos aterros controlados em 0,1%, saindo de 24,3% para 24,2% no mesmo período.

Com esta mudança que vem ocorrendo na utilização dos diversos tipos de destinação de RSU houve um aumento percentual de 3,4% da quantidade de resíduo depositado em aterros sanitários saindo de 99.919 t/dia no ano de 2010 para 103.335 t/dia no ano de 2011, conforme observado nos dados do gráfico da figura 2.4. Entretanto os dados dos aterros controlados e dos lixões, que apesar de ter ocorrido uma diminuição percentual da utilização destes meios de destinação indica-se um aumento na quantidade de RSU

coletado que ainda são depositados nestes. Este aumento representa 1,9% nos aterros controlados saindo de 42.231 t/dia no ano de 2010 para 43.032 t/dia no ano de 2011 e 0,6% nos lixões saindo de 31.433 t/dia em 2010 para 31.628 em 2011. Mesmo diminuindo a participação percentual dos aterros controlados e lixões na destinação de RSU, há ainda um trabalho a ser feito devido ao aumento da quantidade de RSU dispostos nestes tipos de destinos mais precários.

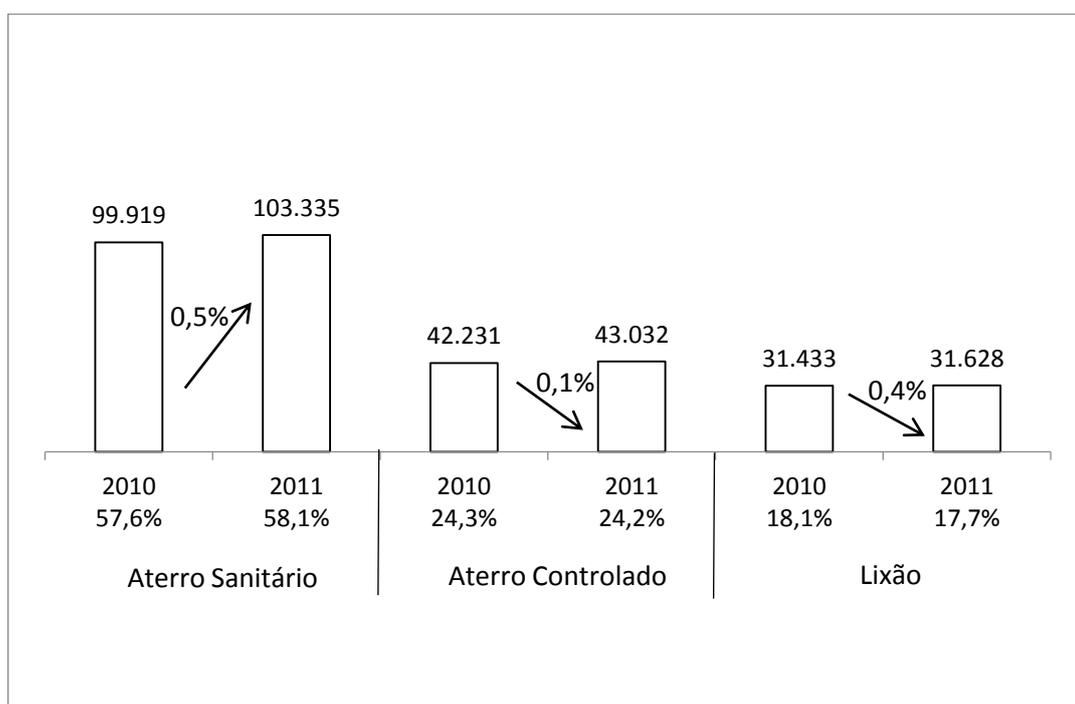


Figura 2.4 – Destinação Final de RSU (t/dia)

Fontes: Pesquisas ABRELPE 2010 e 2011

O cenário apresentado no Brasil possui um caminho a ser trilhado e experiências existentes em outros países de controle de geração e destinação de RSU deve ser analisado de forma a buscar processos e métodos que minimizem o impacto ambiental ocasionado por estes resíduos.

2.2.1.1 O cenário do Distrito Federal

O Distrito Federal (DF) representa o cenário apresentado no Brasil, com um índice de geração de RSU de 1,63 kg/hab/dia (ABRELPE, 2011). Este RSU coletado é direcionando para três locais: a usina de triagem e digestão anaeróbia na Asa Sul; usina de triagem e compostagem em Ceilândia e o aterro controlado do Jóquei clube, ponto de disposição final do lixo (BRANDINI, 2012).

O resíduo do DF possui uma composição gravimétrica diversificada com materiais que podem ser reciclados por processos convencionais, como por exemplo, metais ferrosos e não ferrosos. Outros materiais podem ser destinados em aterros ou em processos que promovam a recuperação energética. Dados da composição gravimétrica média de RSU no DF são apresentados na figura 2.5.

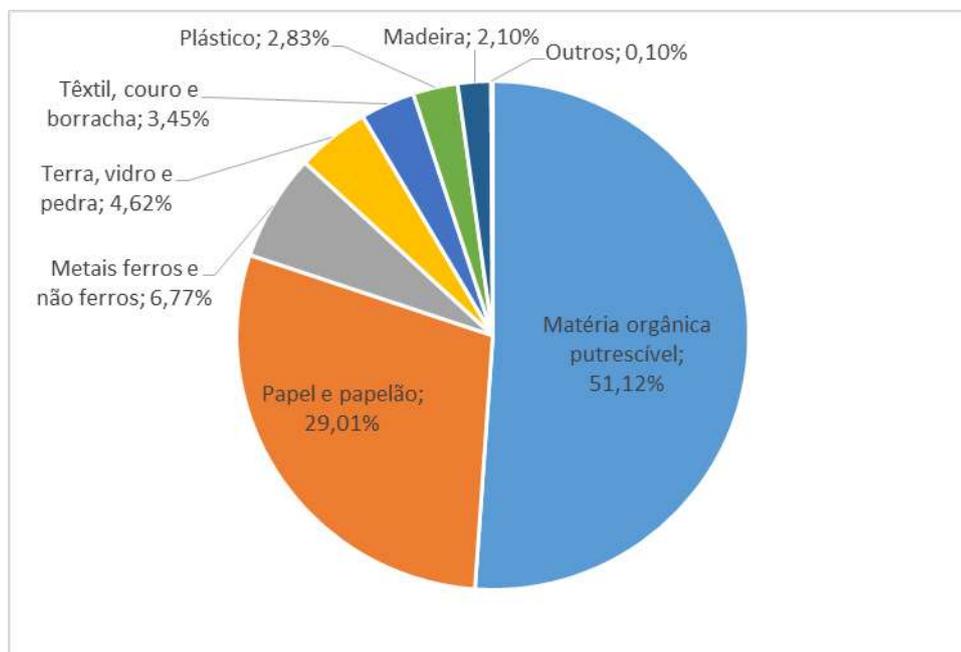


Figura 2.5 – Composição gravimétrica de RSU do DF.
Fonte: SLU/DF, 2004, aput (BRANDINI, 2012).

2.2.2 Casos de destinação mundiais

A problemática de destinação de RSU é mundial sendo importante conhecer e comentar as experiências e estratégias praticadas em países mais desenvolvidos que o Brasil, como por exemplo os Estados Unidos da América (EUA) e os países da União Européia (UE) que tem apresentado boas experiências em relação ao gerenciamento de RSU.

2.2.2.1 Estados Unidos da América

Utilizaremos os dados da Agência de Proteção Ambiental dos EUA (EPA) para entender da geração à destinação dos RSU, pois são os melhores estruturados para este fim (EPA, 2010).

Os dados da EPA a respeito da geração de RSU, apresentado no gráfico da figura 2.5, tem-se uma curva ascendente desde o ano de 1960 até o ano de 2010 alcançando a totalidade de cerca de 250 milhões de tonelada de RSU no ano de 2010 (EPA, 2010).

Já a segunda curva do gráfico da figura 2.6, há a representação dos dados referentes a geração de RSU por habitante em que houve uma geração média de 4,43 libras por habitante por dia (lbs/hab/dia) de RSU no ano de 2010. Isto equivale a 2,01 kg/hab/dia.

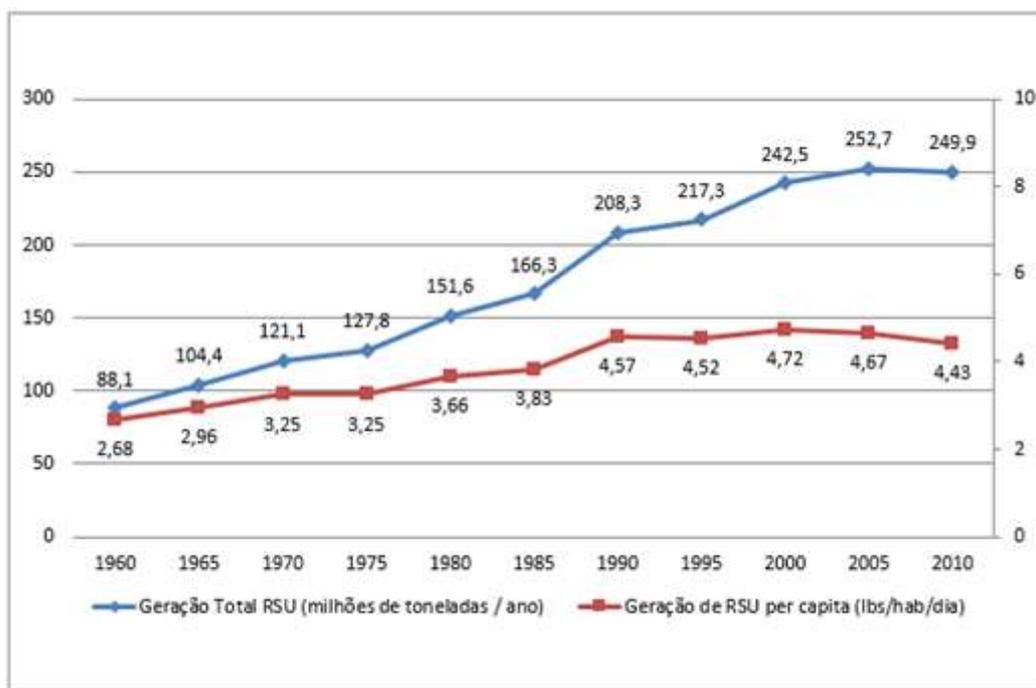


Figura 2.6 – Geração de RSU, 1960 à 2010.

Fonte: United States Environmental Protection Agency, EPA 2010

Entretanto, por meio dos dados da EPA do ano de 2010 apresentados no gráfico da figura 2.7 que relaciona a recuperação dos RSU de 1960 à 2010 e o percentual em relação ao RSU gerado, verifica-se que no ano de 2010 de todo o resíduo gerado nos EUA, 34,1% foram recuperados. Esta recuperação dos RSU ocorreu por meio de processos como a reciclagem e como a compostagem (EPA, 2010). Como 34,1% da geração de resíduos é reaproveitada, dos 2,01 kg/hab/dia gerados, 1,32 kg/hab/dia deve ser tratado por outros métodos de destinação.

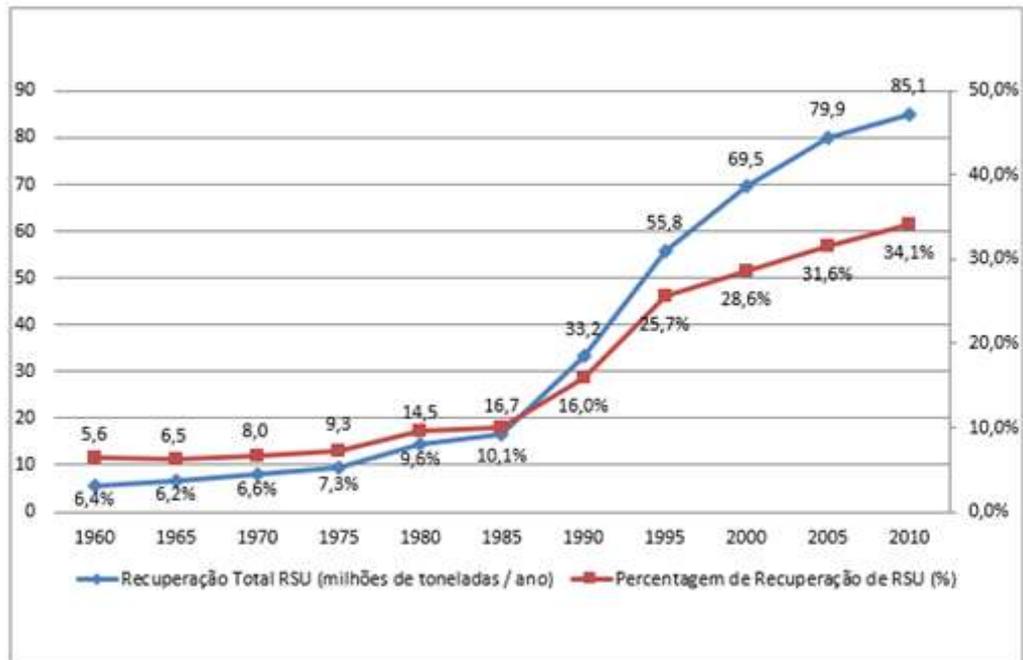


Figura 2.7 – Recuperação de RSU, 1960 à 2010.
 Fonte: United States Environmental Protection Agency, EPA 2010

Os dados da EPA do ano de 2010 observados no gráfico da figura 2.8 indicam que do total dos resíduos sólidos gerados nos Estados Unidos, 54,2% são descartados por meio dos aterros sanitários, 34,1% são recuperados por meio da reciclagem ou de processos como a compostagem e 11,7% são utilizados como fonte de energia por meio da combustão. Os EUA possuem então uma gestão de RSU com destino que inclui a recuperação dos seus resíduos (EPA, 2010).

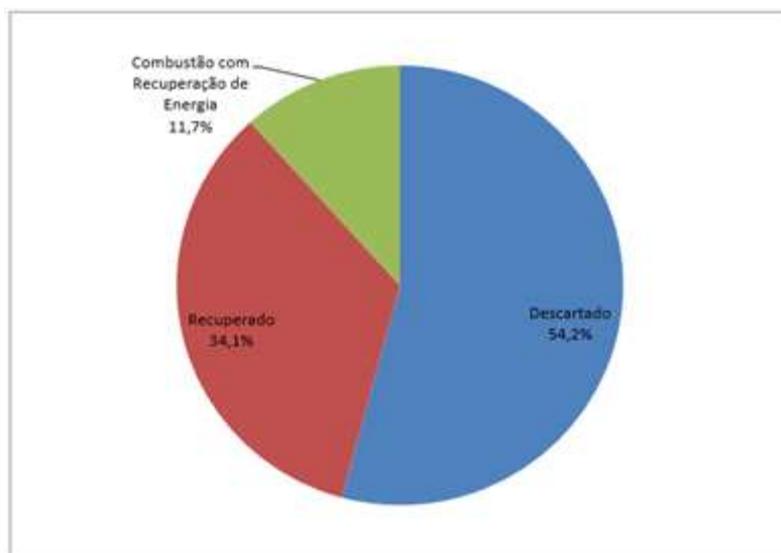


Figura 2.8 – Gerenciamento de RSU nos Estados Unidos da América, 2010.
 Fonte: United States Environmental Protection Agency, EPA 2010

Os Estados Unidos, apesar de ter aumentado a sua geração de RSU no decorrer dos anos, como por exemplo em 1960 havia uma geração de 88,1 milhões de toneladas e em 2010 houve um aumento para 249,9 milhões de toneladas, têm diminuído o destino destes resíduos em aterros sanitários. Analisa-se que do ano de 1990 para o ano de 2012 houve uma redução de cerca de 10 milhões de toneladas de RSU depositado em aterros sanitários, saindo de 145,3 milhões de toneladas em 1990 para 135,5 milhões de tonelada em 2010. Esta condição foi possível devido ao investimento em tecnologias que viabilizam o aumento da recuperação por reciclagem que saiu de 29,0 milhões de toneladas em 1990 para 64,9 milhões de tonelada em 2010 e por compostagem que saiu de 4,2 milhões de toneladas em 1990 para 20,2 milhões de toneladas em 2010 (EPA, 2010). Estes dados são indicados na tabela 2.3.

A situação de minimizar a utilização dos aterros sanitários em relação às demais formas de destinação de RSU é importante, pois nos aterros sanitários nem sempre há uma recuperação com fins energéticos funcionando como um descarte controlado dos resíduos. Logo a substituição destes tipos de destinação por processos de recuperação como é o caso da combustão utilizada nos EUA, provoca um destino mais nobre do resíduo, uma vez que os mesmos de certa forma voltam a fazer parte de um novo processo produtivo.

Tabela 2.3 – Geração, Recuperação, Combustão com Recuperação de Energia e Descartes de RSU, 1960 à 2010 (milhões de toneladas).

Atividade	1960	1970	1980	1990	2000	2005	2007	2008	2009	2010
Geração	88,1	121,1	151,6	208,3	242,5	252,7	255,4	251,4	243,7	249,9
Recuperação por reciclagem	5,6	8,0	14,5	29,0	53,0	59,3	63,1	61,7	61,5	64,9
Recuperação por compostagem	Insignificante	Insignificante	Insignificante	4,2	16,5	20,6	21,7	22,1	20,8	20,2
Total de materiais recuperados	5,6	8,0	14,5	33,2	69,5	79,9	84,8	83,8	82,3	85,1
Combustão com Recuperação de Energia	0,0	0,4	2,7	29,7	33,7	31,6	32,0	31,6	29,0	29,3
Descartados em Aterros e outras disposições	82,5	112,7	134,4	145,3	139,4	141,2	138,6	136,0	132,4	135,5

Fonte: United States Environmental Protection Agency, EPA 2010

2.2.2.2 União Europeia

Para a análise do cenário de gestão de RSU da União Europeia será utilizado os dados e informações da Agência Europeia do Ambiente (EEA), pois possuem informações e dados suficientes para esta análise (EEA, 2010).

A gestão de resíduos tem sido um tema central das políticas ambientais da União Europeia desde a década de 1970. Estudos da EEA demonstram a preocupação da União Europeia na busca por soluções para o gerenciamento dos seus resíduos sólidos. Políticas ambientais procuram alinhar o crescimento econômico aos pilares de redução, reutilização e reciclagem dos seus resíduos, de forma a contribuir com o ciclo de utilização dos materiais que realimentam a economia por produtos provenientes de resíduos (EEA, 2010).

Desta forma, foi introduzido o conceito de ciclo de vida como princípio da gestão de recursos em que são considerados os efeitos ambientais ao longo de toda a vida dos produtos e serviços, de forma a evitar ou minimizar a transferência da carga ambiental entre as diferentes fases dos produtos, utilizando instrumentos baseados no mercado sempre que possível. O conceito do ciclo de vida afeta não só as políticas ambientais, mas também a maior parte das políticas setoriais, utilizando materiais e energia produzidos a partir dos resíduos, reduzindo as emissões. Embora este estudo não pretenda detalhar este processo, é verificado que em todas as etapas deste ciclo de vida há emissões de poluentes, mas com a reutilização e a reciclagem dos resíduos grande parte da energia gasta no início do processo pode ser compensada, já que parte da matéria prima de cada processo é substituída por materiais reciclados (EEA, 2010).

Mesmo com o controle do destino dos resíduos a redução da geração de resíduos sempre é motivo de empenho na União Europeia. Em alguns países houveram uma redução da geração de RSU quando comparado o ano de 2003 com o ano de 2010 que pode ser visualizado por meio da figura 2.9 (EEA, 2012).

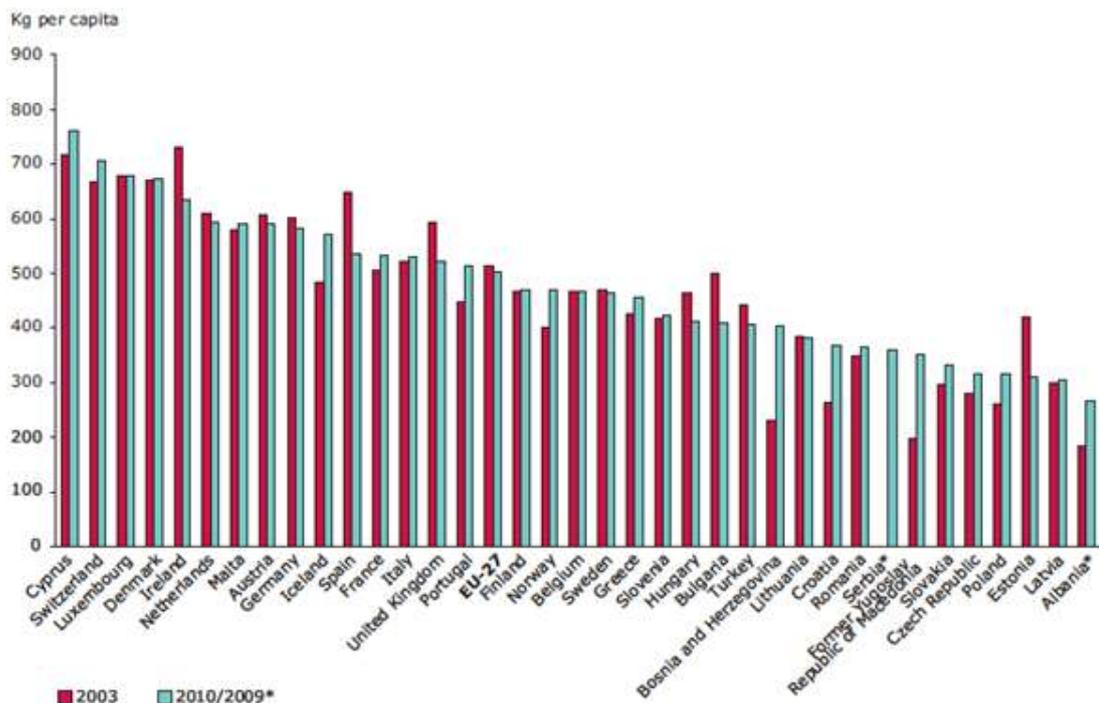


Figura 2.9 – Geração de RSU na União Europeia.

Fonte: Eurostat data centre on waste, 2012; ZOI, 2011; aput EEA, 2012.

Em 2006, os países da UE produziram cerca de 3 milhões de toneladas de resíduos, o que acarreta em uma média de 6 toneladas por pessoa (EEA, 2010).

No entanto, a geração de RSU na UE tem registrado um crescimento devido ao consumo das famílias e ao aumento do número das mesmas (EEA, 2010).

Entretanto, a gestão dos resíduos melhorou em quase todos os países da UE visto haver mais resíduos destinados à reciclagem e menos depositados em aterros. No entanto, em 2006, cerca de metade do total de resíduos produzidos na UE foi ainda depositada em aterros, tendo que o restante foi recuperado, reciclado e reutilizado, ou incinerado (EEA, 2010).

Em uma análise dos dados da EEA, com base no Eurostat que comparam a porcentagem de RSU depositados em aterros sanitários nos países no ano de 2003 e no ano de 2008, pode-se verificar que na maioria dos países há uma redução na utilização dos aterros como meio de destinação dos resíduos sólidos urbanos. Em geral, os países da UE apresentaram uma queda de cerca de 10% nessa utilização, quando comparado de 2003 à 2008. Estes dados podem ser verificados no gráfico da Figura 2.10.

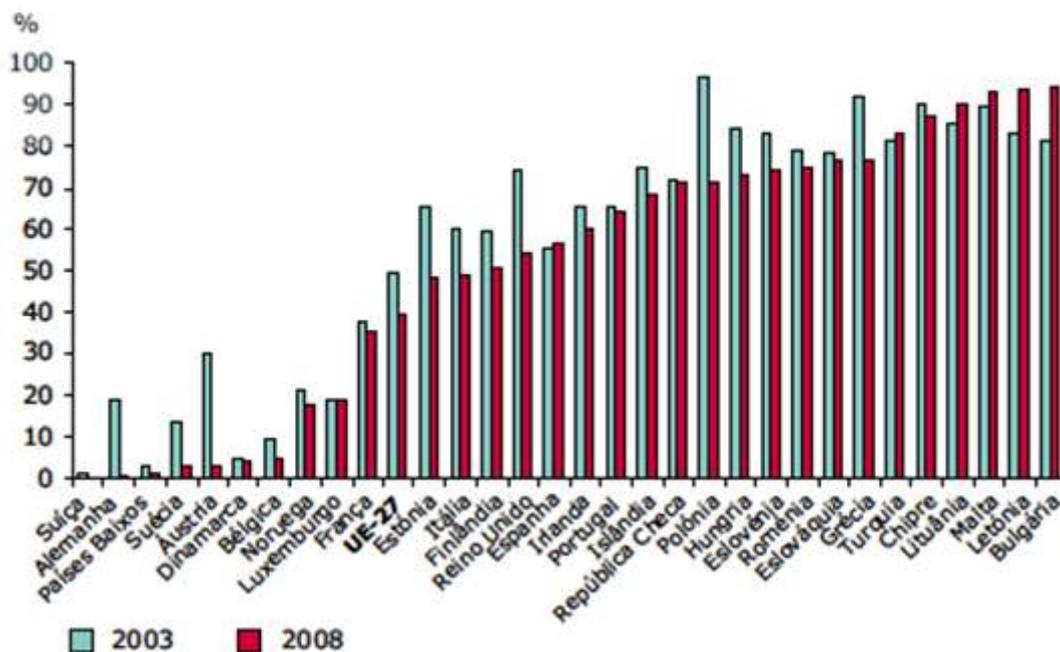


Figura 2.10 – Percentual de RSU depositado em aterros nos países da EEA.
 Fonte: EEA, 2010.

Outro ponto importante do gerenciamento dos resíduos na UE se dá na economia, onde se observa que cerca de 0,75% do PIB se dá pelas atividades correlacionadas a reutilização e reciclagem de resíduos (EEA, 2010).

Este gerenciamento dos resíduos faz com que a UE detenha cerca de 30% da quota mundial de eco indústrias e 50% das indústrias de resíduos e reciclagem (EEA, 2010).

Com este formato de gerenciamento dos resíduos sólidos voltado para o ciclo de vida dos produtos e com a preocupação na geração dos resíduos, a UE tem conseguido lugar de destaque neste tipo de atividade em relação ao resto do mundo.

2.2.2.3 Alemanha

Serão utilizados os dados do ministério federal do meio ambiente, conservação da natureza e segurança nuclear (BMU) além dos dados já analisados da EEA para visualização do cenário da gestão de resíduos sólidos urbanos na Alemanha.

A Alemanha teve uma queda de cerca de 15% entre o ano de 2003 e 2008 na quantidade de RSU depositado em aterros sanitários, sendo superior à média dos países da UE que é de 10% quando comparado neste mesmo período (EEA, 2010).

Segundo informações da BMU de 2011 obtidos pela análise dos dados do Escritório de Estatística Federal, de 2010, a geração de RSU na Alemanha tem-se mantido constante em

cerca de 48 milhões de toneladas por ano desde 2004, conforme indicado nos dados da tabela 2.4 que mostra a quantidade de resíduos gerados na Alemanha, separados por tipo, do ano de 2002 à 2009.

Conforme a análise da BMU para pôr fim às crescentes montanhas de resíduos, há uma necessidade de um sistema ambientalmente amigável de ciclo de gestão, sendo necessário que os consumidores promovam o seu papel de evitar o desperdício e de certa forma, forçar as empresas na utilização de embalagens mais simples e eficientes, evitando a compra de produtos que não utilizam recursos eficientes (BMU, 2011).

