

UNESP
Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá

Guaratinguetá
2011

JUAN GALVARINO CERDA BALCAZAR

MODELAGEM DE CICLOS COMBINADOS INTEGRADOS À
INCINERAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS MUNICIPAIS

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica na área de Transmissão e Conversão de Energia.

Orientador: Prof. Dr. José Antônio Perrella Balestieri
Co-orientador: Prof. Dr. Rubens Alves Dias

Guaratinguetá
2011

B174m	Balcazar, Juan Galvarino Cerda Modelagem de ciclos combinados integrados à incineração de resíduos sólidos municipais / Juan Galvarino Cerda Balcazar – Guaratinguetá : [s.n], 2011. 190 f. : il. Bibliografia: f. 169-180 Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2011. Orientador: Prof. Dr. José Antônio Perrella Balestieri Coorientador: Prof. Dr. Rubens Alves Dias 1. Resíduos sólidos 2. Incineração 3. Mercado de emissão de carbono I. Título CDU 628.544
-------	--

JUAN GALVARINO CERDA BALCAZAR

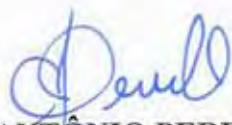
**ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
“MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA”**

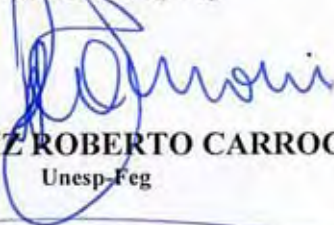
PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
ÁREA: TRANSMISSÃO E CONVERSÃO DE ENERGIA

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO


Prof. Dr. Marcelo dos Santos Pereira
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:


Prof. Dr. JOSÉ ANTÔNIO PERRELLA BALESTIERI
Orientador / Unesp-Feg


Prof. Dr. LUIZ ROBERTO CARROCCI
Unesp-Feg


Prof. Dr. MARCELO RODRIGUES DE HOLANDA
EEL/USP

Fevereiro de 2011

DADOS CURRICULARES

JUAN GALVARINO CERDA BALCAZAR

NASCIMENTO	17.08.1985 – SÃO PAULO / SP
FILIAÇÃO	Luis Armando Cerda Kattan Juana Rosa Balcazar Garrido
2004/2008	Curso de Graduação em Engenharia Mecânica Universidade Estadual Paulista – Campus de Guaratinguetá
2009/2011	Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, nível de Mestrado, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá da Universidade Estadual Paulista.

De modo especial a Deus acima de tudo, à minha família, que me apoiou nestes anos de estudos e desenvolvimento, aos meus orientadores, Professores Perrella e Rubens, pelo apoio e ajuda neste período, aos meus amigos sempre me apoiando nas alegrias e nas tristezas desta jornada.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar agradeço a Deus, fonte da vida e da graça. Agradeço-o pela minha vida, minha inteligência, minha família e meus amigos,

aos meus orientadores, *Prof. Dr. José Antônio Perrella Balestieri* e *Prof. Dr. Rubens Alves Dias*, que jamais deixaram de me incentivar. Sem sua orientação, dedicação e auxílio, o estudo aqui apresentado seria praticamente impossível.

aos meus pais *Luis e Juana*, que apesar das dificuldades enfrentadas, sempre incentivaram meus estudos.

às funcionárias da Biblioteca do Campus de Guaratinguetá pela dedicação, presteza e principalmente pela vontade de ajudar,

aos funcionários da pós-graduação Regina, Cristina, Sidney, Juliana e Adriano pela dedicação e alegria no atendimento.

aos amigos da republica Intrometemos e Nós S/A, pelo apoio e motivação nestes anos de pesquisas.

aos meus amigos de turma Rogério Wagatsuma e Leandro Yossida pelo apoio e motivação.

as minhas amigas de turma Renata Massone Okawa, Carolina Mayer Guerrero pelo apoio e motivação.

