

PONTIFÍCIA UNIVERSIDADE CATÓLICA  
DO RIO DE JANEIRO



**Maria Luisa Nerys de Moraes Carneiro**

**ANÁLISE TERMOCÔNOMICA E AMBIENTAL DE UMA  
USINA DE APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DE  
RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS -  
Estudo de caso da planta de Zabalgardi/Bilbao adaptada para a  
realidade brasileira**

**Dissertação de Mestrado**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica da PUC-Rio como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Marcos Sebastião de Paula Gomes

Rio de Janeiro  
Agosto de 2015



**Maria Luisa Nerys de Moraes Carneiro**

**Análise termoeconômica e ambiental de uma usina de aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos -  
Estudo de caso da planta de Zabalgardi/Bilbao adaptada para a realidade brasileira**

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre pelo Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica da PUC-Rio. Aprovada pela Comissão Examinadora abaixo assinada.

**Prof. Marcos Sebastião de Paula Gomes**

Orientador

Departamento de Engenharia Mecânica – PUC-Rio

**Prof. José Alberto dos Reis Parise**

Departamento de Engenharia Mecânica – PUC-Rio

**Prof. André Augusto Isnard**

Instituto Federal de Educação, Ciência e  
Tecnologia do Rio de Janeiro

**Prof. José Eugênio Leal**

Coordenador Setorial do Centro  
Técnico Científico – PUC-Rio

Rio de Janeiro, 26 de agosto de 2015

Todos os direitos reservados. É proibida a reprodução total ou parcial do trabalho sem autorização da universidade, da autora e do orientador.

### **Maria Luisa Nerys de Moraes Carneiro**

Em 2008 desenvolveu projeto de pesquisa no Departamento de Engenharia de Materiais da PUC-Rio na área de poluentes industriais. Entre 2009 e 2010 cursou o quarto ano de Engenharia de Energia e Meio Ambiente no INSA de Lyon, França. Graduiu-se em Engenharia Ambiental na PUC-Rio em 2011. Participou de diversos congressos e ministrou treinamentos, dentro e fora do Brasil, sobre conservação e controle da poluição ambiental. Em 2014 realizou parceria junto ao Instituto Tecnológico da PUC-Rio (ITUC) para desenvolver pesquisa na área de avaliação do ciclo de vida de biocombustíveis.

#### Ficha Catalográfica

Carneiro, Maria Luisa Nerys de Moraes

Análise termoeconômica e ambiental de uma usina de aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos - Estudo de caso da planta de Zabalgardi/Bilbao adaptada para a realidade brasileira / Maria Luisa Nerys de Moraes Carneiro; orientador: Marcos Sebastião de Paula Gomes. – 2015.

124 f. : il. (color.) ; 30 cm

Dissertação (mestrado) – Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Departamento de Engenharia Mecânica, 2015.

Inclui bibliografia

1. Engenharia mecânica – Teses. 2. Resíduos Sólidos Urbanos. 3. Lixo-Energia. 4. Biomassa. 5. Incineração. 6. Aproveitamento Energético de Resíduos. I. Gomes, Marcos Sebastião de Paula. II. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Departamento de Engenharia Mecânica. III. Título.

## Agradecimentos

Ao Professor Marcos Sebastião de Paula Gomes, meu orientador, que me inspirou a unir o estudo de sistemas térmicos ao controle de poluição ambiental, um tema tão instigante e necessário nos dias atuais.

A PUC-Rio, pelos auxílios concedidos, sem os quais este trabalho não poderia ter sido realizado e à CAPES por me proporcionar a oportunidade de estudar um ano de Engenharia de Energia e Meio Ambiente em Lyon, França, onde tive o primeiro contato com o tema do aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos.

Aos professores da Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá (UNESP) e ao Professor Christos A. Frangopoulos da National Technical University of Athens que me auxiliaram muito na inspiração para este trabalho.

Ao Professor Augusto Sampaio por ter me proporcionado a oportunidade de ingressar na graduação da Engenharia Ambiental da PUC em 2006, sem a qual não estaria hoje dando mais este passo na minha carreira acadêmica.

Aos meus familiares e amigos por terem me apoiado nestes anos de trabalho.

Espero que este projeto possa ajudar a outros estudiosos deste assunto, tão novo no Brasil e tão repleto de potencialidades, e contribuir para impulsionar a aplicação do aproveitamento energético de resíduos urbanos nas cidades brasileiras.

## Resumo

Carneiro, Maria Luisa Nerys de Moraes; Gomes, Marcos Sebastião de Paula. **Análise termoeconômica e ambiental de uma usina de aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos - Estudo de caso da planta de Zabalgardi/Bilbao adaptada para a realidade brasileira.** Rio de Janeiro, 2015. 124 p. Dissertação de Mestrado – Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

A disposição final de resíduos sólidos urbanos, em aterros ou lixões, é um problema das grandes cidades. A utilização do lixo urbano em processos de tratamento térmico com recuperação energética vem ao encontro da busca de fontes alternativas, preferencialmente as renováveis, para a geração de energia. Assim, usinas de incineração com reaproveitamento de energia vêm sendo apresentadas como uma solução tanto para o destino do lixo quanto para a diversificação da matriz energética. Além disso, a prática da incineração proporciona máxima redução da massa e volume e inertização do lixo, estando o aproveitamento energético de resíduos (*Waste-to-Energy*) dentre as alternativas mais coerentes para a gestão de resíduos sólidos municipais. No Brasil, práticas como esta ainda são incipientes, porém apresentam grande potencial de estudo para aplicações nos centros urbanos em um futuro próximo. O presente trabalho apresenta uma proposta de uma usina lixo-energia, aplicável ao município do Rio de Janeiro, baseada na planta de Zabalgardi/Bilbao (Espanha), que funciona em ciclo combinado a gás natural e incinera resíduos, aproveitando seu conteúdo energético para produzir eletricidade. Uma análise energética e exérgica é realizada juntamente com uma estimativa do custo de geração de eletricidade, influenciada por um indicador de ecoeficiência que leva em consideração as emissões atmosféricas. Como conclusão, mostra-se a capacidade do sistema proposto em destinar os resíduos sólidos urbanos e atender a demanda elétrica do município do Rio de Janeiro/Brasil a um custo competitivo.

## Palavras-chave

Resíduos Sólidos Urbanos; Lixo-Energia; Biomassa; Incineração; Aproveitamento Energético de Resíduos; Análise Termoeconômica; Análise Exérgica; Emissões Atmosféricas.

## Abstract

Carneiro, Maria Luisa Nerys de Moraes; Gomes, Marcos Sebastião de Paula (Advisor). **Environmental and thermoeconomic analysis of a waste-to-energy facility – Case study of Zabalgardi/Bilbao plant adapted to the Brazilian reality.** Rio de Janeiro, 2015. 124 p. MSc. Dissertation – Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

The final disposal of municipal solid waste in landfills or dumps is a regular problem to the big cities. The use of municipal waste in processes of thermal treatment with energy recovery meets the search for alternative and renewable sources of energy production. Thus, energy recovery incineration facilities are being presented as a solution to both the waste disposal problem and the growing energy demand in the cities. Additionally, incineration provides the maximum reduction of mass, volume and dangerousness of the waste and the waste-to-energy practice stands out among the most coherent alternatives for municipal solid waste management in the world. In Brazil, however, it is still incipient and therefore presents a great potential for feasibility and application studies in the urban centers. This work presents a proposal of a waste-to-energy facility that could operate in the city of Rio de Janeiro (Brazil), based on the Zabalgardi/Bilbao (Spain) plant, which operates in combined cycle fueled by natural gas and urban solid waste and generates electrical power. It is performed an energetic and exergetic analysis along with a cost estimate influenced by an eco-efficiency indicator that takes into account the air pollution emissions. The conclusion shows the capacity of the proposed facility to treat the municipal solid waste of Rio de Janeiro (Brazil) and supply its electricity demand with a competitive cost.

## Keywords

Municipal Solid Waste; Biomass Energy Recovery; Incineration; Waste Treatment; Waste-to-Energy; Exergetic Analysis; Thermoeconomic Analysis; Atmospheric Emissions.

## Sumário

1	Introdução	15
1.1.	Relevância	15
1.2.	Objetivo	17
1.3.	Metodologia	18
1.4.	Estruturação	18
2	Incineração de Resíduos Sólidos Municipais	19
2.1.	Tratamento térmico de resíduos	19
2.2.	Processo de incineração de resíduos	19
2.3.	Vantagens e desvantagens da incineração de RSM	21
2.4.	Histórico da incineração de resíduos	22
2.5.	Planejamento de uma unidade de incineração de resíduos	23
2.6.	Caracterização de resíduos sólidos municipais (RSM)	24
2.6.1.	Teor de matéria orgânica	25
2.6.2.	Teor de umidade	26
2.6.3.	Poder calorífico	27
2.7.	Funcionamento de uma usina WTE	28
2.7.1.	Geração de energia nas usinas WTE	34
2.8.	Custos e investimentos da incineração de RSM	36
3	Formação e controle de poluentes atmosféricos	37
3.1.	Poluentes oriundos da incineração	37
3.2.	Estratégias de controle de poluição em processos de incineração	39
3.2.1.	Sistemas de limpeza de gases	41
3.2.2.	Sistemas de limpeza de gases em usinas WTE no mundo	53
4	Sistemas termelétricos a biomassa de RSM	55
4.1.	Ciclo combinado (turbinas a gás e vapor)	55
4.1.1.	Tecnologia das turbinas classe H	56
4.2.	Ciclo combinado com gaseificação integrada	58
4.3.	Ciclo de gaseificação integrada à turbina a gás	60

4.4. Ciclo combinado com queima de biomassa bruta de RSM	61
4.4.1. Sistemas dos tipos <i>Repowering</i> e <i>Repowering/ Reburning</i>	62
4.4.2. Usina WTE de Zabalgardi, Bilbao – Espanha	63
4.4.3. Ciclo combinado otimizado	65
5 Análise energética e exergética do sistema	67
5.1. Caracterização do sistema	67
5.2. Análise energética do sistema	71
5.2.1. Análise energética do ciclo a gás	71
5.2.2. Análise energética do ciclo a vapor	75
5.2.3. Conclusões sobre a análise energética	80
5.3. Análise exergética do sistema	82
5.3.1. Conclusões sobre a análise exergética	87
6 Análise termoeconômica e ambiental do sistema	88
6.1. Eficiência ecológica do sistema	88
6.2. Custos de investimento dos equipamentos	90
6.2.1. Custo do ciclo a gás	91
6.2.2. Custo da caldeira de recuperação e queimador adicional	91
6.2.3. Custo das turbinas a vapor	92
6.2.4. Custo do incinerador	93
6.2.5. Custo da bomba	94
6.2.6. Custo da unidade de condensação	95
6.2.7. Atualização dos custos	97
6.3. Custo total de investimento	99
6.3.1. Custo da amortização do capital inicial	101
6.4. Custo de manutenção e operação	102
6.4.1. Custo de destinação de materiais não combustíveis, cinzas e escória	102
6.5. Custo dos combustíveis	103
6.6. Custo de geração de eletricidade	104
6.7. Custo de destinação dos resíduos sólidos urbanos	108
7 Conclusão	109



7.1. Sugestão de futuros trabalhos	110
8 Referências bibliográficas	112

## Lista de figuras

Figura 1: Principais componentes de uma WTE	21
Figura 2: Variação do teor de umidade no lixo do Rio de Janeiro	26
Figura 3: Esquema de usina WTE: incinerador tipo combustão em grelha	29
Figura 4: Esquema de um incinerador de câmaras múltiplas	32
Figura 5: Esquema de um incinerador de leito fluidizado	33
Figura 6: Concentrações de poluentes atmosféricos em Zabalgarbi	39
Figura 7: Funcionamento dos três tipos mais comuns de removedores de MP	42
Figura 8: Eficiência de remoção de partículas em diferentes equipamentos	44
Figura 9: Esquema de lavador úmido	47
Figura 10: Operação de um lavador tipo wet-dry	47
Figura 11: Operação de um lavador a seco	49
Figura 12: Sistema de CPA na incineração de resíduos	50
Figura 13: Sistema de CPA da planta de Zabalgarbi	54
Figura 14: Ciclo de potência combinado de turbina a gás e vapor	56
Figura 15: Tipos de ciclo combinado com gaseificação integrada (IGCC), biomassa (BIGCC) e carvão (CIGCC)	58
Figura 16: Ciclo combinado com gaseificação integrada de carvão	59
Figura 17: Ciclo de gaseificação a biomassa associado a turbina a gás	61
Figura 18: Principais processos na usina WTE de Zabalgarbi	61
Figura 19: Sistema <i>Repowering</i> de aproveitamento energético de RSM	62
Figura 20: Sistema <i>Repowering/Reburning</i> de aproveitamento energético de RSM	63
Figura 21: Ciclo combinado com queima de biomassa bruta, Zabalgarbi	64
Figura 22: Maquete digital do ECOPOLO para o Aterro Sanitário do Caju – Rio de Janeiro	66
Figura 23: Sistema analisado (baseado na usina Zabalgarbi)	69
Figura 24: Ciclo a gás do sistema analisado	71
Figura 25: Diagrama T x s do ciclo a gás	74
Figura 26: Ciclo a vapor do sistema analisado	76
Figura 27: Diagrama T x s do ciclo a vapor do sistema analisado	79
Figura 28: Custos dos equipamentos do sistema proposto nos cenários avaliados	99
Figura 29: Investimento inicial de algumas usinas WTE	100

Figura 30: Custo total de geração na usina proposta e Índices de Custo Benefício (ICBs)/preços médios de venda de eletricidade nos leilões entre 2006 e 2015	106
Figura 31: Custo variável unitário (CVU) de diversas fontes no Brasil julho/2015 e custo variável unitário simplificado da usina proposta	107
Figura 32: Variação do custo variável unitário e do custo total de geração da usina em função do preço do gás natural calculados para o cenário de máximo custo ( $CG_{Max}$ )	108

## Lista de tabelas

Tabela 1: Boas técnicas de combustão	20
Tabela 2: Vantagens e desvantagens da incineração de resíduos	22
Tabela 3: Teor de material putrescível nos RSU de algumas cidades	26
Tabela 4: Poder calorífico de materiais encontrados em RSU (kcal/kg)	28
Tabela 5: Energia gerada em usinas WTE no mundo	35
Tabela 6: Concentração dos poluentes atmosféricos da incineração de RSU antes da limpeza dos gases (mg/m <sup>3</sup> )	37
Tabela 7: Emissões de poluentes em incinerador inglês de RSU	38
Tabela 8: Concentrações de poluentes atmosféricos em usinas WTE no mundo	38
Tabela 9: Reações de formação de substâncias nas usinas lixo-energia	40
Tabela 10: Emissões anuais de dioxinas na Alemanha por atividade industrial	52
Tabela 11: Condições de funcionamento dos sistemas <i>Repowering</i> e <i>Repowering/Reburning</i>	63
Tabela 12: Dados de operação da usina Zabalgardi	70
Tabela 13: Propriedades e parâmetros do ciclo a gás obtidos da literatura	72
Tabela 14: Propriedades e parâmetros do ciclo a gás assumidos	72
Tabela 15: Propriedades termodinâmicas calculadas para o ciclo a gás	73
Tabela 16: Potências, eficiências e vazões mássicas do ciclo a gás analisado	74
Tabela 17: Vazões mássicas, entalpias e entropias no queimador adicional do ciclo a gás	75
Tabela 18: Propriedades e parâmetros do ciclo a vapor obtidos da literatura	77
Tabela 19: Propriedades e parâmetros do ciclo a vapor assumidos	77
Tabela 20: Propriedades termodinâmicas do ciclo a vapor calculadas	78
Tabela 21: Vazão mássica do fluido, eficiências e potências do ciclo a vapor	80
Tabela 22: Potência e eficiência totais do ciclo combinado	80
Tabela 23: Parâmetros termodinâmicos da usina Zabalgardi e do sistema proposto	76
Tabela 24: Propriedades do ambiente externo ao sistema	82

Tabela 25: Exergias de fluxo do ciclo a gás	84
Tabela 26: Exergias de fluxo do ciclo a vapor	85
Tabela 27: Vazões mássicas de água de refrigeração e gás de combustão dos resíduos	85
Tabela 28: Balancete de taxas de exergia do sistema analisado	86
Tabela 29: Eficiências exergéticas dos componentes do sistema	87
Tabela 30: Cálculos para determinação da eficiência ecológica do sistema	89
Tabela 31: Equações de custos do ciclo a gás segundo Frangopoulos (1994)	91
Tabela 32: Equações de custos das turbinas a vapor segundo Frangopoulos	93
Tabela 33: Equações de custo da unidade de condensação por Frangopoulos	96
Tabela 34: Equações de custo da unidade de condensação segundo Bohem	96
Tabela 35: Equações de custo da unidade de condensação de Branco/Silva	97
Tabela 36: Valores médios anuais do índice de preços do consumidor americano	98
Tabela 37: Custo da amortização anual do investimento inicial da usina proposta	102
Tabela 38: Percentuais mássicos a serem destinados em aterros	103
Tabela 39: Custo de geração de eletricidade (CG) na usina proposta	104
Tabela 40: Estimativa de preço de destinação dos RSU segundo CEMPRE	108

## Lista de abreviaturas e siglas

BIGCC – biomass integrated gasification combined cycle  
CC – câmara de combustão  
CCO – ciclo combinado otimizado  
CDR – combustível derivado de resíduos  
CEMPRE – Compromisso Empresarial Para a Reciclagem  
CG – custo de geração  
CIGCC – coal integrated gasification combined cycle  
CONAMA – Conselho Nacional de Meio Ambiente  
CPA – controle de poluição atmosférica  
CPI – índice de preços do consumidor americano (consumer price index)  
CR – caldeira de recuperação  
CVU – custo variável unitário  
EfW – energy from waste  
FBB – fluidized bed boiler  
GN – gás natural  
ICB – índice de custo benefício  
IGCC – integrated gasification combined cycle  
MP – material particulado  
MSW – resíduo sólido municipal (municipal solid waste)  
PCI – poder calorífico inferior  
PCS – poder calorífico superior  
pH – potencial hidrogeniônico  
QA – queimador adicional de gás natural  
RSM – resíduos sólidos municipais  
RSU – resíduos sólidos urbanos  
STV – sólidos totais voláteis  
TCE – Teoria do Custo Exergético  
TFA – thermoeconomic functional analysis  
TG – Turbina a gás  
TV – turbina a vapor  
UC – unidade de condensação  
WTE – waste-to-energy  
WTERT – Waste to Energy Research and Technology Council

# 1 Introdução

Há muitos anos a queima de resíduos tem sido adotada como uma solução para reduzir a quantidade de materiais indesejados produzidos em municípios urbanos e áreas agrícolas, os chamados resíduos sólidos municipais (RSM). Além disso, a combustão de biomassa (mais comumente madeira) tem sido, por milhares de anos, muito utilizada como fonte de energia, mais especificamente calor, empregado no aquecimento doméstico e cozimento de alimentos. A queima de resíduos para produção de energia (bioenergia) em sistemas de potência, fornecendo eletricidade e calor para indústrias e residências é uma prática relativamente recente; tornando-se possível com o advento da Revolução Industrial. Segundo CEMPRE (2010), o primeiro incinerador de lixo urbano que se tem notícia foi construído na cidade de Nottingham, Inglaterra, em 1874. No Brasil, a primeira unidade foi instalada em Manaus, em 1896.

## 1.1. Relevância

Os municípios brasileiros vêm encontrando grande dificuldade em cumprir a Política Nacional de Resíduos Sólidos, lei nº 12.305 de 02/08/2010, que estabeleceu um prazo de quatro anos para que as gestões municipais implementassem a disposição final ambientalmente adequada dos resíduos sólidos municipais; sob pena de responderem por crime ambiental e sofrerem sanções graves, como corte de verba e perda de mandato dos prefeitos, caso descumprissem a lei. Devido ao não cumprimento da maioria dos municípios, o prazo foi prorrogado até 02 de agosto de 2015, mas ainda assim diversas cidades continuam a destinar seus resíduos em lixões a céu aberto, causando poluição hídrica, do solo e pondo em risco a saúde humana. Uma forma de solucionar este problema seria a destinação dos resíduos em usinas de incineração.

No Brasil, o potencial de utilização da energia do lixo é muito pouco explorado; somente 0,03% do lixo coletado é destinado para incineração (EPE 2014). A incineração de lixo como solução para a gestão de resíduos sólidos municipais apresenta inúmeros benefícios, dentre os quais podemos citar:

- redução de até 90% do volume e 75% da massa dos resíduos sólidos urbanos (HESTER e HARRISON 1994);
- destruição completa ou parcial de substâncias tóxicas, tornando-as inertes ou facilitando sua disposição final;
- destruição de compostos orgânicos biodegradáveis, evitando sua decomposição em meios anaeróbicos e consequente produção de metano, que é um gás de efeito estufa;
- complementação de outras formas ambientalmente coerentes de destinação final de resíduos, como a reciclagem e a compostagem.

Além disso, a incineração permite o aproveitamento do conteúdo energético dos resíduos, gerando energia térmica e elétrica a partir da combustão. As plantas que realizam este processo são chamadas usinas lixo-energia ou, em inglês, “*Waste to Energy facilities*” (WTE). Estas se apresentam como uma forma renovável de produção de energia, substituindo o uso de fontes não renováveis, como derivados de petróleo e carvão. Segundo Strange (2003), as 230 milhões de toneladas de RSM geradas anualmente na Europa poderiam produzir 5% da energia total necessária à sua população.

Apesar dos benefícios, existe forte resistência de alguns grupos quanto à instalação de usinas de incineração, principalmente por desconhecimento de suas vantagens. Questiona-se principalmente sobre perigo das emissões de gases poluentes, em especial às dioxinas, devido ao risco à saúde humana e ao meio ambiente. Episódios de poluição excessiva do ar e emissão de mau odor, de fato, ocorreram na cidade de São Paulo, ocasionando a desativação de incineradores obsoletos e mal operados. Foi o caso do incinerador Vergueiro, no bairro do Ipiranga, que incinerou durante décadas resíduos de saúde em condições inadequadas (apesar das diversas multas recebidas) até ser desativado no início de 2002, após comprovação técnica do risco à saúde da população. (O Estado de São Paulo 2002) Além disso, existem ao redor do mundo vários movimentos contrários à incineração de lixo urbano liderados por grupos ligados à reciclagem e motivados pelo receio de que o lixo atualmente destinado à reciclagem passe a ser incinerado, comprometendo sua atividade profissional. Outro entrave é o investimento inicial para construção das usinas, que é elevado. Nos países em desenvolvimento e com grandes territórios, na



maioria das vezes, este custo acaba não sendo competitivo com a destinação final em aterros.

A viabilidade da tecnologia WTE como alternativa para destinação de RSM e geração de energia depende:

- da operação adequada de sistemas de controle da poluição, a fim de manter a emissão de poluentes dentro dos limites legais;
- da escassez de áreas adequadas para construção de aterros, já que os aterros têm um custo de instalação menor;
- do custo de instalação, operação e manutenção da usina WTE aliada à competitividade da venda da energia gerada.

O aproveitamento energético de resíduos tem sido fortemente utilizado em países industrializados, que contam com:

- subsídios e incentivos governamentais à geração de energia por fontes renováveis;
- aumento dos custos de geração de energia por fontes tradicionais;
- inviabilidade de outras opções de destinação final dos RSU por escassez de áreas para construção de aterros.

Com a publicação da Política Nacional de Resíduos Sólidos em 2010, existe uma forte tendência nas cidades brasileiras de abandono das práticas usuais e degradantes de destinação do lixo, os lixões, em prol da progressiva adoção de métodos social e ambientalmente corretos. As grandes metrópoles brasileiras estão cada vez mais carentes de espaço para instalação de aterros sanitários, os quais ocupam extensas áreas e estão distantes dos centros produtores de lixo. Com isso, sobem os custos da destinação em aterros sanitários, em decorrência do encarecimento do transporte e da ausência de áreas disponíveis, o que permite a inclusão da incineração como alternativa viável para o tratamento de resíduos sólidos nas grandes cidades.

## **1.2. Objetivo**

Estudos para o uso eficiente do tratamento térmico dos resíduos urbanos com aproveitamento de energia como solução, tanto para os problemas do lixo como para a produção de energia renovável próximo aos centros urbanos, ainda são incipientes no Brasil. O objetivo deste trabalho é propor um sistema de potência funcionando a base de lixo urbano e gás natural a fim de operar como usina lixo-energia, aplicável ao município do Rio de Janeiro, e avaliar sua

viabilidade através da análise do desempenho termodinâmico, ambiental e econômico.

### **1.3. Metodologia**

A pesquisa fundamentou-se em um levantamento bibliográfico sobre o processo de incineração e principais usinas “lixo-energia” existentes no mundo. Em seguida, definiu-se o sistema a ser analisado energética e exergeticamente, a fim de determinar parâmetros termodinâmicos de potências, vazões e eficiências. Além disso, determinou-se a eficiência ecológica do sistema, os custos de aquisição, instalação, operação, manutenção e destinação dos resíduos não combustíveis, bem como o custo de geração de eletricidade na usina proposta.

### **1.4. Estruturação**

Esta dissertação está estruturada em 7 capítulos. Os capítulos 2, 3 e 4 apresentam os fundamentos teóricos dos processos de incineração de resíduos sólidos, formação e controle de poluentes atmosféricos e os estados da arte dos sistemas termelétricos a biomassa de resíduos. O capítulo 5 apresenta o sistema proposto e as análises de energia e exergia, identificando a eficiência térmica e demais características termodinâmicas, bem como os principais pontos de perda de exergia por irreversibilidades e os componentes com maior potencial de melhoria da eficiência exergetica. O capítulo 6 traz a análise termoeconômica e ambiental do sistema, apresentando os custos de investimento dos principais equipamentos da usina, os fatores de emissão de poluentes, a eficiência ecológica do sistema e o custo de geração elétrica e destinação dos resíduos. Por fim, o capítulo 7 traz as conclusões sobre os resultados obtidos e as oportunidades para futuros trabalhos.

## 2 Incineração de Resíduos Sólidos Municipais

### 2.1. Tratamento térmico de resíduos

De acordo com CEMPRE (2010), **tratamento térmico de resíduos** é todo processo de aquecimento utilizado para reduzir a periculosidade e/ou massa de um material a fim de propiciar sua destinação final em aterros. Os tratamentos térmicos podem ser classificados como:

- de alta temperatura (acima de 500°C): visam a remoção dos compostos orgânicos, redução da massa e volume dos resíduos;
- de baixa temperatura (em torno de 100°C): visam a assepsia dos resíduos, sendo geralmente empregados para resíduos de saúde (RSS).

Dentre os tratamentos de alta temperatura mais difundidos está o processo de **incineração**, que faz uso de agente oxidante (normalmente o ar) e ocorre acima de 800°C. Na incineração ocorre a combustão da fração orgânica dos resíduos gerando, principalmente, gás carbônico (CO<sub>2</sub>), água e cinzas. Existem outros processos a alta temperatura (ex.: pirólise, gaseificação e liquefação) que se dão geralmente em torno de 600°C, onde ocorre a decomposição térmica da fração orgânica, gerando gases, líquidos e sólidos combustíveis (CEMPRE 2010).

A energia contida nos resíduos pode ser parcialmente aproveitada, sendo chamada de **bioenergia**, a qual pode estar na forma de eletricidade, água quente, vapor ou combustíveis alternativos.

### 2.2. Processo de incineração de resíduos

Segundo CEMPRE (2010), a incineração de resíduos é o processo mais antigo e o mais empregado para tratamento térmico de resíduos sólidos municipais (RSM) e resíduos sólidos de saúde (RSS). Os gases de combustão devem se manter a 1200°C por cerca de 2 segundos, com excesso de ar e turbulência elevada, a fim de garantir a conversão total dos compostos orgânicos presentes em gás carbônico e água. Os teores de oxigênio nos gases de

combustão emitidos na chaminé devem estar acima de 7% em volume. Estas condições operacionais compõem o que se denomina **boas técnicas de combustão**, como ilustrado no quadro a seguir.

Tabela 1: Boas técnicas de combustão (CEMPRE 2010)

<b>BOAS TÉCNICAS DE COMBUSTÃO</b>
<p><b>Temperatura elevada na câmara de combustão:</b> quanto maior a temperatura dos gases numa câmara de combustão maior a velocidade de decomposição de compostos orgânicos eventualmente presentes. A temperatura normalmente recomendada é 1200°C.</p>
<p><b>Teor de oxigênio elevado nos gases de combustão:</b> o oxigênio reage com os compostos orgânicos presentes nos resíduos, gerando CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O. Assim como a temperatura, o teor de oxigênio interfere na velocidade de reação de decomposição de compostos orgânicos, que aumenta com o teor de oxigênio nos gases de combustão. O teor de oxigênio mínimo recomendado para gases de combustão de incineradores é de 7%. Teores muito elevados, por outro lado, podem reduzir significativamente a temperatura na câmara de combustão, piorando as condições da câmara.</p>
<p><b>Turbulência elevada nos gases de combustão:</b> para que o oxigênio reaja com os compostos orgânicos presentes nos gases de combustão ou nos resíduos sólidos, é necessário que ele entre em contato com estes compostos. Para isto, é necessário que o estado de agitação na câmara de combustão (turbulência) seja muito elevado, promovendo um contato intenso do ar de combustão com os reagentes. Isto normalmente é conseguido pela injeção de jatos de ar a alta velocidade logo acima do leito onde o resíduo se encontra em combustão.</p>
<p><b>Tempo de residência na câmara de combustão:</b> mesmo em condições adequadas as reações de combustão levam um tempo para ocorrer, que varia com a temperatura, o teor de oxigênio e a turbulência. Em geral, tempos de residência em câmaras de combustão de incineradores variam de 0,8 a 2,0 segundos; sendo que câmaras de combustão de maior porte demandam tempos de residência maiores.</p>

Todo equipamento de incineração deve ser equipado com um sistema eficiente de limpeza de gases, independentemente do porte e projeto do incinerador. Segundo CEMPRE (2010), as tecnologias de limpeza hoje disponíveis permitem atingir padrões de emissão abaixo dos exigidos pelas legislações mais restritivas.

A figura abaixo apresenta os três componentes principais de uma usina “lixo-energia” (Waste-to-Energy - WTE): grelha (*grate system*), caldeira (*boiler system*), sistema de limpeza de gases (*gas cleaning system*) e chaminé (*stack*).

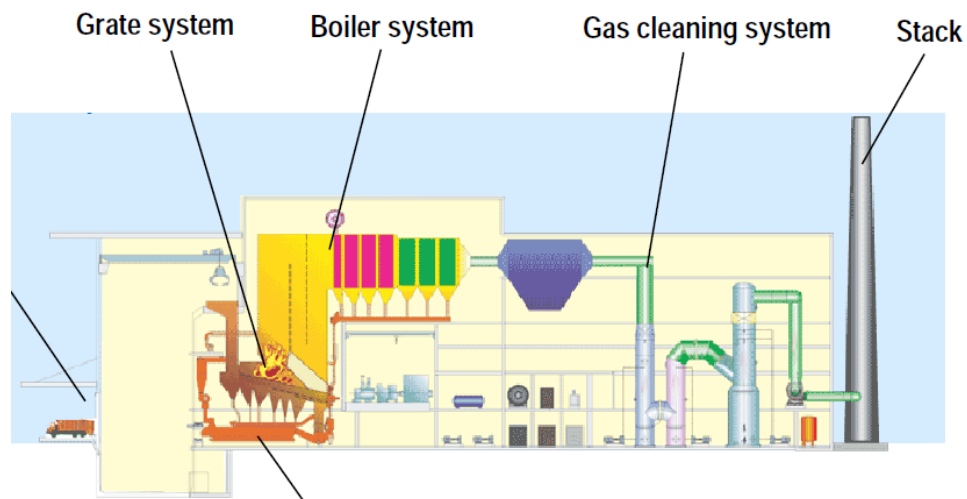


Figura 1: Principais componentes de uma WTE (Keppel Seghers Engineering Singapore Pte Ltd 2010)

### 2.3.

#### Vantagens e desvantagens da incineração de RSM

Contrariamente ao conceito geral existente, a incineração em equipamentos mais modernos pode apresentar vantagens em termos ambientais em relação a outros meios de disposição final de resíduos, como, por exemplo, o aterro sanitário. Isto porque nos aterros a decomposição do resíduo orgânico é biológica e ocorre em meio anaeróbio, formando metano, que é um gás de efeito estufa. Alguns países, como a França, já apresentam restrições ao uso de aterros com teores de material orgânico elevados; já que em termos ambientais é mais adequado usar a compostagem como método de destinação da fração orgânica do RSM.

Em resumo, apresenta-se abaixo as vantagens e desvantagens da incineração de RSM.

Tabela 2: Vantagens e desvantagens da incineração de resíduos

VANTAGENS DA INCINERAÇÃO DE RESÍDUOS
<b>Redução significativa da massa e volume do resíduo descartado:</b> a taxa de redução média em massa é de 70% e de volume, 90% (CEMPRE 2010). Ainda seriam necessários aterros, mas com um volume muito menor.
<b>Recuperação de energia:</b> a energia contida nos resíduos pode ser recuperada na forma de energia elétrica e vapor d'água. Esta energia é considerada renovável, pois não é oriunda de fontes fósseis, podendo contar com subsídios fiscais para sua produção/venda. A localização da usina pode ser suficientemente próxima aos núcleos urbanos e industriais, permitindo a transmissão da eletricidade e vapor com menores custos até os consumidores.
<b>Redução do impacto ambiental:</b> com as tecnologias atuais de limpeza de gases de combustão, os níveis de emissão de poluentes podem ficar abaixo dos observados em processos de combustão convencionais, bem como contribuir para minimização do efeito estufa devido à combustão de materiais de fontes renováveis (papéis, restos de alimentos e de produtos de origem vegetal) e à redução na emissão de gás metano e contaminação de lençóis freáticos observado em aterros. (CEMPRE 2010)
<b>Destoxicação:</b> empregando boas técnicas de combustão, produtos orgânicos tóxicos, como óleo ascarel e produtos aromáticos, podem ser destruídos, razão pela qual a incineração é amplamente utilizada para o tratamento de resíduos industriais e descontaminação de solos contendo produtos químicos orgânicos e tóxicos (CEMPRE 2010). O produto da combustão, a escória, é, na maioria das vezes, um material inerte, podendo ser disposto em aterros sanitários comuns ou reaproveitado na indústria da construção civil para a produção de cimento Portland (EPE 2014).
DESVANTAGENS DA INCINERAÇÃO DE RESÍDUOS
<b>Custo elevado:</b> a construção de usinas de incineração demanda um alto custo inicial devido à complexidade de seus equipamentos. Por conterem compostos ácidos, as caldeiras, por exemplo, precisam ser revestidas de material resistente, o que encarece o custo das mesmas.
<b>Baixo poder calorífico:</b> os resíduos sólidos municipais têm um baixo poder calorífico comparado com os combustíveis tradicionais, sendo assim, a eficiência energética da usina é, geralmente, baixa.
<b>Exigência de mão-de-obra qualificada e dispositivos de segurança:</b> a operação dos equipamentos da usina de incineração demandam pessoal qualificado. Por envolver altas pressões e temperaturas, além da emissão de gases tóxicos, a usina precisa de eficientes dispositivos de segurança para prevenir e mitigar riscos aos operadores e ao meio ambiente.
<b>Formação de poluentes durante a combustão:</b> alguns resíduos, como pilhas, plásticos, etc., quando incinerados liberam compostos tóxicos e ácidos. O processo de combustão real gera inevitavelmente fuligem e materiais não queimados, cuja formação não pode ser evitada por boas técnicas de combustão. Para evitar a contaminação do ar, é imprescindível a existência de controle da poluição atmosférica (CPA). A manutenção destes equipamentos deve ser frequente para remover os materiais poluentes por eles capturados, os quais são, na maioria das vezes, tóxicos; devendo ser dispostos em aterros industriais.

## 2.4.

### Histórico da incineração de resíduos

Desde os primórdios da civilização humana, a incineração de resíduos vem sendo praticada e o primeiro incinerador que se tem notícia foi construído na cidade de Nottingham, Inglaterra, em 1874. No Brasil, a primeira unidade foi instalada na cidade de Manaus, em 1896. Na cidade de São Paulo, o primeiro

incinerador de RSM foi instalado no bairro de Araçá, hoje Sumaré, o qual utilizava lenha para auxiliar a combustão dos resíduos e a alimentação era feita manualmente. Ele operou por 27 anos quando foi desativado por sua capacidade ter ficado abaixo da necessária e por se encontrar próximo a regiões residenciais. Em 1949, um novo incinerador foi instalado em Pinheiros, SP, operando por 41 anos através de alimentação intermitente, ou seja, uma nova carga somente era alimentada após o término da incineração da carga anterior. Em 1959, foi instalado na região central de São Paulo um incinerador com capacidade total de 300 t/dia do tipo de grelha basculante. Unidade semelhante foi instalada na região do Ipiranga, também em SP, e entrou em operação em 1968. O primeiro incinerador municipal planejado para incinerar lixo doméstico no Estado de São Paulo foi inaugurado em 1968 e esteve ativo até 2002. (CEMPRE 2010)

Estes equipamentos foram empregados prioritariamente como incineradores de RSS, sem dispor de sistemas de aproveitamento energético. O projeto destes incineradores é anterior às atuais legislações ambientais. Quando havia, os sistemas de limpeza de gases eram simplificados, restringindo-se a sistemas primários de coleta de material particulado, sem capacidade de retenção de material particulado mais fino, gases ácidos e metais voláteis (CEMPRE 2010).