A utilização de produtos com recursos eficientes pode ser entendida por meio do modelo de ciclo de vida da UE, onde os resíduos sejam coletados e ordenados de forma que a maior proporção possível dos recursos e materiais que ela contenha possa ser recuperada para utilização como matéria prima e energia no processo de produção de novos produtos. Fechando ciclos há uma redução no consumo de matérias primas e energia e, assim, constitui uma contribuição importante para melhorar a qualidade do ambiente e poupar recursos. Uma contribuição adicional pode ser feita por meio da incineração de resíduos destruindo as substâncias tóxicas que de outra forma iriam para os aterros sanitários (BMU, 2011).

No cenário alemão há então uma gestão voltada com a preocupação na geração e na destinação de RSU desenvolvendo tecnologias para a recuperação energética destes resíduos e conseqüentemente diminuindo ainda mais a utilização de aterros sanitários.

Tabela 2.4 – Desenvolvimento das Quantidade de Resíduos na Alemanha

	Quantidade de Resíduo (1,000 t)						
	2002	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Total	381.262	339.368	331.876	340.899	351.111	344.602	322.293
Resíduo Sólido Urbano	57.772	48.434	46.555	46.426	47.887	48.367	48.466
Indústrias extrativas de resíduos (não perigosos)	45.461	50.452	52.308	41.954	42.891	39.295	27.541
Resíduos de construção e demolição	240.812	187.478	184.919	197.735	201.842	200.517	195.021
Resíduos industriais e de produção	42.218	53.005	48.094	54.785	58.491	56.423	51.265

Fonte: Escritório de Estatística Federal, 2010; aput BMU, 2011

2.3 COMENTÁRIOS

Após apresentar as principais características do cenário brasileiro e de algumas regiões do mundo, pode-se verificar que para medidas de redução e de controle de RSU tem que levar em consideração a geração e a devida disposição final.

Nos países escolhidos para a análise foi possível observar que a diminuição da utilização de aterros sanitários como forma de destinação de RSU deve ser acompanhado do desenvolvimento de tecnologias e processos que proporcionem um reaproveitamento energético. E, quando utilizado estes processos, deve ser feito um tratamento prévio que auxilia na redução da poluição dos sólidos e gases, conforme experiências em países como a Áustria em que utiliza-se da conversão energética como forma de destinação e reaproveitamento de RSU (EAA, 2009).

A energia proveniente do RSU deve ter a sua parcela de representação na economia dos países como ocorre com os resíduos reciclados e reutilizados na União Europeia que são responsáveis por 0,75% do seu PIB (EEA, 2010).

3 TECNOLOGIAS DE CONVERSÃO ENERGÉTICA DE RSU

3.1 DESTINAÇÕES DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS QUE POSSIBILITAM A CONVERSÃO ENERGÉTICA

O entendimento da quantidade de RSU que são coletados e a devida destinação final são de fundamental importância para a escolha da melhor estratégia a ser tomada.

Os tipos de destinos de RSU em que pode-se obter conversão energética utilizam-se de processos como a incineração, a gaseificação e o biogás proveniente de aterros sanitários. O desafio desta conversão consiste na melhoria da recuperação de energia, mantendo um alto nível de confiabilidade de uma planta, e por isso, as diversas tecnologias existentes devem ser estudadas e combinadas para garantir um melhor aproveitamento energético (LOMBARDI, et al., 2011).

Uma vez conhecendo os princípios e fundamentos destas tecnologias é possível verificar quais os melhores métodos para o tratamento de RSU.

3.1.1 Biogás de aterro sanitário

Apesar de não ser considerado um processo termoquímico, o aproveitamento energético do biogás proveniente do RSU depositado nos aterros sanitários deve ser analisado. No Brasil o aterro sanitário é uma das formas mais utilizadas de destinação final do lixo, sendo responsável por 58,1% de toda a destinação de RSU no ano de 2011, conforme indicaram os dados do gráfico da figura 2.4 (ABRELPE, 2011).

No capítulo II foi mencionado que os aterros sanitários são instalações que foram concebidas por meio de um estudo de engenharia para minimizem os impactos ambientais e os riscos à saúde e segurança. Além disto, os aterros sanitários podem ser utilizados na conversão do RSU em energia.

O aterro sanitário segue normas técnicas de construção e deve apresentar drenagem de chorume, de biogás e de águas superficiais, impermeabilização da base do terreno e camada de cobertura final. As etapas básicas de operação são a chegada, a pesagem e o descarregamento do lixo na frente de descarga; seguida da compactação e da cobertura do lixo depositado, preparando assim o terreno para recebimento de uma nova camada de resíduos até que se atinja a cota final de projeto. A figura 3.1 ilustra o esquema de

construção e operação de um aterro sanitário mostrando as diversas etapas (ENSINAS, et al., 2011).

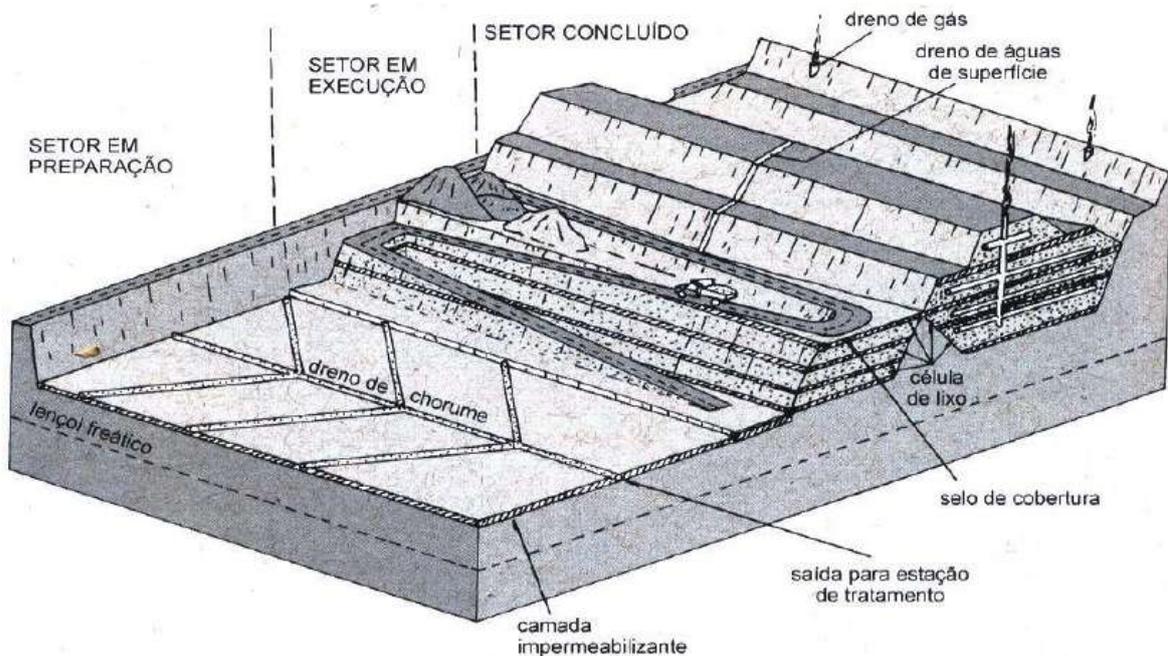
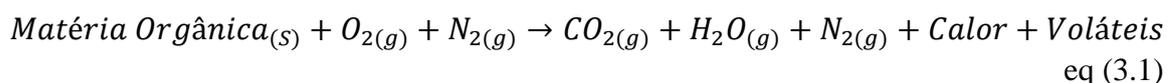


Figura 3.1 – Esquema de construção e operação de um aterro sanitário.
Fonte: D' Almeida e Vilhena, 2000 apud ENSINAS, et. al., 2011.

Quando o RSU chega aos aterros sanitários, é depositado e permanece um período de tempo descoberto antes de ser compactado. Em contato com o ar atmosférico ocorre um processo de degradação aeróbica por microrganismos naturais. Este processo de degradação aeróbica que é identificado pela reação da equação (eq. 3.1) gera compostos voláteis que constituem a massa do resíduo (CUSTÓDIO, et al., 2007).



Estes compostos continuam sendo emitidos mesmo após a compactação e a aplicação da cobertura do RSU no aterro sanitário, porém ocorrerá um processo anaeróbico no qual esta emissão de gases será variável ao longo do tempo, seguindo as fases descritas por Tchobanoglous et al, (1993):

- Fase I (Ajuste inicial): A decomposição biológica da matéria orgânica ocorre principalmente em condições aeróbias, devido à presença de certa quantidade de ar no interior do aterro. A principal fonte de microrganismos para a decomposição aeróbia e anaeróbia nessa fase é a terra que é usada como material de cobertura para divisão das células do aterro e como camada final.

- Fase II (Transição): a quantidade de oxigênio decai e as reações anaeróbias se desenvolvem e os microrganismos realizam a conversão da matéria orgânica em gás dióxido de carbono (CO_2) e gás hidrogênio (H_2).
- Fase III (Ácida): as reações anaeróbicas iniciadas na fase de transição são aceleradas com a produção de quantidades significativas de CO_2 e quantidades menores de H_2 , por meio da ação de microrganismos.
- Fase IV (Metano gênica): nesta fase predominam microrganismos estritamente anaeróbios, denominados metano gênicos, responsáveis pela conversão da matéria orgânica em CH_4 e CO_2 .
- Fase V (Maturação): Esta fase ocorre após grande quantidade do material orgânico ter sido biodegradado e convertido em CH_4 e CO_2 . A taxa de geração do gás diminui consideravelmente nesta fase, pois a maioria dos nutrientes disponíveis foi consumida nas fases anteriores. Dependendo das medidas no fechamento do aterro, pequenas quantidades de nitrogênio e oxigênio podem ser encontradas no gás do aterro.

Conforme Tchobanoglous, et al (1993) a duração de cada fase na produção do gás do aterro depende da distribuição da matéria orgânica no aterro, da disponibilidade de nutrientes, do teor de umidade do lixo e do grau de compactação inicial do lixo. A figura 3.2 representa a emissão dos gases do aterro em função de cada uma das fases descritas acima.

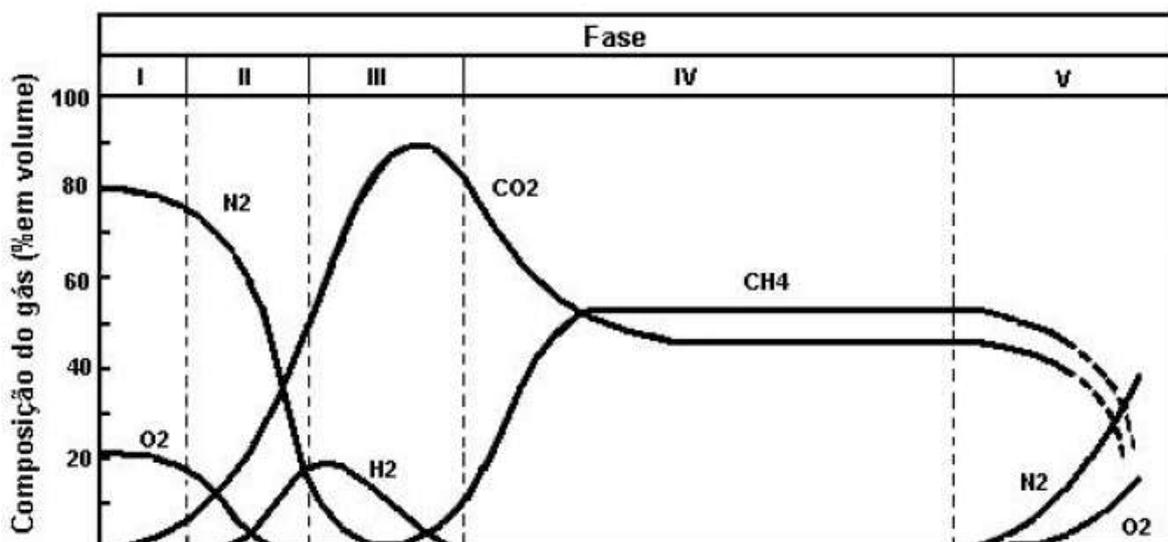


Figura 3.2 – Fases de formação do biogás de aterro.

Fonte: Ensinas, et al, 2011.

Estes compostos voláteis emitidos pelo RSU que formam o biogás de aterro sanitário com composição de vários gases, sendo cerca de 55% de metano (CH_4), cerca de 40% de dióxido de carbono (CO_2) e cerca de 5% de outros gases como hidrogênio (H_2), nitrogênio (N_2), amônia (NH_3), ácido sulfídrico (H_2S), monóxido de carbono (CO), aminas voláteis e oxigênio (O_2) (CUSTÓDIO, et al., 2007). Quando não controlado podem representar riscos ao meio ambiente podendo migrar lateralmente para áreas próximas ou mesmo emanar pela superfície, causando prejuízos à saúde humana e à vegetação, decorrentes da formação de ozônio de baixa altitude ou da exposição a alguns constituintes (ENSINAS, et al., 2011).

O biogás tem alto poder calorífico e pode ser utilizado como uma fonte de energia por meio da sua recuperação. Outra vantagem em se aproveitar o biogás como fonte energética é evitar a liberação dos gases nocivos para a atmosfera e sem controle do processo (CUSTÓDIO, et al., 2007).

Para que seja possível a recuperação energética do biogás, o aterro sanitário deve coletar o biogás por meio de dutos que promovam a sua drenagem para a superfície, indicados na figura 3.1. Uma vez captado o biogás o mesmo pode ser convertido para utilização em trabalho mecânico, eletricidade, geração de calor, por meio da utilização de mecanismos como caldeiras, motores de combustão interna, turbinas a gás e células combustíveis (ENSINAS, et al., 2011).

A recuperação energética do biogás do aterro sanitário tem sido realizada em mais de 20 países no mundo principalmente na Europa, Estados Unidos e Canadá. Na Europa, a Alemanha lidera a utilização desta fonte energética com cerca de 112 plantas em funcionamento, seguido pela Suécia que possui 56 plantas (ENSINAS, et al., 2011).

No Brasil, dos poucos projetos de recuperação energética do biogás proveniente dos aterros sanitários, pode-se citar a usina termoelétrica bandeirantes, que possui uma potência nominal de 20MW obtidos do biogás gerado no aterro Bandeirantes em São Paulo, SP (ENSINAS, et al., 2011).

Embora aterros sanitários sejam muito utilizados no Brasil é um destino de RSU que possui limitações como a existência de áreas para estas práticas que devem ser realizadas próximas dos centros urbanos. Isto às vezes resulta na desvalorização dos imóveis ao redor pois tem sempre a possibilidade de riscos de contaminação do solo e nível de odores provenientes destes ambientes.

Há também uma preocupação em relação ao término do funcionamento do aterro sanitário no qual há necessidade de cuidados que incluem o monitoramento das águas dos corpos hídricos sob influência do aterro, o monitoramento do lençol freático abaixo da estrutura do aterro, e a análise da integridade e estabilidade da estrutura geológica que forma o aterro por um tempo que pode variar de 30 à 60 anos, o que aumenta o custo de operação dos aterros sanitários (SANTOS, 2011).

Desta forma as tecnologias com menores impactos ambientais, sociais e econômicos devem ser exploradas.

3.1.2 Incineração térmica

Para que se tenha um melhor entendimento do processo de incineração térmica é importante entender os princípios da combustão, pois de acordo com Young, (1943) a incineração é um processo de combustão que utiliza o excesso de oxigênio ou outro gás para queimar o RSU. Combustão é definida como um processo gerador de calor de rápida oxidação, ou simultaneamente luz e calor. Também pode ser definida como um processo de oxidação lenta acompanhada de luz relativamente pouca e sem calor. Porém, os dispositivos mais práticos que temos hoje trabalham apenas com a oxidação rápida (TURNS, 2000).

O processo de combustão transforma a energia armazenada em ligações químicas em calor sendo necessário que o combustível, que neste caso é o RSU, e o oxidante, que neste caso pode ser o ar, estejam próximos o suficiente para se misturarem em uma razão ar-combustível, conhecido como razão estequiométrica (TURNS, 2000).

A quantidade estequiométrica de oxidante é justamente a quantidade necessária para queimar totalmente a quantidade de combustível. Segundo Turns (2000), esta razão ar combustível estequiométrica $(A/F)_{estq}$ é expressa de forma geral pela equação (3.2) que relaciona a massa molecular do ar com a massa molecular do combustível.

$$\left(\frac{A}{F}\right)_{estq} = \left(\frac{m_{ar}}{m_{comb}}\right)_{estq} \quad \text{eq (3.2)}$$

Em que, m_{ar} é a massa molecular de ar e m_{comb} é a massa molecular de combustível.

Tem-se então uma razão de equivalência (Φ) que relaciona a razão ar combustível estequiométrica $(A/F)_{estq}$ com a razão ar combustível real (A/F) . Segundo Turns (2000), a equação (3.3) expressa esta razão de equivalência.

$$\Phi = \frac{\left(\frac{A}{F}\right)_{est\ oq}}{\left(\frac{A}{F}\right)} \quad \text{eq (3.3)}$$

Por meio dos dados de razão de equivalência pode-se verificar se a energia liberada é suficiente para tornar o processo sustentável por meio do controle das emissões de poluentes relacionados ao processo de combustão (BIZZO, 2011).

A incineração de resíduos transforma o RSU basicamente em três produtos: 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 (SANTOS, 2011).

Com a transformação do RSU nestes três produtos, tem-se a redução de volume como uma das consequências vantajosa do processo, pois da transformação da parcela orgânica em gases exauridos para a atmosfera, restam apenas às cinzas (sais minerais, metais, etc.) (BIZZO, 2011).

Um ponto importante no processo de incineração do RSU é que este tenha a função de destruir os microrganismos presentes, reduzindo o risco de danos à saúde (JONES, 2010). Por este motivo, o processo de incineração térmica, mesmo sem recuperação de energia, é utilizado para o tratamento dos resíduos hospitalares e perigosos.

Um dos maiores inconvenientes relacionados aos aspectos ambientais do processo de incineração se encontra na formação das cinzas. Esta cinza precisa de uma destinação e normalmente é enviada para um aterro para eliminação (YOUNG, 1943).

O monitoramento contínuo do processo de combustão é outra preocupação, pois o RSU é um combustível de composição “desconhecida”, heterogêneo, ou seja, a sua composição varia muito ao longo do tempo, principalmente 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 (SANTOS, 2011).

Para que haja uma conversão energética o gás de combustão que possui altas temperaturas deve ser levado a sistemas de recuperação de calor. Estes recuperadores são

permutadores de calor em que a energia de um fluxo constante dos gases quentes da combustão é transferida para outros processos como, por exemplo no aquecimento de caldeiras e para o movimento de turbinas e consequente conversão em energia elétrica (TURNS, 2000).

As plantas de incineração quando bem projetadas e equipadas possuem uma emissão de gases em níveis considerados seguros, entretanto o Brasil ainda resiste à sua aplicação. A justificativa é o custo para se implementar o controle contínuo dos gases de emissão e o problema do destino das cinzas formadas (SANTOS, 2011).

Trata-se de um processo que oferece um destino para o RSU com a possibilidade de recuperação energética, mas que deve ser melhor estudado de forma a melhorar sua sustentabilidade e consequente confiabilidade deste processo de incineração.

Alguns países adotaram este processo e geram energia elétrica e térmica para diversas casas e plantas industriais.

Em Detroit, EUA, acredita-se que tenha o maior incinerador do mundo, que entrou em funcionamento em 1989 e processa entre 2200 e 3000 toneladas de lixo por dia. Este processamento após convertido em energia elétrica consegue abastecer cerca de 30000 casas, além de possibilitar o fornecimento de vapor para suprimento de calor em cerca de 100 edifícios do distrito empresarial de Detroit (JONES, 2010).

Na zona industrial de Tuas, no oeste de Singapura, há um dos quatro maiores incineradores do país que recebe RSU e resíduos industriais, tendo a capacidade de processamento de 3000 toneladas por dia. Nesta planta de incineração, a energia convertida em eletricidade é realizada por uma turbina a vapor utilizando o ciclo de Rankine com 35% de eficiência. Com esta eficiência o processo consegue fornecer cerca de 75MW de eletricidade por dia, sendo que um quinto deste é utilizado na instalação e o restante é vendido (JONES, 2010).

3.1.3 Tipos de gaseificadores

O gaseificador é o reator no qual ocorre a conversão termoquímica da biomassa em gás (LORA, et al., 2012). Conforme Higman et al (2003) na realização prática de processos de gaseificação uma ampla gama de tipos de reatores tem sido e continua sendo utilizado. Para a maioria das aplicações estes reatores podem ser agrupados nas seguintes categorias:

- Gaseificador de leito fixo;

- Gaseificador de leito fluidizado e
- Gaseificador de leito arrastado.

Os gaseificadores em cada uma dessas categorias compartilham certas características que os diferenciam dos demais (HIGMAN, et al., 2003).

O gaseificador de leito fixo também é conhecido por gaseificador de leito móvel devido ao fato de que em operação contínua a medida que a biomassa é alimentada e as cinzas retiradas o leito move-se do topo para o fundo do reator (LORA, et al., 2012).

Reed et al (1981), caracteriza os gaseificadores de leito fixo como os que utilizam um leito de partículas de combustíveis sólidos por meio do qual o ar e o gás passam para cima ou para baixo. Sendo que estes modelos são os mais simples e os únicos adequados para aplicações em pequena escala (REED, et al., 1981).

Conforme o movimento relativo do gás no reator, pode-se classificar os gaseificadores de leito fixo em (LORA, et al., 2012):

- Gaseificador de leito fixo contracorrente (updraft);
- Gaseificador de leito fixo cocorrente (downdraft) e
- Gaseificador de leito fixo em fluxo cruzado (cross-flow).

3.1.3.1 Gaseificador de leito fixo contracorrente

O gaseificador mais simples é o de leito fixo contracorrente que em seu projeto de gaseificação de carvão, trata-se do projeto mais antigo. Neste tipo de gaseificador o combustível é alimentado pelo topo do reator e desce até a grelha por gravidade e em contracorrente com o ar de entrada do reator que está posicionado no inferior do reator, ou seja há uma entrada de ar pela base do reator (LORA, et al., 2012). O gás produzido é retirado na parte superior do reator. A figura 3.3 ilustra o gaseificador de leito fixo contracorrente.

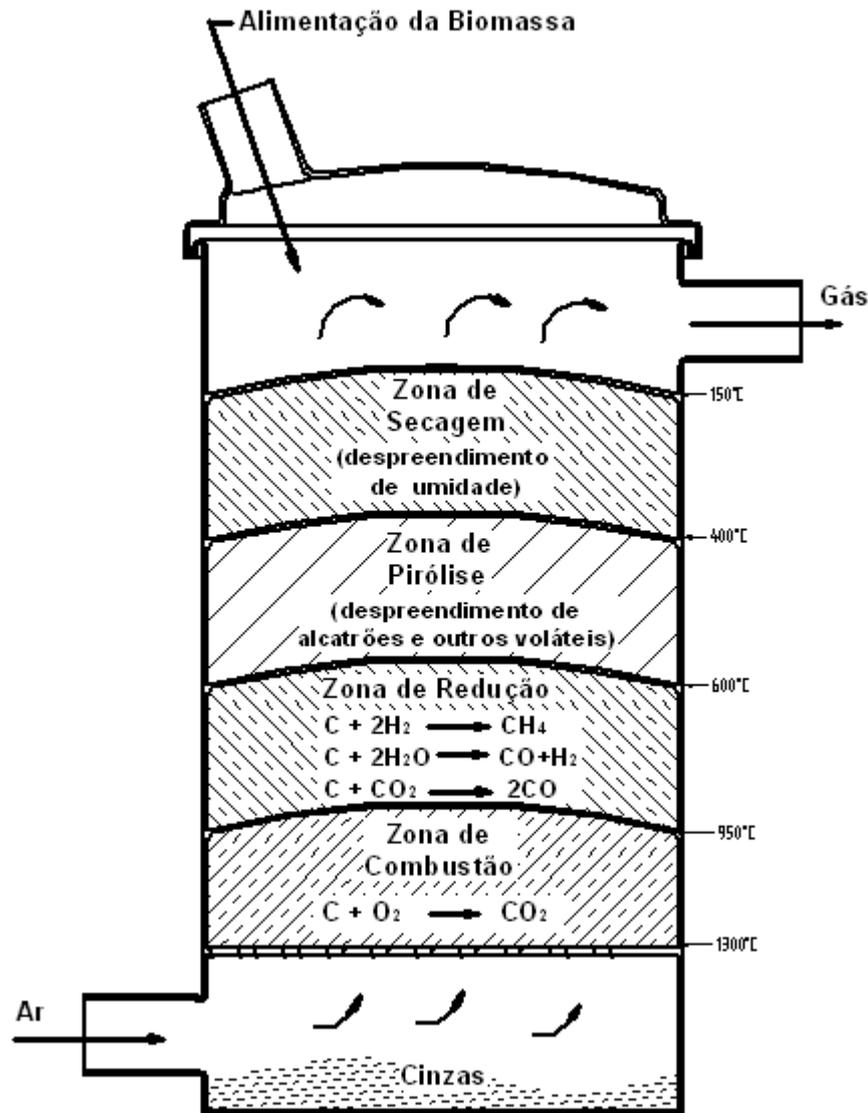


Figura 3.3 – Gaseificador de Leito Fixo Contracorrente.
 Fonte: SÁNCHEZ, et. al., 2011.

No decorrer do corpo do reator o combustível passar por algumas zonas do processo termoquímico como a secagem, a pirólise, a redução e a combustão (LORA, et al., 2012). A figura 3.3 ilustra estas zonas no decorrer do corpo do reator.

Basicamente a biomassa entra pela parte superior do reator e se desloca para baixo, onde encontra um fluxo de gás quente. Na seção da pirólise o gás quente pirolisa a biomassa formando o carvão vegetal, alguns gases e óleos de alcatrão. Já na zona de redução o carvão formado reage com o aumento de CO_2 e H_2O formando CO e H_2 (REED, et al., 1981).

Conforme Reed et al (1981) o gaseificador tipo contracorrente é largamente utilizado na gaseificação de combustíveis não voláteis como o carvão vegetal, devido à alta taxa de

produção de alcatrão, cerca de 5 a 20% o que os torna de operação complexa para combustíveis voláteis, sendo necessário uma limpeza do gás anterior a sua utilização em conversores energéticos como motores de combustão interna e turbinas (REED, et al., 1981).

O alcatrão produzido pode ser craqueado por meio de uma pirólise secundária realizada em um segundo reator (REED, et al., 1981).

Conforme CENBIO (2002), as principais vantagens dos gaseificadores contracorrente são:

- Simplicidade operacional e habilidade de gaseificar materiais com elevado teor de água e material inorgânico.
- Potencial de operar com temperaturas muito elevadas na região da grelha sendo capaz de fundir metais e escória, o que possibilita novas utilizações para estes subprodutos.
- Capacidade de operar com alta umidade presente na biomassa (REED, et al., 1981).

Ainda CENBIO (2002), relaciona as principais desvantagens do processo de gaseificação com gaseificadores contracorrente, sendo estes:

- O gás produzido contém grande percentual de alcatrão gerado na pirólise do combustível.
- No caso de aplicações em motores de combustão, turbinas e produção de gás de síntese, o alcatrão deverá ser eliminado por meio de um processo de limpeza.
- A grelha pode ser submetida a temperaturas muito elevadas, a não ser que vapor de água ou CO₂ seja injetado junto ao agente gaseificador que pode ser ar ou oxigênio (O₂).
- A granulometria do combustível alimentado tem de ser uniforme de forma a evitar a perda de carga elevada no leito, em caso de gaseificadores com pressão atmosférica, ou ainda a formação de canais preferenciais para o gás.