Este trabalho contou com apoio das seguintes instituições

- CAPES – no período de 01/07/2009 até 31/07/2009
- CNPq – através do contrato nº 552250/2009-0, a partir de 01/08/2009

“- O que mais te surpreende na Humanidade?

(Perguntaram para o Dalai Lama)

- Os Homens... Porque perdem a saúde para juntar dinheiro, depois perdem dinheiro para recuperar a saúde. E por pensarem ansiosamente no futuro, esquecem do presente de tal forma que acabam por não viver nem o presente nem o futuro. E vivem como se nunca fossem morrer... e morrem como se nunca tivessem vivido”

Dalai Lama

“A good head and a good heart are always a formidable combination.”

Nelson Mandela

“Sonho com o dia em que todos levantar-se-ão e compreenderão que foram feitos para viverem como irmãos.”

Nelson Mandela

“Rise and rise again...Until lambs become lions”

Thomas Longstride

CERDA BALCAZAR, J.G. **Modelagem de ciclos combinados integrados à incineração de resíduos sólidos municipais**. 2011. 190 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2011.

RESUMO

Nas últimas décadas houve um aumento significativo na demanda de energia elétrica e térmica em diversos setores (industrial, residencial, serviços, dentre outros) devido a diversos fatores, tais como o aumento populacional e a melhoria da qualidade de vida. Com o aumento da população e das indústrias houve um aumento na geração de resíduos sólidos de diversas naturezas: resíduos domésticos, industriais, resíduos de serviço de saúde, dentre outros, que devem ser dispostos de forma segura. Existem diversas maneiras de disposição final segura para os resíduos sólidos, tais como aterros sanitários controlados, usinas de biodigestão e incineradores, soluções que não são independentes, tendo de ser integradas. Nesta pesquisa será apresentado um estudo de caso de um ciclo combinado integrado a um ciclo a vapor com incineradores para a cidade de São Paulo; a escolha do ciclo combinado integrado é aqui concebida como uma possível solução para elevar a produção de potência mecânica, normalmente baixa dos ciclos a vapor utilizados em associação com unidades de incineração. Os resultados revelam uma elevada produção de energia elétrica, com um preço de venda competitivo com tecnologias já existentes, como por exemplo, o ciclo combinado utilizando gás natural e usinas a vapor a carvão mineral, e tendo uma geração de cinzas que podem ser utilizadas na indústria ou serem dispostas como cobertura em aterros sanitários. Analisa-se também, neste trabalho, a vantagem advinda de uma diferença das emissões de dióxido de carbono equivalente que poderia ser comercializado.

PALAVRAS-CHAVE: Resíduos sólidos Municipais. Ciclos combinados. Incineração. Crédito de carbono.

CERDA BALCAZAR, J.G. **Modeling combined cycles integrated incineration of municipal solid waste**. 2011. 190 f. Dissertation (Master in Mechanical Engineering) - Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2011.

ABSTRACT

Over the last decades, there was a significant rise of electrical and thermal energy demand in several sectors (industrial, residential, and others) caused by different factors, such as population growth and life-quality improvements. Along with the increasing population and industries, there was a raise in solid waste generation from different nature, domestic, industrial, healthcare waste, among others, that must be safely disposed. There are several ways of safe final disposal for solid waste such as controlled landfills, biodigestion and incineration power plants, solutions that are not independent, requiring integration. This study presents the case of a combined cycle integrated to a steam cycle with incinerators for the city of São Paulo; the choice of the combined integrated cycle is conceived here as a possible solution to increase the mechanical power production, usually low from the steam cycles used in association with incineration units. The results reveal a higher electrical energy production, with a competitive selling price among existing technology, for example, the combined cycle using natural gas and steam plants using mineral coal, generating ashes that can be used in industries or be used to cover landfills. This work also analyses the advantages that come from a difference in carbon dioxide production that could be commercialized.