## **2.5. Planejamento de uma unidade de incineração de resíduos**

Segundo CEMPRE (2010), um planejamento estratégico a longo prazo é essencial para se implantar uma usina de incineração com sucesso. Os responsáveis pelas decisões precisam lidar com uma variedade muito grande de questões de natureza política, econômica, técnica e social, tais como:

- Encontrar um local para a instalação da unidade que fique próximo ao centro de geração de resíduos e que conte com infraestrutura adequada. A proximidade de polos industriais consumidores de vapor para aquecimento e redes de distribuição de energia elétrica é interessante, pois a venda de utilidades geradas na unidade pode reduzir significativamente o custo da incineração;
- Definir quem assume a propriedade e as responsabilidades decorrentes, incluindo os riscos ligados à instalação. Nos EUA, muitas usinas são de propriedade privada (CEMPRE 2010);

- Seleção e coordenação de um fornecedor do incinerador com longa experiência e que ofereça garantias operacionais;
- Contrato para incineração de resíduos com a Prefeitura, definindo claramente os aspectos quanto à garantia de fornecimento características, pagamento, etc.;
- Contrato de longo prazo para venda de energia elétrica e/ou vapor;
- Obtenção de financiamento a taxas compatíveis;
- Levar em conta programas futuros de reciclagem de resíduos que podem influenciar no volume de resíduos disponível, no seu conteúdo energético e, conseqüentemente, na capacidade de geração da usina;
- Vencer a resistência da população local, atuando com transparência e mostrando todas as ações que serão realizadas no sentido de minimizar os impactos ambientais.

## 2.6.

### Caracterização de resíduos sólidos municipais (RSM)

Os componentes presentes nos RSM variam consideravelmente de uma região para outra. Essa variação, geralmente, está relacionada com níveis de desenvolvimento econômico, tecnológico, sanitário, cultural e com as práticas de reciclagem, incineração e hábitos de desperdícios da sociedade. O conhecimento das características químicas possibilita a seleção de processos de tratamento e técnicas de disposição final. Como propriedades químicas dos resíduos, podemos destacar:

- **Poder calorífico inferior (PCI):** indica a quantidade de energia útil que pode ser liberada durante a queima do resíduo. Quanto maior o PCI, maiores serão as temperaturas atingidas e, conseqüentemente, maiores as potências liberadas no interior dos incineradores;
- **Composição Química:** consiste na determinação dos teores de cinzas, carbono, nitrogênio, potássio, cálcio, fósforo, enxofre, matéria orgânica, resíduo mineral total e resíduo mineral solúvel, presentes nos resíduos sólidos urbanos (Soares 2011). Também chamada **análise elementar**, a determinação de teores de carbono, hidrogênio e nitrogênio de possibilita avaliar a quantidade de ar necessária para realizar a combustão completa do resíduo (CEMPRE 2010);
- **Teores de elementos tóxicos:** a partir dos teores médios de elementos tóxicos presentes no resíduo (mercúrio, cádmio, chumbo, cromo, níquel,



cloro, enxofre, etc.), e não somente nas cinzas dos resíduos, pode-se estimar o potencial de geração e de formação de compostos tóxicos em processos de incineração e dimensionar adequadamente o sistema de CPA;

- **Teor de Sólidos Totais Voláteis (STV):** pela determinação do teor de sólidos totais voláteis, determina-se o teor de cinzas e de matéria orgânica existente no resíduo sólido. O teor de cinza determina o montante de material a ser descartado em aterros após a incineração do resíduo. Um alto STV indica a presença de grande quantidade de matéria orgânica a ser degradada, ao contrário, um baixo STV pode indicar que o resíduo já passou por um processo acentuado de degradação (Soares 2011);
- **Potencial Hidrogeniônico (pH):** indica o teor de alcalinidade ou acidez da massa de resíduos sólidos urbanos. O pH está relacionado com a velocidade de degradação e estabilização da matéria orgânica nos resíduos. (Soares 2011)

### 2.6.1. Teor de matéria orgânica

Em geral, a composição dos RSU em locais menos desenvolvidos socioeconomicamente se apresenta com maior percentagem de matéria orgânica quando comparada com locais mais desenvolvidos. Segundo a norma alemã DGGT (1994), chama-se **resíduo orgânico** despejos que sejam de origem natural, orgânica, ou seja, aqueles que são biodegradáveis (ex.: putrescíveis vegetais e animais, folhas, madeira e dejetos de esgoto). No Brasil, o teor de matéria orgânica médio dos RSU está entre 50 e 60% (Soares 2011).

Segundo CEMPRE (2010), a influência do nível socioeconômico na composição do RSM também se observa em um mesmo município, citando exemplo de São Paulo. Em seu trabalho, Soares (2011, pg. 86) também constatou isso para a região metropolitana do **Rio de Janeiro**, o qual apresentou um **teor de matéria orgânica médio de 32%:**

- bairros com menor poder aquisitivo apresentam teores de material orgânico maiores, constituído principalmente por restos de alimentos. Em Soares (2011), a maioria das amostras continha teor de orgânicos variando entre 39 e 70%;

- bairros com poder aquisitivo mais elevado apresentam porcentagens maiores de papéis, plásticos, metais e vidros. Em Soares (2011), a amostra representativa do bairro de maior poder aquisitivo apresentou teor orgânico de

apenas 26%. A tabela abaixo mostra o teor de matéria orgânica em algumas cidades.

Tabela 3: Teor de material putrescível nos RSU de algumas cidades (Soares 2011)

Cidade	Teor de matéria orgânica (peso percentual)
Belo Horizonte (Brasil)	67%
Cochabamba (Bolívia)	71%
Salvador (Brasil)	60%
DonaJuana (Colômbia)	50%
Fengjie (China)	49%
Genebra (Suíça)	28%
Nova Iorque	20%

## 2.6.2. Teor de umidade

Segundo Soares (2011), os altos teores de umidade encontrados nos RSU da cidade do Rio de Janeiro são basicamente provenientes dos materiais orgânicos (resíduos alimentares, de jardim e poda). Por isso, a nota técnica DEA 18/14 da EPE sugere 60% como valor típico do teor de umidade da fração orgânica do lixo brasileiro a ser adotado na ausência de dados específicos. De fato, Soares constatou valor próximo de 60% como teor de umidade da fração orgânica do lixo analisado na região metropolitana do Rio de Janeiro. Entretanto, outros materiais, tais como, panos, couro, espuma, fraldas e borracha também contribuem para o teor de umidade total do lixo.

Na figura abaixo é possível a tendência de queda do teor de umidade do lixo do Rio de Janeiro; de 65% em 1995 para 40% em 2009. Essa queda pode ser explicada pelo aumento do consumo de bens industrializados secos, como o plástico, isopor e papel, contidos nas diversas embalagens, e pela diminuição da quantidade de matéria orgânica no RSU do município (Soares 2011).

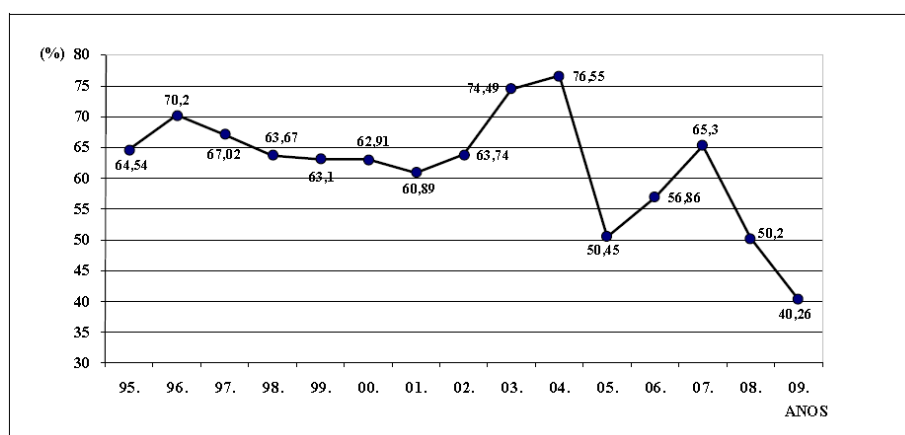


Figura 2: Variação do teor de umidade no lixo do Rio de Janeiro (Soares 2011)

Conforme verificado por Soares (2011, pg. 83), o **teor de umidade médio** nos RSU da região metropolitana do **Rio de Janeiro é de 34%**. Observa-se que este valor é muito próximo do valor encontrado por Soares para o teor de matéria orgânica (32%); evidenciando a proporcionalidade direta entre estes dois parâmetros.

O teor de umidade influencia no cálculo do poder calorífico dos resíduos. Além disso, segundo Ribeiro (2009) é um fator determinante no custo da WTE, pois, está diretamente relacionada ao uso de caldeiras com paredes de água ou refratárias.

### 2.6.3. Poder calorífico

Segundo Soares (2011), o poder calorífico indica a capacidade potencial de um material desprender determinada quantidade de calor, quando submetido à queima, sendo extremamente importante nos processos de tratamento térmico dos resíduos. O poder calorífico inferior é calculado a partir da massa da amostra poder calorífico do sistema e do aumento da temperatura da água no interior da bomba, descontado da energia de condensação da água que estava contida na amostra. Segundo a (EPE 2014), o poder calorífico inferior dos resíduos sólidos, expresso em kcal/kg, pode ser calculado a partir da expressão matemática formulada por Themelis (2003) com base em estatísticas levantadas em pesquisas de campo:

$$PCI = [18.500 * Y_{\text{combustível}} - 2.636 * Y_{\text{H}_2\text{O}} - 628 * Y_{\text{vidros}} - 544 * Y_{\text{metais}}] / 4,185 \quad (2.1)$$

Onde:  $Y_{\text{combustível}}$ ,  $Y_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $Y_{\text{vidros}}$  e  $Y_{\text{metais}}$  representam a proporção de cada elemento em uma unidade de massa dos RSU.

É necessário esclarecer que do peso da fração orgânica combustível (putrescíveis, folhas e madeira) deve ser descontado o percentual de água. O peso do percentual de água desses orgânicos corresponde à variável  $Y_{\text{H}_2\text{O}}$ .

O trabalho de Soares (2011), calculou o **poder calorífico** dos RSU que chegam aos aterros da região metropolitana do **Rio de Janeiro**, obtendo valores médios mensais médios entre **3000 kcal/kg** (12,57 MJ/kg) e **4500 kcal/kg** (18,85 MJ/kg) (Soares 2011).

A tabela abaixo apresenta o poder calorífico de materiais normalmente encontrados nos resíduos sólidos urbanos e permite inferir que resíduos sólidos nos quais predominam orgânicos tendem a ser mais pobres em poder calorífico.

Tabela 4: Poder calorífico de materiais encontrados em RSU (kcal/kg) (EPE 2014)

<i>Plásticos</i>	6.301
<i>Borracha</i>	6.780
<i>Couro</i>	3.629
<i>Têxteis</i>	3.478
<i>Madeira</i>	2.520
<i>Alimentos</i>	1.311
<i>Papel</i>	4.033

Segundo a EPE (2014), a incineração dos RSU com poder calorífico inferior a 1.675 kcal/kg apresenta dificuldades técnicas e exige a adição de combustível auxiliar. Embora a classificação segundo o PCI não deva ser considerada definitiva para estabelecer a destinação do RSU, considera-se que:

- para PCI < 1.675 kcal/kg, a incineração não é tecnicamente viável;
- para 1.675 kcal/kg < PCI < 2.000 kcal/kg, a viabilidade técnica da incineração ainda depende de algum tipo de pré-tratamento que eleve o poder calorífico;
- para PCI > 2.000 kcal/kg, a queima bruta (“mass burning”) é tecnicamente viável.

Segundo Ribeiro (2009), o PCI do lixo mais elevado (menor a umidade) demanda maior excesso de ar na queima e, portanto, será inevitável o uso de paredes d’água na caldeira, o que, conseqüentemente, exige dimensões da grelha e do forno menores.

## 2.7. Funcionamento de uma usina WTE

Segundo CEMPRE (2010), os incineradores de RSM e RSS em escala comercial podem ser divididos em três grandes grupos:

1. Combustão em grelha (*grate firing*)
2. Combustão em câmaras múltiplas
3. Combustão em leito fluidizado (*fluidized bed*)

Outros equipamentos de incineração como fornos rotativos (*rotary kiln*) se aplicam mais a resíduos industriais.

1. Incineradores de Combustão em Grelha

Estes incineradores são, atualmente, os equipamentos mais empregados para incineração de RSM. No mundo muitas unidades têm geração de energia

elétrica ou vapor para processos de aquecimento. Os incineradores com combustão em grelha podem incinerar RSM no estado bruto (*mass burn*) ou numa forma beneficiada, denominada combustível derivado de resíduos (CDR, em inglês RDF = *refused derived fuel*) que é resultado de um processo prévio de separação de materiais de grande porte e recicláveis, seguido por processos de trituração/transformação em cubículos/grãos/briquetes, fornecendo um material com granulometria menor, mais uniforme que o resíduo bruto, e mais adequado para incineração. Nos EUA tem se tornado frequente a incineração de CDR, por apresentar dimensões menores e mais uniformes que o RSM, não precisa ser revolvido para ser incinerado. Desta forma, o projeto da grelha e da câmara de combustão é mais simples e se assemelham aos de fornos a carvão e biomassa, mas necessitam de proteção adicional contra gases corrosivos da mesma forma que os incineradores de RSM na forma bruta. (CEMPRE 2010)

Uma usina com incineradores de grelha normalmente é composta de dois a três equipamentos de combustão operando em paralelo, cada um com capacidade variando de 50 a 1000 t/dia. Estas instalações são erigidas no próprio local e as mais recentes têm câmara de combustão revestida com parede de água, visando à recuperação de energia, e sistemas de limpeza de gases (CEMPRE 2010).

O esquema de um incinerador de grelha de RSM bruto é apresentado na figura abaixo.

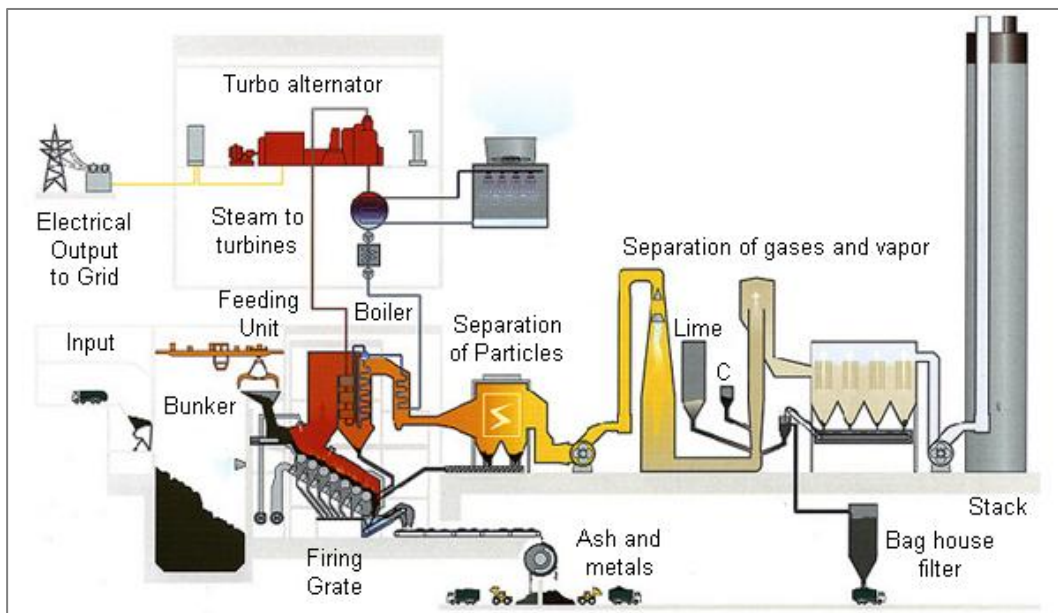


Figura 3: Esquema de usina WTE: incinerador tipo combustão em grelha (London Waste 2004)

O funcionamento dos incineradores de resíduos sólidos, esquematizado na figura acima, pode ser descrito da seguinte forma. O material é alimentado

(*input*) na forma em que chega à usina de incineração (resíduo bruto). O RSM, depois de pesado, é descarregado em um fosso (*bunker*), que em geral, tem capacidade de armazenamento de até uma semana (EPE 2014). Nele, o material, inicialmente, é revolvido por garras suspensas em pontes rolantes para homogeneização da carga. O fosso é necessário porque o poder calorífico dos RSU é variável, e, como a geração de energia deve ser constante, ele permite o armazenamento dos RSU e a regulagem a mistura dos resíduos antes da combustão. Em seguida, a garra suspensa carrega o silo de alimentação (*feeding unit*) de onde o material é descarregado, por meio de êmbolos hidráulicos, para dentro da câmara de combustão do incinerador.

A grelha inclinada (*firing grate*), do tipo basculante, desloca o resíduo através da câmara de combustão, provocando o seu revolvimento e a sua exposição às regiões de alta temperatura e a jatos de ar comprimido que permitem a combustão. Durante este deslocamento, o material vai se aquecendo e passa por secagem, perda de compostos orgânicos voláteis, combustão do resíduo carbonoso, e sai da câmara de combustão, ao fim da grelha, com uma pequena quantidade de material orgânico ainda presente, na forma de carvão (*ash and metals*). Este tipo de grelha pode operar com materiais com granulometrias bastante variadas, o que o torna bastante adequado à incineração de RSM em estado bruto (CEMPRE 2010).

Cerca de 60% do ar de combustão é introduzido por baixo da grelha e o restante entra por sobre a carga. O ar injetado, por baixo da grelha, normalmente preaquecido, tem a função de resfriá-la e auxiliar na secagem e combustão de RSM. O ar introduzido por sobre a grelha é injetado em alta velocidade para criar uma região de elevada turbulência e promover a sua mistura com os gases e vapores combustíveis gerados durante a decomposição térmica do RSM. A temperatura na região sobre a grelha atinge cerca de 1200°C, decompondo a maioria dos compostos orgânicos a CO<sub>2</sub>, água (CEMPRE 2010).

Os gases de combustão a alta temperatura, ao saírem desta região, trocam calor com as paredes do incinerador e trocadores de calor, gerando vapor, que pode ser utilizado para gerar energia elétrica ou para fins de aquecimento. Na combustão de RSM, além de gás carbônico e água, também podem se formar gases extremamente corrosivos, como: ácido clorídrico, cloro, ácido fluorídrico, etc. Desta forma, as tubulações metálicas próximas às grelhas têm de ser revestidas com material refratário e as temperaturas de superaquecimento de vapor têm de se limitar a 420°C. Temperaturas maiores podem ser atingidas, exigindo o revestimento dos superaquecedores com ligas

metálicas resistentes aos gases ácidos como o inonel. Na saída desta região, os gases se encontram aquecidos, a cerca de 400°C, e normalmente passam por mais uma seção de troca de calor, aquecendo o ar de combustão (CEMPRE 2010).

Os gases de combustão, então resfriados a cerca de 250°C, são enviados para os sistemas de tratamento de gases para remoção de material particulado (*separation of particles*), gases ácidos, dioxinas e furanos e metais pesados eventualmente presentes (*separation of gases and vapor*). Existem diversos sistemas de controle de poluição atmosférica (CPA) em escala comercial, alguns dos quais apresentando eficiência de remoção de poluentes bastante elevada, como descritos mais adiante (CEMPRE 2010).

Ao fim da grelha, a fração orgânica do RSM deve estar quase totalmente consumida, restando uma fração predominantemente inorgânica, denominada cinza de fundo (*bottom ash*, na figura representada por *ash and metals*). Na prática, uma pequena fração orgânica ainda sai com as cinzas na forma de carvão. Estas cinzas são apagadas em um tanque de água e, depois de desaguadas, são enviadas para disposição final em aterros (CEMPRE 2010).

O sistema de CPA geram um material sólido fino, em geral com carga de material tóxico muito maior que as cinzas de fundo (*bottom ash*), e que podem, dependendo da concentração destes produtos tóxicos, requerer a disposição em aterros especiais, isto é, para resíduos Classe I (CEMPRE 2010).

## 2. Incineradores de Câmaras Múltiplas

Os incineradores de câmaras múltiplas são pequenas unidades de incineração de resíduos sólidos no estado bruto, com capacidade variando de 0,2 a 200 t/dia. Eles são compostos geralmente por câmaras revestidas de refratário, e podem operar de forma contínua ou descontínua. Como, em geral, este tipo de incinerador é utilizado para tratar RSS e não se realiza recuperação de energia, não iremos detalhar seu funcionamento neste trabalho.

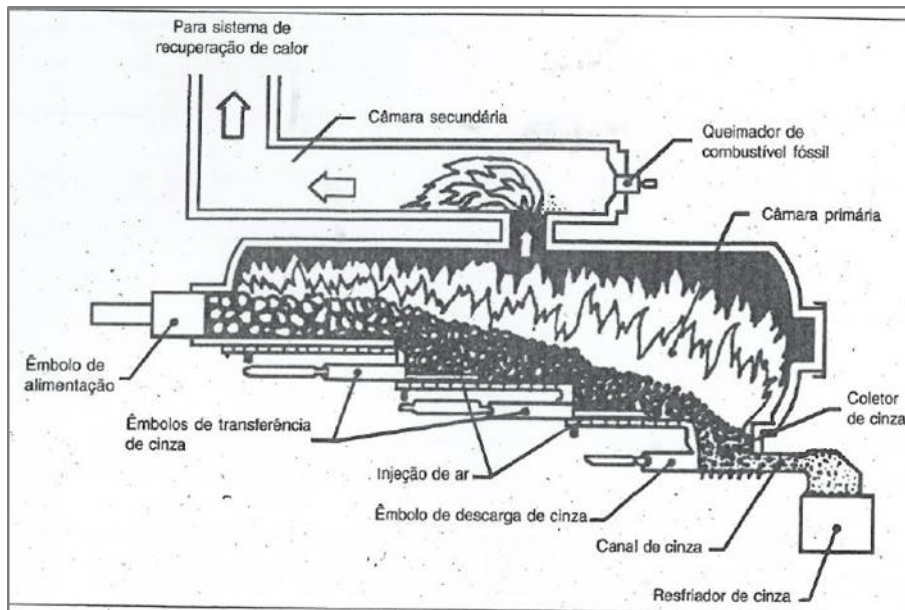


Figura 4:Esquema de um incinerador de câmaras múltiplas. (USEPA 1990)

### 3. Incineradores de Leito Fluidizado

Sistemas de combustão e gaseificação em leito fluidizado vêm sendo empregados nos últimos 60 anos, tendo sido inicialmente desenvolvidos para a gaseificação de carvão mineral na Alemanha. Desde então, esta tecnologia vem sendo aplicada em indústrias petroquímicas, de geração de potência e, mais recentemente, para incineração de resíduos municipais e industriais, principalmente no Japão.

A capacidade destes incineradores se situa entre o de grelha e o de câmaras múltiplas, com dimensões variando de 3 a 15 metros de diâmetro e de 10 a 15 metros de altura. Nestes equipamentos, conhecidos como leito fluidizado borbulhante (em inglês: FBB = *fluidized bed boiler*), um material fino, inerte, normalmente areia, é mantido em suspensão por uma corrente de ar injetada na base do leito, chamado de ar de fluidização, como indicado na figura abaixo.



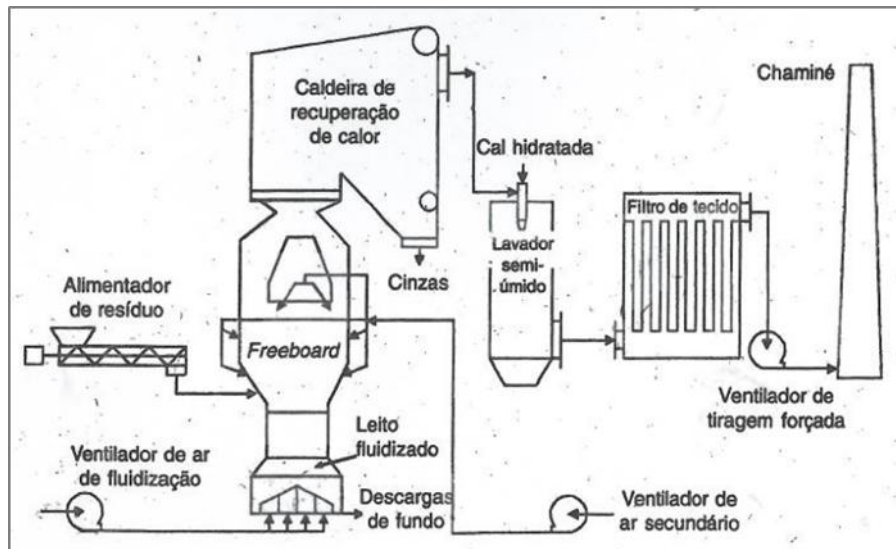


Figura 5: Esquema de um incinerador de leito fluidizado. (Ishikawa 1997)

Este leito se comporta como um líquido que, no início da operação, é aquecido por queimadores auxiliares localizados acima do leito. Quando a temperatura atinge aproximadamente 400°C inicia-se a alimentação de resíduo sólido, que pode ser feita acima ou dentro do leito. A agitação no interior do leito, por ser muito intensa, distribui o resíduo sólido de maneira uniforme por todo o leito. As partículas de resíduo sólido alimentadas trocam calor de forma intensa com a areia, que constitui aproximadamente 95% em massa do leito, e se aquece, seca e entra em combustão rapidamente. Atendida a temperatura de operação, em torno de 600°C, desligam-se os queimadores auxiliares. A partir daí a operação consiste em alimentar continuamente o resíduo, retirando sempre a cinza gerada.

As cinzas do resíduo sólido são arrastadas e coletadas nos sistemas de limpeza de gases ou são removidas pela base do leito, por descargas programadas. Materiais de elevada densidade, como os metais, tendem a se acumular no fundo do leito, sendo removidos juntamente com descargas periódicas. A carga térmica armazenada na areia do leito torna-o pouco suscetível a flutuações temporárias de umidade e de teor de material orgânico no resíduo alimentado, mas que podem provocar grandes perturbações em outros tipos de incineradores. Os compostos orgânicos arrastados do leito, que podem estar na forma sólida ou gasosa, são queimados na região superior do leito de areia, conhecido como *freeboard*. Esta região funciona como um pós-queimador, com função semelhante à da segunda câmara do incinerador de câmara múltipla. Nesta região injeta-se ar secundário com elevada turbulência para a combustão dos orgânicos não queimados, elevando a temperatura destes

gases até cerca de 900°C. A relação de ar secundário para ar primário geralmente é de 2/1. A temperatura no leito, a fim de evitar, problemas de fusão e aglomeração de partículas de areia, é mantida em torno de 600°C. Os tempos de residência nestes equipamentos são bastante elevados, ficando em torno de 10 segundos.

Os gases, após o *freeboard*, são enviados para os sistemas de recuperação de energia e tratamento de gases. Estes incineradores também podem ser utilizados para incinerar resíduos líquidos, pastosos e gasosos, razão pela qual têm sido muito utilizados para incineração de lodo de esgoto. As desvantagens são: necessidade de um beneficiamento prévio do resíduo, principalmente dimensional (partículas de no máximo 2,5 cm), reposição constante de inertes, devido ao desgaste das partículas no leito, e uma dificuldade operacional maior.

### 2.7.1. Geração de energia nas usinas WTE

Como dito anteriormente, a energia proveniente dos resíduos sólidos urbanos é também chamada de energia de biomassa ou bioenergia. Existem hoje 509 usinas a biomassa em operação no Brasil cujos combustíveis são: bagaço de cana de açúcar, licor negro, resíduos de madeira, casca de arroz, carvão vegetal, óleo vegetal, biogás de resíduos sólidos urbanos, de animais e de agroindústria. Elas geram uma potência de 12,86 GW, da qual 80% é proveniente de biomassa de cana. (ANEEL 2015)

O vapor gerado na usina pode ser utilizado para geração exclusiva de energia elétrica através de uma turbina a vapor ou, pode-se produzir energia elétrica junto com vapor ou água quente. O sistema de geração simultânea de vapor e energia elétrica é conhecido como **cogeração**. O vapor pode ser empregado em processos industriais e a água quente para aquecimento residencial e industrial. A planta WTE de Londres, por exemplo, utiliza o vapor de alta temperatura gerado na usina para esterilização de 13.000 ton/ano de resíduos hospitalares (Carneiro 2011).

Quando somente energia elétrica é produzida, o vapor gerado no ciclo termodinâmico é expandido na turbina, e, ao sair, é totalmente condensado. Na cogeração, a expansão de vapor se dá até uma pressão intermediária (normalmente de 3 atm) e, ao sair da turbina é enviado para a unidade consumidora deste vapor (CEMPRE 2010). O rendimento energético de uma usina operando em **cogeração pode atingir 60%** (CATÁLOGO de Incineradores

s.d.). Este rendimento é bem maior que o de uma unidade com geração exclusiva de energia elétrica a partir o lixo, que atinge eficiência de aproximadamente 22%, gerando cerca de 600 kWh/t de RSM bruto com PCI 10,5 MJ/kg. (CEMPRE 2010)

Outra forma de aumentar a eficiência energética das plantas WTE é introduzir a queima de um combustível adicional com maior poder calorífico do que o RSM (por exemplo gás natural). Com isso, aumenta-se a capacidade de geração elétrica da usina e duas demandas contínuas do município são atendidas de forma satisfatória, a destinação do lixo e a geração de eletricidade. A relação custo benefício se torna vantajosa, na medida em que mais eletricidade pode ser gerada, aproveitando-se a estrutura construída para incineração dos resíduos.

A tabela abaixo mostra as quantidades de energia gerada em algumas usinas WTE no mundo.

Tabela 5: Energia gerada em usinas WTE no mundo (Carneiro 2011)

Local	Geração de Energia Elétrica & Térmica (MW)
Dundee, Escócia	10,5 MW <sub>e</sub>
Rennes, França*	3,1 MW <sub>e</sub> 27,7 MW <sub>t</sub>
Londres, Inglaterra	32,5 MW <sub>e</sub>
Birmingham, Inglaterra	25 MW <sub>e</sub>
Hampshire, Inglaterra	22 Mwe
Brescia, Itália*	70 MW <sub>e</sub> 150 MW <sub>t</sub>
Senoko, Singapura	56 MW <sub>e</sub>
Montgomery (Maryland), EUA	55 MW <sub>e</sub>
Amsterdam, Holanda*	115,4 MW <sub>e</sub> 9,5 MW <sub>t</sub>
Viena, Áustria*	2 MW <sub>e</sub> 55 MW <sub>t</sub>

\*Fazem a cogeração

De fato, a tecnologia disponível hoje não garante uma alta eficiência na geração de eletricidade a partir da combustão somente de resíduos municipais se comparada aos combustíveis usuais com maior poder calorífico, como o óleo (eficiência de 50%), gás natural (eficiência de 55%) e carvão (eficiência de 45%). Uma WTE que opera com incineração somente de RSM (sem combustível

adicional) atinge, em média, 22 % de eficiência de geração de energia elétrica. Em compensação, a queima de outro combustível, além do lixo, eleva a eficiência da usina WTE para cerca de 30-40% (Afval Energie Bedrijf 2007). Segundo o WTERT Brasil (2014), as usinas WTE de referência hoje no mundo são: Amsterdã (Holanda), Brescia (Itália), Rudersdorf (Berlim, Alemanha), Heringen (Alemanha), Bilbao (Espanha), Vantaa (Finlândia) e Isseane (França). Em pesquisa realizada em mais de uma dezena de usinas WTE no mundo, Carneiro (2011) verificou que a geração de energia elétrica específica é de 2–2,5 MJ/kg de RSM.

## 2.8. Custos e investimentos da incineração de RSM

De acordo com o relatório da EPE (2014), ainda não existem usinas de incineração de RSU com recuperação de energia em escala comercial em funcionamento no Brasil. Entretanto, CEMPRE (2010) estima que o investimento necessário para instalação de um incinerador a grelha com geração de energia elétrica e sistema de CPA estaria entre US\$ 50 mil e 130 mil por t/dia (US\$ de 2010), sendo os maiores custos de incineradores menores. O custo de incineração do RSM, por sua vez, além de depender da capacidade do incinerador, depende também do preço da energia elétrica e do PCI deste. Quanto maior o preço de venda e maior o PCI do RSM, menor é o custo de incineração. Dentre as usinas pesquisadas por Carneiro (2011), a usina de Brescia (Itália), implantada em 1998 processando 803 mil t/ano, teve custo de instalação de 175 milhões de dólares. Já a usina de Amsterdã, ampliada em 2007 para processar 1,5 milhões de t/ano, teve custo total de instalação de 370 milhões de euros. CEMPRE (2010) faz uma estimativa de uma usina brasileira de 657.000 t/ano com PCI de 6,3 MJ/kg (1504 kcal/kg), gerando eletricidade a uma eficiência de 18,5%, demandaria um investimento direto de cerca de **US\$ 90 milhões** (US\$ de 2010). Para um preço de venda de eletricidade de US\$ 50,00/MWh, o preço de disposição do RSM estaria em torno de US\$ 27,00/t, incluindo a remuneração do capital e o custo de disposição das cinzas geradas em aterros sanitários (custo de US\$ 20,00/t). Se o PCI do RSM for maior de 7,2 MJ/kg (1720 kcal/kg), o custo de incineração cai para US\$ 25,00/t. Esses valores são próximos do custo de disposição em aterro sanitário (CEMPRE 2010).

### 3 Formação e controle de poluentes atmosféricos

#### 3.1. Poluentes oriundos da incineração

Entende-se como poluente qualquer forma de matéria; sólida, líquida ou gasosa e de energia que pode causar danos ao meio ambiente, ou seja, poluição. Os efeitos causados pela poluição podem ocorrer em nível local, regional ou global, manifestando-se na saúde e bem estar da população, na fauna, na flora, nas águas, etc. (CEMPRE 2010)

O desenvolvimento tecnológico tem possibilitado o surgimento de novos produtos, como pilhas elétricas, plásticos, tintas, solventes, etc., que embora inofensivos nas condições de uso para as quais foram desenvolvidos, podem liberar ou formar componentes poluentes em processo de incineração. O processo de incineração ideal deveria gerar apenas três produtos: dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), água e cinzas. Entretanto, o processo real apresenta cinco pontos principais de geração de poluentes: cinzas de fundo, cinzas volantes que são arrastadas junto com os gases, água de limpeza dos gases, lamas do tratamento das águas e os próprios gases. Destes, os mais preocupantes são material particulado ou poeira, gases ácidos como HCl, HF, dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>), NOx e metais pesados como mercúrio, cádmio e chumbo. A tabela abaixo contém as concentrações típicas dos principais poluentes gerados nas emissões da incineração de RSU sem a realização de qualquer tipo de tratamento de gases.

Tabela 6: Concentração dos poluentes atmosféricos da incineração de RSU antes da limpeza dos gases (mg/m<sup>3</sup>)

(WILLIAMS, Emissions from Solid Waste Management Activities 2003)

<i>Emissions</i>	<i>Minimum</i>	<i>Maximum</i>	<i>Mean</i>
Particulate	1500	8000	3000
Hydrogen chloride	400	2200	1150
Hydrogen fluoride	5	20	9
Sulfur oxides	200	2000	500
Nitrogen oxides	150	650	250
Lead	6	55	30
Cadmium	0.3	3.6	1.8
Mercury	0.1	1.1	0.5

A tabela abaixo mostra as emissões atmosféricas pós-tratamento típicas de um incinerador no Reino Unido operado em 1997.

Tabela 7: Emissões de poluentes em incinerador inglês de RSU (ATKINS, 1997)

<i>Pollutant</i>	<i>Emission</i> (mg m <sup>-3</sup> )
Total particulate matter	1.4
Hydrogen chloride	18.4
Hydrogen fluoride	<0.01
Sulfur dioxide	11.3
Nitrogen oxides	564
Volatile organic compounds	<3
Cadmium	0.001
Mercury	0.006
Total of arsenic, chromium, copper, lead, Manganese, nickel, tin	0.03
Carbon monoxide	9
Dioxins (TEQ)	0.02 (ng m <sup>-3</sup> )

Comparando as tabelas anteriores, observamos que as concentrações dos poluentes são muito mais elevadas antes da aplicação das técnicas de CPA, como era esperado. Observa-se ainda que as maiores reduções nas concentrações são obtidas para MP, gases ácidos, HCl, HF, SO<sub>2</sub>, além de metais pesados e dioxinas. Com isso, conclui-se que sistemas de controle de poluição atmosférica são extremamente necessários para se garantir o cumprimento das normas reguladoras; representando parte importante dos custos, da sofisticação tecnológica e da necessidade de espaço em uma planta de incineração de RSU.

A tabela abaixo mostra diversas concentrações médias anuais de poluentes atmosféricos emitidos pós tratamento em algumas usinas WTE do mundo.

Tabela 8: Concentrações de poluentes atmosféricos em usinas WTE no mundo (Carneiro 2011)

Planta	MP	SO <sub>2</sub> /SO <sub>x</sub>	NO <sub>x</sub>	HCl	CO	COV	Dioxinas/ furanos	Metais Pesados
Rennes, França	< 1,0 mg/Nm <sup>3</sup>	4,2 mg/Nm <sup>3</sup>	55 mg/Nm <sup>3</sup>	2,8 mg/Nm <sup>3</sup>			0,01 ng/Nm <sup>3</sup>	< 0,006 mg/Nm <sup>3</sup>
Londres	2,5 mg/Nm <sup>3</sup>	< 4 mg/Nm <sup>3</sup>	170 mg/Nm <sup>3</sup>	< 5 mg/Nm <sup>3</sup>	20 mg/Nm <sup>3</sup>			
Birmingham, UK	1,5 mg/m <sup>3</sup>	8,0 mg/m <sup>3</sup>	154 mg/m <sup>3</sup>	5,2 mg/m <sup>3</sup>	4,5 mg/m <sup>3</sup>	0,6 mg/m <sup>3</sup>		
Brescia, Itália	1,2 mg/m <sup>3</sup>	3 mg/Nm <sup>3</sup>	88 mg/Nm <sup>3</sup>	6 mg/Nm <sup>3</sup>	34 mg/Nm <sup>3</sup>	1,1 mg/Nm <sup>3</sup>	0,04 ng/Nm <sup>3</sup>	0,009 mg/Nm <sup>3</sup>
Montgomery, EUA	10.000 ppm	< 15 ppm	<90 ppm	<20 ppm	<30 ppm			
Amsterdam	< 1,8 mg/Nm <sup>3</sup>	< 6 mg/Nm <sup>3</sup>	63 mg/Nm <sup>3</sup>	< 2 mg/Nm <sup>3</sup>	20 mg/Nm <sup>3</sup>			
Viena	0,8 - 2 mg/Nm <sup>3</sup>	4 - 4,2 mg/Nm <sup>3</sup>	21 mg/Nm <sup>3</sup>	0,5-0,7 mg/Nm <sup>3</sup>	21-22 mg/Nm <sup>3</sup>	0,5-0,6 mg/Nm <sup>3</sup>	0,03 mg/Nm <sup>3</sup>	0,057 mg/Nm <sup>3</sup>

Algumas concentrações de poluentes da usina de Zabalgarbi (Espanha), de 2014, e os respectivos limites da Diretiva Europeia 2000/76 são mostradas na figura abaixo.