O rendimento dos gaseificadores contracorrente é limitado a 10 GJ/h^{-m²} quer pela estabilidade do leito ou por fluidização incipiente, escória e superaquecimento (REED, et al., 1981).

Os gaseificadores contracorrente são algumas vezes utilizados no modo de formação de escórias, em que toda a cinza é fundida num forno. Isto é particularmente útil para combustíveis com elevado percentual de sódio, tais como os RSU (REED, et al., 1981).

3.1.3.2 Gaseificador de leito fixo cocorrente

O gaseificador de leito fixo tipo cocorrente tem sua construção semelhante ao gaseificador tipo contracorrente com o combustível sendo abastecido pela parte superior do reator, porém o agente de gaseificação se movimenta também em sentido descendente, podendo ser alimentado por dutos localizados nas paredes laterais do reator ou pela parte superior do mesmo (LORA, et al., 2012).

Esta mudança de sentido faz toda a diferença para um combustível com teor elevado de matéria volátil como a biomassa, já que neste tipo de gaseificador, o ar injetado no gaseificador, pode queimar até 99,9% do alcatrão liberado pelo combustível (CENBIO, 2002).

E é por ser projetado para produzir um gás com baixos teores de alcatrão que este modelo de gaseificador possui uma ampla utilização quando ligados diretamente a motores de combustão interna (REED, et al., 1981).

Este foi também o motivo de que reatores do tipo cocorrente foram amplamente utilizados como fonte de combustíveis de veículos automotivos durante a segunda guerra mundial, principalmente na Europa devido ao embargo da utilização do petróleo. Os sistemas ficaram conhecidos como gasogênios (CENBIO, 2002). A figura 3.4 mostra a foto de um carro movido pelo sistema de gasogênio.



Figura 3.4 – Carro movido a gasogênio.

Fonte: All Power Labs.

Em relação ao seu funcionamento, o gaseificador de leito fixo tipo cocorrente apresenta uma inversão entre a zona de combustão e a zona de redução em relação aos gaseificadores tipo contracorrente. Esta inversão faz com que o gás produzido na zona de pirólise, bem como os seus demais produtos passem por uma zona de temperatura mais elevada provocando o processo de craqueamento do alcatrão, transformando-os em cadeias menores de carbono, conforme será mostrado na equação (4.9). A figura 3.5 ilustra as fases presentes neste tipo de reator.

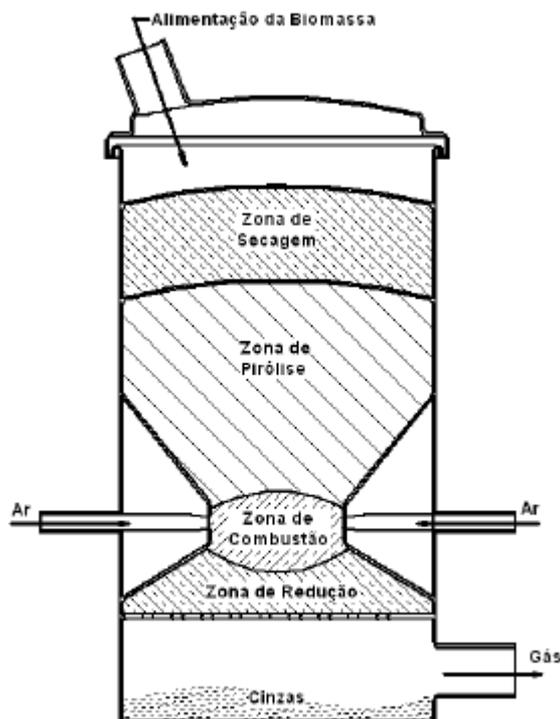


Figura 3.5 – Gaseificador Contracorrente.
Fonte: SÁNCHEZ, et. al., 2011.

Pode-se observar na figura 3.5 que a zona de combustão possui uma câmara em “V” com a função de garantir que as maiores quantidades de produtos da pirólise passem pela região mais quente do reator, zona de combustão, garantindo que haja um menor depósito de cinzas e um gás com percentuais mínimos de alcatrão (REED, et al., 1981). Esta configuração de reator ficou conhecida pelo nome de Imbert devido a seu inventor Jacques Imbert (REED, et al., 1981).

A entrada do agente gaseificante nestes tipos de reatores pode ocorrer de forma pressurizada, por meio de ventiladores e compressores ou ainda por meio de sucção que pode ser promovida por motores de combustão interna (REED, et al., 1981). Este por sua vez alimenta a zona de combustão reagindo nas reações exotérmicas que serão mostradas nas equações (4.2) e (4.3). Mesmo com estas duas formas de injeção do agente gaseificante

na região de combustão, forma-se ainda regiões sem acesso de ar e conseqüentemente com temperaturas mais baixas, por onde os alcatrões podem passar sendo apenas parcialmente craqueados, o que justifica que mesmo com este tipo de reator e com a utilização da câmara em “V” o gás produzido não é totalmente isento do alcatrão (CENBIO, 2002).

Os gaseificadores tipo cocorrente também pode ter sua construção definida sem a câmara em “V”, muito usual nos reatores do tipo topo aberto no qual o agente gaseificador, que neste caso é exclusivamente o ar, entra no reator livremente pela sua parte superior que não possui tampa, o que apresenta como vantagem a uniformidade do ar de entrada (REED, et al., 1981). A figura 3.6 ilustra este modelo de reator, bem como as etapas do processo de gaseificação.

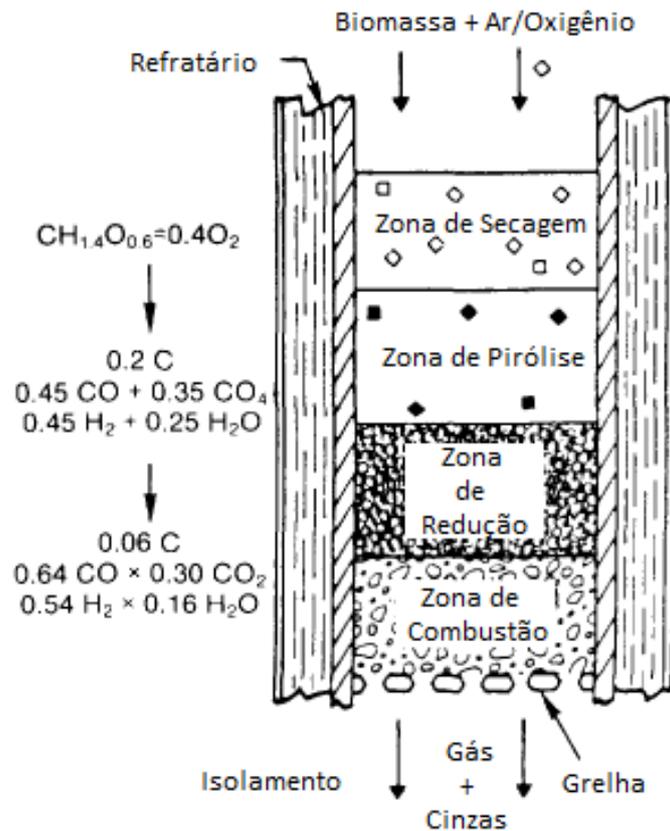


Figura 3.6 – Gaseificador de leito fixo cocorrente de topo aberto.
 Fonte: Reed, et. al., 1981.

Resumidamente, pode-se relacionar as seguintes vantagens para o gaseificador de leito fixo cocorrente, conforme CENBIO (2002):

- Consomem entre 99 a 99,9 % do alcatrão. Desta forma o gás gerado pode ser transportado em tubulações e utilizados em motores com um mínimo de limpeza;

- Os materiais inorgânicos ficam retidos na matriz de carvão e cinza retirada pelo fundo dos gaseificadores, reduzindo de forma acentuada a necessidade de ciclones de elevada eficiência e filtros a quente;
- O gaseificador cocorrente é um sistema comprovado, com mais de um milhão de veículos utilizando este sistema durante a Segunda Guerra Mundial;
- O gás (quando limpo) pode ser utilizado em motores de linha, sem maiores modificações e
- Os gaseificadores de topo aberto apresentam poucos problemas em casos de explosão.

São levantadas também algumas desvantagens deste sistema (CENBIO, 2002):

- O combustível tem de apresentar baixa umidade (<20 %) e granulometria uniforme;
- O gás sai do gaseificador a temperaturas elevadas (em geral 700°C). Desta forma esta energia é perdida, a menos que haja algum aproveitamento (para preaquecimento do ar, secagem do combustível etc.);
- Tipicamente 4 a 7 % do carbono do combustível não é convertido, saindo com as cinzas pelo fundo do gaseificador;
- A potência de pico de motores com ignição a vela é reduzida em 30 a 40 %, a menos que ele seja turbinado.

3.1.3.3 Gaseificador de leito fixo em fluxo cruzado

Os gaseificadores de leito fixo em fluxo cruzado apresentam um projeto simples e leve de reator no qual o agente gaseificante tem sua entrada por meio de um canal localizado na parede lateral do reator, conforme observado na figura 3.7 (REED, et al., 1981). A retirada do gás se dá pelo lado oposto à entrada do agente gaseificante, na mesma altura do mesmo.

Neste tipo de sistema o agente gaseificante é inserido no reator em alta velocidade e como sua entrada se dá por um único canal fluindo por meio do leito de combustível, há a produção de temperaturas muito elevadas em volumes muito pequenos de combustível o que produz um gás com baixo teor de alcatrão (REED, et al., 1981).

Apesar das altas temperaturas não se faz necessário a presença de material refratário na parede deste modelo de reator, pois o próprio combustível e cinzas fazem este papel (REED, et al., 1981).

Devido as características deste reator em que há uma zona de pequeno volume, porém muito quente estes reatores possuem o melhor tempo de resposta em uma menor massa térmica de todos os demais gaseificadores, então este sistema pode ser utilizado inclusive em outros reatores, como os cocorrentes de forma a minimizar o tempo de inicialização do reator (REED, et al., 1981).

Como principais vantagens, nos gaseificadores de fluxo cruzado tem-se a rápida resposta às variações de carga, sua simplicidade de construção e seu peso reduzido. Por outro lado são muito sensíveis às variações na composição e umidade do combustível, sendo que para fins práticos quase sempre é usado carvão vegetal limpo e seco (SÁNCHEZ, et al., 2011).

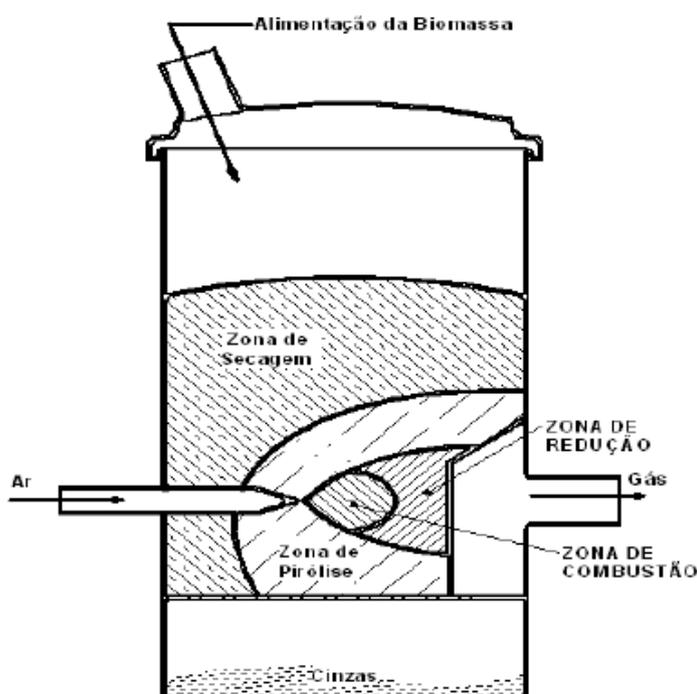


Figura 3.7 – Gaseificador de leito fixo em fluxo cruzado.
Fonte: SÁNCHEZ, et. al., 2011.

3.1.3.4 Gaseificadores de leito fluidizado e de leito arrastado.

Os gaseificadores de leito fluidizado foram desenvolvidos antes da Segunda Guerra Mundial, por volta de 1920 para sistemas de gaseificação de carvão mineral de grande capacidade, conhecidos como gaseificadores Winkler (HIGMAN, et al., 2003).

Posteriormente, este sistema de gaseificação foi adotado pelas indústrias petroquímicas e químicas para o craqueamento catalítico de hidrocarbonetos pesados, secagem e outras aplicações (CENBIO, 2002).

Neste tipo de reator as partículas do combustível são mantidas suspensas em um leito de partículas inertes (areia, cinzas ou alumina) fluidizadas pelo fluxo de ar, criando melhores condições de transferência de calor e homogeneidade da temperatura na câmara de reação. Nestas condições a maioria dos voláteis estarão em contato com as partículas do leito aquecido (SÁNCHEZ, et al., 2011). A figura 3.8 ilustra este modelo de gaseificador, onde verifica-se que o projeto de entrada do agente gaseificante e a saída do gás assemelha aos gaseificadores de leito fixo contracorrente, com a diferença de que a biomassa é inserida na parede lateral do reator e entra em contato com o leito inerte.

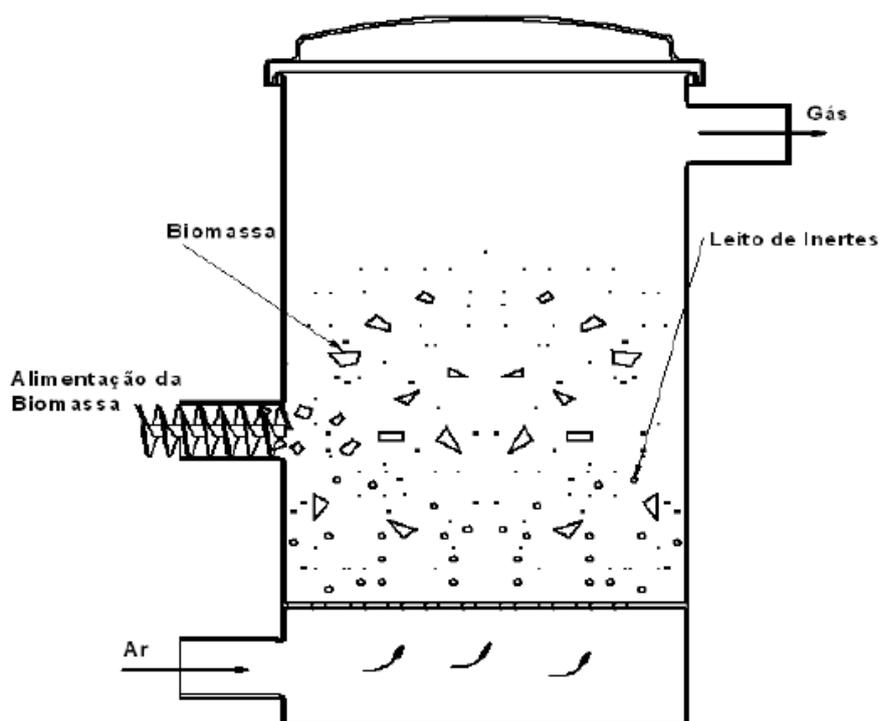


Figura 3.8 – Gaseificador de leito fluidizado.
Fonte: SÁNCHEZ, et. al., 2011.

De forma geral, este sistema de gaseificação funciona por meio do controle da velocidade do ar de entrada, sendo que quando a velocidade atingir patamares na qual a força peso das partículas se iguala à força de arraste do gás, as partículas começam a se descolar uma das outras e ficam suspensas, passando a se comportar como um fluido líquido. Incrementos adicionais de velocidade provocam o surgimento de bolhas de gás no interior da suspensão, criando duas fases. Uma constituída somente de gás, na forma de bolhas, e outra, denominada emulsão, composta de gás e material particulado fluidizado (CENBIO, 2002).

As bolhas, ao subirem, aumentam de tamanho, por redução de pressão e coalescimento com outras bolhas, arrastando grande quantidade de material particulado na sua subida.

São elas as responsáveis pela grande taxa de circulação de sólidos no leito. A elevação continuada da vazão, nesta condição, provoca somente o aumento do número e tamanho das bolhas, sem elevar a pressão na base da grelha. Quando a velocidade do gás atinge a velocidade terminal das partículas começa a haver um arraste do material mais fino, diminuindo a altura do leito e a pressão na sua base. Nos casos destas partículas arrastadas serem coletadas em um ciclone, ou outro dispositivo semelhante, e serem retornadas ao leito, têm-se um leito fluidizado circulante. Quando não há este retorno, tem-se um leito de arraste (CENBIO, 2002).

Devido a fluidização da biomassa neste tipo de reator a temperatura no seu leito é isotérmico e trabalha com temperaturas na faixa de 700°C à 900°C. (HIGMAN, et al., 2003).

Como o leito do reator é fluidizado, o gaseificador não apresenta zonas diferentes de reações como ocorre nos gaseificadores de leito fixo (LORA, et al., 2012).

Os principais gaseificadores de leito fluidizado são (LORA, et al., 2012):

- De leito borbulhante e
- De leito circulante.

Os mesmos podem ainda ser atmosféricos ou pressurizados (LORA, et al., 2012).

Gaseificadores de leito borbulhante são aplicados em escalas medianas enquanto que gaseificadores de leito circulante são de fácil escalonamento e trabalham em plantas de grandes capacidades (LORA, et al., 2012).

Já os gaseificadores de leito arrastado utilizam do mesmo princípio dos gaseificadores de leito fluidizado porém a velocidade do agente gaseificador é tal que há um arraste das partículas sólidas, ocorrendo um transporte pneumático dos materiais que compõem a mistura, biomassa e agente gaseificante (LORA, et al., 2012).

Neste processo tem-se a cinza sendo removida em estado líquido e o alcatrão é completamente craqueado tendo então como produto um gás limpo, isento de hidrocarbonetos pesados e com alto poder calorífico (LORA, et al., 2012).

O que pode-se levantar como desvantagem para os sistemas de leito fluidizado ou arrastado é a granulométrica que os mesmos trabalham, que exige em muitos casos uma operação de trituração da biomassa antes de sua utilização no reator, o que conseqüentemente gera um custo maior de operação (LORA, et al., 2012). Outra

desvantagem deste sistema é a complexidade da operação do mesmo em relação aos sistemas de leito fixo (HIGMAN, et al., 2003).

3.1.3.5 Gaseificação assistida por plasma.

Tochas de plasmas são os sistemas mais eficientes de conversão da energia elétrica em energia térmica, podendo chegar a percentuais de 95% de eficiência dependendo do sistema (SÁNCHEZ, et al., 2011).

Com a alta eficiência energética das tochas de plasma obtêm-se altas temperaturas no processo de gaseificação, o que conforme Sánchez et al (2011), 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;

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 (SÁNCHEZ, et al., 2011). Desta forma, conforme informação de Sánchez et al (2011), a utilização da energia externa proveniente das tochas de plasma permite:

- Desacoplar a geração de calor do fluxo 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.

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 pode-se observar nas análises, uma dificuldade apresentada no processo de gaseificação no qual pode ser resolvido por fontes térmicas de acordo com a equação (4.9) que será mostrada no capítulo 4.

Esta é uma tecnologia que ainda é estudada e que apresenta como principal dificuldade o custo da energia elétrica (SÁNCHEZ, et al., 2011).

Entretanto as altas temperaturas fornecidas no processo de gaseificação pela utilização de tochas de plasma permitem uma maior taxa de conversão do material, devido à quebra de grandes cadeias de moléculas provenientes das reações de gaseificação, além do que há uma melhor compactação das cinzas provenientes do processo que se fundem e após resfriadas formam uma cerâmica em estado vítreo que tem aplicações comerciais (SÁNCHEZ, et al., 2011).

3.2 COMENTÁRIOS

O processo de gaseificação bem como o processo de pirólise possui aplicações no tratamento de RSU com a conversão energética dos mesmos.

Um exemplo de processo de gaseificação que fora projetado para ser alimentado com carvão e que posteriormente foi adaptado para utilização com RSU é o gaseificador de leito fixo BGL (British Gas/Lurgi) que está ilustrado na figura 3.9 (HIGMAN, et al., 2003).

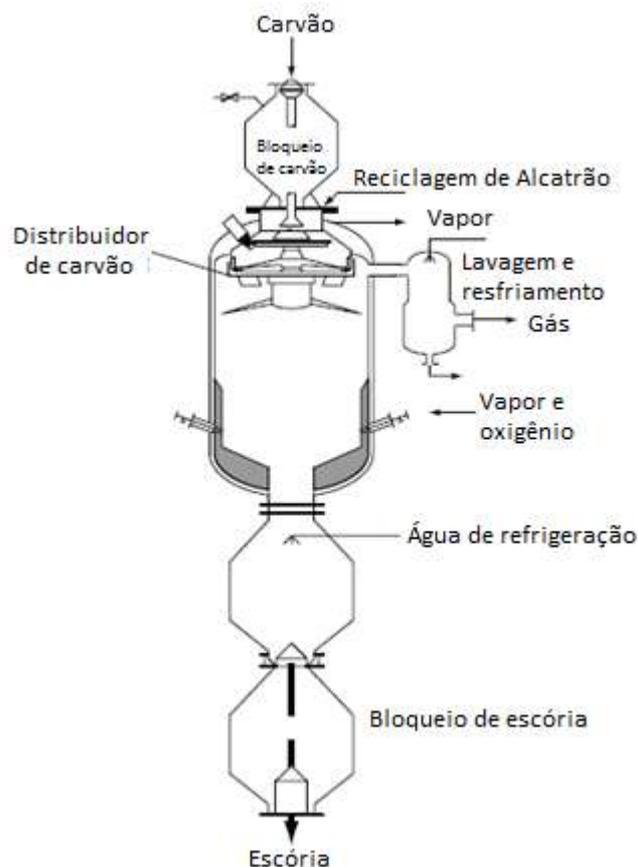


Figura 3.9 – Gaseificador BGL.

Fonte: HIGMAN, et. al., 2003.

Este tipo de gaseificador teve seu desenvolvimento voltado para que haja uma descarga das cinzas como escórias, para utilização posterior, além de entre outras características aumentar o rendimento de H₂ (HIGMAN, et al., 2003).

Na década de 1990 o primeiro projeto comercial do gaseificador BGL foi realizado na cidade de Schwarze Pumpe na Alemanha, onde misturas em proporção de 75% de RSU e 25% de carvão são gaseificados dentro de um grande complexo e o gás de síntese utilizado na produção de metanol e energia, com uma capacidade de produção de 650 toneladas por dia (HIGMAN, et al., 2003).

A segunda tecnologia que apresenta mais referência de utilização na gaseificação de RSU são os gaseificadores de leito fluidizado circulante. Um exemplo é a planta de Rudersdorf próximo a Berlin que por meio de uma grande variedade de resíduos, produz 50,000 Nm³/h de gás para alimentar um forno de cimento (HIGMAN, et al., 2003).

Um outro processo utilizado na gaseificação de RSU é o processo HTW (high temperature Winkler) que é um gaseificador de leito fluidizado circulante que trabalha com altas pressões, na casa de 30 bar (HIGMAN, et al., 2003). Uma planta piloto deste processo foi construída em Sumitomo no Japão, com capacidade de processamento de 20 toneladas por dia (HIGMAN, et al., 2003).

É usual em alguns processos de gaseificação de resíduos, a utilização de uma etapa de pirólise anterior à oxidação parcial (HIGMAN, et al., 2003). Na Holanda, um processo de pirólise de RSU com posterior combustão dos produtos é utilizado para a conversão em energia elétrica que é vendida para a rede (JONES, 2010).

A cidade de Funabashi, no Japão, possui uma planta de pirólise de RSU capaz de processar 450 toneladas por dia, e seus produtos são também utilizados na conversão em energia elétrica (JONES, 2010).

Em Averoy, na Noruega, uma planta de gaseificação processa aproximadamente 16000 toneladas de RSU por ano, convertendo o gás produzido em vapor em uma fábrica próxima (JONES, 2010).

Também na Noruega, na cidade de Stavanger uma planta de gaseificação de RSU com capacidade de tratamento 40000 toneladas por ano do RSU é processada para a conversão energética elétrica e térmica (JONES, 2010).

Na Inglaterra, Isle of Wight, 2,3 MW da potência elétrica é proveniente da conversão dos gases do processo de gaseificação de RSU (JONES, 2010).

Em St. Luice, na Flórida, um gaseificador por plasma processa 3000 toneladas de RSU por dia produzindo uma potência de 120 MW (JONES, 2010).

Yoshi, no Japão também possui uma planta de gaseificação de RSU por plasma com capacidade de processamento de 24 toneladas por dia (JONES, 2010).

De uma forma geral, o processo de gaseificação e pirólise para resíduos sólidos urbanos apresenta uma boa solução para a problemática da destinação dos resíduos sólidos, porém como poucos foram os testes ainda realizados no Brasil, deve haver uma maior pesquisa para o domínio da tecnologia.

Assim como pode ser observado no processo de incineração, a gaseificação possui ainda como subproduto as cinzas provenientes do processo que devem ser avaliadas de forma a possuírem uma destinação final, como pode ser observado em processo de gaseificação assistida por plasma, na seção 3.1.3.5.

Outra preocupação ainda existente neste processo é o gás proveniente do processamento térmico do RSU, que no Brasil possui materiais inorgânicos como os poliméricos, fazendo-se necessária uma separação prévia, seguindo o ciclo de vida discutido no capítulo 2. Além do que se faz necessário um controle do processo de gaseificação e do gás que está saindo após a sua conversão energética, a exemplo saída dos motores de combustão interna ou turbinas.

Entretanto, os processos termoquímicos em geral possuem vantagens em relação à recuperação energética do biogás do aterro sanitário, por não necessitar de grandes áreas urbanas para sua implantação, pelo processo nas plantas ser contínuo logo o RSU fica menos tempo ao ar livre e possui menores riscos de impactos ambientais no solo.

Estudos de viabilidade econômica e ambiental devem ser feito antes de escolher a melhor forma de destinação dos resíduos sólidos urbanos.

4 METODOLOGIA CIENTÍFICA

Neste capítulo serão definidas as condições em que serão realizadas as simulações de uma planta de geração de energia elétrica que utiliza o RSU como combustível em gaseificador. O gás de síntese proveniente do processo de gaseificação será convertido em energia elétrica por meio de um ciclo termodinâmico de Rankine.

Desta forma aborda-se os princípios fundamentais da gaseificação bem como os seus princípios termodinâmicos. Explica-se também o equilíbrio químico que é base dos programas de simulação de processos em que ocorrem mudança de fase como é o caso da gaseificação e da combustão.

4.1 GASEIFICAÇÃO E PIRÓLISE

Pirólise e gaseificação são tecnologias que foram desenvolvidas entre o século XVIII e XIX para aplicação com carvão. Existe um grau de aproximação entre o significado da gaseificação e da pirólise. Quando o carvão é pirolisado formam-se três produtos nos estados: sólido, líquido e gasoso, sendo o gás produzido também conhecido por uma gaseificação parcial. Em contraste, quando todo o fluxo de ar passa pelo leito de carvão e toda a matéria orgânica se transforma em gás, há uma gaseificação total (JONES, 2010).

A pirólise é um processo endotérmico definido pela decomposição térmica de materiais à base de carbono em uma atmosfera deficiente em oxigênio e que utiliza do calor para produzir um gás de síntese além de produtos no estado sólido e líquido. Pelo fato do oxigênio estar deficiente neste processo, não ocorre uma queima direta como na combustão. A pirólise da madeira, por exemplo produz o carvão vegetal, que é um dos combustíveis mais antigos (YOUNG, 1943).