KEYWORDS: Municipal solid waste. Combined Cycle. Incineration. Carbon Credit.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – “A” é a distribuição espectral de corpo negro a temperaturas de 6000 K e 255 K, que corresponde às temperaturas do Sol e da Terra, “B” é a porcentagem de absorção atmosférica da radiação que passa pela atmosfera.	40
FIGURA 2 – Capacidade instalada (MW) das atividades de projeto aprovadas na CIMGC. Total: 2925MW PROINFA: 415MW. Última compilação do site da CQNUMC: 29 de julho de 2008.	43
FIGURA 3 – Diagrama T-s de um ciclo combinado, mostrando a energia entregue do conjunto a gás para o ciclo a vapor.	45
FIGURA 4 – Esquema de um incinerador com uma caldeira acoplada na saída dos gases de exaustão	47
FIGURA 5 – Diagrama da corrosão típica em incineradores.....	48
FIGURA 6 – Esquema de uma planta de incineração com valorização do vapor e gases de exaustão tratados e lançados separadamente	49
FIGURA 7 – Esquema de um aterro sanitário com queima dos gases gerados e com sistemas de controle de poluentes gasosos e líquidos.....	50
FIGURA 8 – Planta de um incinerador da cidade de Copenhague, no início da década de 1930	51
FIGURA 9 – Equipamento de redução de elementos tóxicos tipo <i>semi-dry flue gas purification</i>	52
FIGURA 10 – Equipamento de retirada de poluente tipo Lavador de gases residuais	53
FIGURA 11 – Equipamento de remoção de NO _x de gases de combustão	54
FIGURA 12 – Esquema de uma câmara fixa para incineração de resíduos.....	56
FIGURA 13 – Esquema de um incinerador tipo forno rotativo.....	57
FIGURA 14 – Esquema de uma planta de incineração de RDF com processamento de resíduos, caldeira e equipamentos de purificação dos gases de exaustão.....	59
FIGURA 15 – Diagrama de Mollier de um processo térmico com reaquecimento.	61
FIGURA 16 – Esquema de um ciclo a vapor com incinerador integrado a caldeira convencional.....	62

FIGURA 17 – Conjunto a gás utilizado para a geração termelétrica.....	64
FIGURA 18 – Conjunto a gás tipo heavy duty, do fabricante Alstom e modelo GT8C.....	65
FIGURA 19 – Turbina a vapor de contra-pressão em corte, mostrando o conjunto de palhetas e rotor.....	66
FIGURA 20– Turbina a vapor de condensação em corte, mostrando o conjunto de palhetas e rotor.....	66
FIGURA 21 – Condições de amostras não-representativas e representativas para efetuar as concentrações de material particulado em um determinado escoamento	69
FIGURA 22 – Esquema completo de uma planta de incineração em ciclo combinado, com uso de conjunto a gás	77
FIGURA 23 – Esquema simplificado de uma planta de incineração em ciclo combinado, com uso de conjunto a gás	79
FIGURA 24 – Esquema da caldeira do incinerador com os equipamentos auxiliares, filtro de manga, lavadores úmidos, precipitador eletrostático e chaminé	81
FIGURA 25 – Esquema do trocador de calor para pré-aquecer o ar de entrada do incinerador.....	84
FIGURA 26– Esquema da caldeira de recuperação, com um filtro de manga e uma chaminé.....	91
FIGURA 27 Esquema de um conjunto a gás, com o gerador, compressor (CP), câmara de combustão (CC) e turbina a gás (TG).....	93
FIGURA 28 Diagrama temperatura entropia de conjunto a gás.....	95
FIGURA 29 Esquema de um desareador, para a remoção de ar da água de caldeiraria	98
FIGURA 30– Esquema de uma turbina a vapor de múltiplos estágios, para elevar a sua eficiência	101
FIGURA 31– Esquema de um condensador	103
FIGURA 32– Esquema de uma torre de resfriamento	104
FIGURA 33– Esquema da bomba de alimentação dos blocos da planta	105