Emisiones de gases por la combustión de los residuos		
Emisiones 2014	ZABALGARBI (mg/Nm <sup>3</sup> ) (a)	LIMITE U.E. (mg/Nm <sup>3</sup> ) (b)
Dioxinas y Furanos	0,0027 (ng TEQ/Nm <sup>3</sup> )	0,1 (ng TEQ/Nm <sup>3</sup> )
NO <sub>x</sub>	148	200
Partículas	1,00	10
HCL	3,62	10
COT	0,87	10
CO	5,58	50
HF	0,21	1
NH <sub>3</sub>	2,33	30 (c)
SO <sub>2</sub>	5,44	50
Pb+Cr+Cu+Mn+ As+Ni+Sb+Co+V	0,0118	0,5
Hg	0,0012	0,05
Cd+Tl	0,0013	0,05

ng: nanogramos  
mg: miligramos

(a). Datos de 2014.

(b). Directiva de Incineración 2000/76 y Real Decreto 653/2003, de 30 de Mayo, sobre incineración de residuos.

(c). Autorización Ambiental Integrada.

Los parámetros analizados tanto en tiempo real como periódicamente se encuentran por debajo de los límites establecidos en la Directiva de Incineración 2000/76, por el Real Decreto 653/2003, de 30 mayo, sobre incineración de residuos y por la Autorización Ambiental Integrada.

Figura 6: Concentrações de poluentes atmosféricos em Zabalgarbi (Zabalgarbi 2015)

### 3.2. Estratégias de controle de poluição em processos de incineração

A formação e geração dos poluentes no processo de incineração dependem fortemente das características do resíduo sólido alimentado ao incinerador e da eficiência do processo de combustão. A tabela abaixo apresenta alguns processos comuns de formação e remoção de substâncias nas usinas lixo-energia e suas respectivas reações químicas.

Tabela 9: Reações de formação de substâncias nas usinas lixo-energia (Montgomery 2011)

Processos comuns nas usinas lixo-energia	Reações
Combustão completa de material orgânico	$C_xH_yO_z + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O$
Combustão incompleta de material orgânico	$C_xH_yO_z + O_2 \rightarrow CO + H_2O$
Formação de $NO_x$	$N_2 + O_2 \rightarrow NO_x$
Neutralização de $NO_x$ por adição de amônia	$NO_x + NH_3 \rightarrow H_2O + N_2$
Formação de $SO_2$	$S + O_2 \rightarrow SO_2$
Formação de ácido sulfúrico	$SO_2 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$
Formação de cal hidratada por adição de $H_2O$	$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2$
Neutralização de $H_2SO_4$ por adição de $Ca(OH)_2$	$HCl + Ca(OH)_2 \rightarrow CaCl_2 + H_2O$
Remoção de $SO_2$ por adição de cal hidratada	$SO_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow CaSO_4 + H_2O$

O procedimento de separação de materiais que podem gerar poluentes altamente tóxicos deve ser adotado como a primeira estratégia para controlar a geração ou formação de poluentes no processo. Este procedimento de separação de material alimentado consiste na remoção de materiais que podem gerar poluentes altamente tóxicos. Esta remoção de materiais pode ser conseguida pelo estabelecimento de procedimentos de separação na fonte geradora (coleta seletiva) ou na remoção destes materiais antes do resíduo ser alimentado no Incinerador. Como exemplo desta estratégia pode-se citar a remoção de pilhas e baterias elétricas, as quais podem conter em sua composição metais tóxicos, como níquel e cádmio, que podem ser recuperados e reutilizados como matéria prima em outros processos. Outro material que pode levar à formação de poluentes, caso não sejam empregadas boas práticas de combustão, são os plásticos com cloro em sua composição, que geram ácido clorídrico e gás cloro que, em conjunto com más práticas de combustão, podem levar à geração de dioxinas e furanos.

Uma segunda estratégia de controle é a utilização de boas práticas de combustão. A combustão completa de materiais combustíveis requer o sistema de monitoração e controle de excesso do ar, do tempo de residência do material e dos gases na câmara de combustão, da temperatura de combustão, do treinamento de operadores, da manutenção dos equipamentos, etc.

A utilização de boas práticas de combustão leva a minimização na geração de alguns poluentes, principalmente dos provenientes da combustão incompleta



do material orgânico existente nos resíduos sólidos. Como fuligem CO e compostos orgânicos voláteis. No entanto a utilização de boas práticas de combustão não tem nenhum efeito sobre a formação de poluentes como HCl, SO<sub>2</sub>, HF, sais de metais pesados, etc. Outro resultado da utilização de boas práticas de combustão está na minimização da formação das dioxinas e dos furanos. Mantidas as condições operacionais do incinerador em determinados valores de temperatura e concentração de oxigênio nos gases, os teores de compostos orgânicos voláteis nos gases são minimizados e a formação das dioxinas e dos furanos é fortemente inibida, mesmo com a presença de materiais que favoreçam a sua formação.

Uma terceira estratégia de controle de emissões, e que deve ser utilizada em conjunto com as anteriores, consiste na instalação de sistemas de limpeza de gases, os quais reduzem as emissões dos poluentes gerados a níveis que atendam, no mínimo, os padrões legais exigidos pelos órgãos ambientais, como será descrito na seção a seguir.

### **3.2.1. Sistemas de limpeza de gases**

O sistema de controle de emissões e limpeza de gases de uma planta de incineração é uma das mais importantes, pois tem o objetivo de limpar os poluentes atmosféricos produzidos. Cada tonelada de lixo incinerada produz poluentes atmosféricos que são carregados em aproximadamente 4000 - 6000 m<sup>3</sup> de gases (BILITEWSKI ET AL., 1997). Um sistema de controle de poluição atmosférica para gases provenientes de processo de incineração pode ter várias configurações dependendo do porte do incinerador. Segundo a Comissão Européia, até 408 combinações diferentes são utilizadas para formar as unidades de tratamento de gases das usinas de incineração de lixo atuais.

A seguir descrevemos as tecnologias e equipamentos empregados atualmente para remoção dos poluentes atmosféricos mencionados nas seções precedentes.

#### **3.2.1.1. Remoção de material particulado**

O primeiro passo no tratamento de gases de combustão consiste em retirar as partículas sólidas, cujo tamanho varia de 1 µm a 1 mm. Algumas das práticas comuns hoje em dia incluem o uso de **ciclones**, **filtros** manga ou **precipitadores eletrostáticos**.

A figura abaixo esquematiza o sistema de funcionamento destes equipamentos.

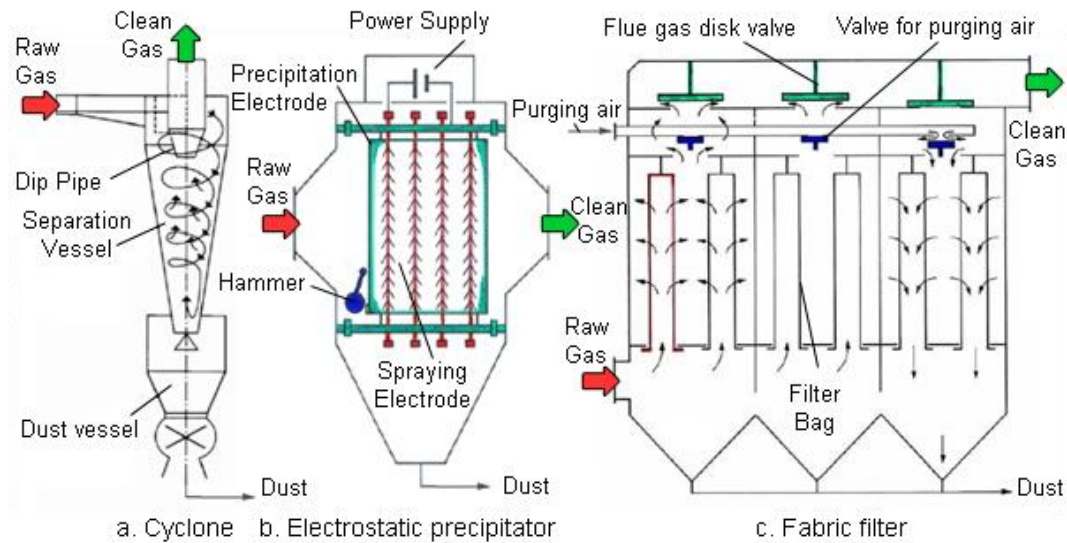


Figura 7: Funcionamento dos três tipos mais comuns de removedores de MP (TWGCOMMENTS, 2003 AND BILITEWSKI ET AL., 1997)

### 3.2.1.1.1. Ciclone

Existem vários tipos de ciclones, os mais simples são equipamentos de baixo custo comumente utilizados para a remoção de partículas grandes. Eles apresentam formato cônico e no seu interior ocorrem redemoinhos de gás nos quais as partículas são transportadas por inércia em direção às paredes do cilindro. As cinzas caem para o fundo do equipamento sendo removidas pela seção inferior, enquanto o gás limpo sai através do topo. Existem ciclones, ditos de alta eficiência, que coletam o material particulado utilizando injeção adicional de gás em alta velocidade para aumentar a cinética dos gases dentro do ciclone. Um multiciclone é um sistema contendo vários pequenos ciclones que se utiliza para aumentar a eficiência de remoção de partículas menores.

Normalmente, ciclones de alta eficiência e multiciclones não conseguem atender às legislações de controle de MP, sendo mais utilizados em conjunto com outro(s) equipamento(s) de controle de poluição. Ciclones podem ser usados para reduzir a incidência de incêndios em filtros de tecido.

### 3.2.1.1.2. Precipitador Eletrostático

O item *b* da figura 9 mostra um precipitador eletrostático. Também chamado filtro eletrostático, são equipamentos utilizados para a captação de partículas sólidas e líquidas. Nestes, uma descarga elétrica de alta tensão é

utilizada para carregar eletricamente as partículas ou gotículas contidas nos gases (Efeito Corona). Uma vez que as partículas estão carregadas, elas se movem em direção ao eletrodo de precipitação, que são placas também carregadas eletricamente. Periodicamente, o material coletado no eletrodo é descarregado automaticamente por dispositivos de limpeza e coletado para reciclagem ou disposição final.

A eficiência de captação de poluentes por um filtro eletrostático pode ser superior a 99,95% e, desde que bem projetado e operado, não há limites mínimos quanto ao tamanho das partículas a serem coletadas. Outras vantagens são: baixo custo operacional, fácil manutenção, operação com gases a altas temperaturas e vida útil longa. Como desvantagens, eles apresentam custo de investimento inicial alto, exigências de segurança devido à alta voltagem ou presença de gases combustíveis, quedas na eficiência quando o processo sofre muitas variações operacionais. Além disso, alguns trabalhos científicos têm desaconselhado a utilização dos filtros eletrostáticos em usinas de incineração devido à possibilidade da formação de dioxinas e furanos no seu interior quando da passagem dos gases (CEMPRE 2010).

### **3.2.1.1.3.**

#### **Filtros de tecido**

O item c da figura 7 mostra um filtro de tecido. Os sistemas de filtragem por filtros de tecidos são os sistemas mais utilizados para o controle das emissões de material particulado em processos industriais. Sua ampla utilização se deve à elevada eficiência, inclusive para partículas muito pequenas e à possibilidade de reutilização do material coletado.

Estes equipamentos funcionam como aspiradores de pó domésticos. Os gases passam através de um meio filtrante (que permite a passagem do ar) em baixa velocidade, onde ficam retidos os materiais particulados. O material retido é removido do elemento filtrante por meio de sistemas mecânicos de vibração ou pela injeção de ar comprimido.

Os filtros de tecidos podem ser classificados de várias maneiras:

- conforme a forma física do elemento filtrante
  - filtro de mangas,
  - tipo envelope,
  - tipo cartucho
  - tipo plano
- conforme o tipo do dispositivo de limpeza utilizado
  - limpeza mecânica,
  - jato pulsante,

- ar reverso.

Normalmente, os materiais de construção do elemento filtrante são algodão, polietileno, fibra de vidro, nylon e poliéster. As características do gás definem o material a ser utilizado em função da sua resistência à temperatura, a ataques químicos, à abrasão e custos. No caso de incineração, uma desvantagem é que, por haver presença de gases ácidos, os quais podem condensar na forma de solução aquosa, o material do filtro deve ser resistente ao ataque de soluções ácidas. Entretanto, uma vantagem importante dos filtros de tecidos está na possibilidade do material depositado na superfície do elemento filtrante atuar como um leito adicional de absorção de gases ácidos, aumentando a eficiência do sistema.

A figura abaixo apresenta a eficiência de remoção de MP para os equipamentos: filtros (*fabric filters*), precipitadores (*electrostatic precipitator*), lavadores úmidos (*wet dust removal*), ciclones em série (*multi-cyclone*) e ciclone sozinho de maiores dimensões (*large cyclone*).

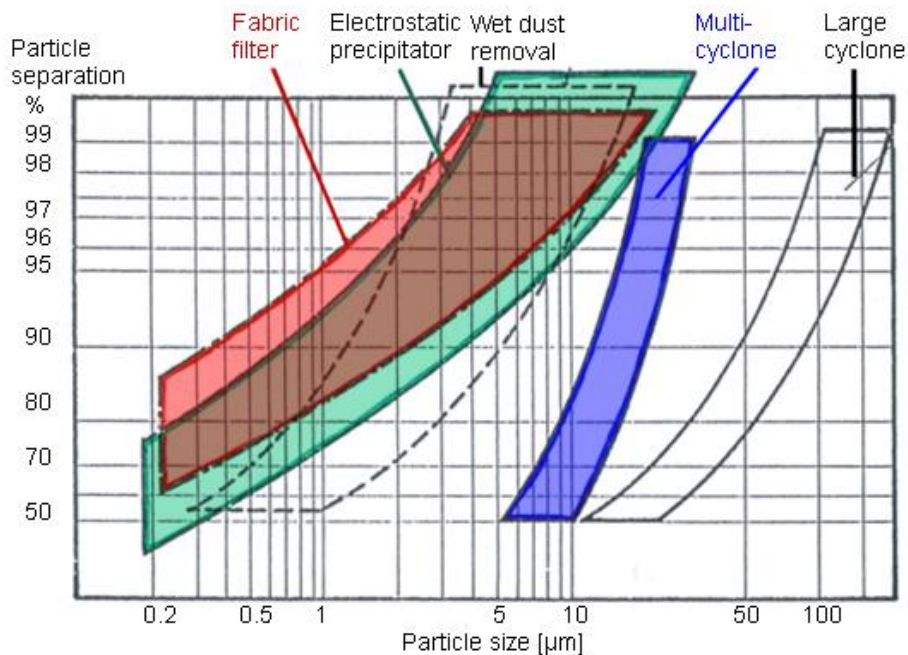


Figura 8: Eficiência de remoção de partículas em diferentes equipamentos (TWGCOMMENTS, 2003 AND BILITEWSKI ET AL., 1997)

Observando-se a figura acima, constata-se que precipitadores eletrostáticos e filtros de tecido têm uma eficiência operacional semelhante, com o último mostrando um desempenho ligeiramente melhor para partículas menores que  $1 \mu\text{m}$ . Os ciclones sozinhos não podem alcançar os níveis de emissão exigidos dos incineradores de resíduos modernos. Ciclones, no entanto,

podem ser utilizados como um complemento de outras fases de tratamento de gás em incineradores (TWGCOMMENTS, 2003 AND BILITEWSKI ET AL., 1997).

### 3.2.1.2.

#### Remoção de gases contaminantes (HCl, NO<sub>x</sub>, CO)

Uma vez que os poluentes sólidos foram abatidos, os contaminantes no estado gasoso (tais como SO<sub>x</sub> e NO<sub>x</sub>) têm que ser removidos dos gases de combustão. Os efluentes gasosos consistem principalmente de N, O e CO<sub>2</sub>. Resíduos contendo elementos de cloreto, fluoreto, sulfeto ou nitrogênio geram gases contaminantes durante a combustão, tais como ácido clorídrico, ácido fluorídrico, óxidos de enxofre e óxidos de nitrogênio, como mostra a reação química abaixo.



Estes ácidos, especialmente o HCl são preocupantes devido a seu poder corrosivo e contribuição para chuvas ácidas. O HF é ainda mais reativo e corrosivo que o HCl e forma-se da combustão de hidrocarbonetos fluorinados.

Todas as tecnologias atuais para a remoção dos contaminantes gasosos são baseadas em processos de adsorção ou absorção, assim, as unidades de limpeza são compostas principalmente por lavadores e filtros. Por processos de absorção, entende-se que o gás de combustão é misturado com produtos químicos que reagem e transformam os gases contaminantes em produtos não poluentes. Nos processos de adsorção, as moléculas poluentes aderem à superfície de outro material possibilitando a sua remoção. Em ambos os processos, as moléculas de contaminantes são transferidas para outra fase, seja líquida ou sólida, gerando um subproduto a ser tratado e destinado posteriormente.

A remoção de poluentes ácidos e alcalinos, e também de MP, é realizada usando **lavadores de gases** (*scrubbers*) que podem ser dos seguintes tipos:

- i. lavador úmido (*wet scrubber*),
- ii. lavador seco (*dry scrubber*),
- iii. lavador semi-úmido (*wet-dry scrubber*).

Processos secos e semi-úmidos são usados para remoção de ácidos através da adição de sorbentes alcalinos atomizados que reagem com eles formando *drypowders*, os quais podem ser removidos por adsorção e também com a ajuda de filtros de tecido. Processos úmidos também são empregados na remoção de ácidos, produzindo uma pasta sólida e úmida (lama) como produto final. Analisemos em detalhe cada um dos processos acima sublinhados.

### 3.2.1.2.1. Lavadores úmidos

Nos sistemas de incineração podem ser utilizados lavadores úmidos para coleta do material particulado e absorção de gases e vapores ácidos. Estes equipamentos podem ser de três tipos: Venturi, torres *sprays* e torres de enchimento.

As torres de enchimento são indicadas para o controle de gases ácidos e não de MP. Os lavadores Venturi são indicados tanto para controle de gases ácidos quanto de MP. Os lavadores do tipo Venturi apresentam alto consumo de energia e altas perdas de carga na garganta do Venturi, decorrentes da elevada relação líquido/gás, que é o parâmetro operacional responsável pela eficiência de limpeza do gás.

Quando os lavadores do tipo Venturi e torres *sprays* são utilizados também para retirada de gases ácidos, são colocadas substâncias químicas na água de lavagem, como hidróxido de sódio, carbonato de sódio ou cal/calçário. O produto desta reação fica disperso na água; tratando-se de uma solução aquosa fortemente ácida (pH normalmente entre 0 e 1), que posteriormente é tratada em uma estação de tratamento de efluentes. Os lavadores do tipo torre de *sprays* apresentam baixa eficiência para partículas muito finas.

Para remoção de todos os gases ácidos, são comumente empregados sistemas de lavadores com mais de um equipamento, pois, como o meio é ácido, a remoção de  $\text{SO}_2$  é pequena, fazendo-se, então, necessário um segundo lavador. No primeiro lavador são retirados, principalmente, HCl e HF. A remoção de  $\text{SO}_2$  é obtida em uma fase de lavagem controlada com pH próximo ao neutro ou alcalino (pH geralmente 6-7), em que uma solução de soda cáustica ou leite de cal é adicionado. Por razões técnicas, essa remoção ocorre em uma fase de lavagem separado, no qual, além disso, ocorre ainda a remoção de HCl e HF.

É importante ressaltar que, apesar dos lavadores úmidos de gases serem altamente eficientes para o controle de gases ácidos e MP, estes necessitam de grandes volumes de água, que demandam, por sua vez, algum tipo de tratamento antes de serem lançados nos corpos d'água. Além disso, após tratamento em ETE, usinas industriais procedem-se a reutilização da água, visando à minimização de custos e dos impactos ambientais oriundos da captação de água. Infelizmente, nunca é possível efetuar 100% de reuso, uma vez que perdas no processo são inevitáveis.

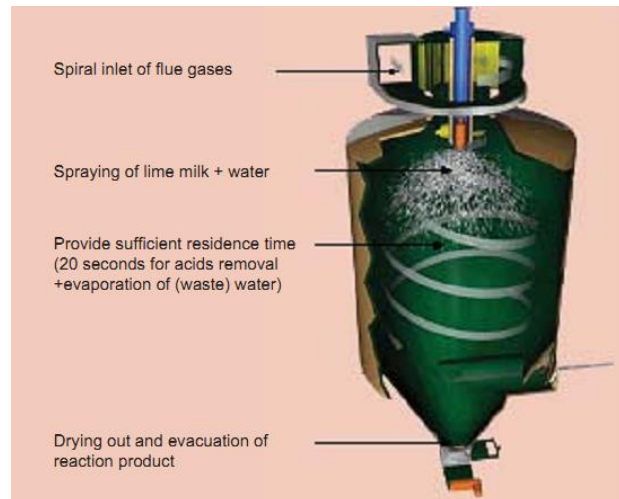


Figura 9: Esquema de lavador úmido (Keppel Seghers Engineering Singapore Pte Ltd 2010)

### 3.2.1.2.2. Lavadores semiúmidos

Os lavadores a seco e semiúmidos são utilizados para a remoção de gases ácidos ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$ , etc.) e alguns vapores de compostos orgânicos e metais. A principal diferença entre estes e os lavadores úmidos está na quantidade de água.

Em um lavador semiúmido (*wet-dry scrubbers*) ao contrário dos lavadores úmidos, não saturam a corrente de gás que está sendo tratada. Este tipo de lavador injeta um *spray* contendo substâncias químicas denominadas sorbentes. Os *sprays* têm forma de solução aquosa e interagem com os gases ácidos neutralizando-os. A água no estado líquido evapora e o produto da reação é um sólido seco, que juntamente com o sorbente não reagido, é captado nos dispositivos de controle de MP – filtros.

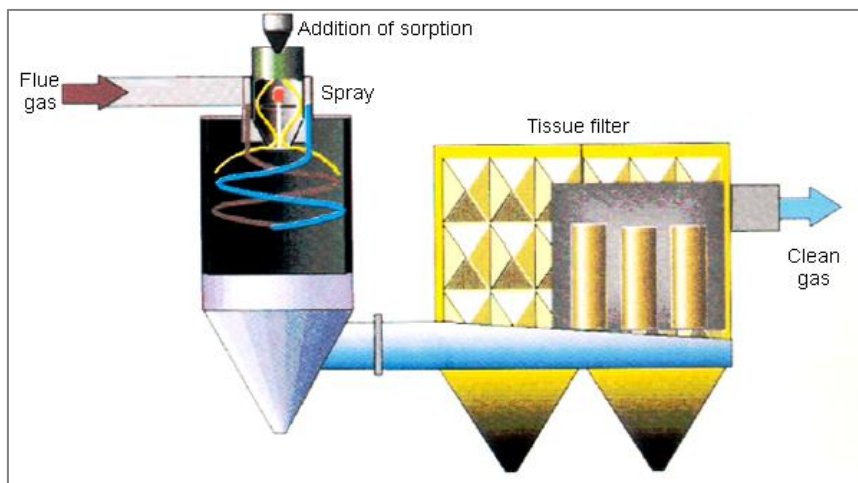


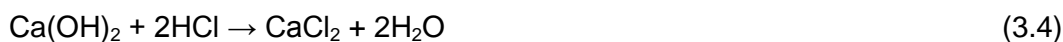
Figura 10: Operação de um lavador tipo wet-dry ( UBA, 2001)

### 3.2.1.2.3. Lavadores secos

Nos processos de lavadores secos não se utiliza diluição em água, em vez disso, o sorbente é alimentado na forma de pó. O gás passa através de um pó seco, finamente dividido, e a reação gera produtos que devem ser removidos da corrente através de um filtro, como mostrado na figura acima. Os sorbentes tipicamente utilizados são cálcio, bicarbonato de sódio e hidróxido de cálcio, conhecido também como *lime* ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ).

O diâmetro das partículas do sorbente é extremamente importante na eficiência de remoção dos gases ácidos, pois o fenômeno de adsorção ocorre na superfície das partículas. Além disso, também é importante a proporção de sorbente a ser utilizada. A razão estequiométrica de sorbente a ser injetado por volume de gás depende do tipo de sorbente e da substância a ser removida. Normalmente, para o hidróxido de cálcio, colocam-se duas ou três vezes a quantidade da substância a ser removida e, no caso do bicarbonato, necessita-se de uma quantidade menor.

As equações de 3.2 a 3.5 mostram as reações típicas entre o  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  e componentes ácidos que ocorrem na lavagem a seco.



Uma das vantagens de utilização de sistemas de absorção a seco ou semiúmido é que não há necessidade de captação de água e consequente geração de efluentes líquidos como nos lavadores úmidos. Nestes, é mais fácil reciclar o material particulado coletado nos dispositivos de controle, proporcionando, assim, aumento na utilização dos reagentes e redução dos custos operacionais.

A figura abaixo mostra a operação de um sistema de absorção a seco.



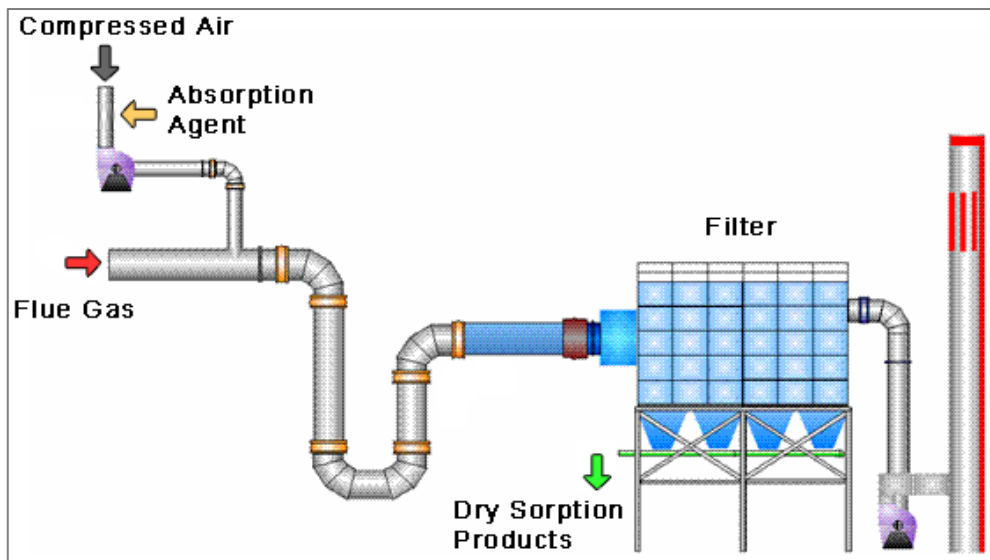


Figura 11: Operação de um lavador a seco (UBA, 2001)

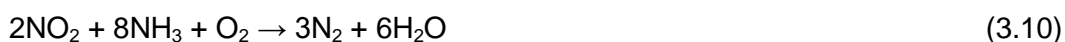
### 3.2.1.3. Remoção de óxidos de nitrogênio

Óxidos de nitrogênio são destruídos por processos de **redução não-catalítica seletiva** (*selective non-catalytic reduction*, SNCR) ou por redução catalítica seletiva (*selective catalytic reduction*, SCR). O primeiro **utiliza ureia** ( $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ ) **ou amônia** ( $\text{NH}_3$ ) **como agentes redutores diretamente injetados no forno**. Em temperaturas entre 900 e 1050°C estes agentes reagem com óxidos de nitrogênio para formar nitrogênio e água, como mostram as equações abaixo.



Na **redução catalítica seletiva**, o processo de redução acontece num catalisador a temperaturas de 200-400°C, onde a mistura de amônia e ar reage com o óxido de nitrogênio para formar oxigênio e água, como mostram as reações 7, 8 e 9. Este processo **deve ocorrer após a remoção de MP e gases ácidos**.

A redução não catalítica seletiva pode atingir eficiências de 70%, enquanto a catalítica seletiva chega até 85% de eficiência (BILITEWSKI ET AL., 1997)



Como exemplo de sistema de controle de poluição típico, pode-se citar um sistema onde os gases que saem da câmara de combustão do incinerador passam pelo lavador seco ou úmido para a retirada de gases ácidos como HCl, HF, SO<sub>2</sub> e, em seguida, por filtros de tecidos, onde ficam retidas as partículas finas, e, só então são lançados para a atmosfera pela chaminé.

Além dos dispositivos de controle acima, atualmente, as plantas de incineração com recuperação de energia utilizam um leito de carvão ativado ou pulverizado para a retenção das dioxinas e furanos, compostos orgânicos voláteis não queimados e metais pesados.

O esquema abaixo apresenta um sistema de controle para abatimento de poluentes em processos de incineração.

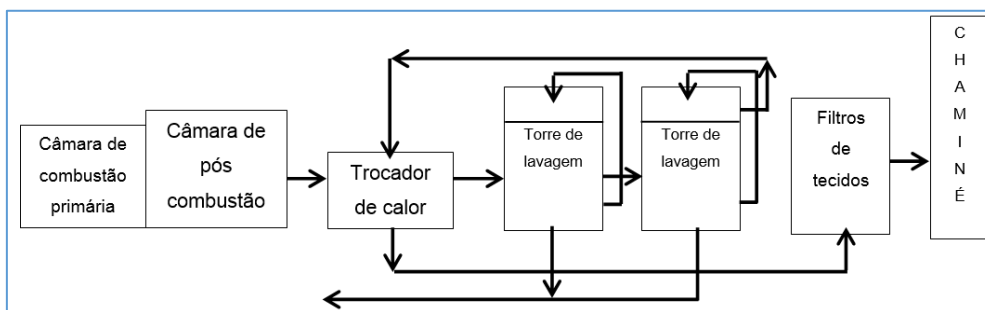


Figura 12: Sistema de CPA na incineração de resíduos (CEMPRE 2010)

Neste sistema, os gases saem da câmara de pós-combustão passam por um trocador de calor e por duas torres de lavagem úmida, cujo objetivo é retirar os gases ácidos e material particulado. Em seguida, os gases retornam a um trocador de calor, cujo objetivo é vaporizar as gotículas de água remanescentes das torres de lavagem e só então seguem para os filtros de tecido e então são eliminados pela chaminé. A vaporização da água é feita utilizando-se a energia dos próprios gases efluentes da câmara de pós-combustão no trocador de calor, que eleva a temperatura dos gases “limpos” acima da temperatura de vaporização da água. Esta vaporização é necessária para que não haja entupimento dos filtros de tecido por gotículas.

#### 3.2.1.4. Remoção de Ácido Clorídrico (HCl)

Como mencionado anteriormente, os sistemas de lavadores devem controlar as emissões de ácido clorídrico. Este gás apresenta-se como o primeiro tipo de ácido produzido nos incineradores de resíduos sólidos municipais. Plásticos PVC e papel são os maiores contribuintes, enquanto lixo putrescível e restos de madeira contribuem pouco para inserção de cloreto na

corrente gasosa. Estes materiais são os grandes responsáveis pela produção de HCl nas usinas de incineração. Como os plásticos PVC contém cerca de 40% de cloreto, a remoção destes do lixo a ser incinerado pode ser um fator decisivo para alcançar níveis de emissão aceitáveis.

As concentrações de HCl na corrente gasosa podem variar consideravelmente. Em usinas onde se faz a segregação prévia destes materiais obtém-se uma faixa de 50-725 ppm de HCl no gás sem tratamento após a combustão. Os equipamentos mais recomendados para o controle de ácido clorídrico são os lavadores secos seguidos de filtros de tecido. Nos EUA, costuma-se empregar este tipo de sistema (com filtros manga) para alcançar os padrões de emissão descritos nas normas federais.

É importante considerar que, em todos os sistemas onde há vapores ácidos livres (ex.:  $H_2SO_4$ ,  $H_2SO_3$  ou HCl), estes irão condensar a temperaturas abaixo de  $135^{\circ}C$ , resultando em corrosão de equipamentos e estruturas. Se lavadores não são utilizados, deve-se manter uma temperatura de cerca de  $149^{\circ}C$  a jusante da corrente ou preparar os equipamentos com solução resistente aos ataques ácidos.

### **3.2.1.5. Remoção de Monóxido de Carbono**

Como dito anteriormente, o monóxido de carbono (CO) é um produto da combustão incompleta da oxidação de compostos carbônicos. Seu controle é feito por regulagem da combustão, através de sistemas de operação padrão e manutenção, o que normalmente é suficiente para manter os padrões de emissão. Filtros de tecido e lavadores não têm efeito sobre as emissões de CO. Além disso, existe uma forte correlação entre a emissão de CO acima de 50 ppm e a presença de hidrocarbonetos clorados (especialmente dioxinas), fazendo com que um controle rigoroso de CO seja muito importante para minimizar a eliminação de compostos químicos tóxicos.

### **3.2.1.6. Remoção de Dioxinas e furanos**

Filtros de tecido não têm efeito apreciável em dioxinas e furanos (PCDD e PCDF) ao menos que as temperaturas estejam abaixo de  $177^{\circ}C$ . A remoção de PCDD e PCDF por lavadores é favorecida na medida em que são eliminados os compostos clorados, garantindo, assim, uma eficiência da ordem de 50%. A eficiência da remoção de dioxinas e furanos está condicionada pela capacidade

dos equipamentos removedores de névoa de eliminarem as gotículas contendo PCDD e PCDF.

É bastante polêmica a emissão de dioxinas e furanos ligada a unidades de incineração de resíduos em todo o mundo. Entretanto, as constantes pressões sobre o setor possibilitaram a adoção de normas reguladoras mais restritas, o que contribuiu para o desenvolvimento de tecnologias para remoção destes poluentes nos sistemas de CPA das WTE. Mostra-se na tabela abaixo, que hoje, na Alemanha, as usinas de incineração de RSU estão dentre as atividades industriais que menos contribuem para emissão de dioxinas e furanos no país.

Tabela 10: Emissões anuais de dioxinas na Alemanha por atividade industrial (Environment 2005)

	Emissions per year in gram per toxicity unit (g TU)		
	1990	1994	2000 <sup>a</sup>
Metal extraction and processing	740	220	40
<b>Waste incineration</b>	<b>400</b>	<b>32</b>	<b>0.5</b>
Power stations	5	3	3
Industrial incineration plants	20	15	< 10
Domestic firing installations	20	15	< 10
Traffic	10	4	< 1
Crematoria	4	2	< 2
Total emissions, air	1200	330	<< 70

<sup>a</sup> Data for the year 2000 are estimates by the Federal Environment Agency

### 3.2.1.7. Remoção de metais pesados

Como mencionado anteriormente, as fontes primárias de metais pesados nas usinas de incineração de RSU são baterias de automóvel (fonte de chumbo), baterias comuns e aparelhos eletrônicos (fonte de cádmio e mercúrio). As alternativas para remoção destes metais visam evitar que estes materiais cheguem às câmaras de combustão. Para isso, realiza-se a separação na fonte (domicílios) e/ou na frente de processamento da usina, onde, comumente, emprega-se a segregação por meio de esteira rolante.

Em termos de equipamentos de controle de poluição atmosférica (CPA), a melhor alternativa é um sistema de filtro de tecido: enquanto os gases resfriam, os metais pesados vaporizados condensam em partículas. Devido ao seu tamanho reduzido (<10 $\mu$ m), partículas de metais pesados não são coletadas eficientemente por sistemas de lavadores (eficiência menor que 50%). Filtros de

tecido já praticamente saturados (“seeded”) criam um caminho tortuoso que controla de maneira eficaz as partículas finas.

### 3.2.2.

#### Sistemas de limpeza de gases em algumas usinas WTE no mundo

A pesquisa de Carneiro (2011) levantou as tecnologias de controle de CPA utilizadas em dez usinas WTE no mundo. Observou-se que um procedimento bastante empregado é a **adição amônia/ureia** nos fornos do incinerador para reduzir a emissão de óxidos de nitrogênio ( $\text{NO}_x$ ) através da transformação de  $\text{NH}_3$  em nitrogênio gasoso ( $\text{N}_2$ ), proporcionada em altas temperaturas - processo de redução não catalítica (SNCR = *selective non catalitic reduction*).

É também frequente o uso de **lavadores** (*scrubber*), seja do tipo úmido, seco ou semiúmido, para promover a reação de derivados calcários, tais como cal ( $\text{CaO}$ ), hidróxido de cálcio  $\text{Ca(OH)}_2$  e dolomita  $\text{CaMg(CO}_3)_2$  com os gases ácidos oriundos da combustão do lixo. Segundo (EPA 2015), a tendência mundial é que sistemas tipo seco e semiúmido sejam cada vez mais utilizados em lugar dos úmidos.

Para remoção de dioxinas, furanos e metais pesados baseia-se no princípio da adsorção; através da adição de materiais adsorventes, como o **carvão ativado** ou lignite, capazes de reter estes poluentes que estão presentes em baixíssimas concentrações nos gases de combustão.

Por fim, dentre os equipamentos mais empregados estão os **filtros de tecido**, que são feitos de materiais de fibras sintéticas, capazes de suportar elevadas temperaturas e substâncias corrosivas. Estes filtros, além de reter as partículas de poeira, aumentam a eficiência de remoção de partículas ácidas remanescentes. Esse processo tem como base a formação de crostas de materiais retidos nas paredes do filtro, por exemplo:  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{CaSO}_4$ , partículas de reagentes,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{Ca(OH)}_2$ , carvão ativado e poluentes ácidos que não reagiram; constituindo-se excelentes meios para a eliminação de MP, dioxinas, furanos e substâncias ácidas.

Na usina de Zabalgarbi (Espanha), os gases oriundos da incineração dos resíduos são enviados para um sistema constituído de dois lavadores semiúmidos e um filtro manga, mostrados na figura abaixo.