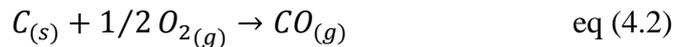
Já no processo de gaseificação, segundo Higman et al (2003), há a transformação completa da matéria prima sólida, também conhecida como biomassa, em um gás com poder calorífico aproveitável. Este gás pode ser utilizado, após prévio tratamento de limpeza, em conversores energéticos como turbinas, caldeiras e motores de combustão interna tanto para trabalhos mecânicos como posterior conversor em energia elétrica (HIGMAN, et al., 2003).

No processo de gaseificação a transformação da biomassa ocorre por meio de complexas reações químicas. Mesmo não sendo todas conhecidas, algumas etapas podem ser consideradas de forma introdutória e em termos teóricos. São divididas em cinco etapas: pirólise, combustão, gaseificação, craqueamento e oxidação parcial dos produtos da pirólise (CENBIO, 2002). São estas etapas:

- Pirólise ou decomposição térmica, se desenvolve a temperaturas próximas de 600°C. Pode ser detalhada conforme a equação (4.1).

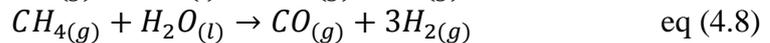
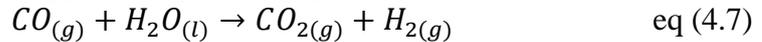
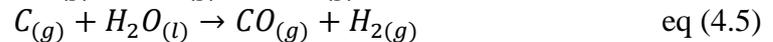


- Combustão ocorre por meio da oxidação de parte do carbono fixo do combustível. São reações exotérmicas que liberam energia para que ocorram as reações endotérmicas de gaseificação. As equações (4.2) e (4.3) ilustram estas reações.



As reações exotérmicas expressas nas equações (4.2) e (4.3) ocorrem na presença de oxigênio (O₂) para a formação de monóxido e dióxido de carbono (CO e CO₂) desta forma estas reações ocorrem próximo da entrada de ar do reator de gaseificação.

- Gaseificação propriamente dita, que inclui reações basicamente endotérmicas com produção basicamente de CO e H₂. As equações (4.4), (4.5), (4.6) (4.7) e (4.8) expressam estas reações.

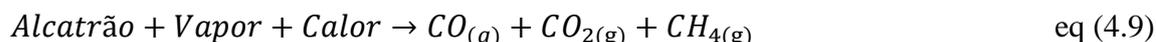


A reação expressa na equação (4.4) produz monóxido de carbono puro, por meio da gaseificação do carbono puro com uma mistura de dióxido de carbono (CO₂) (HIGMAN, et al., 2003).

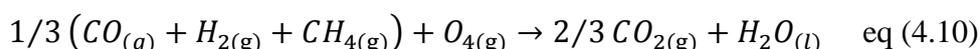
A reação da equação (4.5) tem um papel preponderante no processo de conversão de água em gás (HIGMAN, et al., 2003).

A reação da equação (4.6) é a base de todos os processos de gaseificação de hidrogenação, com a formação do metano (HIGMAN, et al., 2003).

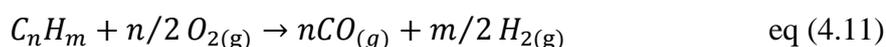
- Craqueamento do alcatrão trata-se do processo de degradação térmica das moléculas dos compostos que formam o alcatrão com a obtenção de CO, CO₂, CH₄ e outros gases como produtos. A equação (4.9) expressa este processo.



- Oxidação parcial dos produtos da pirólise. Expressa na equação (4.10).



A reação global para os combustíveis, conforme Higman et al, (2003) é dada por meio da equação (4.11):



Como as reações do processo de gaseificação são endotérmicas as reações exotérmicas (4.2) e (4.3) são necessárias pois fornecem energia suficiente para que o processo ocorra. Esta energia necessária para que as reações ocorram é denominada entalpia, H. Higman et al (2003) relaciona a entalpia das reações conforme indicado nos dados da tabela 4.1 (HIGMAN, et al., 2003).

Tabela 4.1 – Reações de Gaseificação

Equação	Reação	H (MJ/kmol)	Tipo
4.2	$\text{C}_{(s)} + 1/2 \text{O}_{2(g)} \rightarrow \text{CO}_{(g)}$	-111	Exotérmica
4.3	$\text{C}_{(s)} + \text{O}_{2(g)} \rightarrow \text{CO}_{2(g)}$	-283	Exotérmica
4.4	$\text{C}_{(g)} + \text{CO}_{2(g)} \rightarrow 2\text{CO}_{(g)}$	+172	Endotérmica
4.5	$\text{C}_{(g)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{CO}_{(g)} + \text{H}_{2(g)}$	+131	Endotérmica
4.6	$\text{C}_{(g)} + 2\text{H}_{2(g)} \rightarrow \text{CH}_{4(g)}$	-75	Exotérmica
4.7	$\text{CO}_{(g)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{CO}_{2(g)} + \text{H}_{2(g)}$	-41	Exotérmica
4.8	$\text{CH}_{4(g)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{CO}_{(g)} + 3\text{H}_{2(g)}$	+206	Endotérmica

Fontes: Higman, 2003.

Mesmo que estas reações não demostrem todas as reações que ocorrem no processo de gaseificação, verifica-se que as quantidades de monóxido de carbono (CO) e principalmente de hidrogênio (H₂) presentes no gás produzido estão relacionadas a quantidade de água ou vapor de água presente no processo de gaseificação, conforme pode ser observado pelas reações das equações (4.5), (4.7) e (4.8). Segundo CENBIO (2002), na

prática, até aproximadamente 30% de adição de vapor de água tem-se esta condição no gás produzido (CENBIO, 2002).

Conforme Lora et al (2012), o gás produzido em um gaseificador utilizando ar como agente da gaseificação apresenta um poder calorífico inferior (PCI) entre 3 e 6 MJ/Nm³, como consequência do efeito de diluição pelo nitrogênio, que constitui quase 80% em volume do ar atmosférico. Este gás produzido é conhecido como gás pobre devido ao seu poder calorífico ser considerado aproximadamente 10 vezes menor que do gás natural. Entretanto, quando utiliza-se o oxigênio puro como agente gaseificador ou ainda com uma mistura de oxigênio e vapor de água é possível obter um gás com PCI entre 10 e 19 MJ/Nm³ (LORA, et al., 2012).

Apesar de o gás produzido em processos de gaseificação cujo o agente gaseificador é o oxigênio possuir um maior poder calorífico, este processo possui uma limitação econômica devido ao custo de produção do oxigênio puro (CENBIO, 2002).

As composições dos gases produzidos nos processos referentes a gaseificação são influenciadas de forma geral pelos seguintes fatores: temperatura, pressão, umidade do combustível, teor de oxigênio no agente gaseificador e tipo de combustível (HIGMAN, et al., 2003).

Já Lora et al (2012) (REED, et al., 1981), ressalta alguns pontos que afetam o desempenho do processo de gaseificação, sendo eles: a razão de equivalência (comumente conhecida como fator de ar), o tipo de agente de gaseificação, o tempo de residência, as características da biomassa em termos físico-químicos e energéticos e a utilização ou não de catalisadores.

Da mesma forma que no processo de combustão, na gaseificação é possível calcular a razão de equivalência (Φ) que corresponde ao valor da relação ar-combustível real utilizada durante o processo pela relação ar-combustível estequiométrica, conforme a equação (3.3) apresentada anteriormente.

$$\Phi = \frac{\left(\frac{A}{F}\right)_{estoq}}{\left(\frac{A}{F}\right)} \quad \text{eq (3.3)}$$

A relação ar-combustível estequiométrica em m³ a condições normais de pressão e temperatura por kg de biomassa, pode ser expressa em função dos dados da análise elementar em base úmida do combustível, conforme apresentado na equação (4.12) (LORA, et al., 2012).

$$\left(\frac{A}{F}\right)_{estoa} = 0,0889 \times (C + 0,375 \times S) + 0,265 \times H - 0,0333 \times O \quad \text{eq (4.12)}$$

Uma aproximação da reação ar-combustível real pode ser calculada a partir da quantidade total de biomassa consumida no teste ($m_{biomassa}$), a vazão volumétrica do ar (v_{ar}) e o tempo total do teste (t), conforme demonstrado na equação (4.13) (LORA, et al., 2012).

$$\left(\frac{A}{F}\right) = \frac{v_{ar} \cdot t}{m_{biomassa}} \quad \text{eq (4.13)}$$

Conforme Reed et al, (1981) em uma razão de equivalência de 0,25, quando relacionada a relação ar-combustível real pela relação ar-combustível estequiométrica, toda a fração de energia contida em uma biomassa de madeira é convertida em gás em seu melhor poder calorífico. Sendo que com uma menor quantidade de oxigênio há a formação de carvão que não é convertida em gás, ou seja há um processo próximo da pirólise. De outra forma se a razão for superior a 0,25 e cada vez mais próxima de 1, há uma queima de parte do gás produzido, ou seja o processo tende a um processo de combustão.

Outro fator que influencia na composição dos gases provenientes da gaseificação é a temperatura. O processo deve garantir que a temperatura tenha o valor tal que todo o carbono presente na biomassa seja transformado em gás. Desta forma, não haverá acúmulo de carbono nas cinzas, o que ocorreria um não aproveitamento energético total da biomassa (LORA, et al., 2012).

Altas temperaturas favorecem o aumento da concentração de H_2 e CO enquanto diminui a concentração de CH_4 (LORA, et al., 2012).

Ainda em relação as características do gás produzido há também o tipo do gaseificador que o influencia e deve ser selecionado conforme as características finais da aplicação do gás. Os tipos de gaseificadores foram comentados no capítulo 3.

4.1.1 Termoquímica da gaseificação

Uma vez conhecidas as reações apresentadas na tabela 4.1, abordam-se as análises da primeira e segunda lei da termodinâmica para o melhor entendimento do equilíbrio químico que será utilizado para a simulação do processo de gaseificação.

4.1.1.1 Primeira lei da termodinâmica

A primeira lei da termodinâmica é uma consequência dos princípios da conservação da energia. Desta forma, a energia pode ser convertida de uma forma para outra ou transferida

de um sistema para outro, porém a quantidade de energia é conservada em qualquer destes processos (ÇENGEL, et al., 2006).

O balanço de energia é dado pela variação de energia ($\Delta E_{sistema}$) que pode ser convertida ou transferida. A variação de energia equivale a diferença entre a energia total que entra (E_1) e a energia total que sai do sistema (E_2) durante o processo, conforme a equação (4.14).

$$E_2 - E_1 = \Delta E_{sistema} \quad \text{eq (4.14)}$$

Considerando-se um sistema fechado no qual, a energia transferida ocorre por meio da transferência de calor (Q) na entrada e a realização de trabalho (W) na saída, tem-se a equação (4.15) que define este balanço energético.

$$\Delta E_{sistema} = Q - W \quad \text{eq (4.15)}$$

4.1.1.2 Segunda lei da termodinâmica

A primeira lei da termodinâmica, que estabelece a conservação da energia, não é suficiente para explicar todos os fenômenos da termodinâmica. Nela é estabelecida a equivalência entre calor e trabalho, mas não indica, por exemplo, qual a quantidade de calor de uma máquina térmica que pode ser transformada em trabalho. Desta forma a primeira lei admite resultados em que toda a quantidade de calor fornecida ao sistema possa ser convertida em trabalho. Não considerando assim as perdas energéticas e eficiências contidas nos processos (IENO, et al., 2004).

A primeira lei diz respeito à quantidade de energia e às transformações de energia de uma forma para outra. Já a segunda lei complementa a primeira oferecendo meios necessários para determinar a qualidade e o nível de degradação da energia durante um processo (ÇENGEL, et al., 2006).

Na segunda lei, é enunciado as limitações dos processos térmicos. As limitações dos processos podem também ser analisados pela irreversibilidade encontrada em sistemas térmicos reais. Conceitua-se então a exergia que diferente da energia pode ser destrutível tanto pela irreversibilidade dos processos como por perdas associadas à transferência de calor para o meio em que se encontram e que não são aproveitáveis (BORGNACKLE, et al., 2013).

A exergia é também conhecida como a disponibilidade ou a energia disponível para o potencial de trabalho útil (ÇENGEL, et al., 2006).

O balanço de exergia em sistemas fechados é dado pela variação total de exergia do sistema ($\Delta B_{sistema}$) em relação a entrada total de exergia (B_1), a saída total de exergia (B_2) e a taxa destruição total de exergia ($B_{destruida}$), conforme a equação (4.16).

$$B_1 - B_2 - B_{destruida} = \Delta B_{sistema} \quad \text{eq (4.16)}$$

Mas a taxa de destruição total de exergia é definida como sendo a entropia gerada no sistema (S_{ger}) em relação a temperatura do ambiente (T_0), conforme a equação (4.17).

$$B_{destruida} = T_0 S_{ger} \quad \text{eq (4.17)}$$

Considerando o sistema fechada no qual a exergia que entra no sistema é proveniente de uma transferência de calor (B_Q) e a exergia que sai do sistema é relacionada a realização de trabalho (B_W) e substituindo na equação (4.16), tem-se a equação (4.18):

$$B_Q - B_W - B_{destruida} = \Delta B_{sistema} \quad \text{eq (4.18)}$$

Por meio da equação (4.18) e substituindo as variáveis B_Q e B_W , tem-se a equação (4.19) que define o balanço de exergia (BORGNAKKLE, et al., 2013).

$$\Sigma \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q - \left[W - P_0 \left(\frac{dV}{dt}\right)\right] - T_0 S_{ger} = \Delta B_{sistema} \quad \text{eq (4.19)}$$

Em que:

Q é a transferência de calor na temperatura T ;

P_0 é a pressão do ambiente e

$\frac{dV}{dt}$ é a variação do volume do sistema.

4.1.1.3 Equilíbrio químico

No processo de gaseificação há reações químicas com transformações de fases tendo seu produto encontrado essencialmente na fase gasosa. As reações químicas básicas do processo de gaseificação foram apresentadas na tabela 4.1.

Em processos térmicos que envolvem transformações de fases, faz-se necessário a análise do equilíbrio químico das reações (ÇENGEL, et al., 2006).

A primeira etapa para resolver a reação de equilíbrio químico é determinar a variação de energia livre de Gibbs (BORGNAKKLE, et al., 2013). A função de Gibbs (G) é

definida pela equação (4.20), que relaciona a entalpia (H), a entropia (S) e a temperatura (T)

$$G = H - TS \quad \text{eq (4.20)}$$

A entalpia e a entropia de uma mistura de gases ideais são dadas pelas equações (4.21) e (4.22) respectivamente.

$$H = \sum_i^j n_i \bar{h}_i(T) \quad \text{eq (4.21)}$$

$$S = \sum_i^j n_i \bar{s}_i(T, p_i) \quad \text{eq (4.22)}$$

Em que:

$p_i = y_i p$ é a pressão parcial e

n_i é o número de mols do componente i .

Desta forma, a função de Gibbs pode ser descrita na forma da equação (4.23).

$$G = \sum_i^j n_i [\bar{h}_i(T) - T \bar{s}_i(T, p_i)] \quad \text{eq (4.23)}$$

A função de Gibbs para um componente gasoso ideal (i), na forma molar, é dado pela equação (4.24).

$$\bar{g}_i(T, p_i) = \bar{h}_i(T) - T \bar{s}_i(T, p_i) \quad \text{eq (4.24)}$$

Substituindo a equação (4.24) na equação (4.23), tem-se a função de Gibbs definida pela equação (4.25).

$$G = \sum_i^j n_i \bar{g}_i(T, p_i) \quad \text{eq (4.25)}$$

Definido a variação de energia livre de Gibbs, tem-se como próxima etapa o cálculo da constante de equilíbrio (K) referente à temperatura.

Admitindo-se uma reação química que ocorre entre reagentes A e B, originando componentes C e D conforme equação (4.26), tem-se a constante de equilíbrio (K) a uma determinada temperatura (T) definida em fração molar pela equação (4.27) e em número de mols pela equação (4.28).



$$K(T) = \frac{y_C^c y_D^d}{y_A^a y_B^b} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{c+d-a-b} \quad \text{eq (4.27)}$$

$$K(T) = \frac{n_C^c n_D^d}{n_A^a n_B^b} \left(\frac{P/P_0}{n_{total}} \right)^{c+d-a-b} \quad \text{eq (4.28)}$$

Em que:

a, b, c, d são coeficientes estequiométricos dos respectivos componentes da reação expressa pela equação (4.26);

n_i é o número de mols;

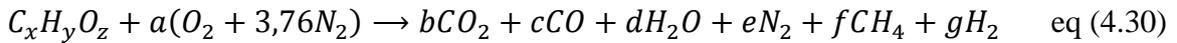
n_{total} é o número total de produtos;

$y_i = n_i/n_{total}$ é a fração molar do componente i.

O balanço de energia adiabático é então estabelecido igualando-se a entalpia total dos reagentes (Hr) com a entalpia total dos produtos (Hp), conforme apresentado pela equação (4.29).

$$Hr = Hp = \sum_i n_i \bar{h}_i \quad \text{eq (4.29)}$$

No caso de modelos numéricos para a simulação de processos de gaseificação, utiliza-se ainda de uma reação global conforme a equação (4.30) (BRANDINI, 2012).



Em que:

x, y, z são definidos pela análise elementar da biomassa;

a, b, c, d, e, f, g são coeficientes estequiométricos dos componentes da reação.

4.2 SOFTWARE UTILIZADO NA SIMULAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO

Para a simulação do processo de gaseificação, será utilizado o software Gasifier (FOCK, et al., 2000) programado no Engineering Equation Solver (EES). O EES é um programa computacional da fabricante f-Chart Software, que é muito adequado para a modelagem de sistemas de energia térmica, uma vez que contém uma extensa biblioteca de propriedades termodinâmicas dos fluidos (FOCK, et al., 2000). É importante informar que o mencionado programa utiliza uma variante do método de Newton de iterações para solucionar as equações, de modo que é possível escrevê-las na ordem desejada sem interferir no cálculo (PINHEIRO, 2013).

A vantagem de utilização do programa Gasifier é a de ser baseado em uma planta genérica, o que possibilita o seu uso em diversas configurações de processos de gaseificação (FOCK, et al., 2000).

Trata-se de um programa que utiliza do equilíbrio químico, cujos princípios foram apresentados no item 4.1.1.3, e de parâmetros de composição da biomassa combustível para simular a composição percentual dos gases provenientes de uma gaseificação. O programa traz informações também referentes ao PCI do gás de síntese, a eficiência do gás frio e o balanço energético do sistema.

A eficiência do gás frio ($\eta_{gás\ frio}$) é medido em termos do PCI do gás de síntese produzido pelo PCI da biomassa, levando em consideração o fluxo mássico, de acordo com a equação (4.31) (SHABBAR, et al., 2012). A eficiência do gás frio fornece informações sobre a quantidade de energia consumida para a produção do gás de síntese. Trata-se então de um importante fator para comparar diversos tipos de gaseificadores, além de que pode auxiliar na decisão dos melhores parâmetros a serem utilizados no processo de gaseificação.

$$\eta_{gás\ frio} = \frac{\dot{m}_{gás\ de\ síntese} \times PCI_{gás\ de\ síntese}}{\dot{m}_{combustível} \times PCI_{combustível}} \quad \text{eq (4.31)}$$

Em que:

$PCI_{gás\ de\ síntese}$ – Poder calorífico inferior do gás de síntese (kJ/kg).

$PCI_{combustível}$ – Poder calorífico inferior do combustível (kJ/kg).

$\dot{m}_{gás\ de\ síntese}$ – Fluxo mássico do gás de síntese (kg/h).

$\dot{m}_{gás\ combustível}$ – Fluxo mássico do combustível (kg/h).

Informações como o teor de umidade da biomassa, temperatura do gaseificador, temperatura do ar, temperatura da biomassa, percentual de perda de calor, percentual de carvão arrastado junto às cinzas e o fluxo de massa de biomassa e de vapor, quando aplicável, são ajustáveis conforme o modelo do processo de gaseificação. Desta forma o conhecimento da gaseificação é necessário para a parametrização do programa, evitando erros na simulação (FOCK, et al., 2000).

A figura 4.1 mostra a janela de interface do programa.

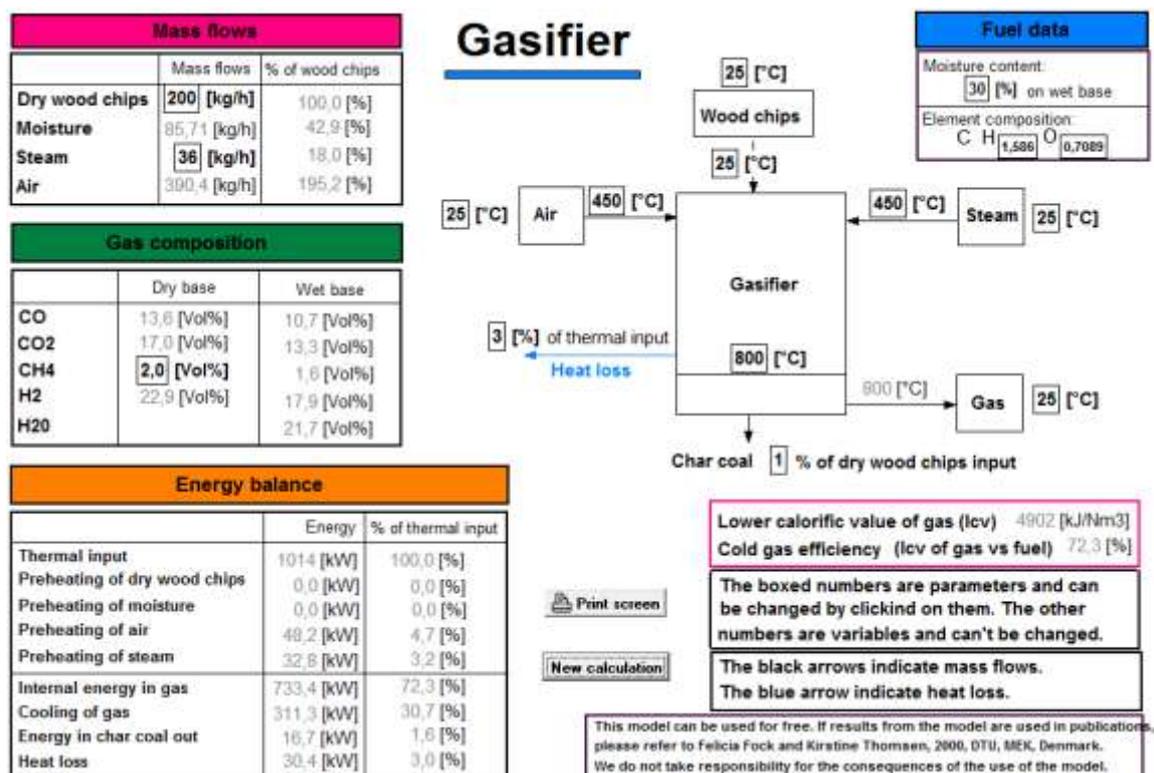


Figura 4.1 – Tela programa Gasifier.
 Fonte: FOCK, et al., 2000.

4.3 PARÂMETROS DA SIMULAÇÃO

Os dados de RSU do aterro controlado do Jóquei Clube, localizado no DF serão utilizados como base para a simulação da planta de geração de energia elétrica. Esta escolha deu-se por tratar de um cenário que assemelha a situação encontrada em diversos municípios brasileiros, no qual há necessidade de adequação do destino final de resíduos em aterros sanitários. Esta necessidade é detalhada nos artigos da lei federal 12.305.

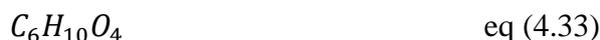
No item 2.2.1.1 foi analisado o cenário do Distrito Federal quanto a geração e a composição gravimétrica média de RSU. A coleta de RSU no Distrito Federal no ano de 2011 foi de 4031 t/dia, o que representa 2,3% do total de resíduo coletado no Brasil (ABRELPE, 2011).

Para a utilização do aterro do DF como estudo de caso da simulação, foi utilizado informações referentes ao teor de umidade e análise elementar do RSU. Esta análise encontra-se na pesquisa realizada por BRANDINI, 2012 e será apresentada neste item.

A fórmula química aproximada e normalizada, representada pela equação (4.32), é resultado dos cálculos da quantidade de carbono, hidrogênio e oxigênio presentes na média diária de RSU do Distrito Federal (BRANDINI, 2012).



Apesar da considerável heterogeneidade dos materiais presentes no RSU, conforme apresentada na composição gravimétrica do resíduo, a estrutura média do hidrocarboneto foi estudada por THEMELIS, 2002 e LEAL-QUIROS, et. al., 2004 que encontraram a fórmula química representada na equação (4.33).



O resultado apresentado na equação (4.33) é equivalente ao resultado da equação (4.32), na qual considerando-se C igual a 6, tem-se a equação (4.34).



Já a composição elementar e teor de umidade de RSU do DF aproxima-se aos valores encontrados no estudo de BALCAZAR, et. Al., 2013 referente ao aterro de São José dos Campos. Isto demonstra a proximidade da utilização dos dados do Distrito Federal em detrimento do Brasil. A tabela 4.2 apresenta estes dados.

Tabela 4.2 – Caracterização de RSU

Local	Carbono (%)	Hidrogênio (%)	Oxigênio (%)	Nitrogênio (%)	Enxofre (%)	Teor de Umidade (%)
Distrito Federal ¹	42,15	5,67	34,83	1,59	0,28	38,66
São José dos Campos ²	44,61	5,78	30,21	1,78	0,29	42,59

Fonte: (BRANDINI, 2012)¹; (BALCAZAR, et al., 2013)²

Entretanto o RSU coletado no DF inclui percentuais de materiais que não são gaseificáveis em reatores comuns, como por exemplo, metais ferrosos e não ferrosos, vidro, terra e pedra. Neste estudo foi considerado um processo de separação deste tipo de resíduo anterior ao processo de gaseificação. Com a retirada destes materiais, o RSU do DF será analisado conforme a caracterização apresentada na tabela 4.3

Tabela 4.3 – Caracterização de RSU do DF

Local	Carbono (%)	Hidrogênio (%)	Oxigênio (%)	Nitrogênio (%)	Enxofre (%)	Teor de Umidade (%)
Distrito Federal	41,82	5,62	34,52	1,58	0,28	38,37

Fonte: (BRANDINI, 2012).

4.4 PARÂMETROS UTILIZADOS NO SIMULADOR DE GASEIFICAÇÃO

O programa Gasifier simula as condições de operação de uma planta de gaseificação por meio de parâmetros que determinam as condições para que seja realizado o processo de gaseificação. Neste item do estudo serão definidos os parâmetros fixos e os variáveis.

4.4.1 Teor de umidade

O teor de umidade é um fator importante para o processo de gaseificação, pois afeta a qualidade do gás que será produzido (REED, et al., 1981). Este parâmetro também influi na escolha do tipo de gaseificador que será utilizado ou na eficiência do gás frio resultante do processo (YOUNG, 1943).

Um estudo relevante mostra que em biomassas com mais de 25% de umidade é recomendável realizar um processo de secagem anterior à gaseificação (THOMPSON, 1981).

Logo este será um parâmetro variável nas simulações. Desta forma será possível a avaliação de um processo de secagem da biomassa anterior à gaseificação.

As simulações serão feitas com o teor de umidade de 38,37%, apresentado na tabela 4.2, com variação de 5%. Gera-se então um cenário com diversas possibilidades de secagem do RSU e define-se o de melhor benefício.

4.4.2 Concentração H e O

A concentração de hidrogênio e oxigênio que será utilizado na simulação refere-se aos valores de RSU do DF. Estes valores são de 1,6 para o hidrogênio e 0,62 para o oxigênio, conforme foi apresentado na equação (4.1).

Este parâmetro será então mantido fixo durante a primeira etapa da simulação.

No estudo realizado no aterro de São José dos Campos cuja caracterização do resíduo está apresentada na tabela 4.2, pode-se verificar a fórmula química aproximada de CHN, conforme representado pela equação (4.35) (BALCAZAR, et al., 2013):



Quando comparada a equação (4.32) com a equação (4.35) verifica-se uma variação na composição do RSU. Desta forma, para que a simulação possa considerar as variações que podem ocorrer na composição do RSU do DF no decorrer do ano, uma segunda etapa de análises será realizada considerando a variação de hidrogênio (H) e oxigênio (O).

Para esta variação será considerado em um primeiro momento o valor de H fixo em 1,6 conforme apresentado na equação (4.32) e o valor de O será variado em percentuais de 15%.

Em um segundo momento será fixado o valor de O em 0,62 conforme a equação (4.32) e o valor de H será variado em percentuais de 15%.

Desta forma a simulação do processo de gaseificação considerará outras composições do RSU.

4.4.3 Temperatura de entrada do ar e da biomassa

A temperatura média anual no DF, conforme informação do Instituto Nacional de Meteorologia apresentados pela secretaria do planejamento do DF é de 21°C (SEPLAN-DF).

Para a simulação os parâmetros de temperatura de entrada do agente gaseificante, que neste caso será o ar, e a temperatura de entrada da biomassa serão fixados na temperatura média anual do DF.

4.4.4 Concentração do CH₄

A produção do gás metano (CH₄) ocorre na zona de redução dos gaseificadores de leito fixo por meio da equação (4.6) apresentada na tabela 4.1 (CENBIO, 2002).

O gás produzido pelo processo de gaseificação possui sua composição, em caráter energético, formado em sua maior percentagem de monóxido de carbono e gás hidrogênio. A maior parte do gás metano acaba reagindo com moléculas de água formando CO e H₂, conforme foi apresentado na equação (4.8) da tabela 4.1 (CENBIO, 2002).

Porém o gás metano possui um PCI de 37,1 MJ/Nm³ enquanto o CO e o H₂ possuem 13,1 MJ/Nm³ e 11,2 MJ/Nm³ respectivamente, o que demonstra a importância da presença deste gás na composição do PCI do gás de síntese (REED, et al., 1981).

No programa Gasifier o percentual de concentração do gás metano é um parâmetro variável do processo, sendo inserido no momento de determinação do tipo de planta que deseja simular. Para que se obtenha um percentual próximo do real em processos de gaseificação de RSU, analisou-se resultados de estudos realizados.

Reed, 1981 apresenta que o percentual de gás metano presente no gás de síntese é de 2%.

O estudo realizado na China obteve como resultado um gás proveniente de gaseificação de RSU com 2,3 % de gás metano em sua composição (XIAO Gang, 2007).

Uma pesquisa na Itália obteve como resultado um gás proveniente de gaseificação de RSU com 1,91% de gás metano (LOMBARDI, et al., 2011).

Desta forma, a concentração de gás metano utilizado na simulação da planta de gaseificação do RSU, por meio do programa Gasifier será fixado em 2,0%.

4.4.5 Fluxo de biomassa

O depósito de RSU no aterro do DF é de 4031 t/dia (ABRELPE, 2011) e desconsiderando os 4,62% de metais e 6,77% de vidro, terra e pedra, o resíduo depositado que poderá ser gaseificado é de aproximadamente 3572 t/dia. Considerando uma usina termoelétrica operada de forma contínua (24 horas por dia) com a gaseificação desta biomassa e a conversão em energia elétrica por um ciclo de Rankine simples, tem-se um fluxo de biomassa necessário de aproximadamente 149 t/h.

Estas considerações no dimensionamento da usina, acarretará na capacidade de escoamento de toda a biomassa. Porém um fluxo desta magnitude também pode acarretar na inviabilidade de construção de um único reator devido as suas dimensões.

O software Gasifier traz como padrão um gaseificador com capacidade operacional de 200 kg/h. Como o programa determina o potencial térmico da biomassa em relação a suas condições de operação, o fluxo mássico em questão será proporcional ao potencial térmico. Logo este será o parâmetro fixado na nossa simulação nos 200 kg/h.

De qualquer forma, em um modelo de planta mais próximo da realidade poderão ser utilizados mais de um gaseificador. Além de que poderá ser simulado condições de

reatores de maior porte. O determinante nesta escolha será a viabilidade econômica e técnica que não será objeto deste estudo.

4.4.6 Outros parâmetros do software

Os demais parâmetros existentes no software foram mantidos nas condições pré-definidas de simulação, exceto o fluxo mássico de vapor (FOCK, et al., 2000). Para a simulação da gaseificação do RSU do DF, não foi considerado a possibilidade de inserção de vapor de água no gaseificador. Este parâmetro foi definido nas simulações como zero.

A perda de calor do reator foi mantida a 3%, a temperatura do reator foi mantida em 900°C e o arraste de carvão manteve-se fixo em 1%.

Estes três parâmetros não comprometem a análise deste estudo, pois são condições relevantes no projeto de viabilização técnica e econômica de uma planta industrial.

4.5 PLANTA DE GASEIFICAÇÃO SIMULADA

A planta de gaseificação que utilizará o RSU do aterro do DF como combustível tem sua simulação definida conforme os parâmetros fixos apresentados na tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Parâmetros fixos utilizados no Gasifier.

Parâmetro	Valor
Concentração H (%)	1,6
Concentração O (%)	0,62
Temperatura entrada do ar (°C)	21
Temperatura da biomassa (°C)	21
Concentração CH ₄ (%)	2
Fluxo de biomassa (kg/h)	200
Perda de calor (%)	3
Temperatura do reator (°C)	900
Arraste de carvão (%)	1

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo do estudo serão verificados os resultados apresentados pela modelagem do processo de gaseificação por meio do programa Gasifier.

No capítulo 4 foi definido as condições para a simulação do processo de gaseificação com base em estudos experimentais realizados no mundo.

Entretanto para que o gás de síntese proveniente do processo de gaseificação seja convertido em energia elétrica, há a necessidade de uma discussão sobre os ciclos de potência. Neste capítulo será apresentado também três fundamentos de ciclos de potência.

Com as informações dos ciclos de potência, a discussão apresentará como resultado o ciclo que será utilizado no processo de conversão energética deste estudo. A escolha terá como base a análise fundamental do ciclo e o estudo experimental de uma usina termoelétrica que utiliza o sistema de gaseificação de RSU como parte do processo.

Com os resultados será definido condições para operação de uma usina termoelétrica com o RSU como matéria-prima.

5.1 CICLOS DE POTÊNCIA

Os ciclos de potência operam por meio de ciclos termodinâmicos podendo ser agrupados conforme a fase do fluido de trabalho em ciclos a gás e ciclos a vapor. Nos ciclos a gás o fluido de trabalho permanece na fase gasosa em todo o ciclo, enquanto nos ciclos a vapor, o fluido de trabalho existe na fase vapor durante uma parte do ciclo e na fase líquida durante outra parte (ÇENGEL, et al., 2006).

As máquinas térmicas presentes nestes ciclos são desenvolvidas com a finalidade de converter a energia térmica em trabalho, sendo o seu desempenho expresso pela eficiência térmica (η_t). A eficiência térmica é a razão entre o trabalho líquido produzido (W_{liq}) pelo calor total fornecido ao sistema (Q_e), conforme a equação (5.1) (BORGNAKKE, et al., 2013).

$$\eta_t = \frac{W_{liq}}{Q_e} \quad \text{eq (5.1)}$$

Desta forma os ciclos de potência podem ser utilizados para converter a energia térmica proveniente do gás de síntese do RSU em trabalho útil.

5.1.1 Ciclo Brayton

O ciclo Brayton é um ciclo de potência a gás que foi proposto pelo engenheiro George Brayton para ser utilizado no motor alternativo desenvolvido por ele em 1870. Atualmente o ciclo é utilizado em turbinas a gás, em que os processos de compressão e expansão ocorrem em um maquinário rotativo (ÇENGEL, et al., 2006). As turbinas a gás são utilizadas em aplicações como carros de competição, aviões, navios e na geração de energia elétrica (PINHEIRO, 2013).

A figura 5.1 apresenta o diagrama T-s do ciclo Brayton formado por quatro processos internamente reversíveis (ÇENGEL, et al., 2006):

- 1 – 2: Compressão isentrópica em um compressor;
- 2 – 3: Fornecimento de calor à pressão constante;
- 3 – 4: Expansão isentrópica em uma turbina e
- 4 – 1: Rejeição de calor à pressão constante.

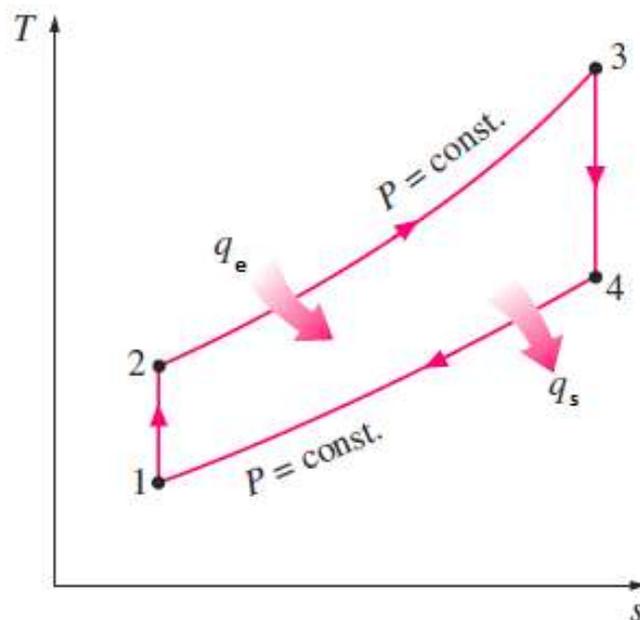


Figura 5.1 – Diagrama T-s do ciclo Brayton ideal.
Fonte: (ÇENGEL, et al., 2006)

Uma característica na utilização de turbinas a gás é que o combustível e o ar utilizado neste sistema devem ser previamente limpos evitando contaminação por enxofre, sódio, potássio e alcatrão, o que leva a desgaste das pás da turbina por meio da corrosão ocorrida a altas temperaturas (BORDENET, 2004).

O tratamento do gás é uma desvantagem no processo de conversão energética, já que com esta inclusão há o aumento do custo de instalação, de operação e de manutenção da planta.

Outra desvantagem da utilização do ciclo de Brayton está na necessidade de pressurização do combustível para a entrada na câmara de combustão das turbinas a gás comerciais que apresentam maiores eficiências (ORTIZ, et al., 2011).

5.1.2 Ciclo Rankine

O ciclo de Rankine é um ciclo termodinâmico de potência a vapor desenvolvido pelo físico e engenheiro William Rankine como uma versão prática do ciclo de Carnot (ÇENGEL, et al., 2006). Este opera conforme a 2ª lei da termodinâmica, objetivando a realização de trabalho por meio da admissão de calor de uma fonte quente e rejeitando calor em uma fonte fria.

O ciclo de Rankine ideal não envolve quaisquer irreversibilidade interna e consiste nas seguintes etapas apresentadas na figura 5.2 (ÇENGEL, et al., 2006):

- 1 – 2: Compressão isentrópica na bomba;
- 2 – 3: Adição de calor a pressão constante em uma caldeira;
- 3 – 4: Expansão isentrópica na turbina e
- 4 – 1: Rejeição de calor a pressão constante em um condensador.

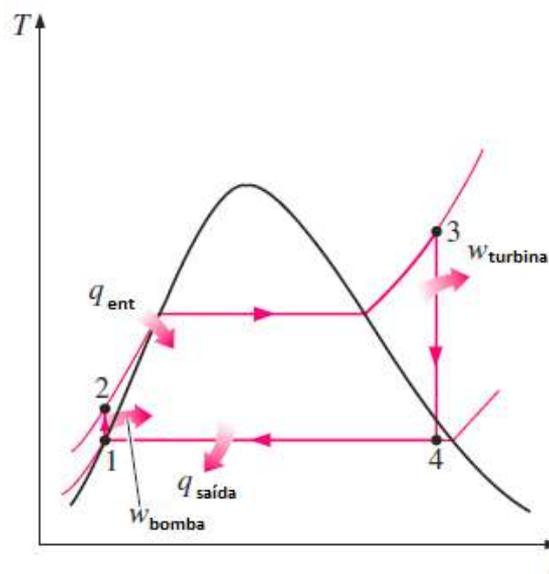


Figura 5.2 – Diagrama T-s do ciclo Rankine ideal.
Fonte: (ÇENGEL, et al., 2006).

Este ciclo termodinâmico tem como vantagens a sua simplicidade de construção e a possibilidade de queima do gás sem tratamento de limpeza prévia. Desta forma trata-se do ciclo mais utilizado para a geração de energia elétrica no Brasil com a biomassa como combustível (PINHEIRO, 2013). Isto demonstra um experiente conhecimento tecnológico no país com diversos projetos em funcionamento. Devido a estas vantagens que este estudo propõe a utilização do ciclo de Rankine para a conversão da energia térmica do gás em energia elétrica.

Na indústria sucroalcooleira Jalles Machado S/A, localizada no município de Goianésia no estado de Goiás, há um sistema de cogeração do bagaço de cana-de-açúcar que gera 40 MW de potência elétrica. A indústria consome 12 MW em seus processos, adicionando à concessionária os 28 MW restantes (JALLES MACHADO, 2004).

Estudos realizados por DANTAS, 2011 mostram estudos de duas usinas localizadas no estado de São Paulo, que geram energia elétrica por meio do ciclo de Rankine. A primeira, localizada no município de Ribeirão Preto produz 25 MW de potência elétrica. A segunda localizada na região de Catanduva gera 15 MW de potência elétrica (DANTAS, et al., 2011).

Um estudo realizado em Tuas, no oeste de Singapura, a energia térmica é convertida em eletricidade por uma turbina a vapor utilizando o ciclo Rankine com 35% de eficiência (JONES, 2010). Esta é a eficiência térmica que será utilizado para a simulação de uma planta industrial.

5.1.2.1 Geração de energia elétrica pelo ciclo Rankine

Um modelo simplificado do ciclo de Rankine é composto por uma bomba, uma caldeira, uma turbina a vapor e um condensador dispostos conforme apresentado na figura 5.3 (ÇENGEL, et al., 2006).

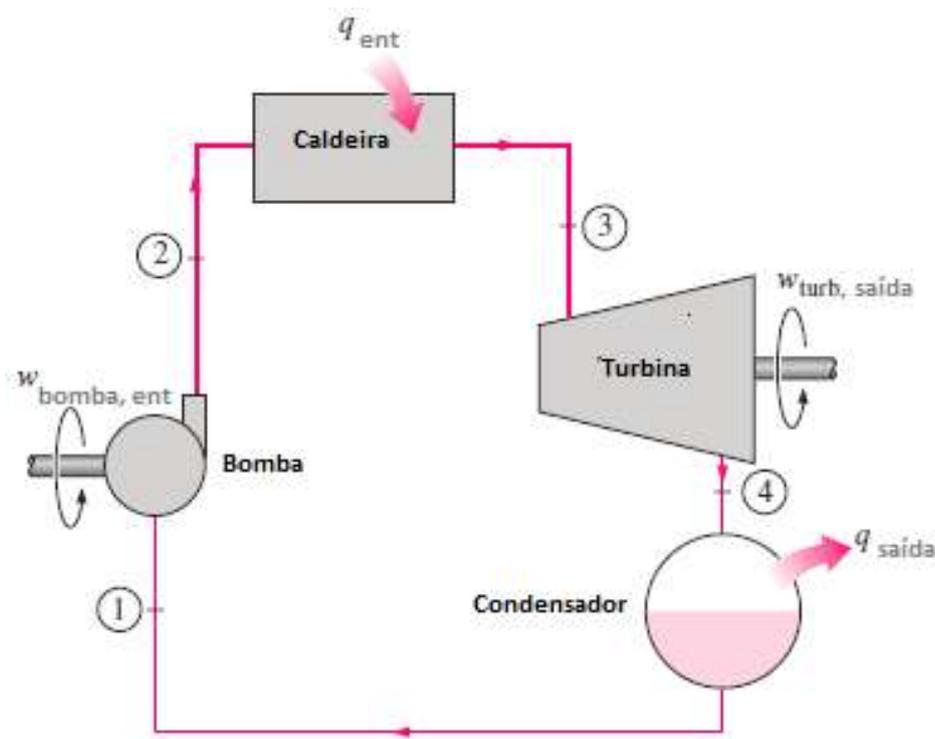


Figura 5.3 – Modelo simplificado do ciclo de Rankine.
 Fonte: (ÇENGEL, et al., 2006).

A potência elétrica é determinada por meio de um gerador acoplado no eixo de saída da turbina a vapor.

Para que seja determinado a potência de entrada na caldeira deste ciclo, utilizou-se o programa Gasifier que simula os resultados de balanço energético da biomassa e do gás produzido. Foi desconsiderado para os cálculos de conversão energética as perdas decorrentes da tubulação que leva o gás de síntese do gaseificador à bomba.

Este estudo não tem como objetivo analisar uma planta real de geração de energia elétrica por meio da gaseificação de RSU, mas mostrar o potencial energético desta biomassa e o seu aproveitamento para conversão em energia elétrica. Desta forma não será realizado a viabilização técnica dos equipamentos utilizados no ciclo de Rankine.

Entretanto, pra que possa determinar o potencial elétrico da planta simulada, considera-se o estudo realizado em Tuas, no oeste de Singapura, em que utiliza-se de uma turbina a vapor para geração de energia elétrica com uma eficiência térmica do ciclo Rankine de 35% (JONES, 2010).

No caso dos geradores de energia elétrica, que é acoplado no eixo da turbina a vapor, possui um rendimento médio de 95%.

Desta forma a potência elétrica gerada na planta simulada é dada pela equação (5.2).

$$W_{el} = W_{gas} \times \eta_{Rankine} \times \eta_{gerador} \quad \text{eq (5.2)}$$

Em que:

W_{el} – Potência elétrica (kW).

W_{gas} – Potência térmica do gás (kW).

$\eta_{Rankine}$ – Rendimento do ciclo Rankine (%).

$\eta_{gerador}$ – Rendimento do gerador (%)

5.1.3 Ciclo Combinado

Em operações no qual busca-se uma maior eficiência térmica dos ciclos de potência é desejável combinar dois ciclos em série (ÇENGEL, et al., 2006).

Um ciclo que tem recebido muita atenção utiliza-se do calor perdido na exaustão da turbina a gás do ciclo Brayton como fonte térmica para um ciclo de potência a vapor. Uma destas combinações é composta por uma turbina a gás utilizada no ciclo Brayton com uma turbina a vapor utilizada no ciclo Rankine. Nessa configuração, o resfriamento dos gases de exaustão da turbina a gás é a fonte de energia para os processos de transferência de calor com mudança de fase e de superaquecimento do vapor gerado no ciclo Rankine (BORGNAKKE, et al., 2013).

A figura 5.4 apresenta o diagrama T-s de um ciclo combinado Brayton/Rankine.

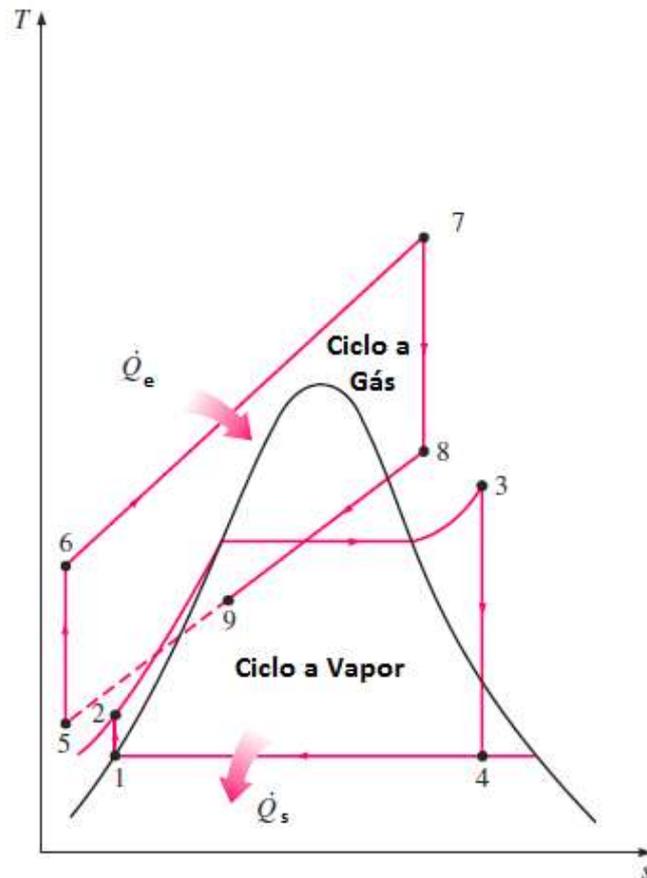


Figura 5.4 – Diagrama T-s do ciclo combinado Brayton/Rankine
 Fonte: (ÇENGEL, et al., 2006)

Com este ciclo combinado uma planta na Bavária, Alemanha tem operado com eficiência térmica de 60% (MAAGH, 2011). Porém como é utilizado o ciclo de Brayton a limpeza do ar e do combustível continua sendo uma necessidade, bem como a pressurização do combustível anterior a entrada na câmara de combustão da turbina a gás.

Os ciclos combinados possuem também como desvantagem o alto custo de instalação além do que, o projeto dessas instalações deve ser feito de modo a evitar que a temperatura dos gases atinja a temperatura de mudança de fase do vapor sem que se tenha transferido a quantidade de energia necessária para que o processo de evaporação esteja completo (BORGNAKLE, et al., 2013).

5.2 VARIAÇÃO DO TEOR DE UMIDADE EM RELAÇÃO AO PCI DO GÁS

O primeiro resultado analisado foi a influência do teor de umidade no poder calorífico inferior do gás. Trata-se de um fator importante pois o PCI nos traz informações da energia que é liberada pelo gás na forma de calor.

A simulação da gaseificação do RSU do DF considerando o teor de umidade apresentado na análise elementar, que foi de 38,27%, apresentou um valor de 3699 kJ/Nm³. Um estudo experimental de gaseificação de RSU realizado na China demonstrou que o gás de síntese produzido na gaseificação apresenta variação entre 4000 e 12000 kJ/Nm³ (XIAO Gang, 2007). O resultado apresentado na simulação está próximo do valor mínimo quando considera-se o RSU sendo gaseificado sem nenhum tratamento anterior de secagem.

Com o teor de umidade sendo variado em 5% o PCI do gás de síntese aumentou na medida em que simulou-se a retirada de umidade do RSU antes da gaseificação. O PCI do gás de síntese variou de 3699 kJ/Nm³, quando não foi simulado a secagem do resíduo, para 5460 kJ/Nm³, quando o RSU foi inserido no reator de gaseificação com 5% de teor de umidade. A figura 5.5 apresenta os dados encontrados.

Um estudo do processo convencional de gaseificação de RSU realizado na Itália apresentou resultados do PCI do gás de síntese de 4 a 6,5 MJ/Nm³. Este resultado está próximo ao encontrado na simulação do processo de gaseificação (LOMBARDI, et al., 2011).

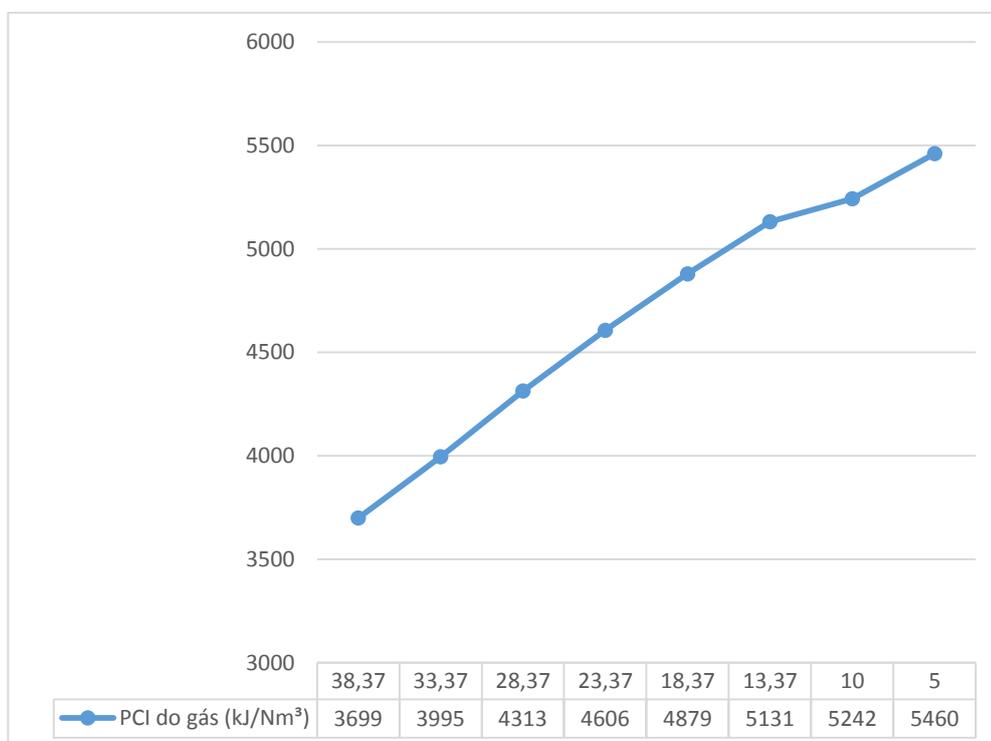


Figura 5.5 – Teor de umidade em relação ao PCI do gás.

Ainda por meio dos dados simulados, analisou-se que com teores de umidade abaixo de 13,37% o gás apresentou um PCI acima de 5 MJ/Nm³. Os resultados encontrados foram semelhantes a um estudo realizado na Suécia em que analisou-se a primeira planta do mundo que operou com gaseificador integrado a um ciclo combinado. Neste estudo percebeu-se que com um índice de teor de umidade variando de 10 a 14% produz um gás com PCI entre 5 e 6 MJ/Nm³ (APOLINARIO, 2006).

Estes resultados mostram a importância de estimar um processo de secagem da biomassa anterior ao processo de gaseificação, já que desta forma é obtido um gás com maior PCI.

5.3 VARIAÇÃO DO TEOR DE UMIDADE EM RELAÇÃO À EFICIÊNCIA DE GÁS FRIO

A eficiência do gás frio fornece informações sobre a eficiência térmica do reator de gaseificação, uma vez que representa a quantidade de energia consumida para a produção do gás. A equação (4.31) apresentada no capítulo 4 relacionou este conceito.

O programa utilizado na simulação do processo de gaseificação fornece a informação de eficiência do gás frio, de forma que foi analisado a variação da eficiência em relação ao teor de umidade do RSU do DF.

Com o RSU simulado sem qualquer alteração na umidade, ou seja, com o valor analisado de 38,7 %, o resultado da eficiência do gás frio foi de 59,2 %.

A baixa eficiência pode ser entendida já que parte da energia do processo foi gasta na vaporização da água. Em reatores de leito fixo do tipo contracorrente e cocorrente a primeira etapa em que a biomassa passa ao entrar no reator é por um processo de secagem, como foi observado no capítulo 3. Logo parte da energia convertida dentro do reator é gasta em reações de vaporização da água na forma de umidade. Isto acarreta pela diminuição significativa da eficiência de gás frio.