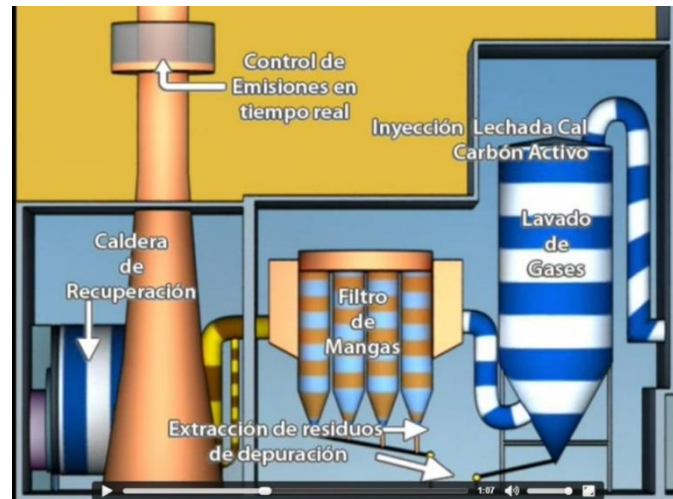


Figura 13: Sistema de CPA da planta de Zabalgarbi (Zabalgarbi 2015)

No incinerador da planta de Zabalgarbi é realizado o primeiro controle de emissões, através da redução não catalítica seletiva que consiste na adição de solução de  $\text{NH}_3$  (23%) a fim de diminuir a emissão de  $\text{NO}_x$ . Em seguida, os gases de combustão adentram um par de lavadores semiúmidos. Como visto anteriormente em 3.2.1.2.2, este lavador funciona com a injeção de sorbentes em forma de spray. No caso da usina Zabalgarbi os sorbentes são cal (para a neutralização dos gases ácidos como  $\text{SO}_x$ ) e carvão ativado (para remoção dos compostos orgânicos voláteis, metais pesados, dioxinas e furanos). Como a água da solução *spray* evapora os gases saem secos do lavador e são direcionados para filtros de tecido para retenção do material particulado. Para minimizar a quantidade de CO emitida, uma parte dos gases na saída do filtro é redirecionada ao forno, servindo como ar secundário de combustão (Zabalgarbi 2015).

## 4 Sistemas termelétricos a biomassa de RSM

O objetivo deste capítulo é abordar sistemas termelétricos funcionando com combustível de resíduos sólidos municipais, bem como apresentar alguns conceitos sobre ciclos de potência. Diferentes tipos de ciclos são abordados: ciclo combinado simples, ciclo combinado integrado com gaseificação, ciclo de gaseificação integrado com turbina a gás e ciclo combinado com queima de biomassa bruta.

### 4.1. Ciclo combinado (turbinas a gás e vapor)

O ciclo de potência intitulado “ciclo combinado” é assim denominado porque combina dois ciclos de potência que podem funcionar separadamente: ciclo de turbina a gás e ciclo de turbina vapor. O princípio do ciclo combinado é pautado no reconhecimento de que a temperatura do gás de exaustão da turbina a gás é tipicamente superior a ambiente e, portanto, o gás quente que sai da turbina possui uma utilidade termodinâmica significativa que pode ser aproveitada economicamente.

Uma forma de aproveitar este potencial seria o uso de um regenerador para aquecer o ar que sai do compressor antes de entrar no combustor. Outra forma seria o ciclo de potência combinado, conhecido como ciclo combinado, que utiliza de turbinas a gás e a vapor, o qual é mostrado na figura abaixo.

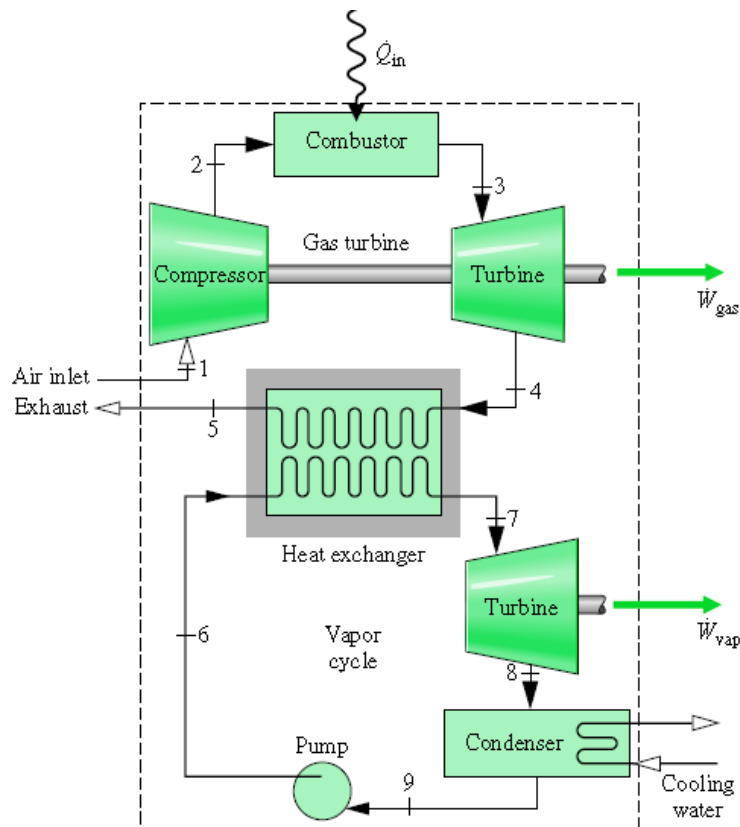


Figura 14: Ciclo de potência combinado de turbina a gás e vapor (Moran e Shapiro, Fundamentals of Engineering Thermodynamics 2006)

Ele acopla dois ciclos de potência, de modo que a energia descarregada através do calor de um dos ciclos é usada parcial ou completamente como calor fornecido ao outro ciclo. Os ciclos de potência a vapor e a gás são combinados usando um gerador de vapor com recuperação de calor como interligação, que serve como a caldeira do ciclo de potência a vapor. O ciclo combinado possui a elevada temperatura média da adição de calor da turbina a gás e a baixa temperatura média de rejeição de calor do ciclo de vapor e, portanto, uma eficiência média maior do que qualquer um dos ciclos teria individualmente. Para muitas aplicações os ciclos combinados são uma boa escolha, e estão sendo cada vez mais usados no mundo para geração de energia elétrica. (Moran e al., Princípios de Termodinâmica para Engenharia 2013)

#### 4.1.1. Tecnologia das turbinas classe H

O sistema da General Electric© chamado *H System*® começou a ser desenvolvido na década de 90 e é o primeiro **ciclo de potência combinado a atingir 60%** de eficiência térmica (Moran e Shapiro, Fundamentals of Engineering Thermodynamics 2006), dependendo do combustível. A classe H



indica a máxima eficiência e integram este grupo as turbinas a gás, turbinas a vapor, geradores de vapor e geradores de vapor de recuperação de calor. É importante destacar alguns aspectos desta tecnologia para se ter uma ideia dos valores máximos de potência e temperatura que podem ser atingidos em um ciclo termodinâmico real da atualidade.

Elas são capazes de alcançar eficiência térmica de 60% e potências líquidas de cerca de 600 MW para combustíveis tradicionais (gás natural, petróleo e carvão). Apenas a título de comparação, para ciclos de potência com combustíveis de biomassa de RSM, as maiores eficiências para geração elétrica ficam em torno de 35% (Afval Energie Bedrijf 2007). Além disso, os equipamentos de classe H permitem uma economia significativa de combustível, redução de emissões de dióxido de carbono e obedecem aos baixos padrões de óxido nítrico. (Moran e al., Princípios de Termodinâmica para Engenharia 2013)

Antes da descoberta da classe H, fabricantes de turbinas a gás haviam lutado contra a barreira imposta pela temperatura que limitava a eficiência térmica de sistemas de potência baseados em turbina a gás. Durante anos, a barreira foi a temperatura de entrada da turbina a gás, de cerca de 1260°C (Moran e al., Princípios de Termodinâmica para Engenharia 2013). Acima deste nível as tecnologias de refrigeração disponíveis eram incapazes de proteger as pás das turbinas e outros componentes fundamentais da degradação térmica. Como as temperaturas mais altas caminham de mãos dadas com as maiores eficiências térmicas, a barreira de temperatura detectada limitava a eficiência alcançada. Dois acontecimentos foram fundamentais para permitir a eficiência térmica de 60% ou mais do ciclo combinado: o resfriamento a vapor de ambas as pás, fixas e rotativas, e as pás feitas de um único cristal (monocristal) (Moran e al., Princípios de Termodinâmica para Engenharia 2013).

- No resfriamento a vapor, o vapor gerado em uma temperatura relativamente baixa na instalação de potência a vapor alimenta os canais das pás nos estágios de alta temperatura da turbina a gás, arrefecendo assim as pás durante a produção de vapor superaquecido para uso na instalação a vapor, somando-se à eficiência do ciclo global. Revestimentos inovadores e compósitos cerâmicos típicos também ajudam os componentes a suportar as temperaturas muito elevadas do gás.
- As turbinas a gás de classe H também possuem pás monocristalinas. Convencionalmente, as pás fundidas são policristalinas. Elas consistem de uma infinidade de pequenos grãos (cristais) com

interfaces entre os grãos chamadas contornos de grão. Eventos físicos adversos, tais como a corrosão e a fluência com origem nos contornos de grão encurtam muito a vida útil da pá e impõem limites com relação às temperaturas permitidas da turbina. Como não há contornos de grão, as pás monocristalinas são muito mais duráveis e menos propensas a degradação térmica.

#### 4.2. Ciclo combinado com gaseificação integrada

O processo de gaseificação pode ser aplicado de forma integrada com o ciclo combinado, sendo conhecido na literatura como **ciclo combinado com gaseificação integrada** - IGCC (*integrated gasification combined cycle*). Dois tipos de combustíveis vêm sendo usados pelas instalações de IGCC: biomassas (vegetais e resíduos) e carvão. A biomassa por sua característica de fonte energética renovável e o carvão por sua abundância e emprego extensivo, principalmente em países como EUA e China. Dependendo do tipo de combustível, o IGCC pode ser denominado BIGCC (*biomass integrated gasification combined cycle*) ou CIGCC (*coal integrated gasification combined cycle*). A figura a seguir esquematiza estes tipos de ciclos.

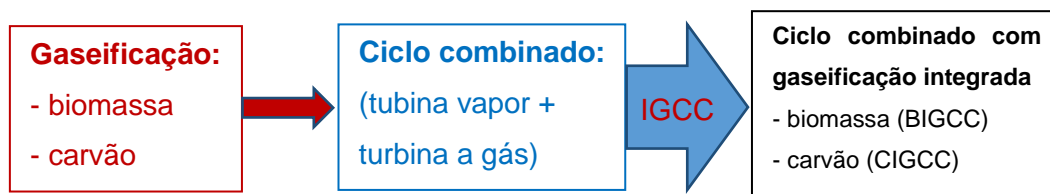


Figura 15: Tipos de ciclo combinado com gaseificação integrada (IGCC) - biomassa (BIGCC) e carvão (CIGCC)

No IGCC o processo de gaseificação ocorre por injeção de ar comprimido e vapor d'água em um gaseificador que contém combustível, produzindo um gás. Este gás é limpo e depois queimado em um combustor para ser, em seguida, direcionado para uma turbina a gás, gerando energia. A turbina a gás libera gases ainda em elevada temperatura, cujo calor é aproveitado em uma caldeira de recuperação para evaporar água. O vapor gerado é usado para mover uma turbina a vapor e gerar energia.

O esquema de uma usina de ciclo combinado com gaseificação integrada a carvão (CIGCC) é mostrado na figura abaixo.

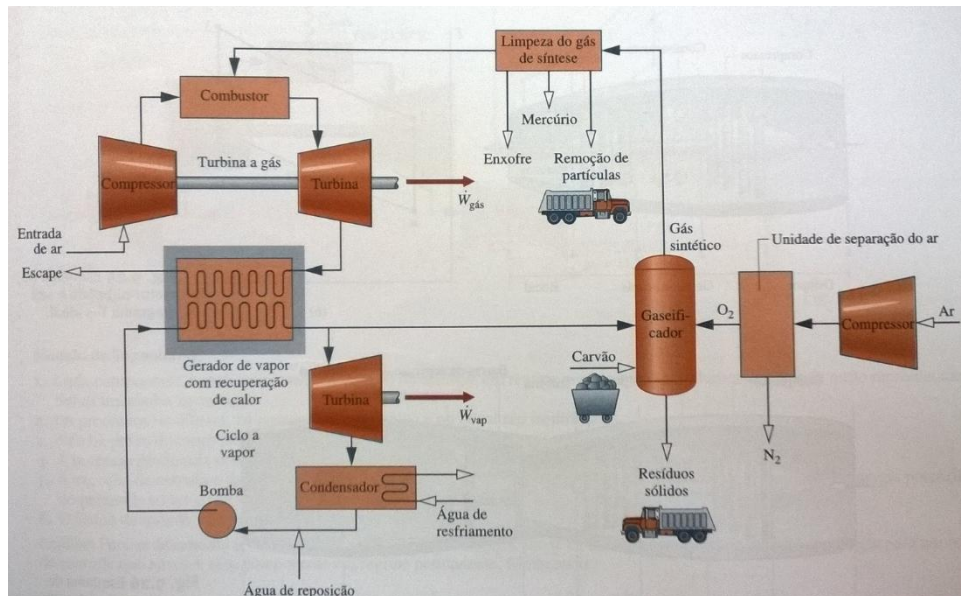


Figura 16: Ciclo combinado com gaseificação integrada de carvão (Moran e al., Princípios de Termodinâmica para Engenharia 2013)

Como se observa na figura, uma IGCC integra um gaseificador com um ciclo de potência combinado de turbina a gás e vapor. O processo de gasificação é alcançado através da oxidação controlada do carvão com o oxigênio pressurizado na presença de vapor d'água para produzir o **singás** (gás de síntese) a temperaturas entre 537°C e 1427°C (Joshi e Lee, 1996). Além do singás também é produzida grande quantidade de resíduos sólidos. O oxigênio é fornecido para o gaseificador por meio da unidade de separação de ar associada. O gás de síntese que sai do gaseificador é composto principalmente por monóxido de carbono e hidrogênio. O singás passa por uma limpeza de poluentes e, em seguida, é direcionado ao combustor da turbina a gás. (Moran e al., Princípios de Termodinâmica para Engenharia 2013)

Em instalações IGCC, os poluentes (compostos de enxofre, mercúrio e particulados) são removidos antes da combustão, quando isso é possível e mais eficaz de ser feito antes do que depois da combustão. A limpeza dos gases pode ser feita com (*cooling gas clean up* - HGCU) ou sem resfriamento (*hot gas clean up* - HGCU). Um lavador de enxofre remove esse elemento do gás produzido e o processa para que possa ser comercializado. Com isso, essas instalações emitem menor quantidade destes poluentes se comparadas às instalações tradicionais. Como não se injeta calcário no sistema CIGCC para remoção de

enxofre, os resíduos sólidos, produzidos em abundância, podem ser comercializados.

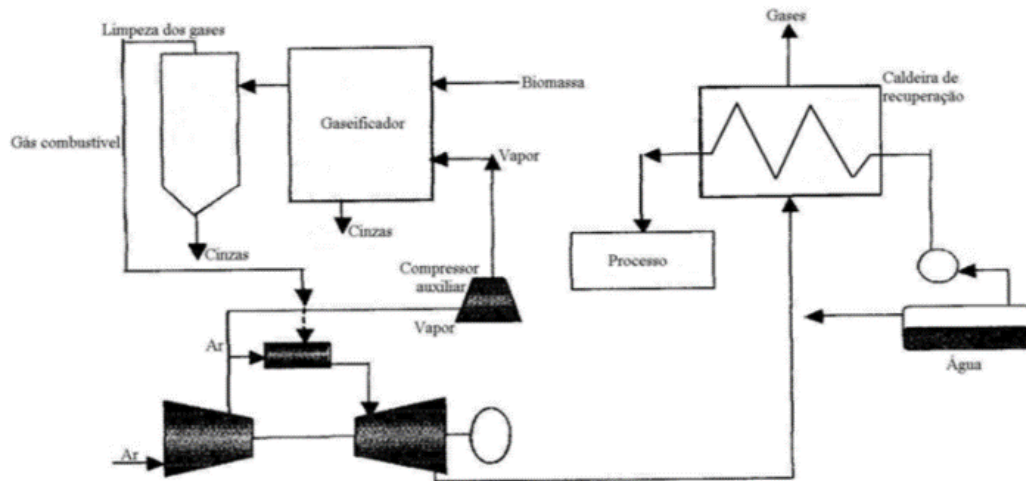
A eficiência deste ciclo está na ordem de 46% (Lozza, Chiesa e Devita 1996). Segundo Moran (2013), algumas oportunidades de melhoria para o ciclo apresentado na figura anterior seriam:

- Realizar a integração entre a unidade de separação de ar e o ciclo combinado. Por exemplo, através do fornecimento de ar comprimido proveniente do compressor da turbina a gás para a unidade de separação de ar, o compressor que admite ar ambiente e alimenta a unidade de separação de ar pode ser eliminado ou reduzido de tamanho.
- Injetar o nitrogênio produzido na unidade de separação na corrente de ar que vai para o combustor, a fim de aumentar a vazão mássica, o que aumentaria a potência desenvolvida. A ressalva a ser feita com relação a este procedimento é verificar se isto acarretaria em aumento das emissões de NO<sub>x</sub>.

### **4.3. Ciclo de gaseificação integrada à turbina a gás**

O ciclo combinado com gaseificação integrada tradicional, independente do tipo de combustível, funciona com injeção de oxigênio pressurizado e vapor d'água no gaseificador. No caso do combustível ser biomassa, Balestieri (2001) salienta que alimentar o gaseificador em um ambiente pressurizado pode apresentar dificuldades maiores se comparado ao carvão. Isso se dá, provavelmente, em razão das dimensões e características mais heterogêneas que a biomassa pode apresentar em relação ao carvão. Desta forma, Balestieri (2001) apresenta uma alternativa ao ciclo IGCC tradicional (mostrado na figura anterior), em que a alimentação do gaseificador de biomassa ocorreria em condições de pressão atmosférica. Este tipo de ciclo chama-se *integrated gasification gas turbine (IGGT)*.

Segundo Balestieri (2001), experiências com IGGT vêm sendo conduzidas em turbinas a gás de até 50 MW de potência elétrica, apresentando perda de eficiência que pode ser compensada pela facilidade operacional e redução nos custos de investimento. Assim como o IGCC, de acordo com o tipo de combustível, o IGGT pode ser do tipo CIGGT (*coal integrated gasification gas turbine*) ou BIGGT (*biomass integrated gasification gas turbine*). A figura abaixo ilustra o sistema BIGGT.



Fontes: Larson (1993); Balestieri (2001)

Figura 17: Ciclo de gaseificação a biomassa associado a turbina a gás (BIGGT) (Holanda 2003)

#### 4.4. Ciclo combinado com queima de biomassa bruta de RSM

A queima de resíduos sólidos municipais (RSM) em estado bruto, chamada *mass burn*, tem sido aplicada em conjunto com sistemas de ciclo combinado (turbinas a gás e a vapor) para o aproveitamento energético em usinas WTE no mundo, tais como: Sakai, Linköping, Vantaa, Heringen e a usina Zabalgardi em Bilbao (Espanha). Esta última é mostrada na figura abaixo.

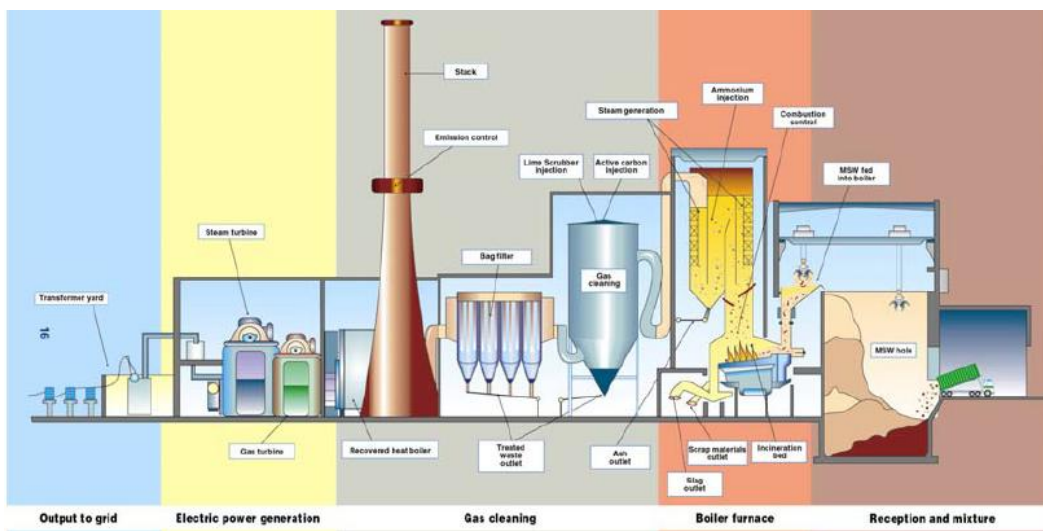


Figura 18: Principais processos na usina WTE de Zabalgardi (CNIM 2005)

Quatro sistemas diferentes funcionando com esta tecnologia são apresentados a seguir: *Repowering*, *Repowering/Reburning*, Usina Zabalgardi e Ciclo Combinado Otimizado.

#### 4.4.1. Sistemas dos tipos *Repowering* e *Repowering/ Reburning*

Um sistema de aproveitamento energético a partir da incineração de biomassa bruta de RSM em conjunto com um ciclo combinado é denominado *Repowering* e foi proposto por Otoma et al. (1997). Neste sistema os gases provenientes da turbina a gás são usados para superaquecer o vapor em uma caldeira acoplada a um incinerador de RSM, conforme figura abaixo.

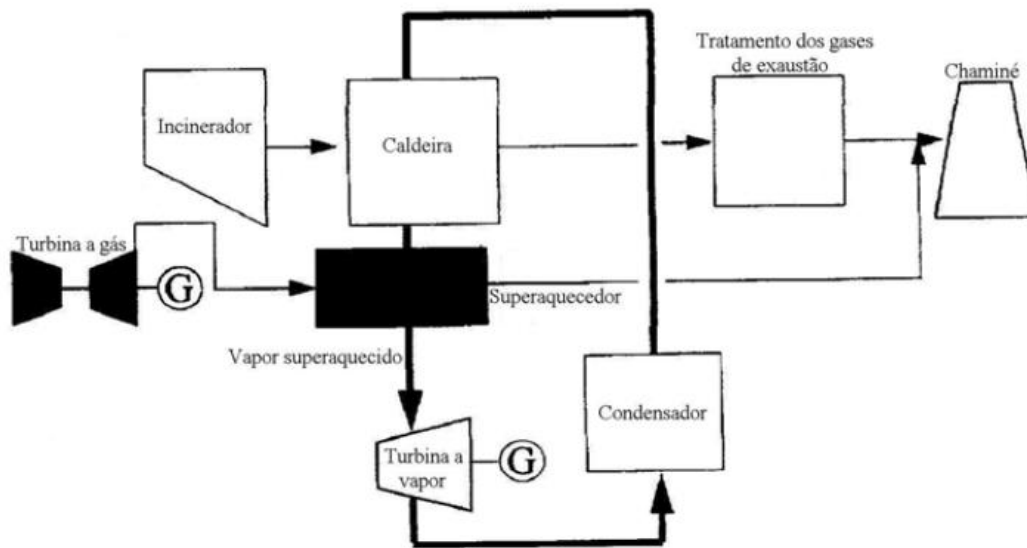


Figura 19: Sistema *Repowering* de aproveitamento energético de RSM (Otoma, et al. 1997)

Em um sistema alternativo chamado *Repowering/Reburning*, Otoma et al. propõem a inclusão de um queimador adicional de gás natural (*cofiring*) dentro do incinerador de resíduos, conforme mostrado na figura abaixo.

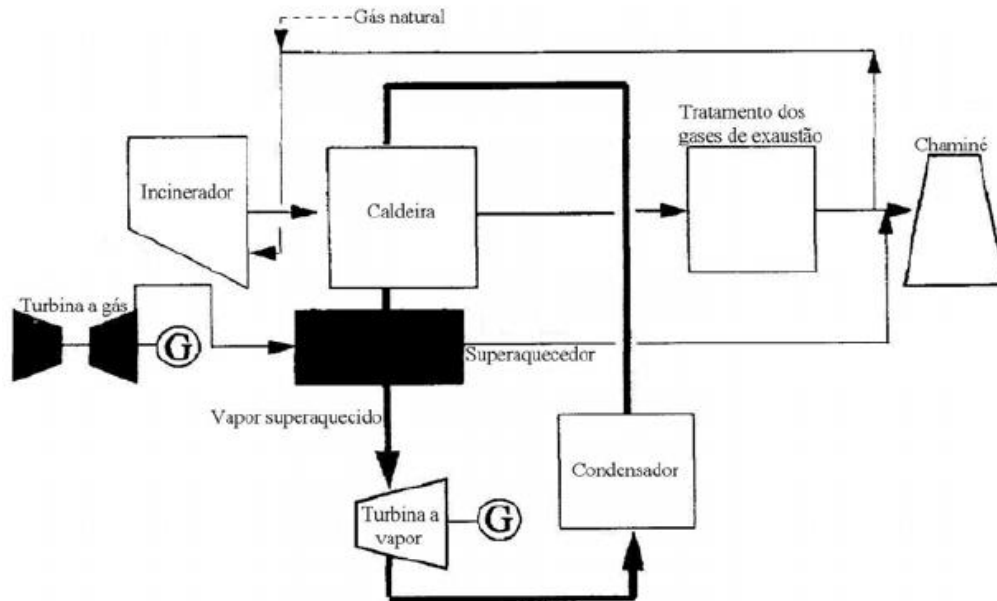


Figura 20: Sistema *Repowering/Reburning* de aproveitamento energético de RSM (Otoma, et al. 1997)

Para ambos os casos, *Repowering* e *Repowering/Reburning*, os autores apresentam as condições de funcionamento (potência, pressão e temperatura) mostradas na tabela abaixo.

Tabela 11: Condições de funcionamento dos sistemas *Repowering* e *Repowering/Reburning*

Potência da turbina a gás (MW)	Pressão na entrada da turbina a vapor (MPa)	Temperatura na entrada da turbina a vapor (°C)
6	3,2	320
15	4,8	370
40	6,2	420

#### 4.4.2. Usina WTE de Zabalgardi, Bilbao – Espanha

A usina de Zabalgardi fica situada na área metropolitana da cidade de Bilbao, na província de Biskaia, no País Basco (Espanha). Ela entrou em operação em 19/04/2004, ocupa uma área de pouco mais de 5 ha (Zabalgardi 2015) e é a mais importante usina construída com o conceito de ciclo combinado, segundo Ribeiro (2010). Ela opera com um sistema semelhante ao *Repowering/Reburning*, porém, a queima de gás natural adicional ocorre na entrada da caldeira de recuperação, conforme apresentado na figura a seguir.

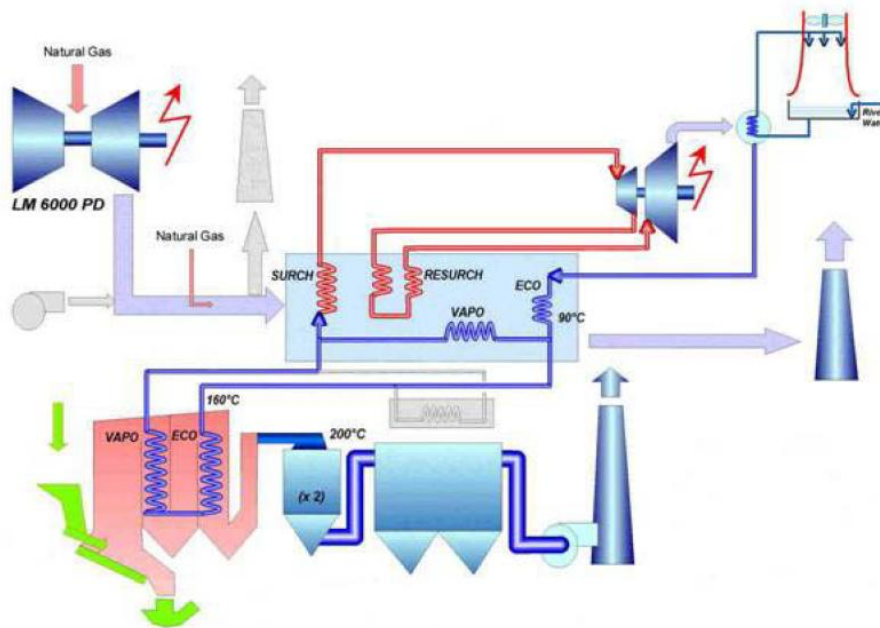


Figura 21: Ciclo combinado com queima de biomassa bruta, Zabalgarbi (CNIM 2005)

A usina Zabalgarbi apresenta-se como uma das mais modernas e eficientes do mundo. No sistema adotado nesta usina, vapor saturado a uma temperatura de 311°C e pressão de 100 bar é produzido no boiler do incinerador, cujo processamento é de 28 a 33,08 t/h de resíduos com PCI de 8000 KJ/kg (CNIM 2005). Em comparação com as condições de funcionamento apresentadas na tabela 16, observa-se que este sistema possui uma temperatura menor e uma pressão maior do que as habitualmente empregadas em outras usinas WTE (aproximadamente 400°C e 35-60 bar) (Zabalgarbi 2015).

A queima de gás natural na planta (aproximadamente 13870 Nm<sup>3</sup>/h) ocorre em três pontos: no combustor do ciclo a gás, na entrada da caldeira de recuperação e dentro do incinerador (somente para manter a temperatura acima de 850°C durante 2 segundos em qualquer condição) (Zabalgarbi 2015). Esta última, utiliza calor proveniente dos gases da turbina a gás, cuja potência é 43 MW, para superaquecer o vapor saturado a 538-540°C e 100 bar (CNIM 2005). É feita uma extração do vapor expandido na turbina de alta pressão para ser reaquecido na caldeira de recuperação antes de adentrar na turbina de baixa pressão. A potência total máxima a ser obtida nas turbinas a gás e a vapor é de 99,5 MW, entretanto, a potência real lida (enviada para a rede) é 94 MW (CNIM 2005).



#### 4.4.3. Ciclo combinado otimizado

Uma alternativa para ampliar a geração elétrica na usina WTE é a chamada técnica do **Ciclo Combinado Otimizado** (CCO). Segundo Ribeiro (2014) este processo tem várias vantagens, tais como reduzir a corrosão no superaquecedor pelo aumento da temperatura na saída da caldeira e o aumento da eficiência térmica do ciclo. Segundo o autor, esta tecnologia difere do ciclo combinado tradicional, pois permite o uso de uma menor quantidade de gás natural e é apropriado para resíduos com alto teor de umidade e incineradores pequenos com paredes refratárias (Ribeiro e Kimberlin 2010). O autor afirma que no mínimo 80% da energia líquida é proveniente dos RSM, permitindo que o gás natural seja substituído por combustíveis não comumente encontrados em grandes quantidades, como o biogás da digestão anaeróbia da matéria orgânica, ou biocombustíveis gaseificados (etanol ou biodiesel). Segundo a EPE (2014), esta técnica permite atingir 900 kWh por tonelada dos RSU.

Segundo Ribeiro (2009), a usina baseada no COO começa com a construção de uma usina convencional de tratamento térmico de resíduos com duas modificações: aumento da pressão do vapor para, no mínimo, 80 bar e a introdução de um pré-aquecedor de ar resistente à corrosão após a caldeira, feito de tubos de vidro ou teflon. Pré-aquecedores de ar são trocadores de calor que aquecem o ar de combustão também trocando calor com os gases de exaustão da caldeira (Bizzo s.d.). Eles têm a importante função de aumentar a eficiência da usina, extraíndo mais calor dos gases da combustão do lixo após a caldeira e pré-aquecem o ar de combustão, facilitando a queima em especial para RSU com alto teor de umidade.

Segundo a EPE (2014), há um pedido de patente brasileiro de um processo que, em substituição ao gás natural, usa gás de lixo (biogás), drenado de um aterro ou de um biodigestor. Assim, toda a energia seria proveniente do lixo, este projeto chama-se ECOPOLO, retratado na figura abaixo. As vantagens do uso do biogás no lugar do gás natural é que, por não se tratar de um combustível fóssil, o biogás é renovável e não depende de uma malha de gasodutos, a qual ainda é restrita no país. Uma desvantagem é que o biogás, por ser proveniente do lixo, possui muitas impurezas, e, por isso, precisa ser tratado antes da queima.

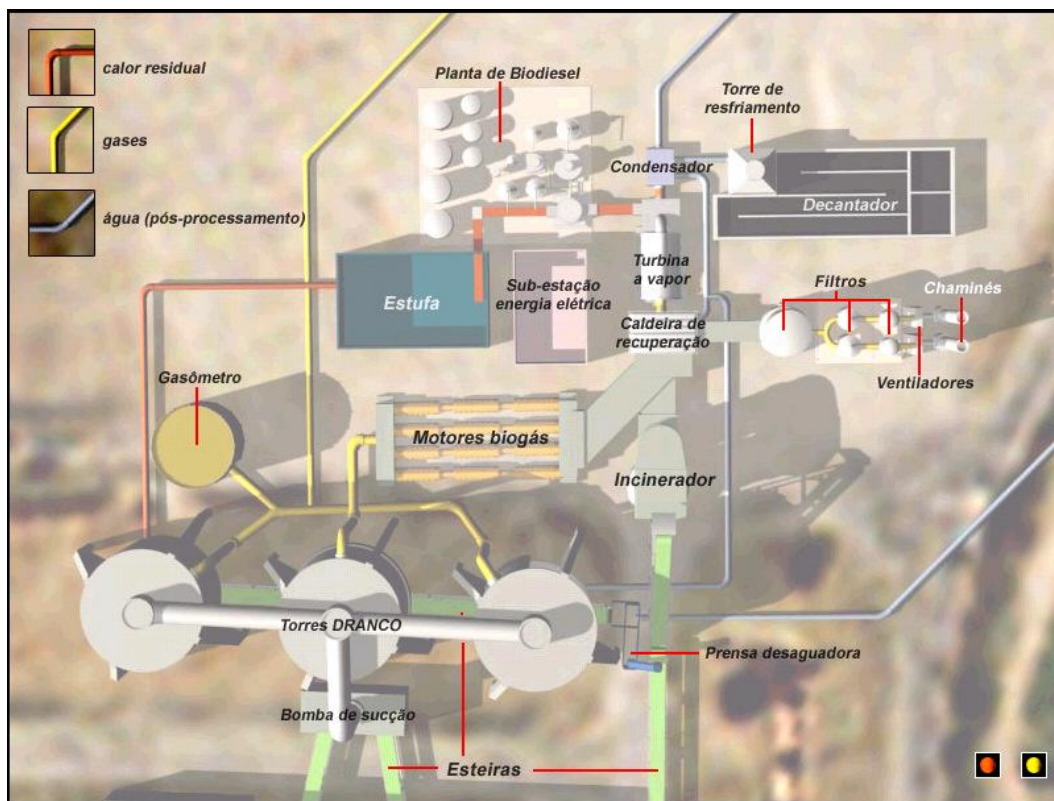


Figura 22: Maquete digital do ECOPOLO para o Aterro Sanitário do Caju – Rio de Janeiro (EPE 2014)

## 5 Análise energética e exergética do sistema

Este capítulo tem por objetivo analisar aspectos termodinâmicos de uma usina real de incineração de resíduos sólidos urbanos que vise o aproveitamento do conteúdo energético do lixo. A pesquisa do estado da arte das usinas e tecnologias waste-to-energy (WTE) em funcionamento no mundo, apresentada no capítulo 4, verificou que a tecnologia do ciclo combinado com queima de biomassa bruta de RSM tem sido atualmente a mais aplicada para tratamento de resíduos sólidos urbanos em larga escala. A usina Zabalgardi, situada na província de Bilbao – Espanha, é tida como uma das plantas de referência operando com este tipo de sistema, e, por isso, escolheu-se essa usina para realização do estudo. Após um levantamento bibliográfico das informações sobre esta usina, definiu-se o sistema a ser analisado e estabeleceram-se as hipóteses sobre seu funcionamento. Realizou-se uma análise energética a fim de calcular as eficiências térmicas dos componentes e do sistema como um todo. Em seguida, foi realizada uma análise exergética para determinar os principais pontos de destruição de exergia no sistema e as eficiências exergéticas dos equipamentos.

### 5.1. Caracterização do sistema

O sistema *waste-to-energy* analisado neste capítulo baseia-se na usina WTE de Zabalgardi, Bilbao (Espanha), apresentado no item 4.4.2. A caracterização do sistema ocorreu com base em informações sobre esta usina e hipóteses assumidas de outras fontes. O sistema definido para a análise é mostrado na figura abaixo e descrito da seguinte forma:

1. **Ciclo de potência a gás** que contempla os seguintes volumes de controle:
  - a. compressor,
  - b. combustor (câmara de combustão - CC) a gás natural,
  - c. turbina a gás (TG) com potência geradora de 43 MW,
  - d. queimador adicional (QA) de gás natural;
2. **Ciclo de potência a vapor** que contempla os seguintes volumes de controle:

- a. caldeira tipo grelha móvel para incineração de resíduos sólidos no estado bruto,
- b. incinerador de lixo que inclui um boiler com economizador e evaporador (315°C e 100 bar), cujos tubos expostos à caldeira são revestidos com inconnel 625 para diminuir as taxas de corrosão,
- c. sistema de controle de poluição atmosférico que inclui:
  - injeção de amônia em dois níveis na caldeira para redução de NOx,
  - injeção de solução de cal para redução de SOx em dois lavadores,
  - injeção de carvão ativado para redução de dioxinas, furanos e mercúrio,
  - redução de poeira e material particulado em um filtro de mangas,
  - sistema de monitoramento contínuo de emissões;
- d. turbina a vapor de dois estágios com capacidade máxima geradora de 56,5 MW,
- e. condensador,
- f. bomba
- g. caldeira de recuperação (CR) que aproveita o calor dos gases do ciclo a gás para geração de vapor a 100 bar, composta por superaquecedor, reauecedor e economizador.