Com a variação no teor de umidade do RSU na simulação do processo de gaseificação, a eficiência de gás frio apresentou um aumento, saindo dos 59,2%, quando o resíduo apresentou 38,37% de umidade, para 75% quando o resíduo apresentou 5% de umidade. A figura 5.6 apresenta o gráfico da variação da eficiência do gás frio em relação ao teor umidade.

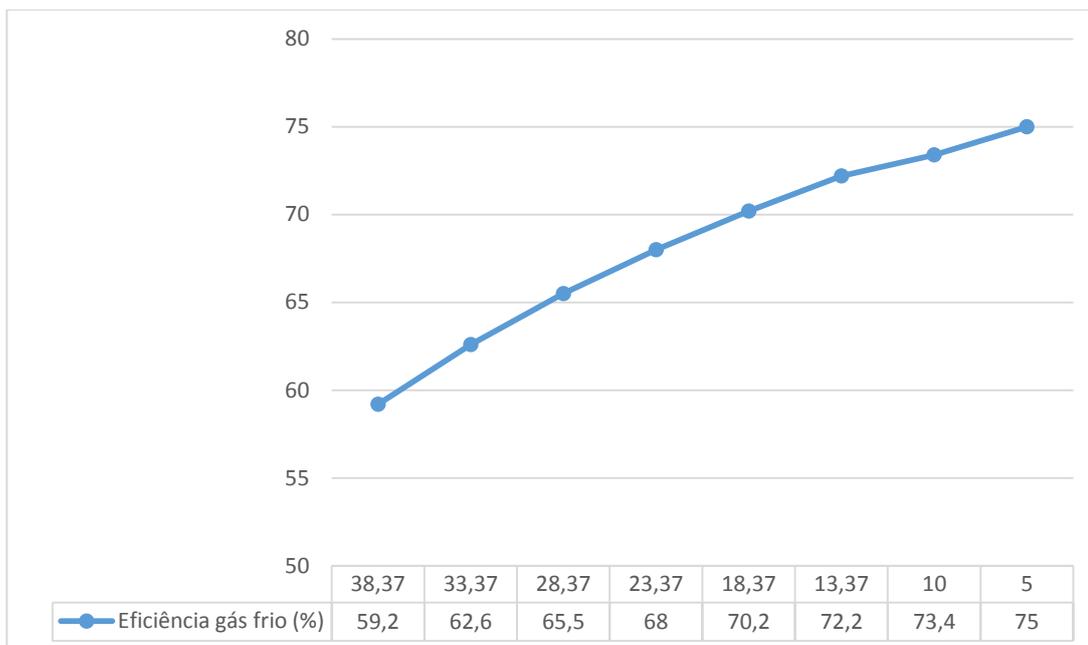


Figura 5.6 – Teor de umidade em relação à eficiência de gás frio.

Com valores abaixo de 18,37% de teor de umidade a eficiência de gás frio subiu para valores acima de 70%.

Um estudo realizado no Reino Unido mostrou que valores de eficiência de gás frio superiores a 70% são razoáveis para que a gaseificação seja viável comercialmente (YASSINA, et al., 2007).

A resultado apresentado no estudo realizado no Reino Unido mostra que para o caso do RSU do DF, um processo de secagem anterior à gaseificação é importante na viabilização comercial do projeto de uma planta de gaseificação.

5.4 VARIAÇÃO DO TEOR DE UMIDADE EM RELAÇÃO A COMPOSIÇÃO DO GÁS DE SÍNTESE

O gás metano foi fixado em 2,0% conforme explicado no capítulo 4. Desta forma os gases analisados na composição do gás de síntese foram: o gás monóxido de carbono (CO) e o gás hidrogênio (H₂).

Com a variação do teor de umidade foi simulado a variação da concentração destes dois gases.

O gás monóxido de carbono (CO) apresentou um aumento percentual na composição do gás de síntese em relação à variação do teor de umidade. O CO apresentou o valor mínimo de 11% quando o teor de umidade foi de 38,27% e subiu para 22,9% quando o teor de umidade foi de 5%.

Já com o gás hidrogênio (H₂) a simulação apresentou uma variação menor do que os demais gases. De toda forma houve um crescimento percentual na representação deste gás na composição do gás de síntese, visto que a simulação apresentou valor mínimo de 14,8% quando o teor de umidade foi de 38,37% e valor máximo de 17,2% quando o teor de umidade foi de 10%.

Os aumentos percentuais dos gases monóxido de carbono (CO) e gás hidrogênio (H₂), na composição do gás de síntese é relativo aos conceitos de um processo de gaseificação. Conforme foi observado na tabela 4.1 do capítulo 4 a composição do gás de síntese é prioritariamente formada por CO e H₂.

A figura 5.7 apresenta a variação percentual destes gases em relação à variação do teor de umidade.

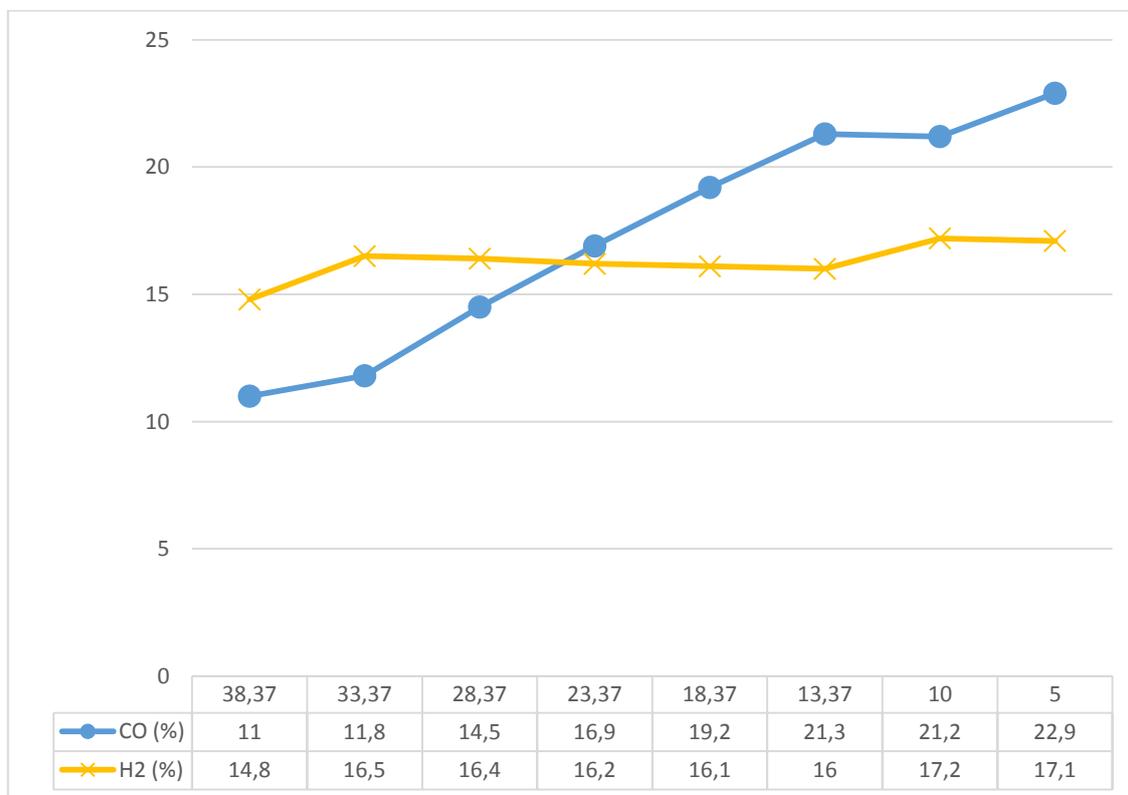


Figura 5.7 – Teor de umidade em relação à composição do gás de síntese

Um experimento realizado na Finlândia apresentou um gás de síntese com composição de 17,8% de CO e 14,6% de H₂ (KURKELA, et al., 1989). Os valores são próximos dos simulados para o RSU do DF.

Para o teor de umidade de 18,37% os percentuais dos gases CO e H₂ foram respectivamente de 19,2%; 11,2%. Os resultados simulados para o RSU do DF apresentaram resultados próximos do estudo realizado na Finlândia, conforme dados apresentados na tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Comparação da composição do gás de síntese

Referência	CO (%)	H ₂ (%)
Simulação RSU do DF	19,2	11,2
(KURKELA, et al., 1989)	17,8	14,6

5.5 VARIACÃO DO TEOR DE UMIDADE EM RELAÇÃO A POTÊNCIA ELÉTRICA GERADA

No capítulo 4 definiu-se um método para o cálculo da potência elétrica gerada em um ciclo Rankine quando operado com o gás de síntese proveniente do processo de gaseificação de RSU.

O programa de simulação realiza o balanço energético do processo de gaseificação analisando as perdas provenientes da gaseificação e das condições em que foram simuladas. Entre as informações relacionadas ao balanço energético, o programa apresenta o resultado da potência térmica do gás (W_{gas}). A tabela 5.2 apresenta os dados de potência térmica do gás em relação à variação do teor de umidade do RSU.

Tabela 5.2 – Potência térmica do gás de síntese em relação à variação do teor de umidade

Teor de umidade (%)	38,37	33,37	28,37	23,37	18,37	13,37	10,00	5,00
W_{gas} (kW)	659	697	729	757	781	804	817	835

Com a potência térmica do gás, a potência elétrica foi calculada por meio da equação (5.2).

Para o teor de umidade do RSU de 38,37% a potência elétrica encontrada foi de 219 kW.

Com o programa de simulação foi variado o percentual do teor de umidade do RSU do DF e conforme a umidade foi diminuindo, a potência elétrica aumentou, saindo de 219 kW para 278 kW quando o teor de umidade foi de 5%. A figura 5.8 apresenta estes resultados.

Para o percentual de teor de umidade de 18,37%, no qual foi observado no item 5.3 um percentual de eficiência de gás frio comercialmente viável, a potência elétrica foi de 260 kW. Esta potência foi simulada considerando um abastecimento de biomassa no gaseificador de 200 kg/h.

No item 5.14 este estudo fará uma abordagem da potência elétrica em relação ao total de RSU depositado no DF que pode ser gaseificado.

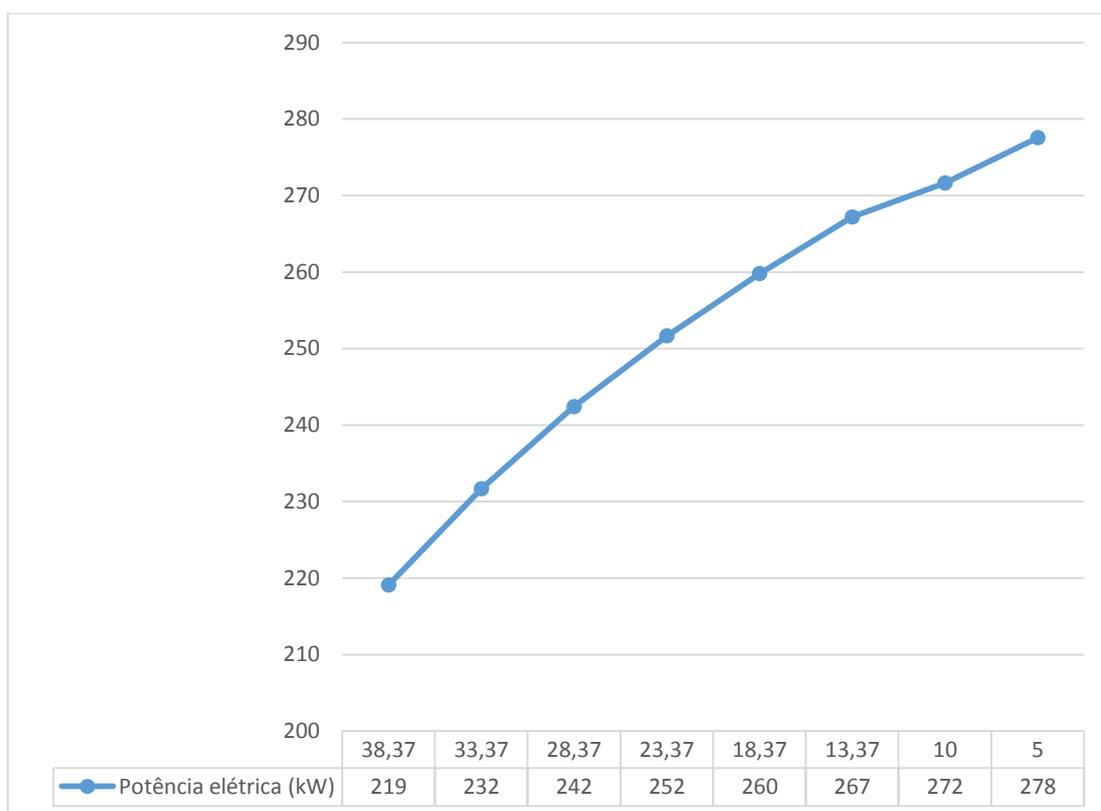


Figura 5.8 – Teor de umidade em relação à potência elétrica

5.6 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE O EM RELAÇÃO AO PCI DO GÁS

Conforme foi definido no capítulo 4, foram realizadas simulações variando a composição do RSU do DF, de forma que o estudo possa abranger algumas alterações na composição deste resíduo.

O valor de O foi variado em 15% em relação a 0,62 conforme a equação (4.32). O valor mínimo de O na composição do RSU foi de 0,27 e o valor máximo foi de 0,94. As equações químicas representadas pelas equações (5.2) e (5.3) representam respectivamente a condição mínima e máxima de variação de O na composição do RSU do DF:



Observa-se que neste primeiro momento ao variar a concentração de O, o H foi mantido constante.

A variação de oxigênio (O) na composição do RSU do DF influenciou na diminuição do PCI do gás, conforme o teor de oxigênio foi aumentando. Ou seja, quanto maior for a quantidade de oxigênio na composição do resíduo, menor será o PCI do gás. A figura 5.9 apresenta o comportamento desta variação.

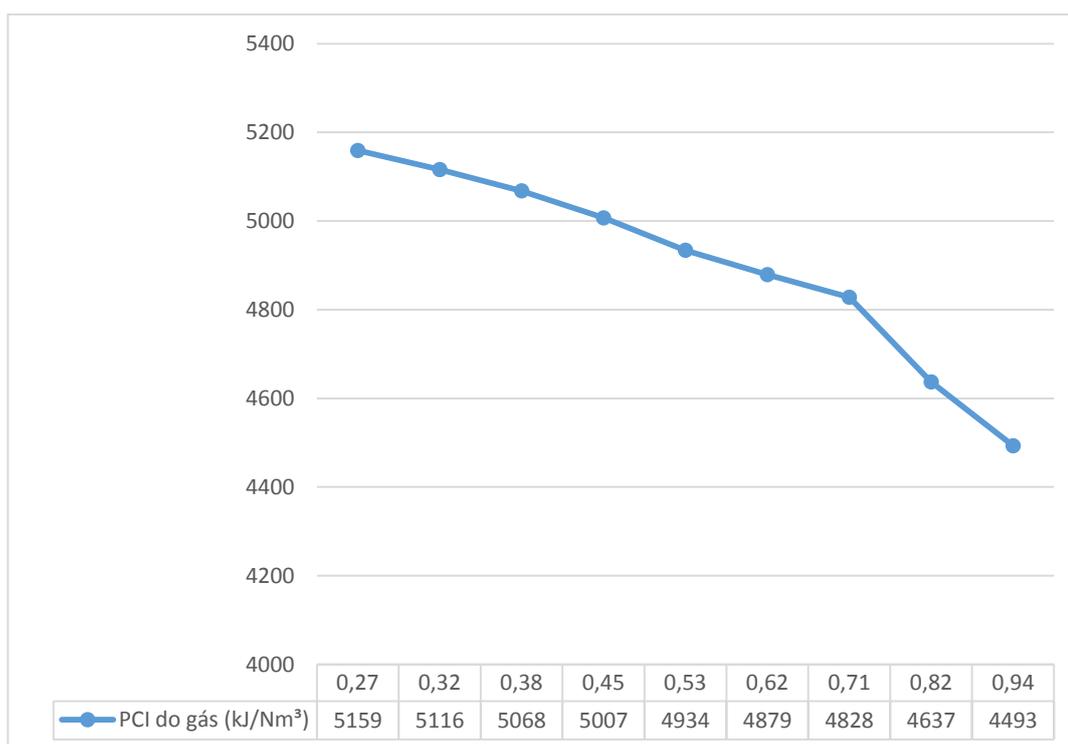


Figura 5.9 – PCI em relação à variação de O.

Esta variação é explicada pois o processo de gaseificação ocorre em atmosfera com deficiência em gás oxigênio (O₂). Uma vez que a composição do RSU vai enriquecendo em oxigênio (O), tende-se a ocorrerem mais reações de combustão, ou seja, com formação de CO₂, conforme a equação (4.3) que representa a formação do gás dióxido de carbono.

5.7 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE O EM RELAÇÃO À EFICIÊNCIA DE GÁS FRIO

Conforme foi verificado no item 5.3, a eficiência de gás frio com valores acima de 70% demonstra que o processo é comercialmente viável.

Verificou-se que na medida em que a concentração de O do RSU do DF foi aumentando, acarretou em uma diminuição da eficiência de gás frio. Esta eficiência apresentou valores de 66,1% quando a concentração de O no resíduo foi de 0,94 e 73,8% quando a concentração de O no RSU foi de 0,27. A figura 5.10 apresenta os dados relacionados.

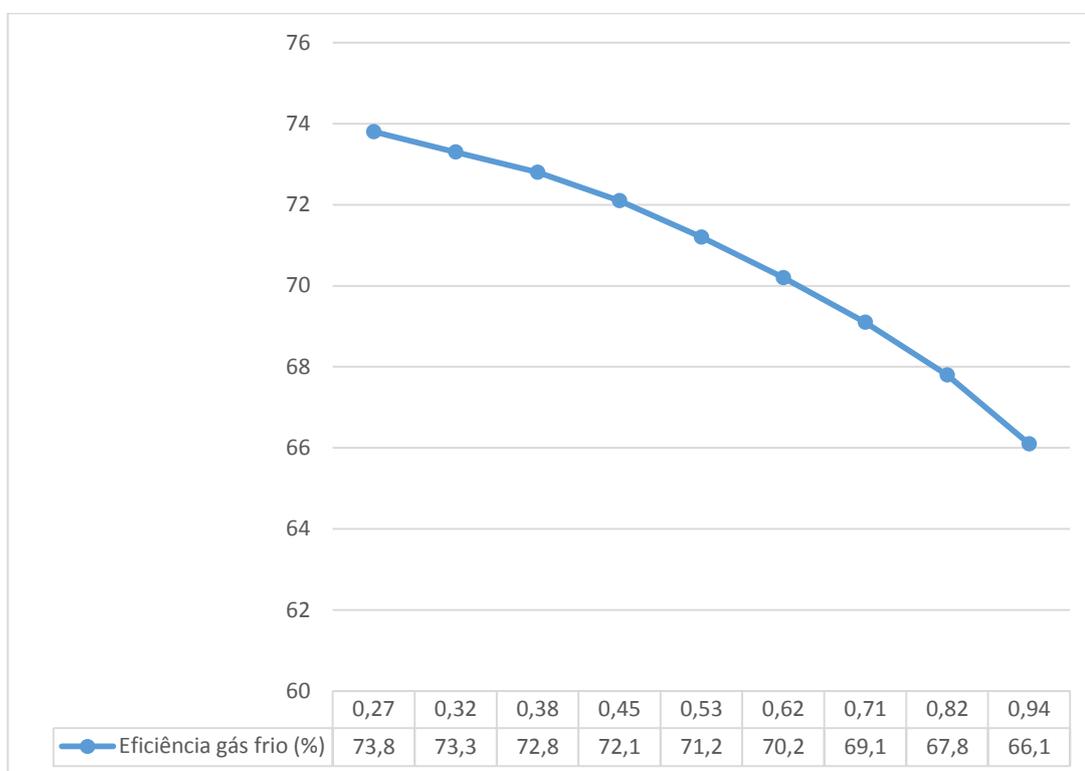


Figura 5.10 – Eficiência de gás frio em relação à variação de O

O oxigênio na composição do RSU influi diretamente na eficiência do processo de gaseificação, sendo isto justificado pela equação (4.31) no qual verifica-se que a eficiência de gás frio está diretamente relacionada ao PCI do gás produzido. Como foi observado que a concentração de O influi no PCI do gás, conseqüentemente há a influência na eficiência de gás frio.

Para que o processo seja viabilizado comercialmente deve-se atentar que o RSU do DF seja trabalhado com composições de oxigênio (O) que reflitam na eficiência de gás frio superior a 70%.

5.8 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE O EM RELAÇÃO À COMPOSIÇÃO DO GÁS DE SÍNTESE

O gás de síntese simulado no programa, por meio da variação da concentração de O no RSU do DF apresentou variações quanto a sua composição. A figura 5.11 apresenta o resultado dos dados simulados.

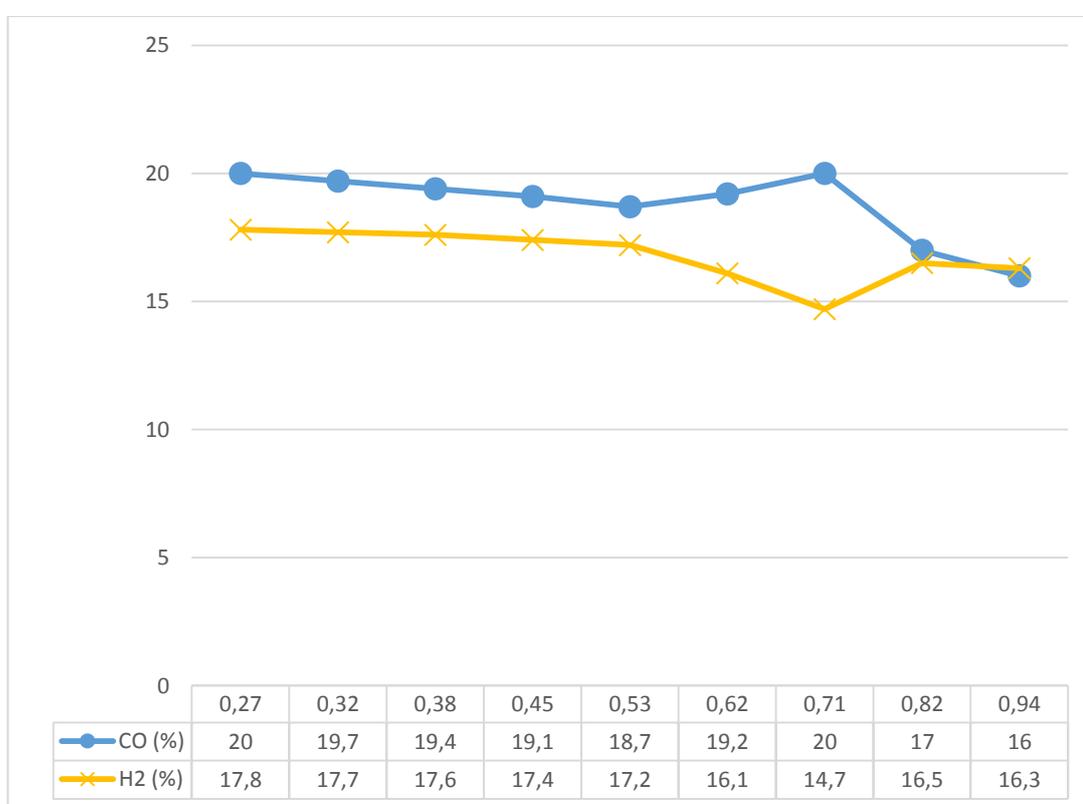


Figura 5.11 – Composição do gás de síntese em relação à variação de O.

O percentual de CO e H₂ diminuiu conforme a concentração de O no RSU do DF foi aumentando. O percentual de gás monóxido de carbono (CO) saiu de 20 para 16% na composição do gás de síntese. Já o gás hidrogênio (H₂) saiu de 17,8 para 16,3% na composição do gás de síntese.

A diminuição do percentual de CO e H₂ na composição do gás de síntese resultou na queda no PCI do gás observado no item 5.4.

5.9 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE O EM RELAÇÃO À POTÊNCIA ELÉTRICA GERADA

Em relação à potência elétrica simulada, verificou-se uma queda proporcional saindo de 402 kW quando a concentração de O no RSU do DF foi de 0,27 para 178 kW quando a concentração de O foi de 0,94.

A figura 5.12 apresenta os resultados da simulação realizada.

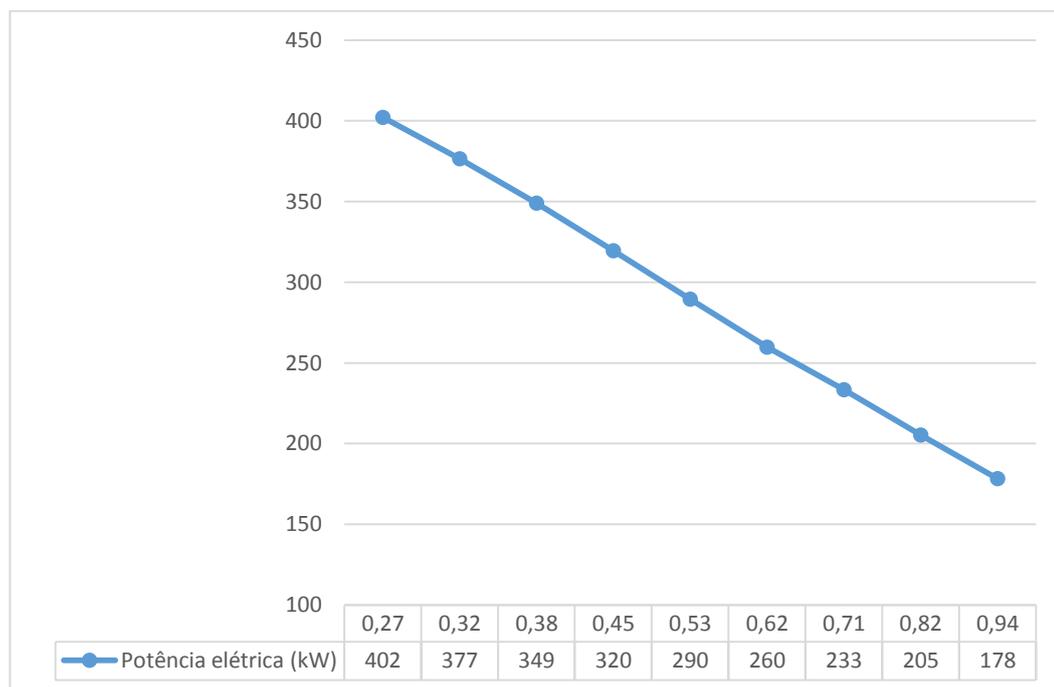


Figura 5.12 – Potência elétrica em relação à variação de O

Nas análises anteriores sobre a influência da concentração de O no RSU observou-se uma forte influência do oxigênio (O) na formação e composição do gás síntese. Verificou-se aqui também que na medida em que o percentual de oxigênio vai aumentando na composição do RSU a ser processado, há uma diminuição na capacidade da planta termoelétrica simulada em gerar energia elétrica.

5.10 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE H EM RELAÇÃO AO PCI DO GÁS

Para que o estudo possa abranger algumas alterações na composição do RSU do DF, além da simulação realizada variando a concentração de O no resíduo, foi realizada simulações variando a concentração de H no resíduo.

O valor de H foi variado em 15% em relação a 1,6 conforme a equação (4.32). O valor mínimo de H na composição do RSU foi de 0,71 e o valor máximo foi de 2,44. As equações químicas representadas pelas equações (5.4) e (5.5) representam respectivamente a condição mínima e máxima de variação de H na composição do RSU do DF:



Para variar a concentração de H, o O foi mantido constante.

O PCI do gás de síntese apresentou um resultado mínimo de 4826 kJ/Nm³ quando a concentração de H no RSU foi de 2,44 e o resultado máximo simulado foi de 4873 kJ/Nm³ quando a concentração de H foi de 0,71. O PCI do gás diminuiu conforme houve a variação da concentração de H no RSU.

Como o programa de simulação trabalha com valor fixo para o gás metano (CH₄), a variação de H possui resultados mais constantes quanto ao valor de PCI do gás.

De toda forma o PCI do gás obteve valores próximos de 5 MJ/Nm³. Este resultado está dentro da faixa estudada em um processo convencional de gaseificação de RSU realizado na Itália, que é de 4 a 6,5 MJ/Nm³ (LOMBARDI, et al., 2011).

A figura 5.13 apresenta os resultados da simulação.

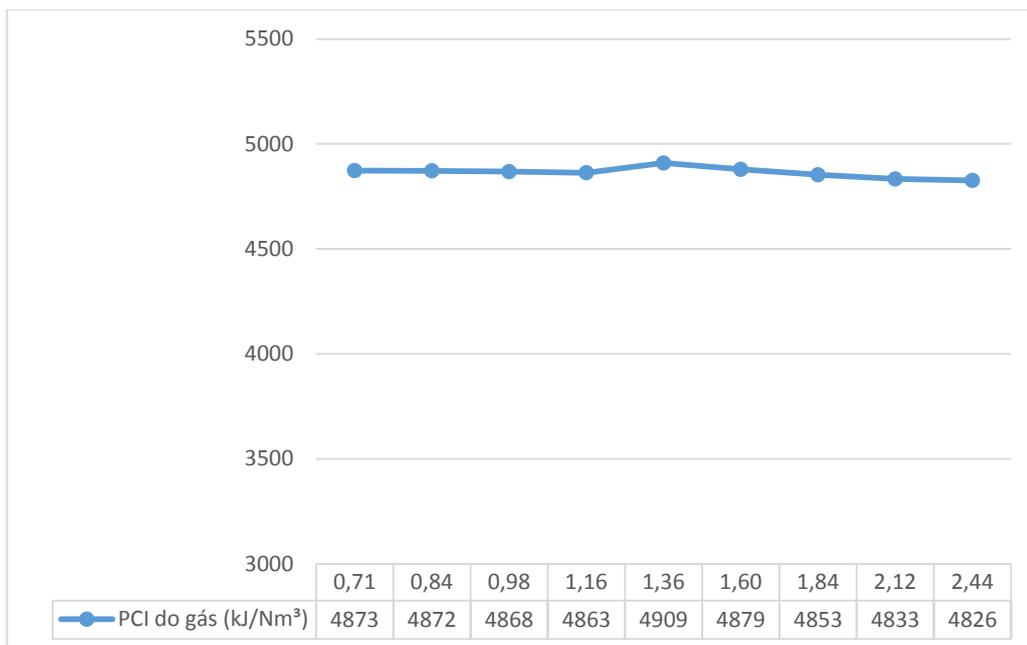


Figura 5.13 – PCI do gás em relação à concentração de H.

5.11 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE H EM RELAÇÃO À EFICIÊNCIA DO GÁS FRIO

A eficiência do gás frio, tem relação com o PCI do combustível e o PCI do gás de síntese, conforme a equação (4.31). Como o hidrogênio (H) possui massa atômica aproximadamente 16 vezes menor do que a do oxigênio (O), pode-se observar este resultado praticamente constante para a eficiência de gás frio.

O PCI do gás está relacionado a massa atômica dos componentes, conforme o equilíbrio químico. A massa atômica do hidrogênio é de aproximadamente 1 kg/kmol.

A eficiência de gás frio simulada ficou próximo a 70%, que é um valor aceitável para uma viabilização comercial. Verificando o valor mínimo da concentração de H, que foi de 0,71, a eficiência foi de 70,3% enquanto que com H de 2,44 a eficiência de gás frio foi de 70,2%. A figura 5.14 apresenta os resultados.

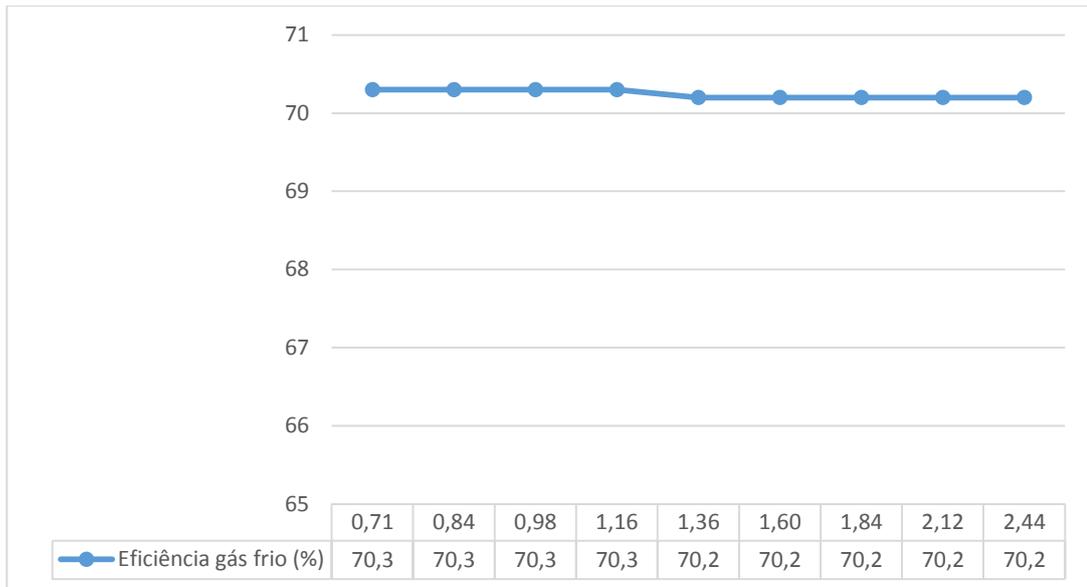


Figura 5.14 – Eficiência de gás frio em relação à concentração de H.

5.12 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE H EM RELAÇÃO À COMPOSIÇÃO DO GÁS DE SÍNTESE

A simulação da composição do gás de síntese em relação a variação da concentração de H obteve os resultados apresentados na figura 5.15.

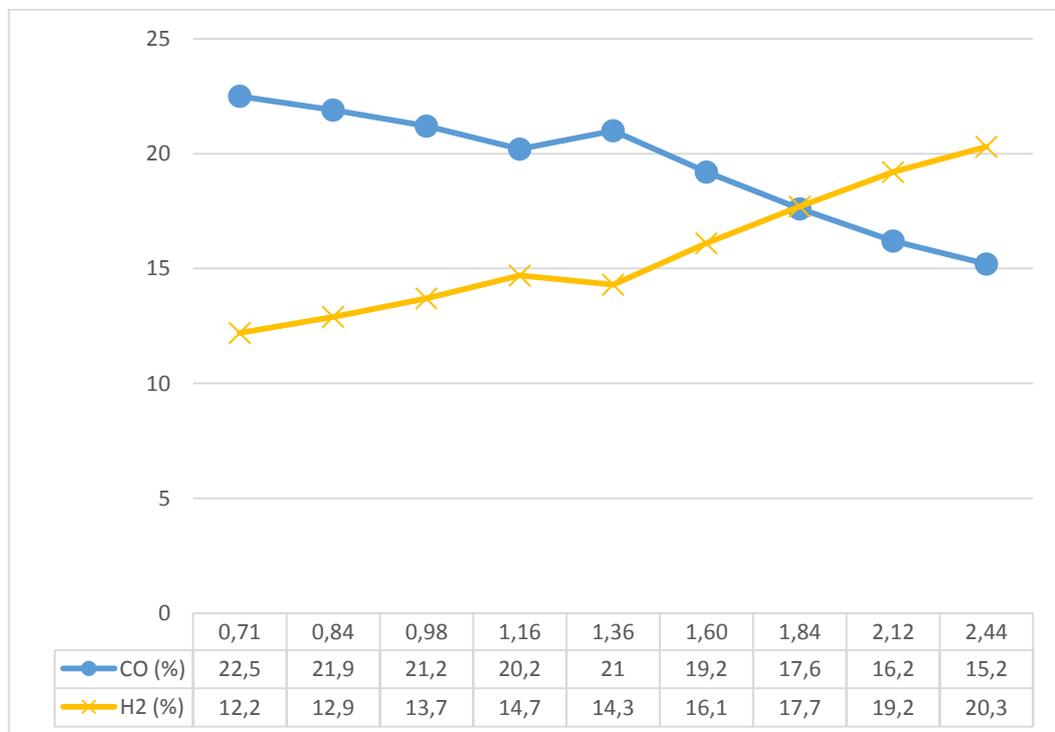


Figura 5.15 – Composição do gás de síntese em relação à concentração de H.

O gás monóxido de carbono (CO) apresentou um decréscimo, saindo de 22,5% quando a concentração do H no RSU foi de 0,71 para 15,2% quando a concentração de H foi de 2,44.

Entretanto o percentual de concentração de gás hidrogênio (H₂) no gás de síntese aumentou, saindo de 12,2% quando a concentração de H foi de 0,71 para 20,3% quando a concentração foi de 2,44%.

O aumento percentual da concentração do gás hidrogênio na composição geral do gás de síntese compensou a diminuição apresentada no percentual do gás monóxido de carbono, o que garantiu o PCI do gás em valores praticamente constantes, como pode ser observado no item 5.10.

5.13 VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE H EM RELAÇÃO À POTÊNCIA ELÉTRICA GERADA

A potência térmica do gás ($W_{gás}$) está relacionada ao percentual da composição do gás. Como foi observado no item 5.12, o gás hidrogênio obteve um aumento considerável em relação à variação da concentração de H no RSU do DF. Os demais gases representantes da composição do gás de síntese obtiveram uma diminuição percentual.

Conforme a equação (5.2), a potência elétrica está relacionada à potência térmica do gás de síntese. Logo verificou-se que a potência elétrica teve o seu valor mínimo de 221 kW quando a concentração de H no RSU foi de 0,71. E o valor máximo da potência elétrica foi simulada em 294 kW quando a concentração de H no RSU foi de 2,44.

A figura 5.16 apresenta os dados encontrados para a potência elétrica simulada.

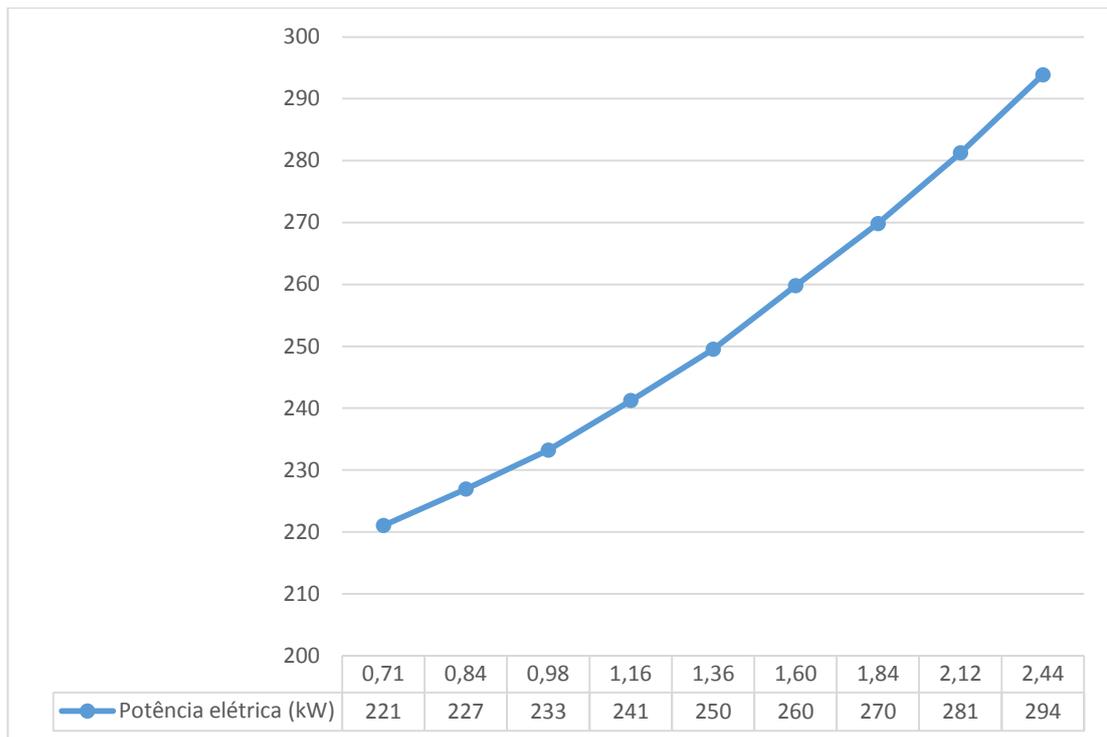


Figura 5.16 – Potência elétrica em relação à variação de H.

De forma geral, observou-se pelos resultados que mesmo com a variação da composição do RSU, o mesmo ainda possui capacidade de ser gaseificado e convertido em energia elétrica por meio do sistema simulado.

5.14 POTENCIAL DE GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA DO DF

O processo de gaseificação converte um combustível sólido em um gás com poder calorífico o suficiente para ser queimado em processos de combustão. Esta tecnologia pode ser utilizada para a destinação de RSU com conversão energética deste resíduo, conforme verificado no capítulo 3. Porém para que o gás proveniente da gaseificação seja utilizado na maioria dos ciclos de potência, deve-se limpá-lo e em alguns casos aumentar a pressão para a entrada deste gás na câmara de combustão, conforme foi observado no item 5.1.

Dentre os ciclos de potência, o ciclo Rankine apresentou maiores vantagens na conversão energética do gás proveniente da gaseificação de RSU do DF, pois no mesmo há uma queima direta do gás produzido. Desta forma não há necessidade de implementar processos complexos de limpeza e aumento da pressão.

No item 5.5 verificou-se por meio do programa de simulação que o fluxo de 200 kg/h de RSU do DF foi convertido em 260 kW de potência elétrica.

O RSU depositado no DF que pode ser gaseificado é de 3572 t/dia, conforme foi observado no capítulo 4. Considerando a mesma análise que foi realizada no capítulo 4, há uma necessidade de processamento de aproximadamente 149 t/h para que todo o resíduo seja consumido.

Uma planta termoeletrica, com capacidade para processamento desta quantidade de resíduo é capaz de gerar aproximadamente 194 MW de potência elétrica. Considerando, conforme JONES, 2010, que 20% desta potência elétrica é utilizada para abastecer as instalações industriais e o processo, tem-se aproximadamente 155 MW de potência elétrica.

Na Florida há uma planta gaseificação por plasma que processa 3000 toneladas por dia de RSU produzindo uma potência elétrica de 120 MW (JONES, 2010).

Em Lahti, localizada no sul da Finlândia uma planta industrial da *Metso Power* produz 160 MW de potência elétrica. A energia é obtida por meio da gaseificação do RSU da região combinada com o ciclo Rankine (HANKALIN, 2011).

Uma planta industrial na cidade de Zeltweg, localizada no centro da Austrália apresentou 137 MW de potência elétrica gerada quando operada com a gaseificação de RSU combinada com o ciclo Rankine (KOUKOUZAS, 2007).

A simulação apresentou resultados semelhantes aos projetos de plantas industriais de processamento de RSU existentes em outros países.

Porém as condições de projeto para a gaseificação de RSU do DF devem ser devidamente avaliadas quanto ao custo de instalação do projeto. Deve-se avaliar também a montagem de uma cadeia de gaseificadores em operação simultânea ou até a construção de um modelo com maior capacidade de processamento por hora.

De toda forma foi possível verificar que os resultados apresentados na planta simulada comprovaram a capacidade de gaseificação do RSU. A conversão energética deste resíduo por meio do ciclo Rankine também se mostrou capaz. A tabela 5.3 apresenta informações dos dados gerados no programa de simulação Gasifier e a potência elétrica calculada pela equação (5.2) com a variação do teor de umidade.

Tabela 5.3 – Dados das simulações de gaseificação de RSU em relação a variação de teor de umidade.

Parâmetros	Cenários Simulados							
	Sim_01	Sim_02	Sim_03	Sim_04	Sim_05	Sim_06	Sim_07	Sim_08
Umidade (%)	38,37	33,37	28,37	23,37	18,37	13,37	10	5
H (%)	1,60	1,60	1,60	1,60	1,60	1,60	1,60	1,60
O (%)	0,62	0,62	0,62	0,62	0,62	0,62	0,62	0,62
Temperatura do ar (°C)	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00
Temperatura da biomassa (°C)	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00	21,00
Perda de calor (%)	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00
Temperatura do reator (°C)	900,00	900,00	900,00	900,00	900,00	900,00	900,00	900,00
Arraste de carvão (%)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fluxo de Biomassa (kg/h)	200	200	200	200	200	200	200	200
Fluxo de Umidade (kg/h)	124,5	100,2	79,21	60,99	45,01	30,87	22,22	10,53
Fluxo de Vapor (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0
Fluxo de Ar (kg/h)	585,6	549,3	524,4	502,8	483,8	467	452,5	438,4
CO (%)	11	11,8	14,5	16,9	19,2	21,3	21,2	22,9
CH4 (%)	2	2	2	2	2	2	2	2
H2 (%)	14,8	16,5	16,4	16,2	16,1	16	17,2	17,1
PCI do gás (kJ/Nm ³)	3699	3995	4313	4606	4879	5131	5242	5460
Eficiência gás frio (%)	59,2	62,6	65,5	68	70,2	72,2	73,4	75
Potência térmica (kW)	1113	1113	1113	1113	1113	1113	1113	1113
Potência térmica do gás (kW)	659	697	729	757	781	804	817	835
Potência elétrica (kW)	219	232	242	252	260	267	272	278

5.15 COMENTÁRIOS

Com a simulação de gaseificação foi concluído que a variação do teor de umidade influi no processo de gaseificação, abaixando a eficiência do gás frio. Por consequência há uma diminuição do PCI do gás de síntese.

Em uma usina termoeétrica que utilizará como combustível o RSU proveniente do DF em um reator de gaseificação é viável que utilize-se de um processo de secagem deste resíduo anterior à gaseificação.

Os resultados identificaram que a redução do teor de umidade deste resíduo de 38,37% para 18,37% é suficiente por apresentar valores aceitáveis em um processo de gaseificação de biomassa. A tabela 5.4 agrupa os principais resultados da simulação para o teor de umidade de 18,37%.

Tabela 5.4 – Resultados da simulação para o teor de umidade de 18,37%

Parâmetro	Valor
PCI do gás (kJ/Nm ³)	4879
Eficiência de gás frio (%)	70,2
CO (%)	19,2
H ₂ (%)	16,1
CH ₄ (%)	2
Potência elétrica (kW)	260

A simulação da variação da concentração de H e O no RSU do DF foi importante para visualizar a influência destes elementos nos resultados da gaseificação. Foi possível concluir também que as alterações influem diretamente na qualidade do gás produzido e consequentemente na geração de potência elétrica. Porém mesmo com oscilações nos resultados, verificou-se que a variação da composição dos resíduos, dentro dos parâmetros simulados, ainda torna o processo de conversão energética comercialmente viável.

De forma a realizar uma análise experimental da capacidade de conversão do RSU em gás, foi conduzido um experimento descrito no apêndice A.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 CONCLUSÕES

A destinação de resíduos sólidos urbanos é uma problemática presente nas cidades brasileiras. Entretanto o RSU quando devidamente coletado e processado pode se tornar uma fonte energética para o país, conforme foi apresentado no capítulo 3.

Uma das formas de conversão energética do RSU é por meio de processos de gaseificação combinados a ciclos de potência.

Este estudo objetivou analisar por meio de software de simulação a capacidade do RSU do Distrito Federal ser convertido energeticamente por meio de um processo termoquímico de gaseificação.

Os cenários foram simulados com a variação do teor de umidade presente nesta biomassa de forma a verificar a necessidade de implantação de um sistema de secagem anterior ao processo de gaseificação.

Para o resíduo do DF, verificou-se que uma diminuição do teor de umidade, saindo de 38,37% para 18,37%, pode ser uma solução que apresenta uma condição semelhante aos experimentos realizados no mundo.

O gás produzido pelo processo de gaseificação com composição de 19,2% de monóxido de carbono e 16,1% de gás hidrogênio possui o potencial térmico necessário para que ocorra a conversão energética.

Uma forma vantajosa de realizar a conversão energética do gás proveniente da gaseificação de RSU é por meio da utilização do ciclo Rankine. Neste ciclo, conforme verificado no capítulo 5, o gás é queimado diretamente sem a necessidade de complexos processos de limpeza e pressurização.

No estudo foi verificado que uma planta industrial com capacidade de processar todo o resíduo depositado no aterro do DF irá gerar aproximadamente 155 MW de potência elétrica. Esta verificação foi feita considerando que o resíduo será passado por um processo de secagem para diminuição da umidade anterior à gaseificação.

De forma a considerar as variações na composição do RSU depositado no DF, foi verificado a influência na concentração de oxigênio (O) e hidrogênio (H) na conversão

energética do RSU. Conclui-se que mesmo com algumas variações no resíduo, a planta industrial simulada continua sendo viável comercialmente.

Portanto, conclui-se que o resíduo depositado no aterro controlado do DF pode ser convertido em energia elétrica com a implantação de uma planta industrial com as características simuladas.

6.2 INVESTIGAÇÕES FUTURAS

Mesmo a simulação tendo como resultado valores satisfatórios para a conversão energética de RSU do DF, algumas investigações devem ser realizadas para que o projeto seja viabilizado:

- Análise da viabilidade econômica do processo simulado;
- Análise da viabilidade ambiental do processo simulado;
- Análise técnica da implantação de um sistema para secagem do RSU anterior a gaseificação;
- Realizar experimentos de gaseificação do RSU do DF de forma a comparar com os resultados de composição de gás e eficiência de gás frio apresentadas na simulação e
- Analisar a cogeração do calor utilizado no ciclo Rankine para aquecer o ar na entrada do gaseificador.

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

- ABNT. 1986.** *NBR 8112.* s.l. : Associação Brasileira de Normas Técnicas, 1986.
- . **1985.** NBR 8419. s.l. : Associação Brasileira de Normas Técnicas, 1985.
- ABRELPE. 2010.** *Panorama dos resíduos sólidos no Brasil 2010.* São Paulo : s.n., 2010.
- . **2011.** *Panorama dos resíduos sólidos no Brasil 2011.* SÃO PAULO : s.n., 2011.
- AllPowerLabs.** All Power Labs. [Online] [Citado em: 15 de 10 de 2013.]
<http://www.gekgasifier.com/info/intro>.
- Aneel. 2008.** *Atlas de energia elétrica do Brasil.* Brasília : Agência Nacional de Energia Elétrica, 2008. Vol. 3. 978-85-87491-10-7.
- APOLINARIO, S. M. 2006.** Geração de eletricidade em comunidades isoladas na região Amazônica com a utilização de gaseificadores de biomassa. 2006.
- ARAÚJO, Antônio Carlos Brito de e LIMA, Weruska Maria C. Maciel de Araújo. 2008.** Políticas públicas: lixo e cidadania para um desenvolvimento sustentável. Recife, PE, Brasil : s.n., 2008.
- BALCAZAR, J. G. C., DIAS, R. A. e BALESTIERI, J. A. P. 2013.** *Analysis of hybrid waste-to-energy for medium-sized cities.* Guaratinguetá - SP : Elsevier, 2013.
- BENEDITO, Tatiana Helena de Sá. 2012.** *Coleta, análise e degradação catalítica do alcatrão produzido na gaseificação de caroço de açaí e casca de arroz.* São José dos Campos : INPE, 2012.
- BIZZO, Waldir Antonio. 2011.** *Escola de Combustão - Capítulo V: Sistemas de combustão de resíduos sólidos para geração de energia.* Salvador : Rede Nacional de Combustão, 2011.
- BMU. 2011.** *Closed-loop waste management: Recovering wastes - conserving resources.* Berlin : Federal Ministry for the Environment, Nature Conservation and Nuclear Safety (BMU), 2011.
- . **2011.** *Report on the Environmental Economy 2011 - Facts and Figures for Germany.* Berlin : Federal Ministry for the Environment, Nature Conservation and Nuclear Safety (BMU), 2011.
- . **2011.** *Waste Management in Germany 2011 - Facts, Data, Graphics.* Berlin : Federal Ministry for the Environment, Nature Conservation and Nuclear Safety (BMU), 2011.
- BORDENET, B. 2004.** High Temperature Corrosion in Gas Turbines: Thermodynamic Modelling And Experimental Results. 2004.
- BORGNACKLE, Claus e SONNTAG, Richard E. 2013.** *Fundamentos da Termodinâmica.* São Paulo : Ed. Blucher, 2013. ISBN: 978-65-212-0792-4.
- BRANDINI, Livia Timponi. 2012.** *ANÁLISE ENERGÉTICA E EXERGÉTICA DE TECNOLOGIAS WASTE-TO-ENERGY DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS PARA O DISTRITO FEDERAL.* s.l. : Unb, 2012.
- BRASIL. 2010.** Lei federal 12.305. Brasil : 20 de agosto de 2010. DOU, 2010.
- CENBIO. 2002.** *Comparação entre tecnologias de gaseificação de biomassa existentes no Brasil e no exterior e formação de recursos humanos na região Norte.* São Paulo : Centro Nacional de Referência em Biomassa, 2002.

- ÇENGEL, Yunus A. e BOLES, Michael A. 2006.** *Thermodynamics: An Engineering Approach, 5ª Edition.* s.l. : McGraw-Hill, 2006.
- CUSTÓDIO, Elismarque Botelho, SILVA, Leandro Rodrigo da e CARVALHAES, Vinícius. 2007.** *Avaliação do potencial de geração de energia elétrica e obtenção de créditos de carbono a partir do aterro sanitário de Goiânia.* Goiânia, GO : s.n., 2007.
- DANTAS, D. N. e CRUZ, A. J. G. 2011.** Práticas atuais e perspectivas ambientais na indústria de cana-de-açúcar para a produção do bioetanol. Caxias do Sul : Anais do XVIII Simpósio Nacional de Bioprocessos, 2011.
- DOMINGUES, E.G., SILVA, L. R. e BRADL, H. 2008.** *Evaluation of the methane and electrical energy potential and carbon credits revenues from the Goiânia landfill.* s.l. : Transmission and Distribution Conference and Exposition: Latin America, 2008. Vols. , 2008 IEEE/PES, vol., no., pp.1,6, 13-15 Aug. 10.1109/TDC-LA.2008.4641822.
- EAA. 2009.** Waste Management Planning Austria. s.l. : Environment Agency Austria, 2009.
- EEA. 2012.** *Material resources and waste - 2012 update - The European Environment: State and Outlook 2010.* Copenhaga : Agência Européia do Ambiente, 2012. ISBN: 978-92-9213-314-6.
- . **2010.** *O ambiente na Europa - Situação e Perspectivas 2010: Síntese.* Copenhaga : Agência Européia do Ambiente, 2010. ISBN: 978-92-9213-124-1.
- ENSINAS, Adriano Viana e BIZZO, Waldir Antonio. 2011.** *Escola de Combustão - Capítulo VII: Aterro Energético.* Salvador : Rede Nacional de Combustão, 2011.
- . **2011.** *Escola de Combustão - Capítulo VII: Aterro Energético.* Salvador : Rede Nacional de Combustão, 2011.
- EPA. 2010.** Municipal Solid Waste Generation, Recycling, and Disposal in the United States: Facts and Figures for 2010. EUA : United States Environmental Protection Agency, 2010.
- FOCK, Felicia, et al. 2000.** *Modelling a biomass gasification system by means of "EES".* Lyngby, Denmark : Technical University of Denmark, 2000.
- GEO. 2012.** *Global Environment Outlook 5 - Environment for the future we want.* s.l. : United Nations Environment Programme, 2012. 978-92-807-3177-4.
- HANKALIN, V., HELANTI, V., ISAKSSON, J. 2011.** *High efficiency power production by gasification.* Thirteenth International Waste Management and Landfill Symposium. Cagliari, Italy : Thirteenth International Waste Management and Landfill Symposium, 2011. ISBN: 978-88-6265-000-7.
- HIGMAN, Cristopher e BURGT, Maarten van der. 2003.** *Gasification.* USA : Elsevier, 2003. ISBN 0-7506-7707-4.
- HUMBERTO, Jorge José e JONATHAN, A. Bork. 2011.** *Escola de combustão - Capítulo 2: Caracterização de resíduos.* Salvador : Rede Nacional de Combustão, 2011.
- IBGE. 2010.** *Censo demográfico: características da população e dos domicílios.* Rio de Janeiro : s.n., 2010.
- . **2011.** *Censo demográfico: características da população e dos domicílios.* Rio de Janeiro : s.n., 2011.