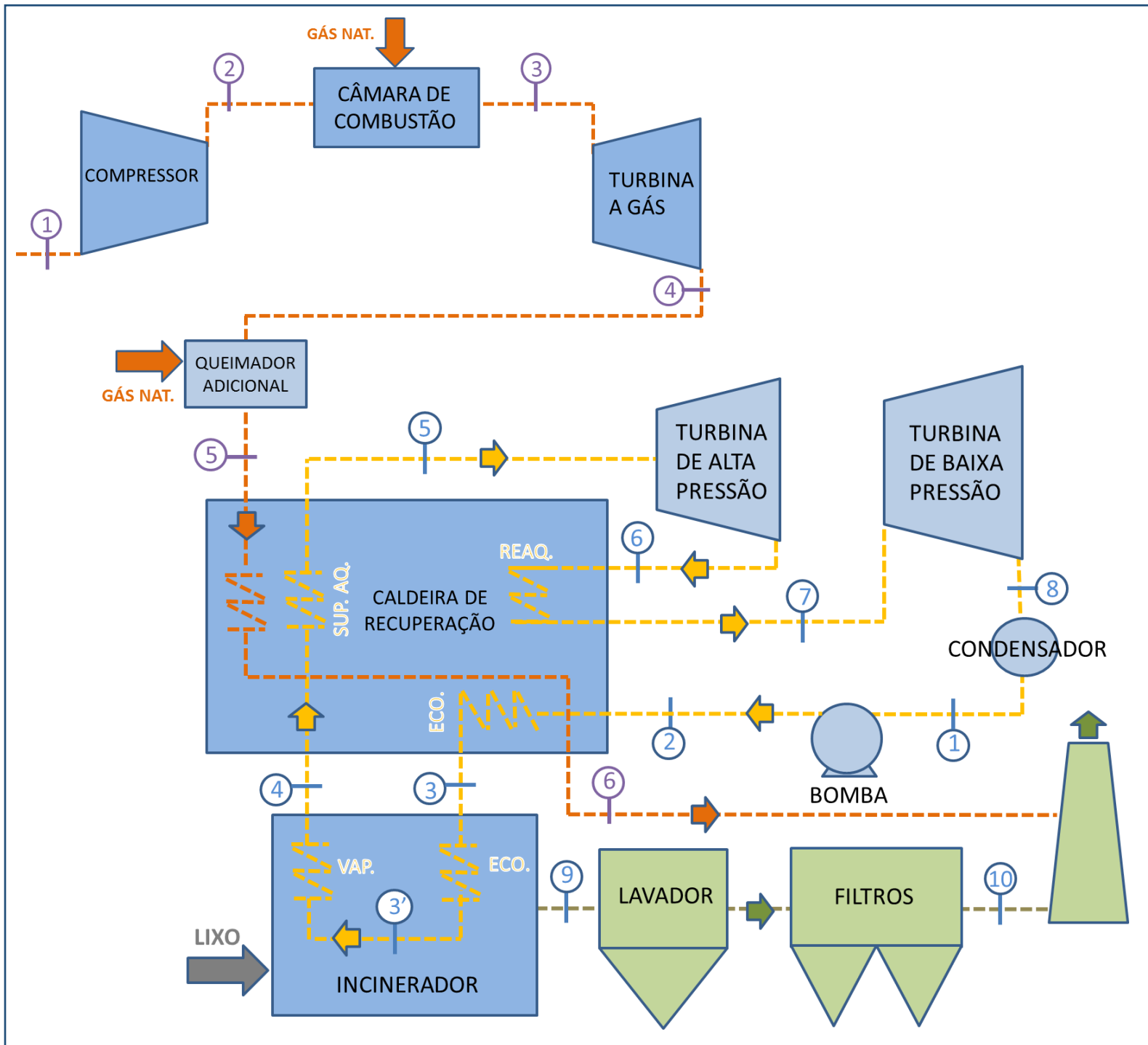


Figura 23:  
Sistema analisado  
(baseado na usina  
Zabalgarbi)

Tabela 12: Dados de operação da usina Zabalgarbi (CNIM, Constructions Industrielles de la Méditerranée 2014), (Zabalgarbi 2015), (Company 2013), (CNIM 2005)

Dados sobre resíduos:

- Tipo e origem do lixo: resíduos sólidos não perigosos de 95-100 municípios;
- Taxas de incineração: 64.748 euros/t (+VAT: *value added tax*);
- Número de habitantes atendidos: 650-700 mil;
- Quantidade de resíduos incinerados: 224.792 – 240 mil toneladas;
- Capacidade de incineração: 30-33,08 t/h;
- Energia térmica do lixo: 73,52 MWh;
- PCI do lixo: 1850-2000 kcal/kg ou 8000 kJ/kg;

Dados sobre ciclo a gás:

- PCI do gás natural: 38.992 kJ/Nm<sup>3</sup>;
- Consumo total de gás natural na planta: 13870 Nm<sup>3</sup>/h;
- Turbina a gás: General Electric LM 6000 PD, potência 43 MW;
- Potência líquida da turbina a gás: 40,111 MW;
- Eficiência do sistema a gás (GE LD 6000): 42% (Temper. entrada 15°C)
- Vazão mássica na saída da turbina a gás: 125 kg/s;
- Taxa de compressão: 29,1;
- Temperatura de saída da turbina a gás: 455°C;
- Temperatura de entrada mantida por resfriamento: 6-8°C;

Dados sobre ciclo a vapor:

- Turbina a vapor: GE Nuovo Pignone, potência máxima 56,5 MW;
- Potência obtida na turbina a vapor: 54,320 MW;
- Pressão de saturação do vapor: 100 bar (Temperatura 311°C);
- Condições de superaquecimento do vapor: 538-540°C e 100 bar;
- Temperatura da água na saída do economizador da CR: 90°C;
- Temperatura do vapor na entrada do incinerador: 160°C

Dados sobre energia:

- Potência total bruta gerada: 99,176 MWh (*gross energy*);
- Potência total líquida para a rede: 94,431 MWh;
- Potência total consumida internamente: 4,745 MWh;
- Potência total consumida com externos: 5,200 MWh (*with externals*);
- Eficiência elétrica total: 42,2%;
- Eletricidade exportada: 658 – 760 milhões de kWh/ano;
- Horas/ano de operação da planta: 8270 h/ano;

## 5.2. Análise energética do sistema

As hipóteses adotadas para a análise energética são:

1. O sistema opera em regime permanente;
2. Cada um dos componentes do sistema apresentado na figura 23 é modelado com um **volume de controle**;
3. O fluido de trabalho do ciclo a gás e os gases de exaustão do incinerador são modelados como ar;
4. A variação da energia cinética e potencial dos fluidos é desprezível.

A seguir realizam-se os balanços de energia nas entradas e saídas de cada volume de controle do sistema. A análise é desenvolvida em duas etapas, a primeira para o ciclo de potência a gás e a segunda para o ciclo de potência a vapor.

### 5.2.1. Análise energética do ciclo a gás

O objetivo da análise energética do ciclo a gás é obter as potências elétricas geradas, o diagrama T x s e a eficiência térmica do ciclo. A figura abaixo mostra o ciclo a gás do sistema e seu funcionamento é descrito em seguida.

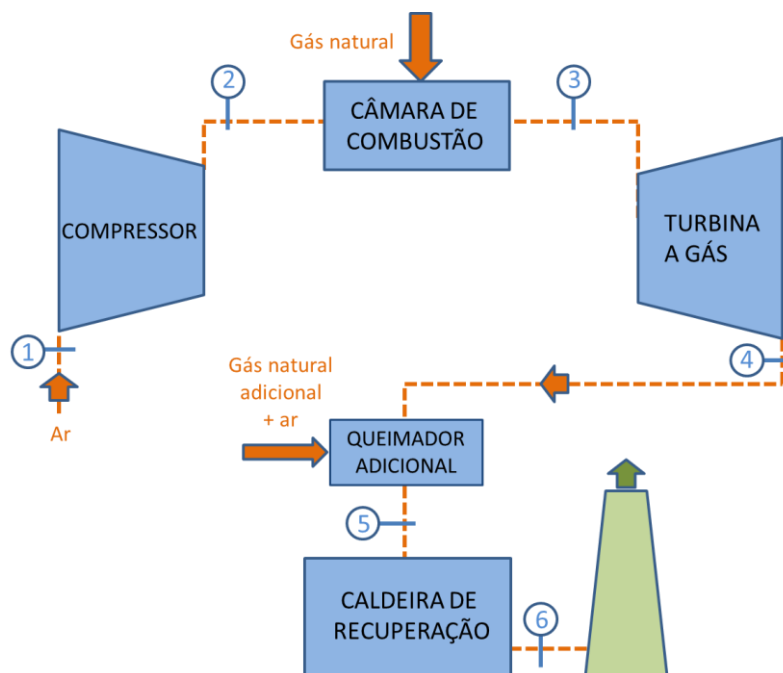


Figura 24: Ciclo a gás do sistema analisado

- A câmara de combustão (CC) ou combustor é onde ocorre a reação de combustão entre o combustível e o ar. Ar é admitido no ponto 1 pelo compressor e comprimido até nas condições do ponto 2, quando adentra a CC e é misturado a uma vazão de gás natural;
- Os gases oriundos da combustão saem da câmara (ponto 3) e são direcionados à turbina, onde há geração de energia elétrica;
- Ao sair da turbina (ponto 4), os gases ainda estão quentes e adentram uma outra câmara de combustão (dito queimador adicional), onde são misturados a uma quantidade de ar novo e gás natural, ocorrendo mais uma combustão;
- Os gases oriundos do queimador adicional adentram a caldeira de recuperação (ponto 5), onde trocam calor com a água do ciclo a vapor; saindo por fim pela chaminé (ponto 6).

As tabelas a seguir mostram os dados obtidos da literatura e assumidos.

Tabela 13: Propriedades e parâmetros do ciclo a gás obtidos da literatura

Sigla	Significado	Valor	Fonte
$PCI_{gn}$	Poder calorífico inferior do gás natural por unidade de massa	47730 kJ/kg	(Lourenço 2003)
$\rho_{gn}$	Densidade do gás natural	0,768 kg/Nm <sup>3</sup>	(Lourenço 2003)
$m_{tg}$	Vazão mássica de saída da turbina a gás (ponto 4)	125 kg/s	(Company 2013) <sup>(1)</sup>
$T_4$	Temperatura na saída da turbina a gás (ponto 4)	455°C	(Company 2013) <sup>(1)</sup>
$P_2/P_1$	Taxa de compressão	29,1	(Company 2013) <sup>(1)</sup>
$R_{ar}$	Constante do gás ar	0,2870 kJ/kg.K	(Moran et. al, 2013)
$W_{netTG}$	Potência líquida do ciclo a gás	43000 kW	(Company 2013) <sup>(1)</sup>
HR	<i>Heat rate</i> do conjunto a gás	8630 kJ/kWh	(Company 2013) <sup>(1)</sup>

(1) Valores da fonte (Company 2013) correspondem ao modelo LM-6000 PD de turbina a gás

Tabela 14: Propriedades e parâmetros do ciclo a gás assumidos

Sigla	Significado	Valor	Unidade
$P_1$	Pressão na entrada do compressor (ponto 1)	0,101	MPa
$T_1$	Temperatura na entrada do compressor (ponto 1)	20	°C
$N_{cp}$	Eficiência isentrópica do compressor	80	%
$D_{p23}$	Perda de carga na câmara de combustão	0,015	MPa
$P_4$	Pressão na saída da turbina a gás (ponto 4)	$P_1 + 0,03 = 0,131$	MPa
$D_{pQA}$	Perda de carga no queimador adicional	0	MPa
$D_{pCR}$	Perda de carga na CR	0,03	MPa
$T_5$	Temperatura na entrada da CR (ponto 5).	600	°C
$T_6$	Temperatura na saída da CR (ponto 6).	150	°C
$P_6$	Pressão na saída da CR (pt. 6)	0,101	MPa



A temperatura do ar adotada foi 20°C, por ser um valor representativo da temperatura média do Brasil (Clima do Brasil 2015). Na tabela a seguir, procedem-se os cálculos das demais propriedades termodinâmicas do ciclo a gás.

Tabela 15: Propriedades termodinâmicas calculadas para o ciclo a gás

Sigla	Significado	Equação	Valor
$h_1$	Entalpia específica no pt. 1	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_1$ e $T_1$	293,60 kJ/kg
$s_1$	Entropia específica na entrada do compressor (pt 1)	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_1$ e $T_1$	6,84 kJ/kg.K
$P_2$	Pressão no pt. 2	$P_2 = P_1 * 29,1$	2,94 MPa
$s_{2s}^\circ$	Entropia específica isentrópica no pt. 2, função somente da temperatura	$s_{2s}^\circ = s_1^\circ + R_{ar} \ln (P_2/P_1)$	7,81 kJ/kg.K
$h_{2s}$	Entalpia específica isentrópica no pt. 2	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_2$ e $s_{2s}^\circ$	764,10 kJ/kg
$s_{2s}$	Entropia específica isentrópica no pt. 2	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_2$ e $s_{2s}^\circ$	6,84 kJ/kg.K
$h_2$	Entalpia específica no pt. 2	$N_{cp} = (h_{2s} - h_1) / (h_2 - h_1)$	881,73 kJ/kg
$T_2$	Temperatura no pt. 2	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_2$ e $h_2$	580,70 °C
$s_2$	Entropia específica no pt. 2	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_2$ e $h_2$	6,99 kJ/kg.K
$P_3$	Pressão no pt. 3	$P_3 = P_2 - D_{p23}$	2,92 MPa
$s_4^\circ$	Entropia específica no pt. 4, função somente de $T_4$	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $T_4$	7,78 kJ/kg.K
$s_4$	Entropia específica no pt. 4	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_4$ e $T_4$	7,71 kJ/kg.K
$h_4$	Entalpia específica no pt. 4	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_4$ e $T_4$	743,90 kJ/kg
$h_3$	Entalpia específica no pt. 3	$h_3 = (W_{netTG} + m_{ar1} * (h_2 - h_1)) / m_{tg} + h_4$	1665,86 kJ/kg
$T_3$	Temperatura no pt. 3	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_3$ e $h_3$	1252 °C
$s_3$	Entropia específica no pt. 3	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_3$ e $h_3$	7,66 kJ/kg.K
$s_3^\circ$	Entropia específica no pt. 3, função somente de $T_3$	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_3$ e $h_3$	8,63 kJ/kg.K
$s_{4s}^\circ$	Entropia específica isentrópica no pt. 4, função somente de $T_{4s}$	$s_{4s}^\circ = s_3^\circ + R_{ar} * \ln(P_4/P_3)$	7,78 kJ/kg.K
$h_{4s}$	Entalpia específica isentrópica no pt. 4	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_4$ e $s_{4s}^\circ$	714,20 kJ/kg

Com os valores da tabela anterior, constrói-se o de diagrama da temperatura versus entropia específica do ciclo a gás. Observa-se que a forma do gráfico corresponde a um ciclo Brayton (modelo ar) com irreversibilidades e perdas de carga.

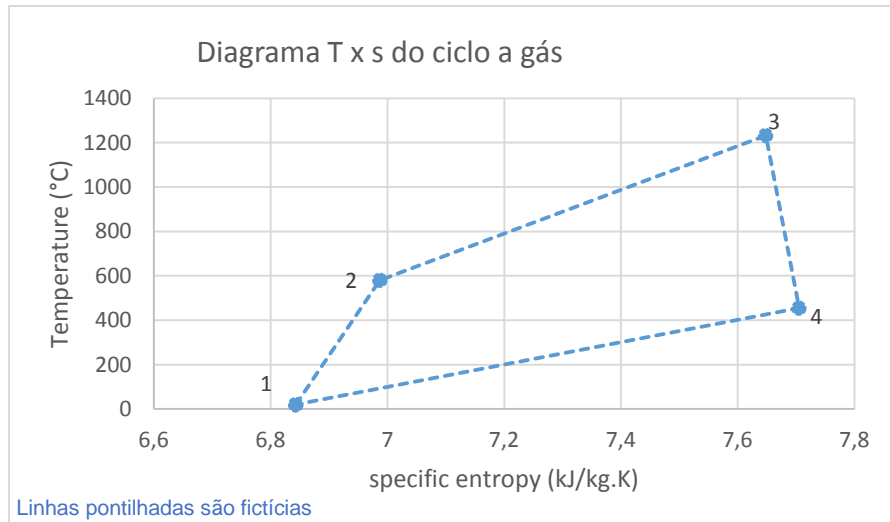


Figura 25: Diagrama T x s do ciclo a gás

Com base na 1ª Lei da Termodinâmica calculam-se parâmetros importantes para a análise energética do ciclo a gás.

Tabela 16: Potências, eficiências e vazões mássicas do ciclo a gás analisado

Sigla	Significado	Equação	Valor
$m_{gn1}$	Vazão mássica de gás natural na CC	$m_{gn1} = HR * W_{netTG} / 3600 * PCI_{gn}$	2,16 kg/s
$m_{ar1}$	Vazão mássica de ar no ponto 1	$m_{ar1} = m_{tg} - m_{gn1}$	122,84 kg/s
$Q_{cc}$	Potência térmica fornecida pelo GN na CC	$Q_{cc} = m_{gn1} * PCI_{gn}$	103,08 MW
$Perc_{ar}$	Razão entre massas de ar e de GN na CC.	$Perc_{ar} = m_{ar1} / m_{gn1}$	56,88
$w_{tg}$	Trabalho específico da turbina a gás	$w_{tg} = h_3 - h_4$	921,96 kJ/kg
$W_{tg}$	Potência elétrica gerada pela turbina a gás	$W_{tg} = m_{tg} * w_{tg}$	115,25 MW
$N_{tg}$	Eficiência isentrópica da turbina a gás	$N_{tg} = (h_3 - h_4) / (h_3 - h_{4s})$	97%
$w_{cp}$	Trabalho específico do compressor	$w_{cp} = h_2 - h_1$	588,13 kJ/kg
$W_{cp}$	Potência elétrica do compressor	$W_{cp} = m_{ar1} * w_{cp}$	72,25 MW
$q_{23}$	Quantidade de calor (por unidade de massa) recebida pelo fluido na CC	$q_{23} = h_3 - h_2$	784,14 kJ/kg
$Q_{23}$	Potência recebida pelo fluido na CC	$Q_{23} = h_3 * m_{tg} - h_2 * m_{ar1}$	99,92 MW
$N_{cc}$	Eficiência térmica da câmara de combustão	$N_{cc} = Q_{23} / Q_{cc}$	97%
$N_{cg}$	Eficiência térmica do ciclo a gás	$N_{cg} = (W_{tg} - W_{cp}) / Q_{23}$	42%

A eficiência térmica calculada para o ciclo a gás do sistema analisado é 42%; que é o mesmo previsto pelo fabricante, devido aos parâmetros assumidos.

As tabelas a seguir mostram os cálculos para a caldeira de recuperação (CR) e o queimador de combustível adicional (QA).

Tabela 17: Vazões mássicas, entalpias e entropias no queimador adicional do ciclo a gás

Sigla	Significado	Equação	Valor
P <sub>5</sub>	Pressão no ponto 5	$P_5 = P_6 + D_{pCR}$	0,13 MPa
h <sub>5</sub>	Entalpia específica no pt. 5	Das tabelas termodinâmicas, a partir de P <sub>5</sub> e T <sub>5</sub>	903,10 kJ/kg
s <sub>5</sub>	Entropia específica no pt. 5	Das tabelas termodinâmicas, a partir de P <sub>5</sub> e T <sub>5</sub>	7,79 kJ/kg.K
h <sub>6</sub>	Entalpia específica no pt. 6	Das tabelas termodinâmicas, a partir de P <sub>6</sub> e T <sub>6</sub>	424,80 kJ/kg
s <sub>6</sub>	Entropia específica no pt. 6	Das tabelas termodinâmicas, a partir de P <sub>6</sub> e T <sub>6</sub>	7,21 kJ/kg.K
m <sub>5</sub>	Vazão mássica no pt. 5	$m_5 = m_{tg} + m_{gn2} + m_{ar2}$	219,73 kg/s
m <sub>ar2</sub>	Vazão mássica de ar no QA	$m_{ar2} = \frac{(2) P_{erC_{ar}}}{m_{gn2}}$	93,09 kg/s
m <sub>gn2</sub>	Vazão mássica de GN no QA	$m_5 * h_5 = m_{tg} * h_4 + m_{ar2} * h_1 + m_{gn2} * PCI_{gn}$ $m_5 * h_5 = Q_{vapor}^{(1)} / N_{cr} + m_5 * h_6$	1,64 kg/s
V <sub>gn</sub>	Vazão volumétrica de gás natural consumido na planta	$V_{gn} = (m_{gn1} + m_{gn2}) / \rho_{gn}$	4,94 Nm <sup>3</sup> /s
Q <sub>56a</sub>	Potência térmica do gás na CR	$Q_{56a} = m_5 * (h_5 - h_6)$	105,10 MW
Q <sub>QA</sub>	Potência térmica fornecida pelo gás natural no QA	$Q_{QA} = m_{gn2} * PCI_{gn}$	78,12 MW

(1) Calculado na tabela 21.

(2) Supondo a mesma razão ar/combustível calculada para o queimador adicional.

Nestes cálculos não se levou em consideração a quantidade de gás natural eventualmente consumida no incinerador para manter a temperatura de combustão dos resíduos acima de 850°C, conforme legislação brasileira<sup>1</sup>.

### 5.2.2.

#### Análise energética do ciclo a vapor

O objetivo da análise energética do ciclo a vapor é obter a potência elétrica gerada, o diagrama T x s e a eficiência térmica do ciclo. Este é modelado como um ciclo Rankine com superaquecimento e reaquecimento, em que as fontes de calor são o incinerador e a caldeira de recuperação (por onde passam os gases quentes provenientes do ciclo a gás), conforme figura abaixo.

<sup>1</sup> Resolução SMA-079/2009 de São Paulo.

<sup>2</sup> Calculado com base na destinação final dos resíduos coletados no município do

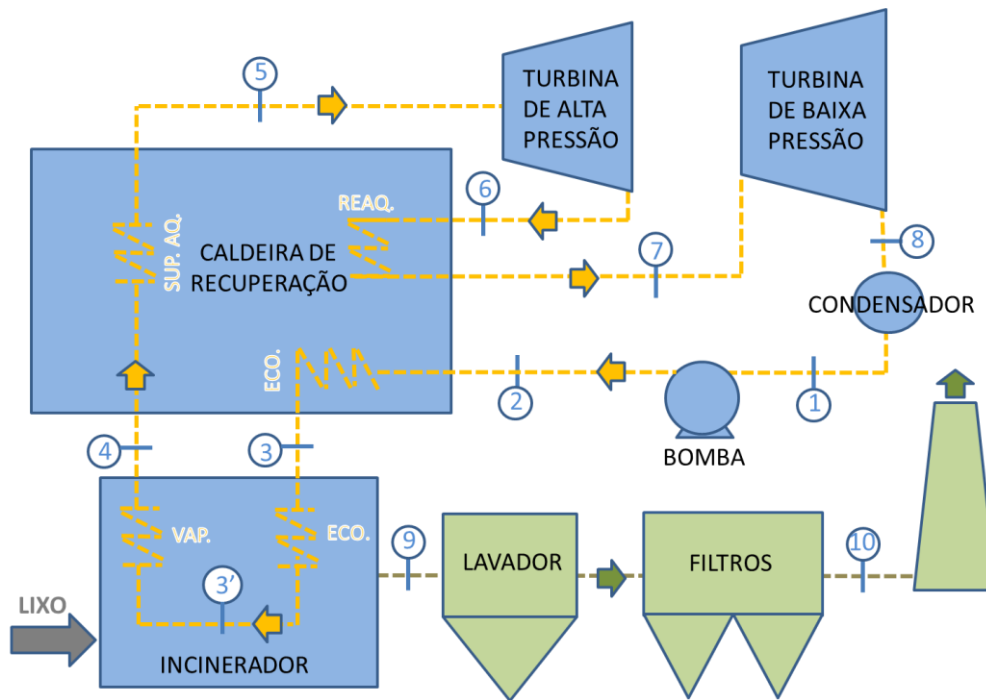


Figura 26: Ciclo a vapor do sistema analisado

O funcionamento do ciclo de potência a vapor é resumido da seguinte forma:

- O condensador gera água no estado líquido saturado (ponto 1);
- A bomba eleva a pressão do líquido para uma condição de líquido comprimido no ponto 2;
- Um economizador instalado na caldeira de recuperação eleva a temperatura do líquido comprimido para condição do ponto 3;
- No incinerador ocorre a reação de combustão entre os resíduos sólidos e o ar. Um boiler instalado no incinerador, composto de economizador e evaporador, eleva a temperatura do líquido, transformando-o em vapor saturado no ponto 4;
- O vapor saturado é superaquecido na caldeira de recuperação até a condição do ponto 5, entrando, em seguida, na turbina de alta pressão onde ocorre a primeira expansão;
- O vapor em expansão na turbina de alta pressão é direcionado novamente para a caldeira de recuperação, na condição do ponto 6, para ser reaquecido antes de entrar na turbina de baixa pressão.
- O vapor é expandido na turbina de baixa pressão até a condição do ponto 8, e, então, direcionado ao condensador, quando se reinicia o ciclo.
- Os gases poluentes resultantes da combustão dos resíduos saem do incinerador na condição do ponto 9 e são direcionados para um sistema de lavagem e filtros até, por fim, serem eliminados no ponto 10.

As tabelas a seguir mostram os parâmetros e propriedades, obtidos da literatura e assumidos, para realização dos cálculos iniciais do ciclo a vapor.

Tabela 18: Propriedades e parâmetros do ciclo a vapor obtidos da literatura

Sigla	Significado	Valor	Fonte
$PCI_{\text{lixo}}$	Poder calorífico inferior dos resíduos por unidade de massa	16000 kJ/kg	(Soares 2011)
$m_{\text{lixo}}$	Vazão mássica de resíduos no incinerador	48 t/h	Valor médio a partir de (CNIM 2005)
$P_4$	Pressão do vapor saída do incinerador (ponto 4)	100 bar	(CNIM 2005)
$T_5$	Temperatura na entrada da turbina de alta pressão	538 °C	(CNIM 2005)

É importante destacar que o PCI do lixo da cidade do Rio de Janeiro ( $PCI_{\text{lixo}}$ ), conforme medido experimentalmente por Soares (2011), varia significativamente temporal e regionalmente dentro do próprio município, de 12,7 a 19 MJ/kg. O valor de  $PCI_{\text{lixo}}$  adotado no sistema proposto foi, portanto, um valor médio aproximado de 16 MJ/kg. Este valor é o dobro do PCI do lixo incinerado na usina Zabalgarbi (8 MJ/kg), referente ao ano de 2005 (CNIM 2005).

Tabela 19: Propriedades e parâmetros do ciclo a vapor assumidos

Sigla	Significado	Valor	Unidade
$P_6$	Pressão na saída da turbina de alta pressão (pt. 6)	0,3	MPa
$T_1$	Temperatura na saída do condensador (ponto 1)	45	°C
$x_1$	Título na saída do condensador (ponto 1)	0	-
$x_4$	Título na saída do incinerador (ponto 4)	0	-
$N_{\text{tv}}$	Eficiência isentrópica da turbina a vapor (tanto de alta quanto de baixa pressão)	0,9	-
$D_{p23}$	Perda de carga no economizador 1 (entre pts. 2 e 3)	0,2	MPa
$D_{p33}$	Perda de carga no economizador 2 (entre pts. 3 e 3')	0,2	MPa
$D_{p34}$	Perda de carga no evaporador (entre pts. 3' e 4)	0,3	MPa
$D_{p45}$	Perda de carga no superaquecedor	0,3	MPa
$D_{p67}$	Perda de carga no reaquecedor	0,1	MPa
$D_{p81}$	Perda de carga no condensador	0,005	MPa
$N_b$	Eficiência isentrópica da bomba	0,8	-
$T_3$	Temperatura na entrada do incinerador (ponto 3)	90	°C
$x_{3'}$	Título na saída do economizador 2 (ponto 3')	0	-
$T_{8s}$	Temperatura isentrópica na saída da turbina de baixa (ponto 8s)	45	°C
$x_{8s}$	Título isentrópico na saída da turbina a vapor de baixa pressão (ponto 8s)	$x_{6s}^{(1)}$	-

(1) O valor de  $x_{6s}$  é calculado na tabela 20.

A partir destes dados procedem-se os cálculos das demais propriedades termodinâmicas, conforme tabela abaixo.

Tabela 20: Propriedades termodinâmicas do ciclo a vapor calculadas

Sigla	Significado	Equação	Valor
$P_1$	Pressão no ponto 1	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $T_1$ e $x_1$	9,59 kPa
$h_1$	Entalpia específica no pt. 1	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $T_1$ e $x_1$	188,40 kJ/kg
$s_1$	Entropia específica no pt. 1	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $T_1$ e $x_1$	0,64 kJ/kg.K
$P_2$	Pressão no ponto 2	$P_2 = P_4 + D_{p34} + D_{p33} + D_{p23}$	10,7 MPa
$s_{2s}$	Entropia específica isentrópica no pt. 2s	$s_{2s} = s_1$	0,64 kJ/kg.K
$h_{2s}$	Entalpia específica isentrópica no pt. 2s	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_2$ e $s_{2s}$	199,20 kJ/kg
$h_2$	Entalpia específica no pt. 2	$h_2 = h_1 + (h_{2s} - h_1)/N_b$	201,90 kJ/kg
$T_2$	Temperatura no ponto 2	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_2$ e $h_2$	46°C
$s_2$	Entropia específica no pt. 2	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_2$ e $h_2$	0,65 kJ/kg.K
$P_3$	Pressão no ponto 3	$P_3 = P_4 + D_{p34} + D_{p33}$	10,5 MPa
$h_3$	Entalpia específica no pt. 3	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $T_3$ e $P_3$	385,0 kJ/kg
$s_3$	Entropia específica no pt. 3	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $T_3$ e $P_3$	1,19 kJ/kg.K
$P_{3'}$	Pressão no ponto 3'	$P_{3'} = P_4 + D_{p34}$	10,3 MPa
$T_{3'}$	Temperatura no ponto 3'	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $x_{3'}$ e $P_{3'}$	313,2 °C
$h_{3'}$	Entalpia específica no pt. 3'	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $x_{3'}$ e $P_{3'}$	1420 kJ/kg
$s_{3'}$	Entropia específica no pt. 3'	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $x_{3'}$ e $P_{3'}$	3,38 kJ/kg.K
$T_4$	Temperatura no ponto 4	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $x_4$ e $P_4$	311,1 °C
$h_4$	Entalpia específica no pt. 4	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $x_4$ e $P_4$	2725 kJ/kg
$s_4$	Entropia específica no pt. 4	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $x_4$ e $P_4$	5,61 kJ/kg.K
$P_5$	Pressão no ponto 5	$P_5 = P_4 - D_{p45}$	9,7 MPa
$h_5$	Entalpia específica no pt. 5	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_5$ e $T_5$	3474 kJ/kg
$s_5$	Entropia específica no pt. 5	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_5$ e $T_5$	6,74 kJ/kg.K
$s_{6s}$	Entropia específica isentrópica no pt. 6s	$s_{6s} = s_5$	6,74 kJ/kg.K
$h_{6s}$	Entalpia específica isentrópica no pt. 6s	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_6$ e $s_{6s}$	2621 kJ/kg
$x_{6s}$	Título isentrópico no pt. 6s	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_6$ e $s_{6s}$	0,95
$h_6$	Entalpia específica no pt. 6	$h_6 = h_5 - N_{tv}^*(h_5 - h_{6s})$	2706,3 kJ/kg
$T_6$	Temperatura no ponto 6	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_6$ e $h_6$	133,5°C
$s_6$	Entropia específica no pt. 6	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_6$ e $h_6$	6,95 kJ/kg.K

Tabela 20 (continuação)

$x_6$	Título no ponto 6	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_6$ e $h_6$	0,99
$P_8$	Pressão no ponto 8	$P_8 = P_1 + D_{p81}$	14,6 kPa
$h_{8s}$	Entalpia específica isentrópica no pt. 8s	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_8$ e $x_{8s}$	2484 kJ/kg
$s_{8s}$	Entropia específica isentrópica no pt. 8s	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_8$ e $x_{8s}$	7,67 kJ/kg.K
$P_7$	Pressão no ponto 7	$P_7 = P_6 - D_{p67}$	0,2 MPa
$s_7$	Entropia específica no pt. 7	$s_7 = s_{8s}$	7,67 kJ/kg.K
$h_7$	Entalpia específica no pt. 7	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_7$ e $s_7$	2950 kJ/kg
$T_7$	Temperatura no ponto 7	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_7$ e $s_7$	239,6 °C
$h_8$	Entalpia específica no pt. 8	$h_8 = h_7 - N_{iv}^*(h_7 - h_{8s})$	2530,6 kJ/kg
$T_8$	Temperatura no ponto 8	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_8$ e $h_8$	53,41 °C
$s_8$	Entropia específica no pt. 8	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_8$ e $h_8$	7,81 kJ/kg.K
$x_8$	Título no ponto 8	Das tabelas termodinâmicas, a partir de $P_8$ e $h_8$	0,97

A partir dos valores das tabelas anteriores constrói-se o diagrama de temperatura versus entropia específica do ciclo a vapor, conforme abaixo.

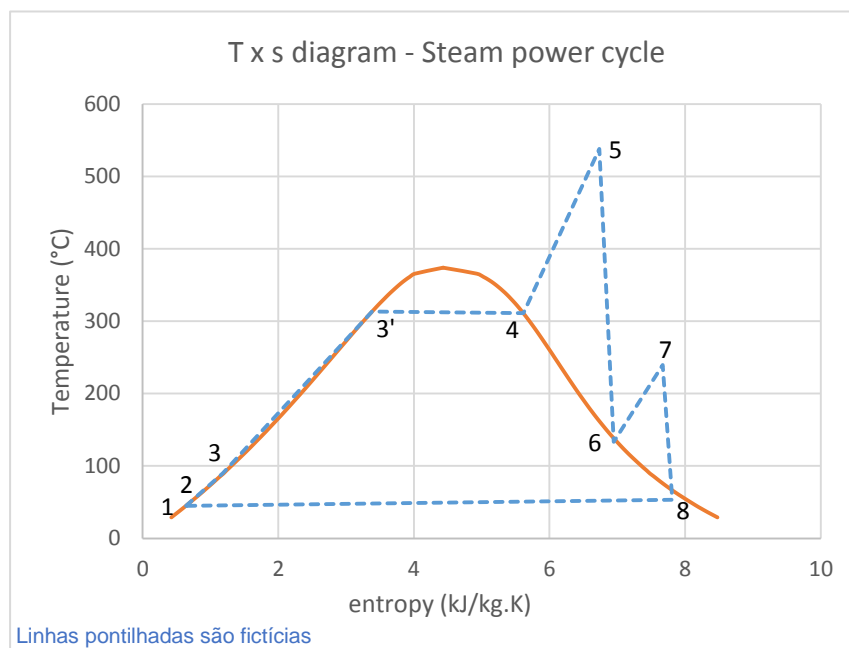


Figura 27: Diagrama T x s do ciclo a vapor do sistema analisado

A tabela a seguir apresenta os demais parâmetros calculados para o ciclo a vapor: vazão mássica do fluido, eficiência do incinerador, potências elétricas e térmicas.

Tabela 21: Vazão mássica do fluido, eficiências e potências do ciclo a vapor

Sigla	Significado	Equação	Valor
$m_v$	Vazão mássica da água (fluido de trabalho) no ciclo a vapor	$m_v = N_{CR} * Q_{56a} / [(h_5 - h_4) + (h_7 - h_6) + (h_3 - h_2)]$	71,51 kg/s
$Q_{vapor}$	Potência térmica consumida pelo vapor na CR	$Q_{vapor} = m_v * [(h_5 - h_4) + (h_7 - h_6) + (h_3 - h_2)]$	84,08 MW
$Q_{lixo}$	Potência térmica proveniente do lixo	$Q_{lixo} = PCI_{lixo} * m_{lixo}$	212,44 MW
$Q_{34}$	Potência térmica recebida pelo vapor no boiler do incinerador	$Q_{34} = m_v * (h_4 - h_3)$	16,73 MW
$N_{inc}$	Eficiência térmica do incinerador	$N_{inc} = Q_{34} / Q_{lixo}$	79%
$W_{TVA}$	Potência elétrica da turbina a vapor de alta pressão	$W_{TVA} = m_v * (h_5 - h_6)$	54,90 MW
$W_{TVB}$	Potência elétrica da turbina a vapor de baixa pressão	$W_{TVB} = m_v * (h_7 - h_8)$	29,99 MW
$W_b$	Potência elétrica da bomba	$W_b = m_v * (h_2 - h_1)$	965,34 kW
$W_{netTV}$	Potência elétrica líquida do ciclo a vapor	$W_{netTV} = W_{TVA} + W_{TVB} - W_b$	83,92 MW
$N_{CV}$	Eficiência térmica do ciclo a vapor	$N_{CV} = W_{netTV} / (Q_{56a} + Q_{lixo})$	26%

Observa-se que o ciclo a vapor gera aproximadamente 84 MW de eletricidade a uma eficiência de 26%. As potências consumidas por equipamentos internos, tais como: ventiladores, bomba de recirculação de água nos lavadores, sopradores dos filtros manga, etc., não foram considerados nos cálculos da potência líquida.

### 5.2.3. Conclusões sobre a análise energética

São mostrados na tabela 22 os cálculos da potência elétrica e da eficiência térmica totais do sistema proposto. São produzidos aproximadamente 127 MW de energia elétrica com uma eficiência energética de 32%. Para comparação, eficiências de plantas WTE ao redor do mundo estão entre 22 e 40%, conforme visto na seção 2.7.1, dependendo do combustível (gás natural ou outro, se houver) que é adicionalmente queimado na planta.

A tabela 23 mostra os principais parâmetros originais da usina Zabalgarbi em comparação com os obtidos na análise energética do sistema proposto. Como consequência das hipóteses simplificadoras e dos parâmetros assumidos, a eficiência do sistema proposto, apesar de dentro do esperado para usinas WTE, não alcançou a eficiência térmica da usina Zabalgarbi (42%), (CNIM,



Constructions Industrielles de la Méditerranée 2014), que é uma das mais elevadas do mundo.

Tabela 22: Potência e eficiência totais do ciclo combinado

Sigla	Significado	Equação	Valor
$W_{tot}$	Potência elétrica gerada nas turbinas	$W_{tot} = W_{TVA} + W_{TVB} + W_{netTG}$	127,89 MW
$W_{net}$	Potência elétrica líquida	$W_{net} = W_{TVA} + W_{TVB} + W_{netTG} - W_b$	126,92 MW
$N_{tot}$	Eficiência térmica do ciclo combinado	$N_{tot} = W_{net} / (Q_{lixo} + Q_{CC} + Q_{QA})$	32 %

Como observado na tabela 23, o fato da temperatura de entrada do compressor ser maior no Brasil que na Espanha é uma desvantagem em relação ao nosso sistema, uma vez que o ar mais quente é menos denso e mais difícil de comprimir, o que demanda maior trabalho do compressor e, portanto, maior consumo de gás natural para manter mesma potência elétrica gerada na turbina a gás nas duas plantas (43MW).

Tabela 23: Parâmetros termodinâmicos da usina Zabalgarbi e do sistema proposto

Parâmetro	Usina Zabalgarbi	Usina proposta
Capacidade de processamento de resíduos	33 t/h	48 t/h
Vazão de gás natural consumido	13870 Nm <sup>3</sup> /h	17795 Nm <sup>3</sup> /h
PCI dos resíduos	8000 kJ/kg	16000 kJ/kg
PCI do gás natural	38992 kJ/Nm <sup>3</sup>	47730 kJ/kg
Potência elétrica da turbina a gás	43 MW	43 MW
Potência elétrica total gerada	99,18 MW	127,89 MW
Temperatura do ar ambiente (entrada do compressor)	~7°C	20°C
Eficiência térmica do ciclo combinado	42%	32 %

O sistema proposto, se implantado desta forma em uma única usina de aproveitamento do conteúdo energético dos resíduos sólidos urbanos da cidade do Rio de Janeiro, possui capacidade para tratar aproximadamente 13% do total de RSU destinado para aterros diariamente<sup>2</sup> e atender a 6% do consumo mensal de eletricidade da cidade<sup>3</sup>. Neste sistema, 9,6 MJ de eletricidade são gerados

<sup>2</sup> Calculado com base na destinação final dos resíduos coletados no município do Rio de Janeiro em abril/2013 (COMLURB 2013).

<sup>3</sup> Calculado com base no consumo de eletricidade médio mensal no município do Rio de Janeiro em 2014 (Light SESA 2014).

para cada kg de lixo processado, com um consumo de aproximadamente 18000 Nm<sup>3</sup>/h de gás natural, o que equivale a uma geração de 2656 kWh/tonelada lixo processada. Segundo a EPE (2014), o sistema WTE proposto por Ribeiro, chamado ciclo combinado otimizado (COO), permite atingir 900 kWh/t.

### 5.3. Análise exergética do sistema

Exergia é o máximo trabalho teórico possível de ser obtido de um sistema na medida em que este entra em equilíbrio com sua vizinhança. A exergia é a propriedade que quantifica o potencial de uso e, ao contrário da energia, ela não é conservada e sim destruída dentro do sistema. Desta forma, a análise térmica ou energética reflete a Lei da Conservação de Energia, já a análise exergética determina a quantidade de exergia perdida em razão das irreversibilidades do sistema, as quais podem ser de dois tipos:

- **irreversibilidade interna:** atrito e transferência de calor no interior do sistema;
- **irreversibilidade externa:** transferência de calor de um sistema para o meio externo (vizinhança).

O objetivo da análise exergética apresentada nesta seção é determinar a eficiência exergética dos componentes do sistema e quantificar as irreversibilidades internas e externas. Para isso, assumem-se as seguintes hipóteses:

1. O sistema opera em regime permanente;
2. Cada um dos componentes do sistema apresentados na figura 23 é modelado com um volume de controle;
3. O fluido de trabalho do ciclo a gás (ar e gases de combustão) e os gases de exaustão do incinerador são modelados como ar;
4. A variação da energia cinética e potencial dos fluidos é desprezível;
5. O ambiente de referência, i. e., a vizinhança do sistema, é constituído de água e ar nas seguintes condições:

Tabela 24: Propriedades do ambiente externo ao sistema (ambiente de referência)

Ambiente	P <sub>0</sub> (atm)	T <sub>0</sub> (K)	h <sub>0</sub> (kJ/kg)	s <sub>0</sub> (kJ/kg.K)
Água	1	293	84,03	0,30
Ar	1	293	293,60	6,84

6. As turbinas, o compressor, o condensador e a bomba operam adiabaticamente;

7. Há perdas de calor pelas paredes da caldeira de recuperação;
8. As perdas de calor pelas paredes do incinerador são desprezíveis em face das perdas pelos gases de exaustão da queima dos resíduos.

O balanço de taxas de exergia ou potências exergéticas em um volume de controle em regime permanente é descrito por:

$$0 = \sum_j \dot{\Psi}_{qj} - \dot{W}_{vc} + \sum_e \dot{\Psi}_{fe} - \sum_s \dot{\Psi}_{fs} - \dot{\Psi}_d \quad (6.1)$$

Onde:

$\dot{\Psi}_{qj}$ : potência exergética associada à transferência de calor;

$\dot{W}_{vc}$ : potência exergética associada ao trabalho de eixo no volume de controle (que é a própria potência de eixo);

$\dot{\Psi}_{fe}$ : potência exergética de fluxo que atravessa a entrada (e) do volume de controle;

$\dot{\Psi}_{fs}$ : potência exergética de fluxo que atravessa a saída (s) do volume de controle;

$\dot{\Psi}_d$ : taxa de destruição de exergia dentro do volume de controle.

As potências exergéticas tem unidade [W], [kW] ou [MW]. A potência exergética de fluxo  $\dot{\Psi}_f$  tem o subscrito “f”, para indicar que se trata da exergia física<sup>4</sup> de fluxo:

$$\dot{\Psi}_f = \dot{m} \psi_f \quad (6.2a)$$

Onde  $\dot{m}$  é a vazão mássica de fluido e  $\psi_f$  é dada pela expressão:

$$\psi_f = h - h_0 - T_0 (s - s_0) \quad (6.2b)$$

Onde:  $h$  é a entalpia específica e  $s$  a entropia específica num determinado ponto (entrada ou saída do volume de controle);  $h_0$  e  $s_0$  representam os respectivos valores dessas propriedades quando avaliadas em  $T_0$  e  $p_0$  (ambiente de referência).

Pela 2ª Lei da Termodinâmica,  $\dot{\Psi}_d$  representa a potência perdida devido às irreversibilidades internas associadas à geração de entropia ( $\dot{\sigma}_{vc}$ ) dentro do volume de controle. Ela pode ser determinada também por:

$$\dot{\Psi}_d = T_0 \dot{\sigma}_{vc} \quad (6.3a)$$

em que  $\dot{\sigma}_{vc}$  é obtida por balanço de entropia (regime permanente) no volume de

controle: 
$$0 = \sum_j \frac{\dot{Q}_j}{T_j} + \sum_e \dot{S}_e - \sum_s \dot{S}_s + \dot{\sigma}_{vc} \quad (6.3b)$$

<sup>4</sup> O termo exergia “física” serve para diferenciar da exergia química de uma substância ( $E^{ch}$ ) considerada nas análises de processos de combustão.

$\dot{\Psi}_d$  assume valores sempre positivos ou iguais a zero (em sistemas ideais - sem irreversibilidades) e, de forma geral, pode ser descrita como a diferença entre a potência exergética transferida para dentro do volume de controle e a que sai do volume de controle:

$$\dot{\Psi}_d = \sum \dot{\Psi}_{\text{entrando}} - \sum \dot{\Psi}_{\text{saindo}} \quad (6.4)$$

O máximo de melhoria em termos de eficiência exergética para um processo ou sistema é determinado quando as irreversibilidades são minimizadas. (Villela 2007). A fim de determinar as irreversibilidades do sistema analisado, primeiramente, calculam-se as potências exergéticas de fluxo ( $\dot{\Psi}_f$ ), de acordo com as equações 6.2a e 6.2b, para todos os pontos dos ciclos a gás e vapor. Para simplificar a notação iremos, daqui em diante, suprimir o ponto que indica taxa e chamar  $\dot{\Psi}_f$  de  $\Psi_f$ , conforme abaixo.

Tabela 25: Exergias de fluxo do ciclo a gás

Pontos	T (°C)	P (bar)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.k)	$\psi_f$ (kJ/kg)	$\Psi_f$ (kW)
1	20,00	1,01	293,60	6,84	0,00	0,00
2	580,70	29,39	881,73	6,99	545,91	67.059,94
3	1.252,00	29,24	1.665,86	7,66	1131,88	14.1485,10
4	455,00	1,31	743,90	7,71	197,60	24.700,59
5	600,00	1,31	903,10	7,90	298,47	65.582,19
6	150,00	1,01	424,80	7,21	22,73	4.995,44

Para calcular as exergias do ciclo a vapor, três novos pontos são considerados, conforme tabela abaixo. O ponto “gin” representa as condições do ambiente (gases + partículas) próximo à região de chama durante a combustão dos resíduos dentro do incinerador. A temperatura nesta região foi aproximada pela temperatura de chama de uma combustão típica: 1400°C. Os pontos “win” e “wout” representam, respectivamente, as condições de entrada e saída da água de refrigeração do condensador. A tabela a seguir mostra as exergias de fluxo no ciclo a vapor.

O ponto 9 mostrado na tabela 26 refere-se à saída dos gases de combustão do lixo do incinerador. A vazão total destes gases depende da vazão mássica de lixo e de ar (adicionado em excesso) que entram no incinerador e promovem a combustão do lixo com excesso de ar entre 100 e 200%. Neste trabalho adotou-se o valor de 110% (USINAVERDE S/A 2010) para o excesso de ar da combustão de lixo, podendo-se, conhecida a vazão mássica de lixo, calcular a vazão mássica de ar usado na combustão.

Tabela 26: Exergias de fluxo do ciclo a vapor

Pontos	P (bar)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)	$\psi_f$ (kJ/kg)	$\Psi_f$ (kW)
1	0,10	45,00	188,40	0,64	4,08	291,99
2	107,00	46,00	201,90	0,65	15,09	1079,15
3	105,00	90,00	385,00	1,19	40,51	2896,46
3'	103,00	313,20	1.420,00	3,38	431,75	30873,28
4	100,00	311,10	2.725,00	5,61	1.082,14	77.380,35
5	97,00	538,00	3.474,00	6,74	1.502,23	107.419,19
6	3,00	133,50	2.706,30	6,95	673,26	48.142,60
7	2,00	239,60	2.950,00	7,67	705,01	50413,11
8	0,15	53,41	2.530,60	7,81	243,69	17.425,72
gin	1,01	1.400,00	1.847,00	8,74	996,71	87.500,01
9	1,01	200,00	475,80	7,33	40,32	8.832,43
win	4,00	25,00	105,20	0,37	0,44	1.190,59
wout	1,50	40,00	167,70	0,57	2,79	7.476,19

As vazões mássicas nos pontos *gin*, *win* e *wout* foram calculadas conforme a tabela seguinte.

Tabela 27: Vazões mássicas de água de refrigeração e gás de combustão dos resíduos

Sigla	Significado	Equação	Valor
$m_w$	Vazão mássica da água de refrigeração no condensador	$m_w = m_v \cdot (h_8 - h_1) / (h_{wout} - h_{win})$	2679,7 kg/s
$\Psi_{lixo}^{ch}$	Potência exergética química do lixo	$\Psi_{lixo}^{ch} = m_{lixo} \cdot PCI_{lixo}$	125000 kW
$e^{(1)}$	Excesso de ar para queima do lixo no incinerador	(USINAVERDE S/A 2010)	1,1
$F_{ar}^{(2)}$	Razão entre massas de ar e lixo no incinerador	$\frac{(30 + \frac{62}{4} + 2e)(2 \times 16 + 3,76 \times 28)}{1 \times 422}$	15,5
$m_{ar\_inc}$	Vazão mássica de ar usada na combustão de lixo no incinerador	$m_{ar\_inc} = m_{lixo} \cdot F_{ar}$	205,81 kg/s
$m_{g\_in}$	Vazão mássica de gases+ partículas de combustão dentro do incinerador	$m_{g\_in} = m_{ar\_inc} + m_{lixo}$	219,08 kg/s

(1) Assumindo 110% o excesso de ar para a queima do lixo.

(2) Assumindo o lixo como um hidrocarboneto genérico de fórmula química  $C_{30}H_{62}$ .

A partir da equação 6.4 podem-se calcular as destruições de exergia devido às irreversibilidades internas de cada componente do sistema analisado. As fontes de **irreversibilidades externas** correspondem à perda de exergia para o meio ambiente, que são: a exergia que sai do sistema com a água de refrigeração do condensador, com os gases de exaustão do incinerador e da caldeira de recuperação. Desta forma, é possível calcular um balancete das

exergias que entram e saem do sistema e obter os percentuais de perdas por irreversibilidade interna e externa, conforme a tabela abaixo.

Tabela 28: Balancete de taxas de exergia do sistema analisado

	Potência exergética	MW	%
Entrando (combustível)	Potência exergética do combustível:	393,64	100%
	Gás natural na CC	103,08	26%
	Gás natural na QA	78,12	20%
	Lixo	212,44	54%
Saindo como produto (útil)	Potência exergética líquida produzida:	127,07	32%
	Turbina a vapor de alta pressão	54,08	43%
	Turbina a vapor de baixa pressão	29,99	24%
	Turbina a gás	43,00	34%
Saindo como perda (inútil)	Irreversibilidade externa (perdida para o meio ambiente):	20,10	5%
	Gases de exaustão da caldeira de rec.	4,99	25%
	Gases de exaustão do incinerador	8,83	44%
	Água de refrigeração do condensador	6,28	31%
	Irreversibilidade interna (perdida por atrito e aquecimentos):	246,43	63%
	Câmara de combustão	28,66	12%
	Queimador adicional	37,24	15%
	Bomba	0,18	0%
	Turbina de alta pressão	4,38	2%
	Turbina de baixa pressão	3,00	1%
	Condensador	10,85	4%
	Compressor	5,19	2%
	Turbina a gás	1,54	1%
	Caldeira de recuperação	26,40	11%
Incinerador	129,00	52%	

Se observa na tabela 28 que 32% (eficiência térmica obtida na análise energética) da potência exergética fornecida pelos combustíveis para uso no sistema se transforma em produto útil (eletricidade) e 68% são perdidos. A maior parte das perdas ocorre por irreversibilidades internas (63% da exergia que entra no sistema com os combustíveis é perdida), sendo o incinerador o componente que apresenta a maior destruição de exergia. Esse resultado é esperado, visto que a maior parte das perdas exergéticas de um sistema térmico ocorre na combustão.

Villela (2007) traz a expressão de Tsatsaronis da eficiência exergética ( $\epsilon$ ):

$$\epsilon = \frac{\dot{\Psi}_{\text{produto}}}{\dot{\Psi}_{\text{combustível}}} \quad (6.5)$$

Onde:

$\Psi_{\text{produto}}$ : potência exergética que sai do volume de controle como produto útil;

$\Psi_{\text{combustível}}$ : potência exergética que entra no volume de controle para uso no processo como combustível.

As eficiências exergéticas do sistema são mostradas na tabela abaixo.

Tabela 29: Eficiências exergéticas dos componentes do sistema

Sigla	Significado	Equação	Valor
$\varepsilon_{cp}$	Eficiência exergética do compressor	$\varepsilon_{cp} = (\Psi_2 - \Psi_1) / W_{cp}$	93%
$\varepsilon_{cc}$	Eficiência exergética da câmara de combustão	$\varepsilon_{cc} = \Psi_3 / (\Psi_2 + Q_{23})$	85%
$\varepsilon_{tg}$	Eficiência exergética da turbina a gás	$\varepsilon_{tg} = W_{tg} / (\Psi_3 - \Psi_4)$	99%
$\varepsilon_{qa}$	Eficiência exergética do queimador adicional	$\varepsilon_{qa} = \Psi_5 / (\Psi_4 + Q_{qa})$	64%
$\varepsilon_{cr}$	Eficiência exergética da caldeira de recuperação	$\varepsilon_{cr} = m_v^*(\Psi_3 + \Psi_5 + \Psi_7 - \Psi_2 - \Psi_4 - \Psi_6) / \Psi_5$	52%
$\varepsilon_{inc}$	Eficiência exergética do incinerador	$\varepsilon_{inc} = m_v^*(\Psi_4 - \Psi_3) / Q_{lixo}$	35%
$\varepsilon_{tva}$	Eficiência exergética da turbina a vapor de alta pr.	$\varepsilon_{tva} = W_{tva} / (m_v^*(\Psi_5 - \Psi_6))$	93%
$\varepsilon_{tvb}$	Eficiência exergética da turbina a vapor de baixa	$\varepsilon_{tvb} = W_{tvb} / (m_v^*(\Psi_7 - \Psi_8))$	91%
$\varepsilon_{cond}$	Eficiência exergética do condensador	$\varepsilon_{cond} = \frac{m_w^*(\Psi_{wout} - \Psi_{win})}{m_v^*(\Psi_8 - \Psi_1)}$	37%
$\varepsilon_{bomba}$	Eficiência exergética da bomba	$\varepsilon_{bomba} = m_v^*(\Psi_2 - \Psi_1) / W_b$	82%

Observa-se que o condensador possui a eficiência exergética mais baixa, 37%, o que é esperado, em razão deste ser um equipamento essencialmente dissipativo. Para melhorá-la, seria preciso diminuir a diferença de temperatura entre o vapor e a água de refrigeração, o que demandaria uma maior área de transferência de calor, encarecendo o custo do condensador. Destacam-se como oportunidades de melhoria, as eficiências baixas dos combustores, principalmente do incinerador, que possui a eficiência mais baixa do sistema (35%).

### 5.3.1.

#### Conclusões sobre a análise exergética

Verificou-se na análise exergética que os locais com as maiores perdas de exergia por irreversibilidade interna são o incinerador e os combustores, os quais também apresentam eficiências exergéticas baixas. Este resultado era esperado, uma vez que, segundo (Moran e al., Princípios de Termodinâmica para Engenharia 2013), as maiores destruições internas de exergia ocorrem na combustão, portanto, o foco de melhoria deve estar nestes equipamentos.

## 6 Análise termoeconômica e ambiental do sistema

Este capítulo tem por objetivo determinar o custo de geração de eletricidade no sistema proposto, para isso, primeiramente realizou-se um levantamento bibliográfico dos métodos de avaliação termoeconômica ambiental de sistemas energéticos e optou-se pelo método de Villela e Silveira (2005c, 2006a) e Silveira (1998). Trata-se de um método simples e objetivo que permite a utilização de funções de custo de diferentes autores e inclui um indicador de desempenho ambiental atrelado à poluição atmosférica. A metodologia da análise termoeconômica e ambiental do sistema consistiu em:

1. Cálculo da eficiência ecológica;
2. Cálculo dos custos de investimento, considerando a eficiência ecológica.
3. Identificação do custo dos combustíveis;
4. Determinação dos custos de amortização do investimento, operação, manutenção e destinação de materiais não combustíveis (escória, cinzas, etc.);
5. Cálculo do custo de produção de eletricidade e comparação com custos reais de mercado.
6. Estimativa do custo de destinação dos resíduos sólidos urbanos na usina proposta.

### 6.1. Eficiência ecológica do sistema

A eficiência ecológica ( $N_{eco}$ ) é um indicador de desempenho ambiental de sistemas energéticos que permite avaliar o impacto ambiental das emissões gasosas de uma planta termelétrica, mediante a comparação entre emissões de dos principais gases poluentes integradas com padrões de qualidade do ar. Ele foi proposto por Cardu & Baica em 1999 e aplicado, desde então, em diversas publicações (Villela, 2007). Escolheu-se este indicador por ser objetivamente capaz de mensurar a eficiência atrelada aos impactos ambientais e de saúde oriundos da poluição atmosférica. Ele pode ser calculado da seguinte forma:

$$N_{eco} = \{0,204 N_{tot} \ln (135 - IP) / (N_{tot} + IP)\}^{0,5} \quad (7.1)$$



Onde:  $N_{eco}$  é a eficiência ecológica (adimensional); IP é o indicador de poluição (kg/MJ) e  $N_{tot}$  é a eficiência térmica do ciclo combinado (adimensional) = 38%.

O indicador de poluição (IP) é descrito na teoria de Cardu & Baica (1999a) e Villela (2007) e calculado a partir da expressão abaixo:

$$IP = f_{CO_2e} / PCI \quad (7.2)$$

Onde:  $f_{CO_2e}$  é o fator de emissão de dióxido de carbono equivalente (kg de  $CO_2$  equivalente por kg de combustível); PCI é o poder calorífico inferior do combustível (MJ/kg).

O fator de emissão de  $CO_2$  equivalente ( $f_{CO_2e}$ ) é estimado por Cardu & Baica (1999a) conforme a expressão abaixo:

$$f_{CO_2e} = f_{CO_2} + 80 f_{SO_2} + 50 f_{NO_x} + 67 f_{MP} \quad (7.3)$$

Onde  $f_{poluente}$  é o fator de emissão do poluente obtido pela razão entre as massas do poluente e do combustível.

A tabela a seguir apresenta os cálculos para determinação de  $N_{eco}$ .

Tabela 30: Cálculos para determinação da eficiência ecológica do sistema

Sigla	Significado	Equação	Valor
$C_{MP}$	Concentração de material particulado emitida	De (Zabalgardi, 2015)	1 mg/Nm <sup>3</sup>
$C_{NO_x}$	Concentração de $NO_x$ emitida	De (Zabalgardi, 2015)	148 mg/Nm <sup>3</sup>
$C_{SO_2}$	Concentração de $SO_2$ emitida	De (Zabalgardi, 2015)	5,44 mg/Nm <sup>3</sup>
$f_{CO_2e}^{GN}$	Fator de emissão de $CO_2$ equivalente para combustão do gás natural	Média entre (Lourenço, 2003) e (Villela, 2007)	3 kg/kg
$f_{CO_2}^{RSU}$	Fator de emissão de $CO_2$ para combustão dos RSU	$f_{CO_2}^{RSU} = 985 \cdot 10^{-3} \cdot PCI_{lixo} / 10466^{(1)}$	1,51 kg/kg
$f_{MP}$	Fator de emissão de particulados para combustão dos RSU	$f_{MP} = (C_{MP} \cdot 10^{-6}) \cdot V_{vg} / m_{lixo}^{(2)}$	$1,4 \cdot 10^{-8}$ kg/kg
$f_{NO_x}$	Fator de emissão de $NO_x$ para combustão dos RSU	$f_{NO_x} = (C_{NO_x} \cdot 10^{-6}) \cdot V_{vg} / m_{lixo}^{(2)}$	$2,0 \cdot 10^{-6}$ kg/kg
$f_{SO_2}$	Fator de emissão de $SO_2$ para combustão dos RSU	$f_{SO_2} = (C_{SO_x} \cdot 10^{-6}) \cdot V_{vg} / m_{lixo}^{(2)}$	$7,5 \cdot 10^{-8}$ kg/kg
$f_{CO_2e}^{RSU}$	Fator de emissão de $CO_2$ equivalente para combustão dos RSU	Eq.(7.3): $f_{CO_2e}^{RSU} = f_{CO_2}^{RSU} + 50f_{NO_x} + 80 f_{SO_2} + 67 f_{MP}$	1,51 kg/kg
$IP_{GN}$	Indicador de poluição para combustão do gás natural	$IP_{GN} = f_{CO_2e}^{GN} / (PCI_{gn} / 1000)$	0,06 kg/MJ
$IP_{RSU}$	Indicador de poluição para combustão dos RSU	$IP_{RSU} = f_{CO_2e}^{RSU} / (PCI_{gn} / 1000)$	0,09 kg/MJ
$IP_{sys}$	Indicador de poluição do sistema	$IP_{sys} = \{ IP_{GN} (m_{gn1} + m_{gn2}) + IP_{RSU} (m_{lixo}) \} / (m_{gn1} + m_{gn2} + m_{lixo})$	0,09 kg/MJ
$N_{eco}$	Eficiência ecológica do sistema	$N_{eco} = \{ 0.204 N_{sys} \ln (135 - IP) / (N_{sys} + IP) \}^{0.5}$	89%

(1) Obtido da (EPA, 2015):  $f_{CO_2} = 985$  kg/t e coeficiente de ajuste de PCI = 10466 kJ/kg.

(2)  $V_{vg}$  = vazão volumétrica [Nm<sup>3</sup>/s] de gases de exaustão do incinerador, calculado supondo modelo de Gás Ideal.

A eficiência ecológica ( $N_{eco}$ ) pode variar de 0 a 100%. Um sistema com  $N_{eco}=0\%$  indica uma situação indesejada (máxima poluição); por outro lado,  $N_{eco}=100\%$  indica uma situação ideal (poluição zero). Calculou-se, a eficiência ecológica do sistema proposto obtendo-se  $N_{eco}=89\%$ . Outros autores avaliaram a eficiência ecológica de sistemas termelétricos, operando com ciclos combinados, a diesel e gás natural e obtiveram valores de 91% e 94%, respectivamente. (de Castro Villela e Silveira 2007). Devido à heterogeneidade do lixo, é esperado que a combustão de RSU apresente um maior potencial de poluição atmosférica em comparação com a combustão de gás natural. Sendo assim, comparando uma planta operando somente com gás natural e uma operando com lixo, a segunda deverá apresentar uma menor eficiência ecológica.

Este indicador permite incluir o custo dos sistemas de prevenção e controle da poluição atmosférica no custo total de investimento da usina proposta, conforme será visto a seguir.

## **6.2. Custos de investimento dos equipamentos**

O custo de investimento, custo de implantação ou custo inicial é o valor monetário a ser dispendido para adquirir e instalar os equipamentos da usina. A estimativa do custo de um equipamento exige que se conheça o modelo do equipamento, dimensões, faixas de operação e materiais usados na construção. A qualidade dos custos obtidos depende da qualidade e da quantidade de informações disponíveis, bem como das fontes de informação utilizadas. As melhores estimativas de preço são obtidas através da consulta a fabricantes. Uma das formas de se fazer esta estimativa é através da extrapolação a partir de preços de equipamentos conhecidos.

Há décadas, diversos autores têm apresentado estimativas de custos de equipamentos como funções de seus parâmetros de desempenho, porém, é importante observar que a desatualização destas funções pode conduzir a resultados distorcidos. A seguir mostramos os cálculos dos custos de investimento (em dólares americanos) dos principais equipamentos do ciclo a gás e a vapor, utilizando as equações de custo de diferentes autores. Em seguida, atualizam-se estes custos para a época atual com base no índice de preços do consumidor americano.

### 6.2.1. Custo do ciclo a gás

O custo do ciclo a gás pode ser determinado para o conjunto (compressor, câmara de combustão e turbina a gás) ou para cada equipamento individualmente.

O custo do conjunto a gás pode ser obtido do *Gas Turbine Engineering Handbook* (Boyce 2012) para o modelo aeroderivativo de 40.000 KW com 39% de eficiência, em que  $\dot{W}_{netTG}$  é a potência líquida [kW] e  $Z_{cg1}$  é o custo do conjunto a gás [US\$ de 2012] segundo Boyce (2012):

$$Z_{cg1} = 450 \dot{W}_{netTG} ; \quad (7.4)$$

**Manesh et al. (2013)** apresentam a seguinte equação para determinar o custo do conjunto a gás, em que  $Z_{tg2}$  é o custo [US\$ de 2013] e  $\dot{W}_{netTG}$  é a potência líquida [MW] do conjunto a gás:

$$Z_{tg2} = 300 \dot{W}_{netTG}^2 + 105900 \dot{W}_{netTG} + 6277800 \quad (7.5)$$

Frangopoulos (1994) apresenta funções para os custos de cada equipamento do conjunto a gás [US\$ de 1993], as quais foram adaptadas para o sistema analisado, conforme a tabela abaixo:

Tabela 31: Equações de custos do ciclo a gás segundo Frangopoulos (1994)

Sigla	Significado	Equação
$Z_{cp}$	Custo do compressor	$Z_{cp}=c_{11} * m_{ar1} * P_2/P_1 * \log(P_2/P_1)/(c_{12} - N_{cp})$ ;
$Z_{cc}$	Custo da câmara de combustão	$Z_{cc}=c_{21} * m_{ar1}/(c_{22} - P_3/P_2) * (1 + \exp(c_{23} * T_3 - c_{24}))$
$Z_{tg3}$	Custo da turbina a gás e gerador	$Z_{tg3}=c_{31} * m_{tg} * \log(P_3/P_4) * (1 + \exp(c_{33} * T_3 - c_{34})) / (c_{32} - N_{tg})$
$Z_{cg3}$	Custo do ciclo a gás	$Z_{cg3} = Z_{cp} + Z_{cc} + Z_{tg3}$

Em que:  $c_{11}=39,5$  [\$/ (kg/s)];  $c_{12}=0,9$ ;  $c_{22}=1$ ;  $c_{21}=25,6$  [kg/s];  $c_{23}=0,018$  [ $K^{-1}$ ];  $c_{24}=26,4$ ;  $c_{31}=266,3$  [\$/ (kg/s)];  $c_{32}=0,99$  (adaptado, não pode ser inferior à eficiência exergética da turbina a gás);  $c_{33}=0,036$ ;  $c_{34}=54,4$ ;  $T_3=1252$  [°K].  $N_{cp}$  e  $N_{tg}$  são as eficiências isentrópicas do compressor e da turbina a gás, respectivamente,  $T_3$  é a temperatura no ponto 3 do ciclo a gás [K],  $P_i$  é a pressão no ponto  $i$  [bar],  $m_{ar1}$  é a vazão mássica de ar [kg/s],  $m_{tg}$  é a vazão mássica de gases na saída da turbina a gás.

### 6.2.2. Custo da caldeira de recuperação e queimador adicional

Diversos autores apresentam o custo da caldeira de recuperação (CR) sem queima suplementar como função das temperaturas e da taxa de transferência de calor entre o fluido frio e o fluido quente.

**Manesh et al. (2013)** apresentam uma função de custo da caldeira de recuperação sem queima suplementar conforme abaixo:

$$C_{CR1} = 5,805 - 0,1653 * \Delta T_{pp} + 0,0153 * m_5 \quad (7.7)$$

Em que  $C_{CR1}$  é o custo [milhões de US\$],  $\Delta T_{pp}$  é a diferença de temperatura de *pinch point* [°C], a qual é imposta 30°C (Balestieri, Notas de aula 2015).

Branco (2005) aponta que, segundo **Silva (2004)**, o custo da caldeira de recuperação sem queima suplementar equivale a 11% do custo do conjunto a gás ( $Z_{cg}$ ) para uma CR com um nível de pressão.

**Foster-Pegg (1986)** apresenta a seguinte equação para determinação do custo de um queimador suplementar de uma caldeira de recuperação:

$$Z_{qa} = PCS_{gn} m_{gn2} / 1390 + 30 F + 20 \quad (7.8)$$

Onde:  $Z_{qa}$  é o custo do queimador adicional [mil US\$ de 1986];  $PCS_{gn}$  é o poder calorífico superior do combustível em [BTU/kg] = 47391 BTU/kg (considerando  $PCS_{gn} = 50$  MJ/kg);  $m_{gn2}$  é a vazão mássica de gás natural no queimador adicional [kg/s] e  $F$  é o número de combustíveis utilizados no queimador adicional ( $F=1$ ).

Para determinar os custos da CR com queima suplementar, basta somar o custo da CR sem queima suplementar com o custo do queimador adicional:

- Custo da CR segundo Manesh et al (2013):  $Z_{cr1} = C_{CR1} + Z_{qa} \quad (7.9)$

- Custo da CR segundo Branco/Silva (2005/2004):  $Z_{cr2} = 0,11 * Z_{cg} + Z_{qa} \quad (7.10)$

### 6.2.3.

#### Custo das turbinas a vapor

O custo da turbina a vapor é determinado por diferentes autores (em dólares americanos do ano de publicação):

- **Silveira (1990)** apresenta os custos da turbina e do gerador, com  $W_{tv}$  [kW]:

$$Z_{tv1} = 57,761 * (W_{tv} / 4,187 * 3600)^{0,68} + 0,0085 * (W_{tv} / 4,187 * 3600)^{0,95} \quad (7.11)$$

- **Villela (2007)** traz a seguinte função, com  $W_{tv}$  [kW]:  $Z_{tv2} = 6000 W_{tv}^{0,7} \quad (7.12)$

- **Holanda (2003)** apresenta funções dos custos para cada nível de pressão, alta ( $Z_{tva1}$ ) e baixa ( $Z_{tvb1}$ ), como função da temperatura de entrada  $T_7$  [K], da eficiência isentrópica da turbina de baixa pressão ( $N_{tvb}$ ) e da potência da turbina [kW] de alta e baixa ( $W_{tva}$  e  $W_{tvb}$ , respectivamente):

$$Z_{tva3} = 57,761 * (W_{tva} / 4,187 * 3600)^{0,68} + 0,0085 * (W_{tva} / 4,187 * 3600)^{0,95} \quad (7.13)$$

$$Z_{tvb3} = 7490 * W_{tvb}^{0,7} \{1 + [(1 - 0,95) / (1 - N_{tvb})]^3\} * \{1 + 5 * \exp[(T_7 - 866) / 10,42]\} \quad (7.14)$$

$$Z_{tv3} = Z_{tva3} + Z_{tvb3} \quad (7.15)$$

- Branco (2005) e **Gomes (2001)** fornecem, para  $Z_{tv}$  [milhões US\$] e  $W_{tv}$  [MW]:  $Z_{tv4} = 52 * (W_{tv} / 265)^{0,9} \quad (7.16)$

- **Frangopoulos (1983)** apresenta as funções conforme a tabela abaixo:

Tabela 32: Equações de custos das turbinas a vapor segundo Frangopoulos (1983)

Sigla	Significado	Equação
$\epsilon_{tva}$	Eficiência exergética da turbina a vapor de alta pressão	Da Análise Exergética (cap. 5.3)
$\epsilon_{tvb}$	Eficiência exergética da turbina a vapor de baixa pressão	Da Análise Exergética (cap. 5.3)
$g_{2\eta}$	Constante (função da eficiência exergética)	$g_{2\eta} = 1 + \{ (1-0,953)/(1-\epsilon_{tv}) \}^3$
$g_{2T}$	Constante (função da temperatura de entrada)	$g_{2T} = 1 + 5 \cdot \exp\{(T_e-866)/10,42\}$
$Z_{tva5}$	Custo da TV de alta pressão segundo Frangopoulos	$Z_{tva5} = 3000 \cdot W_{tva}^{0,7} \cdot g_{2\eta} \cdot g_{2T}$
$Z_{tvb5}$	Custo da TV de baixa pressão segundo Frangopoulos	$Z_{tvb5} = 3000 \cdot W_{tvb}^{0,7} \cdot g_{2\eta} \cdot g_{2T}$
$Z_{tv5}$	Custo das turbinas a vapor segundo Frangopoulos	$Z_{tv5} = Z_{tva5} + Z_{tvb5}$

$\epsilon_{tv}$ : eficiência exergética da turbina a vapor;  $T_e$ : Temperatura de entrada na turbina [K] e  $Z_{tv}$  é o custo da turbina a vapor em US\$ de 1982.

- **Manesh et al. (2013)** apresentam funções dos custos da turbina a vapor para cada nível de pressão:

$$Z_{tva6} = 6,191 \cdot 10^6 - 5573 m_v - 115600 P_5 - 3,743 \cdot 10^6 m_v^2 + 341,5 m_v P_5 + 594,8 P_5^2 \quad (7.17)$$

$$Z_{tvb6} = 3,165 \cdot 10^6 + 104800 m_v + 0,01636 P_7 \quad (7.18)$$

$$Z_{tv6} = Z_{tva6} + Z_{tvb6} \quad (7.19)$$

Onde:  $Z_{tva}$  e  $Z_{tvb}$  são os custos [US\$] das turbinas a vapor de alta e baixa pressão, respectivamente;  $m_v$  é a vazão mássica de vapor [kg/s],  $P_5$  e  $P_7$  são as pressões do vapor na entrada da turbina [bar].

#### 6.2.4. Custo do incinerador

Três estimativas de custo do incinerador (em dólares americanos do ano de publicação) são calculadas através das funções de custo de diferentes autores.

a) **Silveira (1990)**:  $Z_{inc1} = 2567,645 \cdot (m_v \cdot 3600)^{0,67} \quad (7.20)$

- b) Frangopoulos (1983) aponta que o método de **El-Sayed** permite calcular o custo do boiler para  $m_v$  entre 6-130 kg/s e  $P_4$  entre 28-70 bar:

$$Z_{inc2} = 183000 \cdot m_v^{0,8} \cdot \Phi_p \cdot \Phi_n \cdot \Phi_t \cdot \Phi_s \quad (7.21)$$

Em que:

$\Phi_p = \exp[(P_4 - 28)/150]$ ; onde  $P_4$  é a pressão de saída do incinerador [bar];

$\Phi_n = 1 + [(1 - 0,9)/(1 - N_{inc})]^7$ ; onde  $N_{inc}$  é a eficiência térmica do incinerador;

$\Phi_t = 1 + 5 \cdot \exp((T_4 - 866)/10,42)$ ; onde  $T_4$  é temperatura de saída do incinerador [°K];

$\Phi_s = 1 + (T_4 - T_{4s})/T_4$ ; como  $T_4$  é igual à  $T_{4s}$  (temperatura de saturação na saída do incinerador);  $\Phi_s = 1$ ;

c) **Frangopoulos (1983)** apresenta o custo do incinerador:

$$Z_{inc3}=740*y_{inc}^{0,8}* \Phi_p *g_{1n} * \Phi_t \quad (7.22)$$

Onde:  $g_{1n}=1+[(0,45-0,405)/(0,45-\epsilon_{inc})]^7$ ; em que  $\epsilon_{inc}$  = eficiência exergetica do incinerador;  $y_{inc} = m_v*(\psi_{f4}- \psi_{f3} + v_3 *(P_3-P_4))$ ; com  $v_3$  = volume específico da água na entrada do incinerador [m<sup>3</sup>/kg];  $P_3$  e  $P_4$  =pressões [bar] na entrada e saída do incinerador e  $\psi_f$  = exergetia específica de fluxo do vapor.

### 6.2.5. Custo da bomba

Cinco estimativas do custo da bomba do ciclo a vapor foram feitas (em dólares americanos do ano de publicação) em função da potência da bomba [kW], a partir das equações de Frangopoulos (1983), do método de El-Sayed (1970), Villela (2007), Bohem (1987) e Branco (2005).