IENO, Gilberto e NEGRO, Luiz. 2004. *Termodinâmica*. São Paulo : Pearson Prentice Hall, 2004. ISBN: 978-85-87918-75-8.

JALLES MACHADO, S/A. 2004. Manual do SGI – Sistema de Gestão Integrada, 13ª Edição. Goianésia - GO : s.n., 2004.

JONES, J. C. 2010. *Thermal processing of waste*. s.l. : Jones & Ventus Publishing ApS, 2010. ISBN 978-87-7681-590-5.

KOUKOUZAS, N. KATSIADAKIS, A. KARLOPOULOS, E. KAKARA, E. 2007. Co-gasification of solid waste and lignite – A case study for Western Macedonia. 2007, *Waste Management* 28 (2008) 1263–1275.

KURKELA, E., et al. 1989. Updraft Gasification of Peat and Biomass. Technical Research Centre of Finland, Laboratory of Fuel Processing Technology, 1989.

Leal-Quiros, E. Waste, Plasma Processing of Municipal Solid. 2004. s.l. : Brazilian Journal of Physics, 2004, Vol. 34 (4B).

LOMBARDI, Lidia, CARNEVALE, Ennio e CORTI, Andrea. 2011. Analysis of energy recovery potential using innovative technologies of waste gasification. *Elsevier*. 2011, doi:10.1016/j.wasman.2011.07.019.

LORA, Electo Eduardo Silva, et al. 2012. *Biocombustíveis - Capítulo 6 - Gaseificação e pirólise para a conversão de biomassa em eletricidade e biocombustíveis*. Rio de Janeiro : s.n., 2012.

MAAGH, P., FISCHER, W. 2011. Irsching 4 – A milestone in power plant technology. VBG Kongress "Kraftwerke 2011" Bern,, 2011.

NOGUEIRA, Manoel Fernandes Martins, ROCHA, Hendrick Maxil Zárate e ITAI, Yuu. 2008. Software ComGas v1.2 - Programa para combustão e gaseificação. s.l. : Universidade Federal do Pará, 2008.

ORTIZ, P. A. S., VENTURINI, O. J. e S., LORA. E. E. 2011. TECHNICAL AND ECONOMIC EVALUATION OF IGCC SYSTEMS USING COAL AND PETROLEUM COKE CONSIDERING THE BRAZILIAN SCENARIO. In: ASME Turbo Expo 2011, Vancouver. 2011.

PIEROBON, Leonardo, et al. 2013. Thermodynamic analysis of an integrated gasification solid oxide fuel cell plant combined with an organic Rankine cycle. 2013.

PINHEIRO, Álvaro M. S. 2013. Análise energética e econômica simplificada de plantas de potência integradas com gaseificação. Brasília : Unb, 2013.

PNAD, IBGE -. 2011. *Pesquisa Nacional por Amostra de Domicílios*. Rio de Janeiro : s.n., 2011.

RANJIT, Deshmukh, et al. 2013. Thermal gasification or direct combustion? Comparison of advanced cogeneration systems in the sugarcane industry. 2013.

REED, Thomas B. e DAS, Agua. 1981. *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*. USA : Solar Energy Research Institute, 1981.

SÁNCHEZ, Caio Glauco, et al. 2011. *Escola de combustão - Capítulo IV: Gaseificação e pirólise*. Salvador : Rede Nacional de Combustão, 2011.

SANTOS, Guilherme Garcia Dias dos. 2011. *ANÁLISE E PERSPECTIVAS DE ALTERNATIVAS DE DESTINAÇÃO DOS RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS: O CASO DA INCINERAÇÃO E DA DISPOSIÇÃO EM ATERROS*. Rio de Janeiro : s.n., 2011.

SEPLAN-DF. Secretaria do Planejamento do DF. [Online] [Citado em: 05 de 04 de 2014.] <http://www.seplan.df.gov.br/o-df-em-numeros/dados-geograficos.html>.

SHABBAR, Syed, JANAJREH, Isam e GHENAI, Chaouki. 2012. Environment, Thermodynamics Equilibrium Analysis within the Entrained Flow Gasifier. *Int. J. of Thermal & Environmental Engineering*. 2012, Vols. 4, No. 1 47-54.

SUPRG. 2010. *Plano de gerenciamento de resíduos sólidos*. Porto do Rio Grande : s.n., 2010.

TCHOBANOGLIOUS, G., THEISEN, H. e VIGIL, S. 1993. *Integrated solid waste managements: engineering, principles and management issues*. New York : McGraw-Hill, 1993. ISBN: 0-07-063237-5.

Themelis, N.J., Kim, Y.H. and Brady, Mark H. wastes, Energy recovery from New York City solid. **2002.** s.l. : ISWA Journal: Waste Management and Research, 2002, Vols. 20, 223–233.

THOMPSON, S. P. 1981. Fuel preparation systems using a rotary dryer. 1981, Vols. Rader Companies Inc., Box 20128, Portland, Oreg.

URNS, Stephen R. 2000. *An introduction to combustion - concepts and applications, second edition*. s.l. : McGraw-Hill, 2000. ISBN 0-07-230096-5.

VELLOSO, C. H. V. 1999. Modelo tecnológico para sistema de tratamento e destinação final de resíduos sólidos urbanos. Curso Modelo de Gestão Integrada dos Resíduos Sólidos Urbanos. BRASÍLIA : s.n., 1999.

XIAO Gang, JIN Bao-sheng, ZHONG Zhao-ping, CHI Yong, NI Ming-jiang, CEN Ke-fa, XIAO Rui, HUANG Ya-ji, HUANG He. 2007. Experimental study on MSW gasification and melting technology. *Journal Environmental Sciences*. 2007, Vols. 19 1398-1403.

YASSINA, Liban, et al. 2007. Techno-economic performance of energy-from-waste fluidized bed combustion and gasification processes in the UK context. 2007.

YOUNG, C. Gary. 1943. *Municipal solid waste to energy conversion processes : economic, technical, and renewable comparisons*. United States of America : Wiley, 1943. ISBN 978-0-470-53967-5.

APÊNDICE

No apêndice será verificado um experimento realizado de conversão de RSU em um gás de síntese com poder energético o suficiente para que o mesmo entre em combustão. Os resultados não foram medidos para serem comparados com a simulação realizada no trabalho, logo este experimento traz apenas uma forma qualitativa de comprovação.

A – ANÁLISE EXPERIMENTAL DE CONVERSÃO DE RSU EM GÁS

A.1 – Caracterização do reator

Para a realização deste experimento de conversão de RSU em gás, foi utilizado um reator de aço inox 304 de 159,24 mm de diâmetro por 500 mm de comprimento. A figura A.1 (a) traz um esquema das dimensões, em milímetros, do reator e a figura A.1 (b) é uma foto do reator, anterior ao seu funcionamento, no qual ilustra o posicionamento da grelha, a flange de saída do gás quando utilizado no modo contracorrente e o corpo do reator.

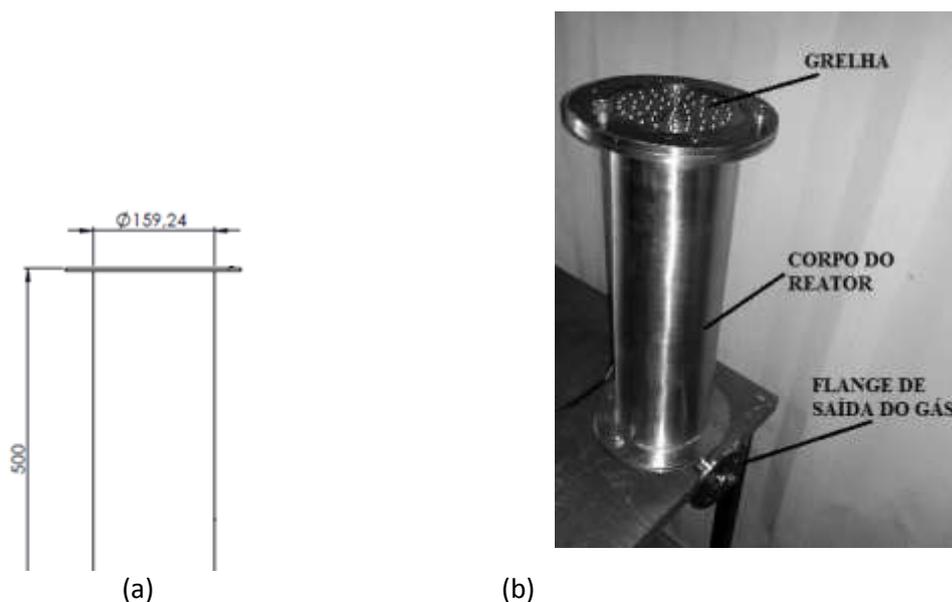


Figura A.1 – Dimensões do reator (a) e partes do reator (b)

Os flanges superior e inferior foram projetados de forma que o reator pudesse ser utilizado como um gaseificador de leito fixo do tipo contracorrente ou do tipo cocorrente, o que faz com que o seu funcionamento seja diversificado.

Um esquema do reator montado e de suas partes é apresentado na figura A.2 (a) e (b) que ilustra a vista do conjunto montado e a vista explodida, respectivamente.

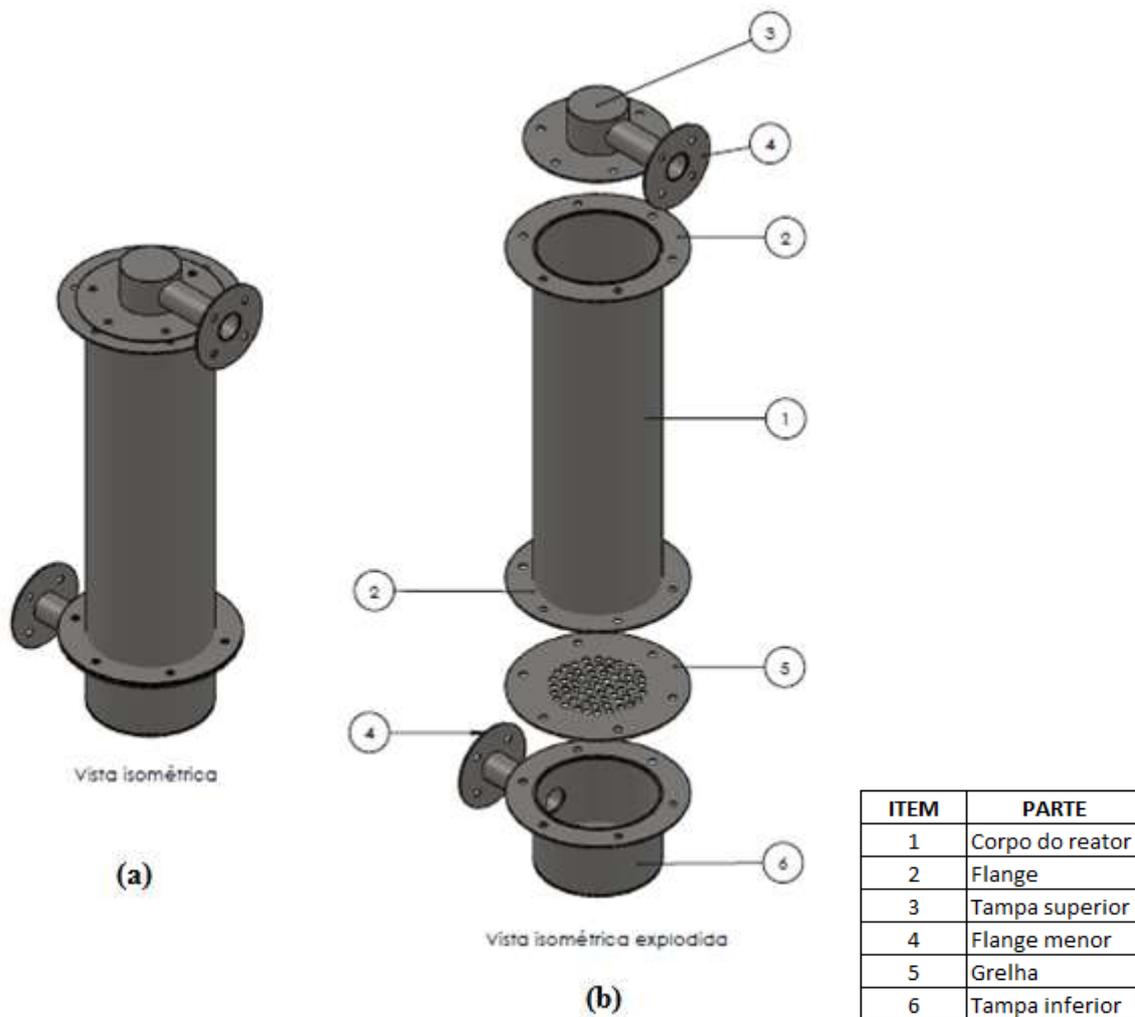


Figura A.2 – Vista do conjunto montado do reator (a) e vista explodida (b).

Este reator por ser de aço inox garante boa resistência mecânica e resistência à oxidação, porém permite uma considerável perda de calor através do corpo. Para amenizar esta perda o reator foi revestido por uma manta de fibra cerâmica da marca Ital com revestimento de alumínio, que conforme informações do fabricante, resiste a temperaturas de até 1400°C. Na figura A.3 (a) é mostrada a manta de fibra cerâmica e na figura A.3 (b) o reator após o revestimento da manta cerâmica. Com o revestimento consegue-se uma maior temperatura interna do reator, o que além de garantir energia suficiente dentro do reator para que as reações ocorram, garante também uma maior temperatura para o craqueamento do alcatrão.

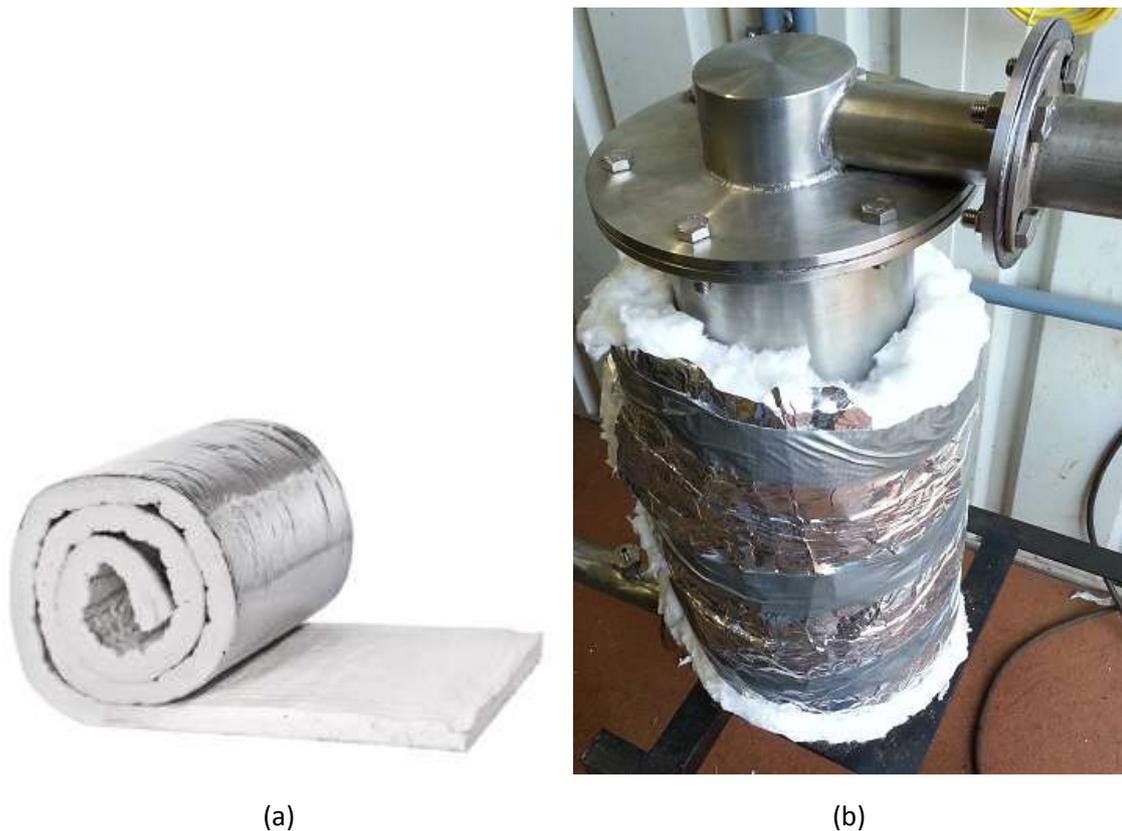


Figura A.3 – Manta de fibra cerâmica (a) e reator revestido (b).
(a) Fonte: Itai, 2013.

Em relação à instrumentação do reator, foram utilizados dois termopares tipo K, da marca Exacta, sendo um colocado na entrada de ar do reator e o segundo na tubulação de saída do gás. Estes termopares foram ligados a um módulo indicador de temperatura com multicanais, modelo CSC99 da marca Contemp. O conjunto termopar e módulo indicador de temperatura é mostrado na figura A.4.



Figura A.4 – Termopar tipo K e módulo indicador de temperatura.
Fonte: Exacta e Contemp.

Por se tratar de um gaseificador do tipo leito fixo foi montado um moto vibrador, mostrado na figura A.5 (modelo MR33 da empresa M.V.L. vibradores industriais) junto à

base do reator para garantir a descida das cinzas do interior do reator para o reservatório após a grelha. O moto vibrador produz vibração por meio de pesos excêntricos posicionados nas extremidades do eixo do motor, podendo ser regulado o nível de intensidade desta vibração, máximo, médio e mínimo. Para o reator deste projeto o moto vibrador foi sempre ligado no mínimo.



Figura A.5 – Moto vibrador.

Uma figura da bancada experimental para a gaseificação é apresentada na figura A.6, em que todos os equipamentos descritos são detalhados.

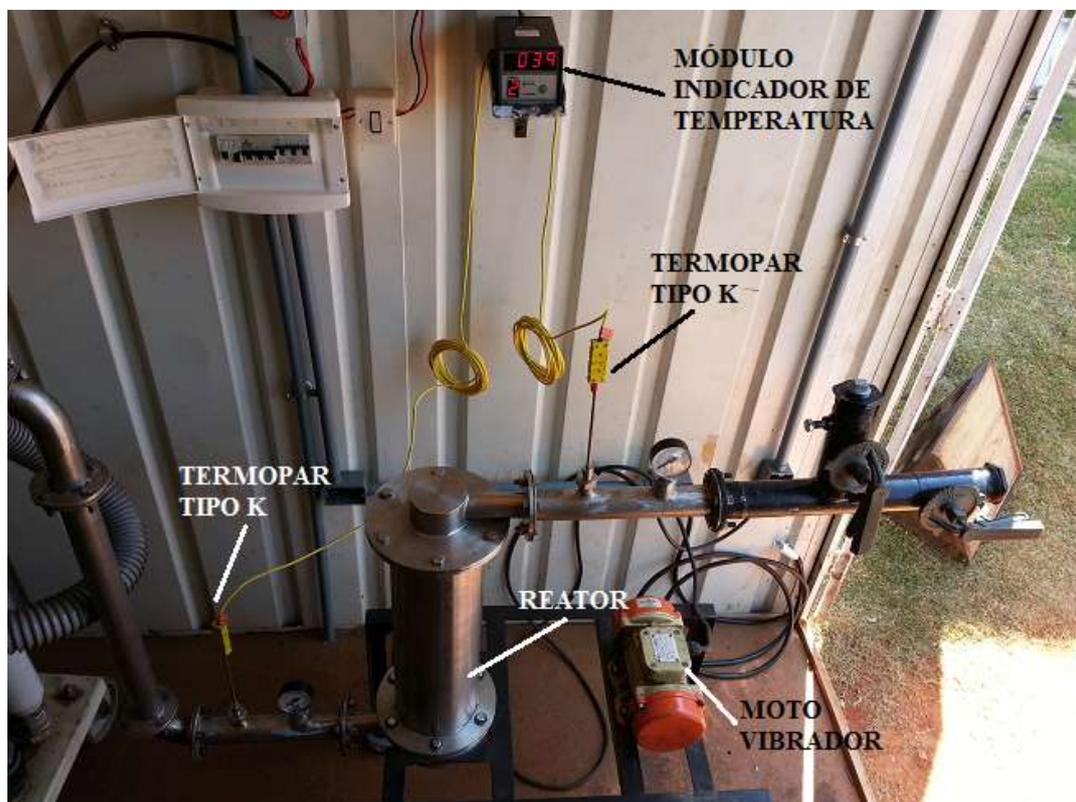


Figura A.6 – Bancada experimental de gaseificação.

Nestes experimentos o gás não é injetado em um motor de combustão interna acoplado a um gerador de energia elétrica para a conversão do gás em energia elétrica, logo não há limpeza do gás. Há a necessidade da entrada do ar ser induzida por algum equipamento mecânico, que neste caso trata-se de um compressor radial modelo CR-2 da marca Aspo, que pode ser identificado na figura A.7. Este compressor é acoplado a um motor elétrico de 2CV de potência tendo capacidade de entregar uma vazão de 5m³/min em uma frequência 60Hz.



Figura A.7 – Compressor Radial CR-2.
Fonte: Aspo

Para variar a vazão de entrada de ar no gaseificador, o motor elétrico do compressor radial foi ligado a um inversor de frequência da marca LG-Eberdrive modelo iS5, apresentado na figura A.8.



Figura A.8 – Inversor de frequência.

A.2 – Experimento com RSU

O RSU é uma biomassa bastante heterogênea, tanto na composição quanto na morfologia e, conforme mencionado no item 3.1.3.1, o gaseificador contracorrente possui a desvantagem de formação de canais preferenciais para o gás, caso o combustível alimentado no processo não possua granulometria uniforme. Portanto o RSU precisou passar por uma etapa de trituração anterior à gaseificação.

No processo de trituração foi utilizado um triturador de duas facas e dez martelos modelo Trf 400 da marca Trapp, que pode ser visualizado na fotografia apresentada na figura A.9.



Figura A.9 – Triturador.

Após trituração, a biomassa apresentou um aspecto mais homogêneo.

Após o resíduo ter sido triturado, foi montado o leito do reator com argila expandida para uniformizar o fluxo de ar e proteger a grelha das altas temperaturas do processo. Foi utilizado para ignição do reator o carvão vegetal.

O moto vibrador foi acionado a cada 5 minutos por uma fração de tempo de 5 segundos para garantir a homogeneidade do leito evitando a formação dos canais preferenciais.

Esquematicamente é mostrado na figura A.10 a composição do leito do reator.

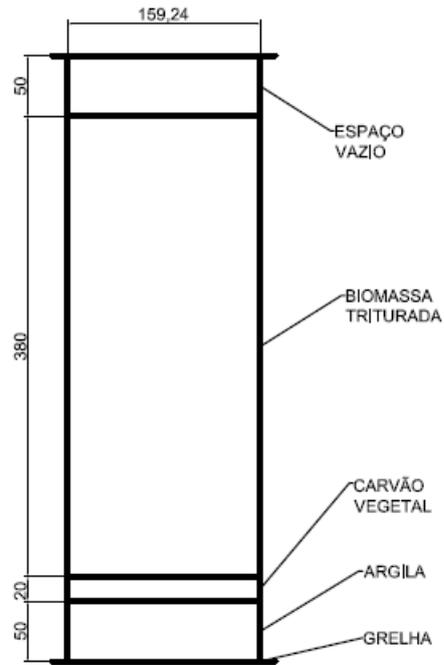


Figura A.10 – Representação esquemática do Reator, unidades em mm.

A queima do carvão vegetal foi iniciada com o reator operando como combustor com excesso de ar. O inversor de frequência foi parametrizado em 25 Hz, para que houvesse ar suficiente no reator para manter a combustão do carvão. A figura A.11 apresenta o reator operando como combustor.



Figura A.11 – Reator operando como combustor.

Uma vez com o carvão em combustão para garantir a liberação de energia suficiente para as reações endotérmicas de pirólise e gaseificação e para que não interferisse na composição do gás proveniente do processo de gaseificação, foi realizado uma verificação visual, ou seja, o carvão incandescente significava altas temperaturas. Com o termopar tipo K encostado na parede externa do reator, na zona incandescente de combustão mediu-se a temperatura de 951°C. A figura A.12 mostra a localização da zona incandescente.



Figura A.12 – Zona de combustão incandescente.

No momento em que o carvão encontrou-se nesta forma incandescente o reator foi fechado e verificado se havia produção de gás proveniente de um processo de gaseificação. Para realizar esta comprovação foi feito um teste de chama no qual com um isqueiro é produzido uma chama e aproximado do gás de saída para verificar se há queima do gás produzido. A não queima pode significar que o processo que está ocorrendo no reator é proveniente apenas da combustão, ou seja, a composição do gás é praticamente formada por CO₂.

Uma vez que foi realizada a comprovação de que o carvão vegetal está apenas na zona de combustão e que o mesmo não está gaseificando, o RSU foi inserido no reator. O reator foi fechado e realizado o acompanhamento do funcionamento via instrumentação, sendo a principal referência a temperatura do gás de saída do reator.

A quantidade de ar na entrada do reator foi variada até encontrar o parâmetro ideal no qual não haja excesso de ar, característico de um processo de combustão. O inversor de frequência foi ajustado para 12 Hz. A temperatura do gás de saída durante o processo de gaseificação foi estabilizada em valores de 200°C.

Uma maneira prática de comprovar que o gás de saída é um combustível é por meio de um teste de chama em que um isqueiro aceso é aproximado do gás e verificado se o mesmo é consumido pela chama por combustão. Em intervalos de 4 minutos foram realizados testes de chama e após 16 minutos de operação foi estabelecida a chama representada na figura A.13



Figura A.13 – Teste de chama do gás de saída do reator

Com este experimento foi possível constatar a capacidade do RSU produzir um gás com poder de queima, porém não foi possível coletar informações para uma comparação com a simulação realizada neste estudo. Entende-se então que este é um resultado qualitativo que mostra a capacidade de queima do gás produzido no reator em questão.