**Frangopoulos (1983)** permite calcular o custo da bomba em função da vazão mássica de vapor, das exergetias de fluxo ( $\psi_f$ ) e da eficiência exergetica da bomba ( $\epsilon_{bomba}$ ), conforme abaixo:

$$C_{bb1}=378*(y_{bomba})^{0,71}*1,41*\{1+[(1-0.808)/(1-\epsilon_{bomba})]^3\} \quad (7.23)$$

Esta equação é válida para  $y_{bomba}$  entre 30-250 kW, onde  $C_{bb1}$  é o custo da bomba [US\$ de 1982] e  $y_{bomba} = m_v (\psi_{f2}- \psi_{f1})$ .

Para o sistema proposto  $y_{bomba} = 503,72$  kW, então, supõe-se, de forma fictícia, que haja 3 bombas, cada uma com  $y_{bomba}' = m_v/3*(\psi_{f2}- \psi_{f1})$ . Assim, o custo total referente à bomba seria calculado a partir da seguinte equação adaptada:

$$Z_{bo1}=3*378*(y_{bomba}')^{0,71}*1,41*\{1+[(1-0.808)/(1-\epsilon_{bomba})]^3\} \quad (7.24)$$

Em que  $Z_{bo1}$  é o custo da bomba no ciclo a vapor [US\$] segundo Frangopoulos e  $\epsilon_{bomba}$  é a eficiência exergetica da bomba.

Segundo Frangopoulos (1983), o método de **El-Sayed (1982)** permite calcular o custo da bomba de acordo com a expressão abaixo:

$$C_{bb2} =387*(W_{b,is})^{0,71}*1,41*\{1+[(1-0.80)/(1-N_b)]^3\} \quad (7.25)$$

Em que  $C_{bb2}$  é o custo da bomba [US\$],  $W_{b,is} = m_v*v_{12}(P_2-P_1)$  é a potência [kW] isentrópica da bomba;  $v_{12}$  é o volume específico médio do líquido entre os pontos 1 e 2;  $P_2$  e  $P_1$  são as pressões [kPa] de saída e entrada e  $N_b$  a eficiência isentrópica da bomba. As constantes são válidas para  $W_{b,is}$  entre 30-250 kW. Como no sistema proposto  $W_{b,is}= 493$  kW, poder-se-ia considerar, de maneira fictícia, 2 bombas de 246,5 kW. Assim, o custo total referente à bomba seria calculado a partir da seguinte equação adaptada:

$$Z_{bo2}=2*387*(W_{b, is}/2)^{0,71}*1,41*\{1+[(1-0,80)/(1-N_b)]^3\} \quad (7.26)$$

Em que  $Z_{bo2}$  é o custo da bomba no ciclo a vapor [US\$] pelo método de El-Sayed e  $N_b$  é a eficiência isentrópica da bomba.

Branco (2005) aponta que **Silva (2004)** estima o custo da bomba ( $Z_{bo3}$ ) em [US\$] em função da sua potência ( $W_b$ ) em [kW]:

$$Z_{bo3}=375000*(W_b/315)^{0,48} \quad (7.27)$$

**Villela (2007)** estima o custo da bomba ( $Z_{b4}$ ) em [US\$] em função da sua potência ( $W_b$ ) em [kW]:

$$Z_{bo4}=3540*(W_b)^{0,71} \quad (7.28)$$

Por fim, **Bohem (1987)** estima o custo da bomba como a soma dos custos da unidade de bombeamento e do motor. Para uma bomba de deslocamento positivo a expressão do custo é dada por:

$$Z_{b5}=1000*4*(68,7/10)^{0,52} \quad (7.29)$$

Em que  $Z_{b5}$  é o custo da bomba [US\$] segundo Bohem. A equação acima é válida para potência  $1 < W_b < 70$  kW, entretanto, no sistema proposto  $W_b = 617,74$  kW. Desta forma, poder-se-ia supor, de maneira fictícia, a existência de 9 unidades de bombeamento de 68,7 kW, cujos custos somariam 9 vezes  $Z_{b5}$ . A função de Bohem que estima o custo de um motor de potência  $W_b$  é:

$$Z_{motor}=1000*0,67*(W_b/0,7457/10)^{0,87} \quad (7.30)$$

Assim, o custo total referente à bomba seria calculado a partir da seguinte equação adaptada:

$$Z_{bo5}=9*Z_{b5}+Z_{motor} \quad (7.31)$$

Onde:  $Z_{bo5}$  é o custo [US\$] da bomba do ciclo a vapor pelo método de Bohem.

### 6.2.6. Custo da unidade de condensação

Uma unidade de condensação (UC) inclui o condensador, equipamentos e dispositivos auxiliares, tais como torres de refrigeração e sistemas de recalque da água de refrigeração (bombas e tubulações). Estimam-se quatro custos da UC (em dólares americanos do ano de publicação) a partir das funções de Frangopoulos, Bohem, Bohem/Bartlett e Branco/Silva.

A seguir calcula-se o custo da UC ( $Z_{UC1}$ ) segundo Frangopoulos (1983).

Tabela 33: Equações de custo da unidade de condensação por Frangopoulos (1983):

Sigla	Significado	Equação
$y_{\text{cond}}$	Função do condensador na TFA	$^{(15)}y_{\text{cond}}=m_v \cdot T_{0w} \cdot (s_8-s_1)$
$n_c$	Número de unidades de transferência do condensador	$n_c = \ln((T_8-T_{\text{win}})/(T_8-T_{\text{wout}}))$
$U$	Coefficiente de transferência de calor por convecção forçada	10000 W/m <sup>2</sup> .K; De Moran (2013), pg. 42.
$Q_{\text{cond}}$	Taxa de transferência de calor do fluido quente no condensador	$Q_{\text{cond}} = m_v (h_8-h_1)$
$c_{pw}$	Calor específico da água de refrigeração no condensador	$c_{pw}=Q_{\text{cond}}/(m_w \cdot (T_{\text{wout}}-T_{\text{win}}))$
$Z_{UC1}$	Custo da unid. de condensação segundo Frangopoulos (1983)	$Z_{UC1} = (217 \cdot n_c \cdot 1/U + 577/c_{pw})^* \cdot ((T_8)^* y_{\text{cond}}/T_{0w}/(T_{\text{wout}}-T_{\text{win}}))$

Onde  $T_{0w}$ : temperatura da água de refrigeração no ambiente de referência [K];  $T_{\text{win}}$  e  $T_{\text{wout}}$ : temperaturas da água de refrigeração na entrada e saída do condensador, respectivamente;  $m_w$  vazão mássica da água de refrigeração.

A teoria de **Bohem (1987)** calcula os custos dos equipamentos e dispositivos separadamente. Supondo a UC composta de condensador, torre de refrigeração e sistema de distribuição de água de refrigeração; as equações para determinar o custo da UC segundo Bohem são mostradas na tabela seguinte.

Tabela 34: Equações de custo da unidade de condensação segundo Bohem (1987):

Sigla	Significado	Equação
$Z_{\text{co2}}$	Custo do condensador de vapor (tipo refrigerado por água)	$^{(1)}Z_{\text{co2}} = 1000 \cdot 3 \cdot (Q_{\text{cond}}/10)^{0,55}$
$v_w$	Volume específico da água de refrigeração na entrada do condensador	Das tabelas termodinâmicas
$Z_{\text{tr}}$	Custo da torre de refrigeração	$Z_{\text{tr}} = 560000 \cdot (m_w \cdot v_w / 60 / 100)^{0,64}$
$Z_{\text{wd}}$	Custo de distribuição da água de/para a torre de refrigeração	$Z_{\text{wd}} = 160000 \cdot (m_w \cdot v_w / 1)^{0,7}$
$Z_{UC2}$	Custo da unidade de condensação segundo Bohem (1987)	$^{(2)}Z_{UC2} = Z_{\text{co2}} + Z_{\text{tr}} + Z_{\text{wd}}$

(1) Constantes são válidas para  $Q_{\text{cond}}$  entre 5 kW e 100 MW, calculado conforme tabela anterior.

(2)  $Z_{\text{co2}}$  e  $Z_{UC2}$  em [US\$ de 1987].

Outra maneira de calcular o custo da UC seria a partir do custo do condensador e da teoria de **Bartlett (1958)**. Segundo Frangopoulos (1983), Bartlett aponta que os custos dos equipamentos e dispositivos auxiliares de uma unidade de condensação equivalem a 1,9 vezes o custo do condensador. Desta forma, o custo da UC ( $Z_{UC3}$  [US\$]), com base no custo do condensador de Bohem e na teoria de Bartlett, seria:

$$Z_{UC3} = 2,9 \cdot Z_{\text{co2}} \quad (7.32)$$

Das equações da tabela acima e conforme as teorias de Bohem e Bartlett, o condensador e o sistema de bombeamento correspondem a mais da metade dos custos da unidade de condensação. Supondo a UC ser composta somente



pelo condensador e pela bomba de recalque de água de refrigeração, pode-se obter o custo da UC a partir das equações de Branco (2005), com base em **Silva (2004)**, conforme mostrado na tabela abaixo.

Tabela 35: Equações de custo da unidade de condensação a partir de Branco/Silva

Sigla	Significado	Equação
$Z_{co4}$	Custo do condensador a partir de Branco (2005)	$Z_{co4}=3000*(Q_{cond}/10)^{0,6}$
$W_{wb}$	Potência da bomba de recalque da água de refrigeração	$W_{wb}=m_w*v_w*(P_{win}-P_{wout})/N_b$
$Z_{br}$	Custo da bomba de recalque	$Z_{br}=375000*(W_{wb}/315)^{0,48}$
$Z_{UC4}$	Custo da UC a partir de Branco/Silva (2005/2004)	$Z_{UC4} = Z_{co4} + Z_{br}$

Pressões em [kPa].  $N_b$  é a eficiência isentrópica da bomba de recalque de água de refrigeração, supondo-a igual àquela da bomba do ciclo a vapor ( $N_b = 0,8$ ).  $Z_{co4}$  e  $Z_{UC4}$  em [US\$ de 1987].

### 6.2.7.

#### Atualização dos custos

Uma vez determinados os custos dos equipamentos, eles devem ser atualizados para a época atual. De acordo com Bohem (1987), o fator que mais influencia nas mudanças de preços de mercado é o efeito da inflação/deflação. Existem diversos índices econômicos que permitem normalizar preços de épocas diferentes de acordo com a expressão abaixo (Bohem 1987):

$$\text{Custo X} = \text{Custo Y} * \frac{\text{Índice X}}{\text{Índice Y}} \quad (7.33)$$

Onde:

Custo X = custo na data de interesse;

Custo Y = custo na data de referência;

Índice X = índice na data de interesse;

Índice Y = índice na data de referência

Das funções utilizadas para calcular os custos de investimento dos equipamentos, a maioria está com mais de 8 anos de defasagem histórica. Assim, nesta seção iremos atualizar os custos de investimento para a época atual com base em um índice econômico. Como os custos estão em dólares americanos e as datas das publicações variam significativamente (de 1982 a 2012), optou-se pelo índice de preços do consumidor americano (*Consumer price index - CPI*), por ser um índice facilmente acessível na base histórica. Os valores médios do CPI do ano de 2015 (média 06/2014 a 06/2015) e dos anos de referência das publicações estudadas estão na tabela a seguir.

Tabela 36: Valores médios anuais do *índice de preços do consumidor americano* (CPI) (US Inflation Calculator 2015)

Ano	1982	1983	1986	1987	1990	1992	1993	1994
CPI médio	96,5	99,6	109,6	113,6	130,7	140,3	144,5	148,2
Ano	1999	2001	2002	2003	2004	2005	2007	2015
CPI médio	166,6	177,1	179,9	184,0	188,9	195,3	203,7	236,8

Os custos de investimento nos equipamentos foram calculados com base nas equações mostradas nas seções 6.2.1 a 6.2.6 e foram atualizados conforme Eq. 7.33. Além dos equipamentos termomecânicos, deve-se considerar também o custo dos equipamentos e procedimentos de controle e prevenção da poluição ambiental. Conforme a teoria de Villela (2007), esse custo pode ser obtido através do indicador de eficiência ecológica ( $N_{eco}$ ), calculado na seção 6.1. A equação que permite calcular o custo dos equipamentos dos ciclos a gás e a vapor e dos sistemas de controle de poluição atmosférica é a seguinte:

$$Z_{equipamentos} = (Z_{cg} + Z_{tv} + Z_{bomb} + Z_{inc} + Z_{UC} + Z_{cr})/N_{eco} \quad (7.34)$$

Em que  $Z_{equipamentos}$  = custo dos equipamentos do sistema,  $Z_{cg}$ =custo do conjunto a gás;  $Z_{tv}$ =custo da turbina a vapor;  $Z_{inc}$ =custo do incinerador;  $Z_{UC}$ =custo da unidade de condensação,  $Z_{cr}$ =custo da caldeira de recuperação,  $N_{eco}$ =eficiência ecológica do sistema.

Foram calculados 3 cenários de custos dos equipamentos:

- **Cenário de custo mínimo:** adotam-se os menores valores dentre aqueles obtidos pelas formulações de custo dos diferentes autores;
- **Cenário de custo médio:** adotam-se os valores médios dos custos obtidos pelas formulações dos diferentes autores;
- **Cenário de custo máximo:** adotam-se os maiores custos dentre aqueles obtidos pelas formulações dos diferentes autores;

O gráfico abaixo mostra os valores de  $Z_{cg}$  (CG),  $Z_{tv}$  (TV),  $Z_{inc}$  (INC),  $Z_{UC}$  (UC),  $Z_{cr}$  (CR),  $Z_{equipamentos}$  ( $Z_{equip}$ ) e o custo do sistema de controle de poluição atmosférica (CPA) para cada cenário. Observa-se que os custos mais expressivos correspondem ao ciclo a gás, ao incinerador e à turbina a vapor.

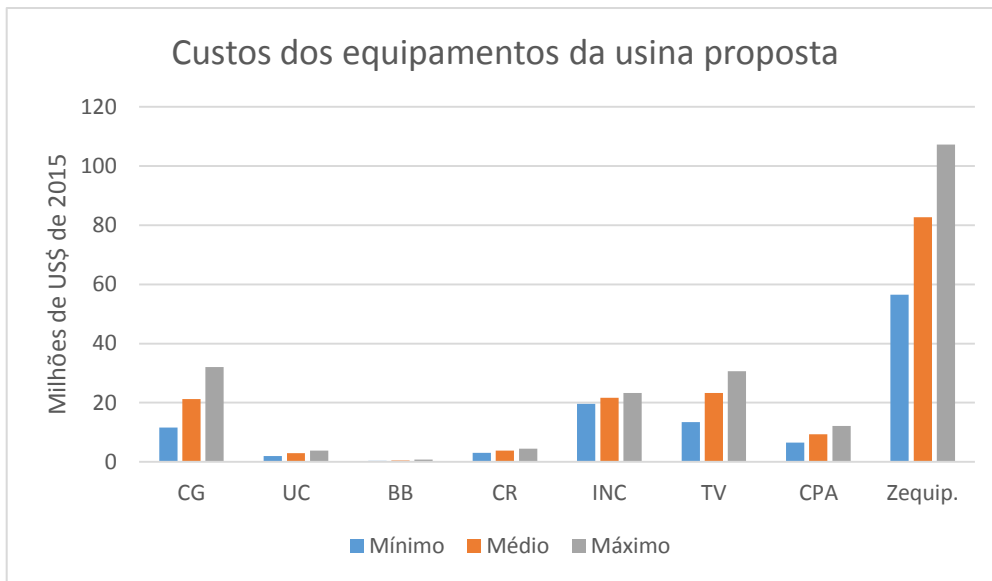


Figura 28: Custos dos equipamentos do sistema proposto nos cenários avaliados

### 6.3. Custo total de investimento

Branco (2005) aponta que após determinar os custos dos equipamentos principais, a segunda etapa no processo de análise econômica é o levantamento do capital total a ser investido inicialmente para implantação da usina. Este valor diferencia-se por incluir, além dos preços dos equipamentos, os seguintes custos:

1. Diretos:
  - Instalação
  - Tubulações
  - Instrumentação e controle
  - Instalações elétricas
  - Engenharia e arquitetura
  - Infraestrutura e apoio
2. Custos Indiretos:
  - Engenharia e supervisão
  - Construção civil
  - Imprevistos

Em suma, o **custo total de investimento inicial ( $Z_{in}$ )** da usina é todo o capital a ser gasto efetivamente no processo de implantação do sistema. Basicamente, duas metodologias são usadas para determiná-lo: a primeira se baseia nos custos dos equipamentos e a segunda se baseia em parâmetros operacionais da planta (Branco 2005). Neste trabalho, adota-se a primeira

metodologia, em que  $Z_{in}$  é obtido a partir do custo dos equipamentos. De acordo com Silveira (1990) e Branco (2005), o custo de  $Z_{in}$  é duas vezes o custo com equipamentos:

$$Z_{in} = 2 Z_{equipamentos} \quad (7.35)$$

O gráfico a seguir mostra os valores de  $Z_{in}$  para os cenários de mínimo e máximo, ou seja, quando  $Z_{equipamentos}$  é mínimo e máximo. Uma faixa de valores de investimento inicial por tonelada de RSU processada anualmente foi calculada para cada uma das seguintes usinas:

- Usina fictícia de CEMPRE (2010) (Brasil);
- Usina de Brescia (Itália)<sup>5</sup>;
- Usina Zabalgarbi (Bilbao - Espanha)<sup>6</sup>.

Considerando-se que estas usinas incinerassem a quantidade de RSU da usina proposta, calculam-se seus investimentos iniciais mínimo e máximo, conforme mostrado na figura a seguir.

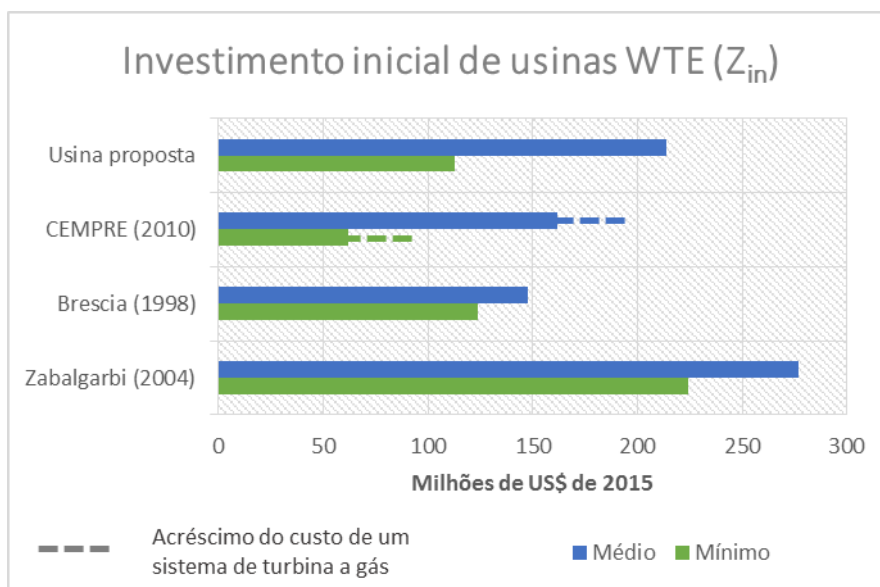


Figura 29: Investimento inicial de algumas usinas WTE (CNIM, Constructions Industrielles de la Méditerranée 2014), (A2A Energie in Comune s.d.) e (CEMPRE 2010)

Observa-se na figura anterior que o investimento inicial da usina proposta está entre US\$ 113 e 214 milhões, o que é equivalente a US\$ 285-542 por tonelada de RSU. Este valor é competitivo com as usinas de Brescia e Zabalgarbi cujos investimentos são, respectivamente, US\$ 314-374 e US\$ 567-

<sup>5</sup> Investimento inicial de 254 milhões de dólares (de 2015) e processamento de 679-809 mil toneladas de RSU por ano (Carneiro 2011); (A2A Energie in Comune s.d.).

<sup>6</sup> Investimento inicial de 155 milhões de dólares (de 2015) e processamento de 221-272 mil toneladas de RSU por ano (CNIM 2005), (Zabalgarbi 2015).

702 por tonelada anual de RSU. O fato de Zabalgarbi apresentar um investimento inicial significativamente mais alto que a usina proposta pode ser atribuído a diversos fatores, mas em especial à sua elevada eficiência térmica, que demanda equipamentos mais eficientes, e, conseqüentemente mais caros, tais como trocadores de calor, boilers, câmaras de combustão/incineradores. Dentre as usinas da figura 29, a única brasileira é a de CEMPRE (v. seção 2.8), que tem o lixo como único combustível (não prevê queima de combustível fóssil). Em virtude da estrutura destinada exclusivamente à geração de energia a partir da queima de gás natural (conjunto da turbina a gás), é esperado que o custo da usina proposta seja maior que o da usina de CEMPRE. De fato, se observa pela linha tracejada que, para os dois cenários de mínimo e máximo, os custos da usina de CEMPRE acrescidos do custo estimado para o conjunto a gás (32 milhões), aproxima os valores desta aos da usina proposta.

### 6.3.1. Custo da amortização do capital inicial

O investimento inicial em uma planta é feito, em geral, por um grupo de investidores. Ao longo da vida útil da planta, o valor amortizado do investimento é repago ao grupo investidor. Para calcular o custo da amortização do capital inicialmente investido ( $Z_{am}$ ), utiliza-se a formulação seguinte, de acordo com Holanda (2003), Villela (2007) e Branco (2005):

$$Z_{am} = f \cdot Z_{in} \quad (7.36)$$

Onde  $Z_{am}$  é o custo de amortização anual do capital investido [US\$/ano] e  $f$  é o fator de retorno de capital, que, de acordo com Bohem (1987), é determinado por:

$$f = i(1+i)^n / [(1+i)^n - 1] \quad (7.37)$$

Em que:

$i$  é a taxa de juros anual = 15%<sup>7</sup>;

$n$  é o período esperado para que o investimento inicial seja recuperado, i.e., tempo de “payback” = 11 anos (CNIM 2005);

Foram calculados os valores da amortização ( $Z_{am}$ ) para os 3 cenários:  $Z_{in}$  mínimo ( $Z_{amMin}$ ),  $Z_{in}$  médio ( $Z_{amMed}$ ) e  $Z_{in}$  máximo ( $Z_{amMax}$ ), conforme tabela abaixo.

<sup>7</sup> A taxa referencial de juros estabelecida pelo Banco Central do Brasil em junho/2015 (SELIC) é 14%.

Tabela 37: Custo da amortização anual do investimento inicial da usina proposta

Cenário mínimo ( $Z_{amMin}$ )	Cenário médio ( $Z_{amMed}$ )	Cenário máximo ( $Z_{amMax}$ )
US\$ 22 milhões/ano	US\$ 32 milhões/ano	US\$ 41 milhões/ano

#### 6.4.

#### Custo de manutenção e operação

Os outros custos que estão envolvidos com o funcionamento do sistema são os custos de manutenção ( $Z_{man}$ ) e os custos operacionais ( $Z_{op}$ ). Estes correspondem a gastos periódicos dispendidos ao longo da vida útil do empreendimento. O custo de manutenção envolve consertos, troca de equipamentos, lubrificação, limpeza, etc. O custo de operação envolve custos de insumos, taxas administrativas, salários, impostos, etc.

Em geral, em avaliações econômicas iniciais de plantas térmicas os custos de operação e manutenção são estimados em função do custo do total investimento inicial. Os seguintes autores apresentam estimativas de  $Z_{man}$  e  $Z_{op}$  em função de  $Z_{in}$ :

- Branco (2005):  $Z_{man1} = 3\% Z_{in}$  e  $Z_{op1} = 2\% Z_{in}$ ;
- Silveira (1990):  $Z_{man2} = 8\% Z_{in}$  e  $Z_{op2} = 2\% Z_{in}$ ;
- Holanda (2003):  $Z_{man3} = 8\% Z_{in}$  e  $Z_{op2} = 2\% Z_{in}$ ;
- Carvalho e Nogueira (1996):  $Z_{man4} = 3\% Z_{in}$ .

Neste trabalho adota-se  $Z_{man} = 5,5\% Z_{in}$  e  $Z_{op} = 2\% Z_{in}$  [US\$/ano].

No caso de uma usina WTE, o custo de operação contempla também o custo de separação inicial dos resíduos, já que alguns materiais não devem ser incinerados, tais como pilhas e baterias. Além deste, um custo operacional importante é o de destinação de materiais não combustíveis conforme a seguir.

##### 6.4.1.

#### Custo de destinação de materiais não combustíveis, cinzas e escória

Um custo que deve ser considerado no planejamento de uma usina lixo-energia é o da destinação das cinzas, escória e materiais não combustíveis. O processo de combustão de RSU proporciona, em geral, uma redução de cerca de 75% da massa do lixo incinerado (HESTER e HARRISON 1994). Assim, os materiais a serem destinados em aterro correspondem à aproximadamente 25% da massa dos RSU recebidos na planta e são distribuídos da seguinte forma:

Tabela 38: Percentuais mássicos a serem destinados em aterros (Zabalgardi 2015)

Escória	Materiais não combustíveis	Cinzas
20,1%	1,7%	3,6%

Como se observa, a maior parte dos resíduos gerados são escória (cinzas de fundo), que são resíduos não perigosos e podem ser destinados em aterros Classe II. As cinzas ou cinzas volantes são coletadas nos equipamentos de controle de poluição e são consideradas resíduo perigoso, devendo ser destinadas em aterros Classe I. Os materiais não combustíveis, em sua maioria, são sucatas metálicas que podem ser vendidos ou doados para a reciclagem. Com isso, pode-se calcular que a quantidade de material a ser destinado pela usina em aterros é de aproximadamente 100,4 mil t/ano, sendo 79,5 mil t/ano de escória, 6,7 mil t/ano de materiais não combustíveis e 14,2 mil t/ano de cinzas.

Supõe-se que: os materiais não combustíveis sejam doados, que o **custo de destinação final dos resíduos Classe II** seja **US\$ 20/t** (CEMPRE 2010) e que o custo de destinação dos resíduos Classe I seja US\$ 25/t. Desta forma, o custo de destinação a ser pago pela usina para destinação de seus resíduos de combustão e materiais não combustíveis ( $C_{dest}$ ) é de cerca de US\$ 2 milhões de dólares anuais.

### 6.5. Custo dos combustíveis

Um custo extremamente importante de usinas termelétricas refere-se ao custo do combustível. No caso da usina proposta, os combustíveis usados são gás natural e resíduos sólidos urbanos (RSU). Se considerarmos que os RSU sejam doados à usina, ou seja, que o custo a ser pago pela usina para receber os RSU seja nulo, o único custo de combustível a ser determinado é o custo do gás natural ( $C_{comb}$ ).

De acordo com o preço internacional do gás natural em julho/2015, o custo do combustível é 2,8 US\$/milhão de BTU, o que equivale a  $C_{comb} = 0,0095$  **US\$/kWh** (Infomine.com 2015).

## 6.6. Custo de geração de eletricidade

O preço da energia é considerado elemento prioritário na decisão sobre investimento em fontes geradoras de energia. O primeiro fator no estudo de viabilidade de uma usina geradora de eletricidade é o custo da geração (CG), medido em US\$ (ou R\$) por MWh.

CG na usina proposta dependerá dos custos de:

- Amortização do investimento inicial;
- Manutenção;
- Operação;
- Destinação de materiais não combustíveis, cinzas e escória;
- Combustível.

CG foi calculado de acordo com a equação a seguir:

$$CG = 1000 \left( \frac{Z_{am}}{H_r W_{net}} + \frac{C_{comb}(Q_{CC} + Q_{QA})}{W_{net}} + \frac{Z_{op} + Z_{man} + C_{dest}}{H_r W_{net}} \right) \quad (7.38)$$

Onde:

CG é o custo de produção de eletricidade no sistema proposto [US\$/MWh];

$Z_{am}$  é o custo de amortização do investimento inicial da planta [US\$/ano];

$H_r$  é o número de horas de operação da planta [h/ano];

$W_{net}$  é a potência elétrica líquida total gerada no sistema [kW];

$C_{comb}$  é o custo do combustível (gás natural) [US\$/kWh];

$Q_{CC}$  e  $Q_{QA}$  são as potências térmicas fornecidas pelo gás natural na câmara de combustão e queimador adicional [kW];

$Z_{op}$  é o custo de operação [US\$/ano]

$Z_{man}$  é o custo de manutenção do sistema [US\$/ano]

$C_{dest}$  é o custo de destinação de cinzas, escória e materiais não combustíveis [US\$/ano]

O custo estimado de geração de eletricidade na usina proposta (CG) é calculado para os 3 cenários, mínimo, médio e máximo, conforme tabela abaixo.

Tabela 39: Custo de geração de eletricidade (CG) na usina proposta

Cenário mínimo (CG <sub>Min</sub> )	Cenário médio (CG <sub>Med</sub> )	Cenário máximo (CG <sub>Max</sub> )
44,06 [US\$/MWh]	57,36 [US\$/MWh]	69,77 [US\$/MWh]

No mercado brasileiro, uma usina geradora negocia a energia elétrica por ela produzida, e que será vendida às companhias de transmissão, nos chamados Leilões de Energia. Os empreendimentos que utilizam combustíveis



não gratuitos calculam um índice chamado **Índice de Custo Benefício - ICB** (R\$/MWh), que é o “produto” negociado nos leilões, e aquele com o menor ICB tende a ser o mais vantajoso. O ICB é calculado pela razão entre o custo total de geração (custo) e a potência elétrica gerada (benefício), em R\$/MWh (EPE 2015). O **custo total de geração**, para o cálculo do ICB, compreende uma parcela referente aos custos fixos e outra referente aos custos variáveis. Os **custos fixos** compreendem (EPE 2015):

- a) o custo de remuneração do investimento (amortização);
- b) os custos de conexão ao sistema de transmissão;
- c) o custo de uso do sistema de transmissão;
- d) os custos fixos de operação e manutenção;
- e) os custos de seguro e garantias do empreendimento e compromissos financeiros do vendedor;
- f) os tributos e encargos diretos e indiretos.

Os **custos variáveis** compreendem (EPE 2015):

- g) Custo do combustível destinado à geração de energia (fontes de combustível gratuito não possuem custo variável, ex.: eólica, hidrelétrica, solar e resíduos gratuitos);
- h) Demais custos variáveis incorridos na geração de energia (operação e manutenção, inclusive o custo de destinação de escória, cinzas e materiais não combustíveis, no caso das usinas lixo-energia).

Por simplificação, consideramos que os custos fixos da usina proposta não contemplam os itens *b*, *c*, *e* & *f*. Além disso, não estamos considerando o lucro do investidor. A fim de verificar a razoabilidade do custo de geração da usina proposta (CG – US\$/MWh) devemos compará-lo com custos reais de geração de usinas em operação. Para isso, utilizam-se os preços de venda (medidos através dos ICBs de usinas termelétricas - US\$/MWh) negociados nos Leilões de Energia no Brasil. O gráfico a seguir mostra os preços de venda ou ICBs (atualizados para Real de julho/2015 - R\$/MWh) dos empreendimentos geradores de diversas fontes de energia apresentados nos leilões de 2006 a 2015 (CCEE 2015) e os CGs da usina proposta calculados para os 3 cenários:  $CG_{Min}$ ,  $CG_{Med}$  e  $CG_{Máx}$ .

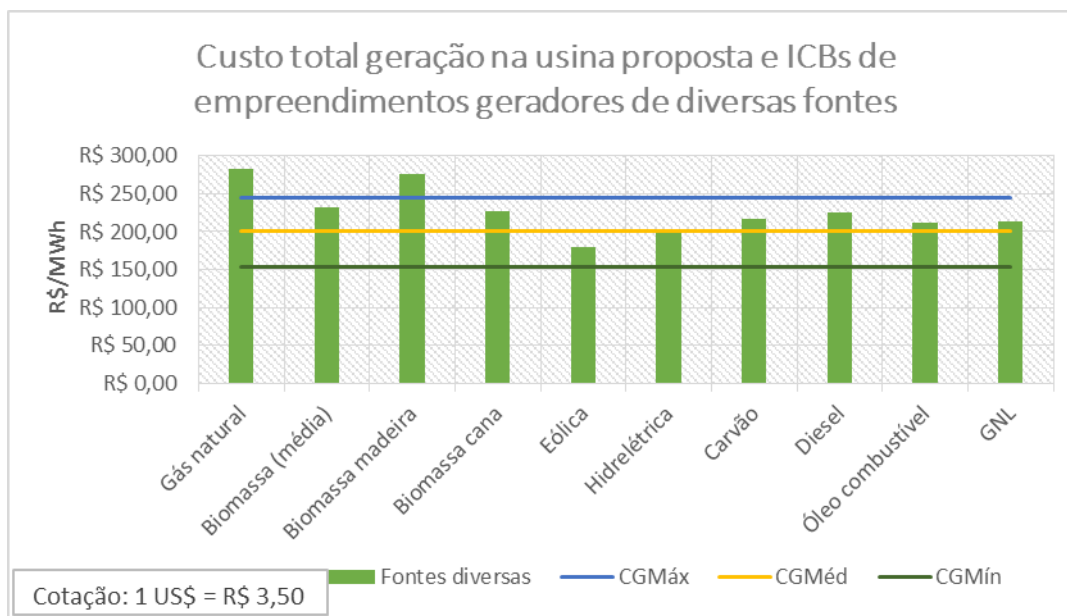


Figura 30: Custo total de geração na usina proposta e Índices de Custo Benefício (ICBs)/preços médios de venda de eletricidade nos leilões entre 2006 e 2015.

Observa-se no gráfico acima que  $CG_{\text{Mín}}$  é inferior a todos os ICBs de termelétricas (gás natural, biomassa, carvão, diesel, óleo e GNL) e preços de venda de hidrelétricas e eólicas; o que pode ser um indicativo de que o cenário de mínimo esteja subestimado. Observa-se também que  $CG_{\text{Méd}}$  é inferior aos ICBs de termelétricas, mas superior aos preços de venda de hidrelétrica e eólica; o que é esperado, tendo em vista que hidrelétricas e eólicas utilizam combustível 100% gratuito (água e vento). Isto seria um indicativo de que o cenário de médio custo estaria bastante competitivo com as demais usinas termelétricas. Observa-se, por fim, que  $CG_{\text{Máx}}$  é superior aos ICBs/preços de venda de todas as fontes, exceto gás natural e biomassa de madeira (cavaco). A priori, poder-se-ia inferir que o cenário de máximo seria competitivo somente com as termelétricas a gás natural e biomassa de madeira, entretanto, outros aspectos devem ser levados em conta, e o principal deles é o CVU, explicado a seguir.

No mercado de energia, os custos variáveis são medidos por meio do **Custo Variável Unitário – CVU (R\$/MWh)**. Ele é constituído de duas parcelas: uma vinculada ao custo do combustível e outra vinculada aos demais custos variáveis (incluindo operação e manutenção) (EPE 2007). Os preços dos combustíveis das termelétricas variam frequentemente ao longo da vida útil do empreendimento, e, por consequência, o CVU também varia.

Assumindo, de forma bastante simplificada, que o CVU aproximado da usina proposta<sup>8</sup> compreenda o custo total de geração descontado do custo da amortização, podemos compará-lo com os CVUs de empreendimentos de geração de energia elétrica de diversas fontes. O gráfico abaixo mostra o custo variável unitário simplificado para o cenário de máximo da usina proposta em comparação com os CVUs médios, por fonte de geração, segundo dados de julho/2015 (ONS 2015). Observa-se na figura abaixo que os CVUs das termelétricas a diesel e óleo combustível são muito superiores aos das demais fontes e que o CVU simplificado da usina proposta só é superior ao da fonte nuclear. É interessante observar também que o custo variável da usina proposta corresponde a aproximadamente metade do CVU da termelétrica a gás natural; o que é bastante coerente, uma vez que no sistema proposto 54% da energia útil produzida é proveniente dos resíduos urbanos (custo zero) e metade provém do gás natural.

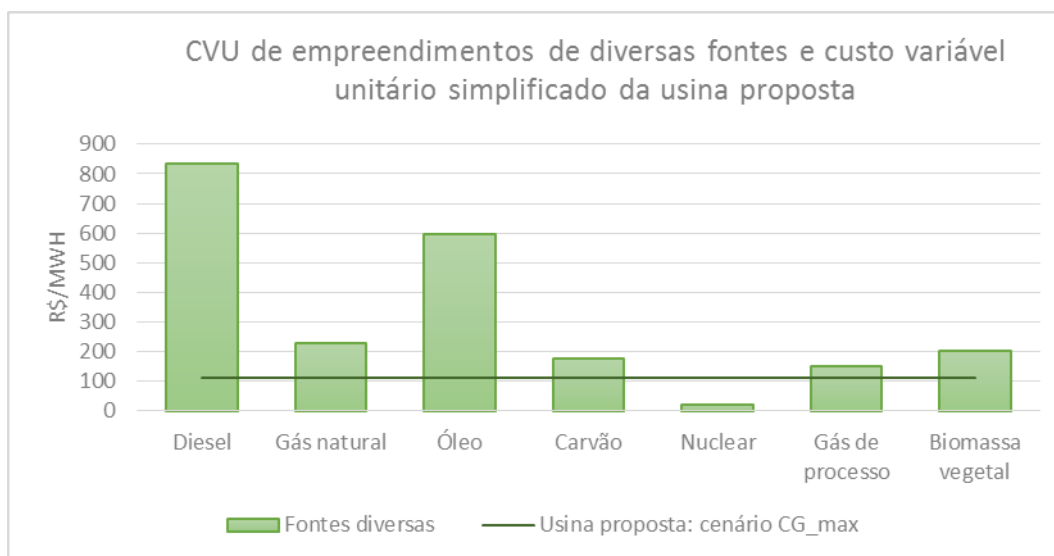


Figura 31: Custo variável unitário (CVU) de diversas fontes no Brasil julho/2015 (ONS 2015) e custo variável unitário simplificado da usina proposta

Como dito, o custo do combustível é determinante do custo variável da usina. Desta forma, é interessante analisar a variação do custo variável e do custo total de geração da usina com o preço do gás natural, conforme mostrado na figura a seguir. Observa-se que se o custo do combustível for o triplo (US\$ 30/MWh), o custo variável da usina será o dobro e o custo total de geração será

<sup>8</sup> Salienta-se que a EPE prevê uma metodologia específica para cálculo de Custo Variável Unitário - CVU (EPE 2007), entretanto, utiliza-se aqui uma simplificação considerável a título de contribuição acadêmica.

1,4 vezes maior. Conclui-se que o custo do combustível é determinante na viabilidade econômica da usina.

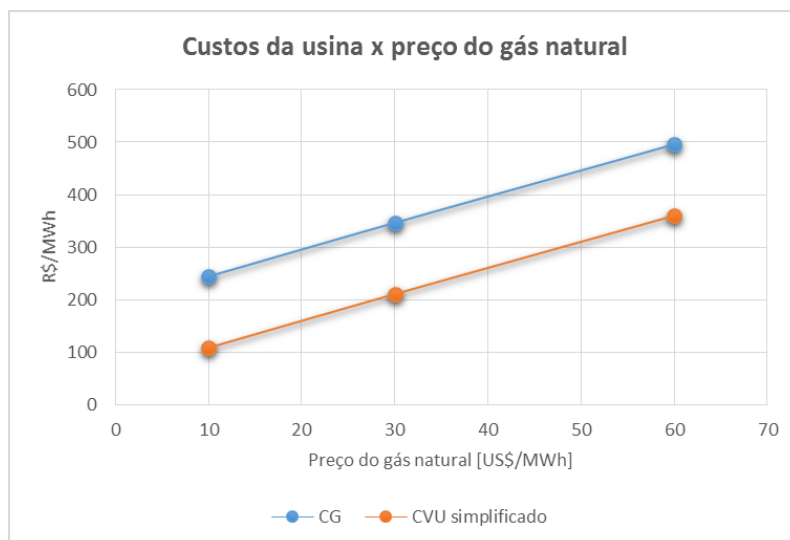


Figura 32: Variação do custo variável unitário e do custo total de geração da usina em função do preço do gás natural calculados para o cenário de máximo custo (CG<sub>Max</sub>)

## 6.7.

### Custo de destinação dos resíduos sólidos urbanos

Neste trabalho considera-se que o operador da usina proposta não paga pelos resíduos sólidos urbanos (RSU), assim, os custos de coleta e transporte dos RSU até a usina devem ser arcados pela prefeitura do município.

Conforme visto no item 2.8, CEMPRE (2010) faz uma estimativa para uma usina WTE fictícia da cidade de São Paulo. A tabela abaixo mostra as características desta usina em comparação com a usina proposta.

Tabela 40: Estimativa de preço de destinação dos RSU segundo CEMPRE

Usina	PCI lixo	Eficiência	Processamento	Investimento	Valor da energia	Preço de destinação
Usina CEMPRE	6,3 MJ/kg	18,5%	657.000 t/ano	US\$ 90 milhões	US\$ 50/ MWh	US\$ 27 / t
Usina proposta	16 MJ/kg	32%	395.306 t/ano	US\$ 113-214 milhões	US\$ 44-70/ MWh	< US\$ 25 /t

Para usinas com PCI dos RSU superior a 7,2 MJ/kg, como é o caso da usina proposta (PCI dos RSU 16 MJ/kg), CEMPRE (2010) estima um preço de destinação dos resíduos inferior a US\$ 25 por tonelada de RSU. Como visto na seção 6.4.1, o preço de destinação dos RSU em aterros sanitários convencionais no Brasil é de aproximadamente US\$ 20/t; portanto, para que a usina proposta seja competitiva com aterros existentes, os custos de coleta e transporte dos resíduos até a usina devem ser inferiores a este valor. Assim, a localização da usina WTE é um fator crucial na determinação do preço de destinação dos RSU.

## 7 Conclusão

Este trabalho teve por objetivo propor um sistema termelétrico operando em ciclo combinado movido a gás natural e resíduos sólidos urbanos (RSU) e estudar sua viabilidade termoeconômica e ambiental para funcionamento na cidade do Rio de Janeiro. Trata-se de uma usina lixo-energia que se propõe a ajudar a resolver dois grandes problemas das metrópoles atuais: a destinação de resíduos e a demanda por energia elétrica. O sistema foi proposto com base na planta *waste-to-energy* de Zabalgarbi, localizada na província de Bilbao, no País Basco (Espanha). Neste sistema, um ciclo de potência a gás funciona em conjunto com um ciclo Rankine (cuja caldeira é um incinerador de RSU), interligados por uma caldeira de recuperação com queima suplementar de gás natural.

O sistema proposto processa 48 t/h de RSU (372 mil t/ano) com poder calorífico inferior de 16 MJ/kg, consumindo 17795 Nm<sup>3</sup>/h de gás natural e gerando 127 MW de potência elétrica com uma eficiência térmica de 32%. A análise energética realizada mostrou que 54% da energia produzida provém dos RSU, caracterizando a eletricidade gerada como de origem majoritariamente renovável.

A análise exergética realizada no sistema permitiu identificar pontos de melhoria, através da quantificação das perdas exergéticas, as quais são, em sua maioria, devido a irreversibilidades internas (equipamentos de combustão). A análise mostrou ainda que o equipamento do sistema com maior potencial de melhoria em termos de eficiência exergética é o incinerador onde ocorre a combustão dos resíduos.

Uma análise ambiental determinou os fatores de emissão dos principais poluentes atmosféricos (material particulado, SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> e CO<sub>2</sub>) emitidos pela planta, cujas concentrações estão abaixo dos limites determinados pelos padrões europeus. O indicador de eficiência ecológica do sistema foi calculado em 89%, concluindo-se que o abatimento de poluentes gasosos é satisfatório. Além disso, este indicador permitiu determinar o custo ambiental da usina, ou seja, o capital gasto com procedimentos e equipamentos de controle da poluição atmosférica.

Na usina proposta, o custo do combustível de RSU foi considerado nulo, ou seja, a usina não paga para receber os resíduos do município. Supõe-se que a prefeitura é quem deverá arcar com os custos de coleta e transporte, os quais determinarão o preço da destinação dos RSU na usina. Diferentemente dos aterros sanitários, a usina lixo-energia pode concentrar seu faturamento na receita sobre a venda da energia elétrica gerada, não sendo necessário, a priori, cobrar da prefeitura uma taxa específica para a destinação dos RSM; o que a torna extremamente vantajosa em relação aos aterros sanitários. Salienta-se, porém, que não é possível eliminar totalmente a dependência dos aterros, já que a usina necessita descartar escórias e cinzas, que correspondem a cerca de 20-25% da massa de resíduos processada.

A análise econômica levou em conta diferentes custos: investimento em equipamentos termomecânicos, operação, manutenção, destinação de materiais não combustíveis e sistemas de controle da poluição; permitindo determinar o investimento total de implantação da usina em 113-214 milhões de dólares, com um *payback* de 11 anos. O custo de geração de eletricidade foi calculado em US\$ 44-70/MWh, e, quando comparado com termelétricas de diversas fontes (US\$ 70-85/MWh) se mostrou competitivo na maioria dos cenários, principalmente quando se considera o custo variável dos combustíveis de usinas tradicionais (diesel, óleo, carvão e gás natural). O custo de geração da energia na usina depende principalmente do preço do gás natural, por isso, este é o principal fator que pode encarecer a produção, levando, eventualmente à necessidade de cobrança de uma taxa específica pela destinação dos RSU a fim de tornar a venda da eletricidade competitiva.

Conclui-se, portanto, que a usina proposta se mostra viável termo, econômica e ambientalmente, tanto como unidade geradora de eletricidade quanto unidade de tratamento de resíduos sólidos urbanos; contribuindo para resolver dois grandes problemas dos municípios urbanos atuais. Se esta planta fosse instalada no município do Rio de Janeiro, possuiria capacidade para tratar cerca de 13% do total de RSU destinado em aterros diariamente e atender a 6% do consumo mensal de eletricidade da cidade.

## 7.1.

### **Sugestão de futuros trabalhos**

Primeiramente foi necessário conhecer bem as características do sistema, seus parâmetros de operação e desempenho, que consistiu na contribuição deste trabalho. A próxima etapa de pesquisa relacionada ao tema desta

dissertação seria proceder uma otimização termo-econômica e ambiental do sistema. Ou seja, selecionar algumas variáveis de decisão e determinar uma função objetivo a fim de encontrar o melhor formato de operação do sistema; isto é, aquele em que o custo de investimento é o mais baixo, mantendo-se a planta viável termodinâmica e ambientalmente. Outra sugestão seria aprimorar o cálculo do custo de geração elétrica na usina, utilizando a metodologia da EPE para avaliar o ICB. Além disso, uma comparação direta entre a usina proposta e outras usinas WTE em funcionamento no mundo também pode trazer resultados interessantes para aprimorar ainda mais este sistema. E por fim, um trabalho interessante seria realizar uma comparação do processo de aproveitamento energético de resíduos sólidos urbanos na usina proposta e em um aterro sanitário, utilizando, por exemplo, o método de Avaliação de Ciclo de Vida.

## 8 Referências bibliográficas

A2A Energie in Comune. “Termoutilizzatore: The ASM's Waste-to-Energy Plant.”  
Site da A2A. A2A. s.d.  
[http://www.a2a.eu/gruppo/cms/a2a/en/company/plants/waste\\_to\\_energy/brescia\\_waste\\_to\\_energy/index.html](http://www.a2a.eu/gruppo/cms/a2a/en/company/plants/waste_to_energy/brescia_waste_to_energy/index.html) (acesso em 2011).

AECOM Environment, Inc. “Report on the Third Operational Phase - Air Media Sampling Program Winter 2008.” Relatório de Desempenho Ambiental da Planta de Montgomery, Division of Solid Waste Services , Montgomery County Department of Public Works & Transportation, Rockville, Maryland, 2010, 43.

AFVAL ENERGIE BEDRIJF. “Informações sobre a Planta de Amsterdam.” *Value from Waste: Waste Fired Power Plant*. City of Amsterdam Waste and Energy Company. 2007. <http://www.afvalenergiebedrijf.nl/home.aspx> (acesso em 2011).

—. “Value from Waste.” *Amsterdam's Vision on the 4th-generation Waste-2-Energy*. Waste and Energy Company City of Amsterdam. 19 de February de 2007. <http://www.afvalenergiebedrijf.nl/home.aspx> (acesso em Outubro de 2011).

—. “Waste-2-Energy Building Capacity and gaining acceptance in Amsterdam.” *City of Amsterdam Waste and Energy Company*. 23 de May de 2005. <http://www.afvalenergiebedrijf.nl/home.aspx> (acesso em Abril de 2011).

AGAZZANI, A., A. F. MASSARDO, E C. A. FRANGOPOULOS. “Environmental influence on the thermoeconomic optimization of a combined plant with NOx abatement.” *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 1998: 557-565.

ANEEL. “Matriz Energética Brasileira.” ANEEL. 05 de 08 de 2015. <http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/OperacaoGeracaoTipo.asp?tipo=5&ger=Combustivel&principal=Biomassa>.

BALESTIERI, José Antonio Perrella. *Avaliação tecnológica e metodológica para o planejamento de centrais de co-geração*. Relatório (Pós Doutorado em Engenharia Mecânica), Faculdade de Engenharia, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis: Tese (Doutorado, 2001, 154).



—. “Notas de aula.” *Máquinas Térmicas - Ciclos térmicos a gás (parte 2)*. Guaratinguetá, São Paulo: UNESP, 2015.

BEJAN, A., G. Tsatsaronis, e M. Moran. *Thermal design and optimization*. New York: John Wiley & Sons, 1996.

BIZZO, Waldir A. “Geradores de Vapor.” *EM 722 - Geração, Distribuição e Utilização de vapor*. s.d. [HTTP://WWW.FEM.UNICAMP.BR/~EM672/GERVAP4.PDF](http://www.fem.unicamp.br/~em672/GERVAP4.PDF) (acesso em 2011).

BOHEM, R. F. *Design analysis of thermal systems*. New York: John Wiley & Sons Inc., 1987.

BOYCE, P. *Gas turbine engineering handbook Fourth Edition*. 2nd. Oxford: Elsevier, 2012.

BRAGA, A., L. PEREIRA, e P. SALDIVA. *Poluição Atmosférica e Seus Efeitos na Saúde Humana*. São Paulo: Faculdade de Medicina da USP, s.d.

BRANCO, F. P. *Análise termoeconômica de uma usina termelétrica a gás natural operando em ciclo aberto e em ciclo combinado*. Ilha Solteira: UNESP - Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, 2005.

CAIXETA, D. *Geração de Energia Elétrica a partir de lixo urbano: O caso de Campo Grande/MS*. Brasília: Universidade de Brasília - Centro de Desenvolvimento Sustentável, 2005.

CÂMARA DE COMERCIALIZAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA. “3º Leilão de fontes alternativas movimenta R\$ 3,4 bilhões e contrata 16.9 GWh em usinas à biomassa e eólicas.” *Câmara de Comercialização de Energia Elétrica*. 28 de junho de 2015. [www.ccee.org.br](http://www.ccee.org.br).

CAPRETTI, A. *Termoutilizzatore di Brescia Sintesi dei Dati Relativi Alle Emissioni in Atmosfera*. Relatório de Emissões Atmosféricas da Planta de Brescia, Settore Ambiente ed Ecologia del Comune di Brescia, Brescia: Comune di Brescia, 2008, 2009 e 2010.

CARNEIRO, Maria L. N. M. “Controle da Poluição Atmosférica na Incineração de Resíduos Sólidos Urbanos com Geração de Energia.” Relatório: Monografia de Graduação, Engenharia Ambiental, PUC-Rio, Rio de Janeiro, 2011.

CATÁLOGO de Incineradores. *Martin GMBH für Umwelt*. Munich: und Energietechnik, s.d.

CCEE. “Resultado Consolidado dos leilões 07/2015.” *Biblioteca Virtual CCEE*. 14 de 07 de 2015. [http://ccee.org.br/portal/faces/aceso\\_rapido\\_header\\_publico\\_nao\\_logado/biblioteca\\_virtual?tipo=Resultado+Consolidado&assunto=Leil%C3%A3o&\\_adf.ctrl-state=quo4v2mk9\\_63&\\_afLoop=302691403647265#%40%3F\\_afLoop%3D302691403647265%26tipo%3DResultado%2BConsolida](http://ccee.org.br/portal/faces/aceso_rapido_header_publico_nao_logado/biblioteca_virtual?tipo=Resultado+Consolidado&assunto=Leil%C3%A3o&_adf.ctrl-state=quo4v2mk9_63&_afLoop=302691403647265#%40%3F_afLoop%3D302691403647265%26tipo%3DResultado%2BConsolida).

CEMPRE. *Lixo Municipal: Manual de Gerenciamento Integrado*. São Paulo: CEMPRE, 2010.

CETESB. *Poluentes da qualidade do ar*. 2011. <http://www.cetesb.sp.gov.br/ar/Informa??es-B?sicas/22-Padr?es-e-?ndices> (acesso em 2011).

Clima do Brasil. “Clima do Brasil.” *Sua Pesquisa*. 18 de 06 de 2015. <http://www.suapesquisa.com/clima/>.

CNIM, Constructions Industrielles de la Méditerranée -. “Biskaia Waste to Energy Plant Project.” Summary Report, 2005.

CNIM, Constructions Industrielles de la Méditerranée. *The Zabalgarbi or SENER System*. 26 de dezembro de 2014. <http://www.zabalgarbi.com/en/the-zabalgarbi-or-sener-system.html>.

COMLURB. “Prefeitura do Rio de Janeiro.” *Companhia Municipal de Limpeza Urbana – COMLURB*. 24 de 06 de 2013. <http://www.rio.rj.gov.br/web/comlurb/exibeconteudo?id=4194245>.

COMPANY, GENERAL ELECTRIC. “Fast, Flexible Power - Aeroderivative Product and Service Solutions.” *GE Power & Water*. 2013. [www.ge-energy.com/aero](http://www.ge-energy.com/aero).

CONAMA n° 03. *Padrões Nacionais de Qualidade do Ar*. 28 de Junho de 1990. <http://www.cetesb.sp.gov.br/ar/Informa??es-B?sicas/22-Padr?es-e-?ndices> (acesso em 2011).

“COUNCIL DIRECTIVE 96/61/EC.” *Concerning Integrated Pollution Prevention and Control*. 24 de Setembro de 1996.

[http://www.mmediu.ro/legislatie/acte\\_normative/schimbari\\_climatice/Legislatie\\_comunitara/96L0061.pdf](http://www.mmediu.ro/legislatie/acte_normative/schimbari_climatice/Legislatie_comunitara/96L0061.pdf) (acesso em 11 de Setembro de 2011).

COUNCIL SWEDISH TRADE. *Relatório sobre Panorama da indústria WTE nos EUA*. s.d. [http://www.wtert.com.br/home2010/arquivo/noticias\\_eventos/waste.pdf](http://www.wtert.com.br/home2010/arquivo/noticias_eventos/waste.pdf).

COUNTY GOVERNMENT MONTGOMERY. *Sobre a planta de Montgomery (Maryland, EUA)*. Covanta Montgomery. 2011. <http://www.montgomerycountymd.gov/swstmpl.asp?url=/content/dep/solidwaste/facilities/rrf.asp> (acesso em 2011).

CREA-RJ. *Levantamento do Potencial de Cogeração do Estado do Rio de Janeiro*. artigo do site [www.matrizlimpa.com.br](http://www.matrizlimpa.com.br). Matriz Limpa. Rio de Janeiro, 03/11/2011.

VILLELA, I. A., e J. L. Silveira. "Ecological efficiency in thermoelectric power plants." *Applied Thermal Engineering*, 04 de 2007: 840-847.

DIAS, Renata. "Otimização de Ciclos Termodinâmicos para Conversão Lixo-Energia." Departamento de Engenharia Mecânica, PUC-Rio, Rio de Janeiro, 2014.

Environment, Federal Ministry for the. 2005. [www.bmu.de/english/waste\\_management/downloads/doc/35950.php](http://www.bmu.de/english/waste_management/downloads/doc/35950.php)).

ENVIRONMENTAL PROTECTION DIVISION. *Pollution Control - Air Pollution Control*. Singapore: National Environmental Agency (NEA), 2009.

EPA. "AP 42, Fifth Edition, Volume I." *United States Environmental Protection Agency*. 22 de 06 de 2015. <http://www.epa.gov/ttn/chief/ap42/ch02/index.html>.

EPE. "3º Leilão de Energia de Reserva de 2015 - Preços Médios de Referência do Combustível e Cálculo do Custo de Geração de Energia." *Informe Técnico - EPE-DEE-IT-073/2015*. Rio de Janeiro, Rio de Janeiro: EPE, 10 de 04 de 2015.

EPE. *Índice de Custo Benefício (ICB) de Empreendimentos de Geração*. Rio de Janeiro: Empresa Brasileira de Pesquisas Energéticas, 2015.

—. "Informe Técnico - EPE-DEE-IT-001/2007." *Leilões de Compra de Energia Elétrica estabelecidos na Portaria MME 305/2006 - Cálculo do CVU para fins da determinação da GF, COP, CEC de Empreendimentos Termelétricos*. Rio de Janeiro, Rio de Janeiro: EPE, 13 de 03 de 2007.

EPE. *Nota Técnica DEA 18/14: Inventário Energético dos Resíduos Sólidos Urbanos*. Rio de Janeiro: Ministério de Minas e Energia, 2014.

FARIA, C. *Custo Benefício Usinaverde*. 23 de Julho de 2009. <http://www.infoescola.com/ecologia/usinaverde/> (acesso em Dezembro de 2011).

FOSTER-PEGG, R. W. "Capital cost of gas turbine heat-recovery boilers." *Chemical Engineering*, 21 de 07 de 1986, 14 ed.: 73-78.

FRANGOPOULOS, C. A. "An Introduction to environomic analysis and optimization of energy-intensive systems." Edição: A. Valero e G. Tsatsaronis. *International Symposium on Efficiency, Costs, Optimization and Simulation of Energy Systems, ECOS'92*. New York: ASME, 1992. 231-239.

—. "Thermo-economic Functional Analysis and Optimization." *Energy*, 18 de 08 de 1986, 7 ed.: 563-571.

FRANGOPOULOS, C. A. *Thermoeconomic Functinal Analysis: a method for optimal design or improvement of complex thermal systems*. Georgia Institute of Technology, 1983.

—. "Thermoeconomic Functional Optimization of a Cogeneration ." *ASME COGEN-TURBO*. 1987. 323-329.

FRANGOPOULOS, C. A., e Y. C. Caralis. "A method for taking into account environmental impacts in the economic evaluation of energy systems." *Energy Conversion Management*, 1997, 15-17 ed.: 1751-1763.

FRANGOPOULOS, C. A. "Application of the thermoeconomic functional approach to the CGAM Problem." *Energy*, 18 de 05 de 1993: 323-342.

FRANGOPOULOS, C. A. "Instructions for drawing the flow and functional diagrams." 09 de 05 de 2015.

GLOBAL ENERGY OBSERVATORY. *Brescia Waste-to-Energy Plant Italy*. Digital Millennium Copyright Act (DCMA). 15 de Fevereiro de 2010. <http://globalenergyobservatory.org/form.php?pid=2429> (acesso em março de 2011).

GPO ACCESS. "Standards of Performance for New Stationary Sources." *Eletronic Code of Federal Regulations*. 08 de Dezembro de 2011. <http://ecfr.gpoaccess.gov/cgi/t/text/text->

idx?type=simple;c=ecfr;cc=ecfr;idno=40;region=DIV1;q1=60;rgn=div5;sid=049da758197fbf55ce5119d863eeee998;view=text;node=40%3A6.0.1.1.1#40:6.0.1.1.1.5.

GRAJEW, O. “Artigos e Links da USINAVERDE.” *USINAVERDE*. Instituto ETHOS. 2010. <http://www.usinaverde.com.br/admin/anexos/DocSiteEthos.pdf> (acesso em 2011).

GREENPEACE. “Waste Incineration Plants in Austria.” *With Data on Waste Management in Vienna*. Junho de 1999. <http://yeroc.us/wte-db/plant/47> (acesso em 15 de Maio de 2011).

HESTER, R. E., e R. M. HARRISON. *Waste Incineration and the Environment*. Royal Society of Chemistry, 1994.

HOLANDA, M. R. *Perspectivas da co-geração com resíduos sólidos municipais sob a ótica da gestão ambiental*. Guaratinguetá: Universidade Estadual Paulista, 2003.

Infomine.com. *Infomine*. 28 de 06 de 2015. <http://www.infomine.com/investment/metal-prices/natural-gas/1-year/>.

ISHIKAWA, R., BUEKENS, A., HUANG, H., WATANABE, K. *Influence of combustion on dioxin in an industrial scale fluidized-bed incinerator: experimental study and statistical modelling*. Vol. 35. *Chemosphere*, 1997.

JORNAL OFICIAL DAS COMUNIDADES EUROPEIAS. “Council Directive on the prevention of air pollution from new municipal waste incineration plants.” 08 de Junho de 1989. <http://eur-lex.europa.eu/pt/index.htm> (acesso em 11 de Setembro de 2011).

—. “Diretiva 1999/30/CE do Conselho.” *Relativa a valores-limite para dióxido de enxofre, dióxido de azoto e óxidos de azoto, partículas em suspensão e chumbo no ar ambiente*. 22 de Abril de 1999. <http://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=OJ:L:1999:163:0041:0060:PT:PDF>.

—. “Diretiva 2000/76/CE do Parlamento Europeu e do Conselho.” *Relativa à Incineração de Resíduos*. 4 de Dezembro de 2000. [http://www.central2013.eu/fileadmin/user\\_upload/Downloads/Document\\_Centre/OP\\_Resources/Incineration\\_Directive\\_2000\\_76.pdf](http://www.central2013.eu/fileadmin/user_upload/Downloads/Document_Centre/OP_Resources/Incineration_Directive_2000_76.pdf) (acesso em 25 de Setembro de 2011).

—. “Poluição Atmosférica proveniente das instalações existentes de incineração de resíduos urbanos.” *Diretiva do Conselho*. 21 de Junho de 1989. <http://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=OJ:L:1989:203:0050:0054:PT:PDF> (acesso em 11 de Setembro de 2011).

Keppel Seghers Engineering Singapore Pte Ltd. “Keppel Seghers Tuas and Senoko WTE.” *Keppel Seghers*. Novembro de 2010. <http://www.keppelseghers.com/en/content.aspx?sid=3028> (acesso em Novembro de 2011).

LAMMI, L. S. “Sobre Dundee Plant.” *Metso*. Metso. 2005. [www.metso.com/Automation/magazinebank.../1-2005\\_p6-9.pdf](http://www.metso.com/Automation/magazinebank.../1-2005_p6-9.pdf) (acesso em Março de 2011).

LARSON, E. D. “Technology for electricity and fuels from biomass.” *Annual Review of Energy and Environment*, 1993: 567-630.

LIGHT SESA. *CONSUMO TOTAL DO MUNICÍPIO DO RIO DE JANEIRO - MWh*. Rio de Janeiro: Gerência de acompanhamento e previsão de mercado, 2014.

LIGHT SESA. *Custo Variável Unitário - R\$/MWh*. Rio de Janeiro : Documento interno, 2015.

NATUREZA LIMPA. *Projeto Natureza Limpa*. s.d. [www.naturezalimpa.com.br](http://www.naturezalimpa.com.br) (acesso em 2011).

LONDON WASTE. *Our Environment*. Relatório de Desempenho da Companhia London Waste 2003, London Waste, Londres: <http://files.londonwaste.co.uk/operations/efw.asp>, 2004.

LOURENÇO, S. R.. *Gás Natural: Perspectivas e Utilização*. Dissertação (mestrado), Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas: Planejamento de Sistemas Energéticos, 2003.

LOZANO SERRANO, M.A. “Termoeconomia.” brochura, Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Zaragoza, Zaragoza, 1993.

LOZANO, M. A., SERRA, L., VALERO, A. “Análisis termoeconómico de un sistema de cogeneración.” *Ingeniería Química*, Mayo, 1993: 135-140.

LOZZA, G., P. CHIESA, E L. DEVITA. "Combined-cycle power stations using "clean-coal technologies": thermodynamic analysis of full gasification versus fluidized bed combustion with partial gasification." *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 1996: 737-748.

MANESH et. al. "New procedure for optimal design and evaluation of cogeneration system based on advanced exergoeconomic and exergoenvironmental analyses." *Energy*, 26 de 07 de 2013: 314-333.

METROPOLE DE RENNES. "Rennes Métropole." Hôtel de Rennes Métropole. 2009. <http://www.rennes-metropole.fr> (acesso em 2011).

MINNESOTA POLLUTION CONTROL AGENCY. "Órgão de Controle Ambiental do Estado de Minnesota, EUA." *PCA MN US*. Governo. Julho de 2005. [www.pca.state.mn.us/index.php/view-document.html?gid=9669](http://www.pca.state.mn.us/index.php/view-document.html?gid=9669) (acesso em Abril de 2011).

MONTGOMERY, COVANTA. *Sobre Montgomery Facility*. Covanta Energy. 2011. <http://www.covantaenergy.com/covanta-us-home/facilities/facility-by-location/montgomery.aspx> (acesso em 2011).

MONTGOMERY COUNTY. *Formação de Poluentes nos incineradores de RSU*. 2011. [http://www.montgomerycountymd.gov/swstmpl.asp?url=/content/dep/solidwaste/facilities/rrf\\_chemistry.asp](http://www.montgomerycountymd.gov/swstmpl.asp?url=/content/dep/solidwaste/facilities/rrf_chemistry.asp).

MORAN, M. J., e et al. *Princípios de Termodinâmica para Engenharia*. Rio de Janeiro: LTC, 2013.

MORAN, Michael J., e Howard N. Shapiro. *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*. West Sussex: John Wiley & Sons, 2006.

MOURA, J. P. "Estudos das rotas tecnológicas para produção de biogás e da influência da composição química de dejetos de matrizes suínas na qualidade do biogás gerada por biodigestor." *Infobibos*. 09 de dezembro de 2014. [http://www.infobibos.com/Artigos/2012\\_1/rota/index.htm](http://www.infobibos.com/Artigos/2012_1/rota/index.htm).

MUÑOZ, S. *IMPACTO AMBIENTAL NA ÁREA DO ATERRO SANITÁRIO E INCINERADOR DE RESÍDUOS SÓLIDOS DE RIBEIRÃO PRETO, SP: Avaliação dos níveis de metais pesados*. São Paulo: Escola de Enfermagem de Ribeirão Preto - Universidade de São Paulo, 2002.

NATIONAL ENVIRONMENTAL AGENCY (NEA). *Legislação de Singapura*. 2011. <http://app2.nea.gov.sg/index.aspx>.

NEMEROW, Nelson L., Franklin J. Agardy, Patrick Sullivan, e Joseph A. Salvato. *Environmental Engineering*. 6a. Vols. Environmental Health and Safety for Municipal Infrastructure, Land Use and Planning, and Industry. New Jersey: John Wiley & Sons Inc., 2009.

NLWA. *Distribuição de usinas WTE e geração de resíduos em Londres*. 2011. [http://www.nlwa.gov.uk/cms\\_downloads/Exhibition\\_Panels\\_low\\_res\\_2.pdf](http://www.nlwa.gov.uk/cms_downloads/Exhibition_Panels_low_res_2.pdf).

O ESTADO DE SÃO PAULO. "Reportagem de 27/04/2002 ." 2002.

OLMSTED COUNTY, Minnesota. "Sobre: Olmstead Waste-to-Energy Facility." *County of Olmsted*. s.d. <http://www.co.olmsted.mn.us/environmentalresources/garbagerecycling/Documents/swdp12011.pdf>.

ONS. *Programa Mensal de Operação Eletroenergética para o mês de julho (11 a 17/07/2015)*. Rio de Janeiro: Operador Nacional do Sistema Elétrico, 2015.

ONYX ENVIRONMENTAL GROUP PIC. "Sobre a planta de Birmingham." *Veolia Environmental Services UK*. Veolia Environment. 2003. <http://www.veoliaenvironmentalservices.co.uk/Birmingham/Facilities/Energy-recovery/> (acesso em 2011).

OLMSTED COUNTY. *Licença Ambiental para Emissões Atmosféricas da Planta de Rochester, Olmsted County, MN, EUA*. Olmsted: Olmsted County, 2007, 163.

OTOMA, S., Y. MORI, A. TERAZONO, T. ASO, e R. SAMESHIMA. "Estimation of energy recovery and reduction of CO2 emissions in municipal solid waste power generation." *Resources, Conservation and Recycling*, 1997: 95-117.

RABL, A., e J. SPADARO. "Health Impacts of Waste Incineration." Em *Environmental and Health Impacts of Solid Waste Management Activities*, por Hester e Harrison. Royal Society of Chemistry, 2003.

"RESOLUÇÃO CONAMA n° 316." *Dispõe sobre procedimentos e critérios para funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos*. 29 de Outubro de 2002. [www.mp.go.gov.br/portalweb/hp/9/docs/rsulegis\\_12.pdf](http://www.mp.go.gov.br/portalweb/hp/9/docs/rsulegis_12.pdf) (acesso em 28 de Agosto de 2011).



RIBEIRO, S. *GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA COM RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS - USINAS "WASTE-TO-ENERGY"*. Rio de Janeiro: COPPE - UFRJ, 2009.

O GLOBO, "Enganação no Aterro." *O GLOBO*, 2009, 06/11/2009 ed.

RIBEIRO, S. G., e Tyler Kimberlin. "High Efficiency Waste to Energy Power Plants Combining Municipal Solid Waste and Natural Gas or Ethanol." *Proceedings of the 18th Annual North American Waste-to-Energy Conference*. Orlando: NAWTEC18, 2010. 7.

ROYAL SOCIETY OF CHEMISTRY. *Environmental and Health Impact of Solid Waste Management Activities*. Edição: R.E.HESTER & R.M.HARRISON. Vol. Issues in Environmental Science and Technology. York: RSC, 2003.

SACRAMENTO, M. "Adeus aos lixões. Bem-vinda, energia." *Correio Braziliense*, 2010, 25/10 ed.

SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE SP. "Resolução SMA-079." *Estabelece diretrizes e condições para a operação e o licenciamento da atividade e tratamento térmico de resíduos sólidos em Usinas de Recuperação de Energia (URE)*. 04 de Novembro de 2009. [http://www.ambiente.sp.gov.br/legislacao/estadual/resolucoes/2010\\_res\\_est\\_sm\\_a\\_79.pdf](http://www.ambiente.sp.gov.br/legislacao/estadual/resolucoes/2010_res_est_sm_a_79.pdf) (acesso em 10 de Setembro de 2011).

SIA CONSEIL. *Imagem Fluxos de Energia na Cogeração e Não-Cogeração*. s.d. <http://energie.sia-conseil.com/wp-content/uploads/2011/07/cogeg.png>.

SILVA, M. M.. *Repotenciamento em sistemas de geração de potência na indústria siderúrgica utilizando Análise Termoeconômica*. Campinas: Universidade Estadual de Campinas, 2004.

SILVEIRA, J. *Estudo de sistema de cogeração aplicado a fabricação de papel e celulose*. Itajubá: Escola Federal de Engenharia de Itajubá, 1990.

SOARES, Erika Leite de Souza Ferreira. *Estudo da Caracterização Gravimétrica e Poder Calorífico dos Resíduos Sólidos Urbanos*. Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 2011.

TERMOUTILIZZATORE DI BRESCIA. A2A. S.D.

<http://www.comune.brescia.it/Eventi/Servizi+al+Cittadino/vivere+I+ambiente/tutela+dell+ambiente/termoutilizzatore.htm> (acesso em 2011).

STENGLER, E. *The European position: where is waste-to-energy and where is it going?* 02 de Novembro de 2005. [http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/sofos/Stengler\\_The\\_European\\_Position.pdf](http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/sofos/Stengler_The_European_Position.pdf) (acesso em 27 de 11 de 2011).

STRANGE, K. *Overview of Waste Management Options: Their Efficacy and Acceptability*. [A. do livro]: Hester e Harrison. *Health Impacts of Waste Incineration*. Royal Society of Chemistry, 2003.

SWEDISH TRADE COUNCIL, USA. *Renewable Energy in the U.S - Waste-to-Energy*. Los Angeles: Exportradet Swedish Trade Council, 2008, January, 93.

THURGOOD, Maggie. *Case Study DERL Energy from Waste Facility*. Estudo de Caso, Energy from Thermal Conversion of MSW and RDF, Dundee: IEA Bioenergy Task 23, 1999.

TSATSARONIS, G. "Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems." *Progress in Energy and Combustion Science*, 1993: 227-257.

TSATSARONIS, G., e J. PISA. "Exergoeconomic evaluation and optimization of energy systems - application to the CGAM problem." *Energy*, 1994, 3 ed.: 287-321.

TSATSARONIS, G., L LIN, e J. PISA. "Exergy costing in exergoeconomics." *Journal of Energy Resources Technology*, 1993, 1 ed.: 9-16.

US INFLATION CALCULATOR. "Us inflation calculator." *Consumer Price Index Data from 1913 to 2015*. 23 de 07 de 2015. <http://www.usinflationcalculator.com/inflation/consumer-price-index-and-annual-percent-changes-from-1913-to-2008/>.

USEPA. *Handbook: operation and maintenance of hospital medical waste incinerators*. Washington: United States: Environmental Protection Agency (EPA/325/6-89/024), 1990.

USINAVERDE S/A. *USINAVERDE Tecnologias - vantagens*. s.d.  
<http://www.usinaverde.com.br/modulos.php?cod=5CD8EE8C-FCC6-1D18-30BE-3EF2AA04BABA>.

—. *Vantagens da Tecnologia Usinaverde*. 2010.  
<http://www.usinaverde.com.br/modulos.php?cod=5CD8EE8C-FCC6-1D18-30BE-3EF2AA04BABA> (acesso em 2011).

VALERO, A., e M. A. Lozano. “Curso de termoeconomia.” Vol. 1 e 2. Campinas/Zaragoza: UNICAMP/Universidad de Zaragoza, 1994.

VEOLIA ES BIRMINGHAM LIMITED. “Veolia Environmental Services.” [www.veolia.co.uk/birmingham](http://www.veolia.co.uk/birmingham). Edição: Veolia ES Birmingham. Veolia Environmental Services. 2007.  
<http://www.veoliaenvironmentalservices.co.uk/Birmingham/Facilities/Energy-recovery/> (acesso em 2011).

VEOLIA ES HAMPSHIRE. “Sobre: Veolia Hampshire.” *Veolia Corporation UK*. Edição: Veolia Environmental Services. Veolia Environmental Services Plc. 2007.  
[www.veolia.co.uk](http://www.veolia.co.uk) (acesso em Abril de 2011).

VEOLIA. *Veolia Environmental Services*. Veolia Environmental Services. 2011.  
[http://www.veoliaenvironmentalservices.co.uk/Documents/Publications/Main/Municipal%20Contracts%20and%20Facilities/Birmingham\\_Contract\\_Brochure.pdfv](http://www.veoliaenvironmentalservices.co.uk/Documents/Publications/Main/Municipal%20Contracts%20and%20Facilities/Birmingham_Contract_Brochure.pdfv)  
(acesso em 2011).

VILLELA, Iraídes Aparecida de Castro. *Desenvolvimento de um modelo termoeconômico que considera os impactos ambientais*. Tese de doutoramento, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá: UNESP, 2007.

WASTE AND ENERGY COMPANY: Annual Report. *Sobre emissões da planta de Amsterdam*. Afval Energie Bedrijf. 2006.  
[http://www.annualreport.afvalenergiebedrijf.nl/main.asp?action=display\\_data&name=pagina&item\\_id=158](http://www.annualreport.afvalenergiebedrijf.nl/main.asp?action=display_data&name=pagina&item_id=158) (acesso em 2011).

WILLIAMS, P. “Emissions from Solid Waste Management Activities.” Em *Environmental and Health Impacts of Solid Waste Management Activities*, por Hester Harrison. Royal Society of Chemistry, 2003.

—. *Waste Treatment and Disposal*. Wiley-Blackwell, 2005.

YEROC US. *The Unofficial, international database of Waste-to-Energy Plants*. 08 de Outubro de 2010. <http://yeroc.us/wte-db/plant/118> (acesso em 2011).

ZABALGARBI. “Emissiones 2014.” *Zabalgarbi*. 03 de 06 de 2015. <http://www.zabalgarbi.com/es/esEmissiones-2011>.

—. “Ficha Técnica Zabalgarbi.” *Zabalgarbi*. 11 de 01 de 2015. [http://www.zabalgarbi.com/es/Ficha-tecnica\\_Balance-de-2011](http://www.zabalgarbi.com/es/Ficha-tecnica_Balance-de-2011).

—. “Video.” *Zabalgarbi*. 11 de 01 de 2015. <http://www.zabalgarbi.com/es/galeria.html>.