FIGURA 34– Esquema da bomba de alimentação da torre de resfriamento.....	105
FIGURA 35– Variação ao longo do tempo de cinco fases marcantes na produção e de gases de um aterro sanitário	109
FIGURA 36– Gráfico de investimento inicial de incinerador em função do resíduo sólido processado	116
FIGURA 37 Gráfico de Custo de operação e manutenção de incinerador em função do resíduo sólido processado	117
FIGURA 38 Gráfico do comportamento do vapor da caldeira de recuperação e caso os gases de exaustão sejam mais elevados que a temperatura do vapor de processo (a) e caso não seja mais elevado que o vapor de processo(b)	125
FIGURA 39 Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG1 e RSM	126
FIGURA 40– Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG2 e RSM	126
FIGURA 41– Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG3 e RSM	126
FIGURA 42– Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG4 e RSM	127
FIGURA 43– Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG1 e RDF	127
FIGURA 44– Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG2 e RDF	128
FIGURA 45– Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG3 e RDF.	128
FIGURA 46– Gráfico de eficiência térmica da planta, para o conjunto a gás CG4 e RDf.....	128
FIGURA 47 Gráfico de eficiência térmica da planta, para 3 casos estudando ciclos integrados, ciclos a vapor e ciclos combinados	129
FIGURA 48 – Gráfico de eficiência térmica da planta, da parcela correspondente ao ciclo a vapor utilizando RSM	130

FIGURA 49 – Gráfico de eficiência térmica da planta, da parcela correspondente ao ciclo a vapor utilizando RDF.....	130
FIGURA 50 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG1.....	131
FIGURA 51 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG2.....	131
FIGURA 52 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG3.....	132
FIGURA 53 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG4.....	132
FIGURA 54 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG1 e RSM.....	133
FIGURA 55 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG2 e RSM.....	133
FIGURA 56 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG3 e RSM.....	133
FIGURA 57 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG4 e RSM.....	134
FIGURA 58 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG1 e RDF	134
FIGURA 59 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG2 e RDF	134
FIGURA 60 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG3 e RDF	135
FIGURA 61 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG4 e RDF	135
FIGURA 62 – Foto de um trocador de calor com tubos aletados, para utilizar ar e vapor	136
FIGURA 63 – Gráfico da produção de dióxido de carbono equivalente em um aterro sanitário utilizando RSM	137

FIGURA 64 – Gráfico da produção de dióxido de carbono equivalente em um aterro sanitário utilizando RDF	137
FIGURA 65 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 1	142
FIGURA 66 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 2	142
FIGURA 67 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 3	142
FIGURA 68 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 4	143
FIGURA 69 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 1	143
FIGURA 70 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 2	144
FIGURA 71 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 3	144
FIGURA 72 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 4	144
FIGURA 73 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	145
FIGURA 74 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	145
FIGURA 75 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	146
FIGURA 76 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	146

FIGURA 77 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	147
FIGURA 78 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	147
FIGURA 79 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	147
FIGURA 80 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	148
FIGURA 81 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1	149
FIGURA 82 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2	150
FIGURA 83 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3	150
FIGURA 84 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4	151
FIGURA 85 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1	152
FIGURA 86 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2	152
FIGURA 87 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3	153
FIGURA 88 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4	153
FIGURA 89 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1	154

FIGURA 90 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2.....	154
FIGURA 91 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3.....	155
FIGURA 92 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4.....	155
FIGURA 93 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1.....	156
FIGURA 94 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2.....	156
FIGURA 95 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3.....	157
FIGURA 96 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4.....	157
FIGURA 97 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	158
FIGURA 98 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	158
FIGURA 99 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	159
FIGURA 100 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	159
FIGURA 101 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	160

FIGURA 102 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	160
FIGURA 103 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	161
FIGURA 104 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	161
FIGURA 105 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	162
FIGURA 106 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	162
FIGURA 107 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	163
FIGURA 108 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	163
FIGURA 109 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	164
FIGURA 110 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	164
FIGURA 111 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	165

FIGURA 112 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono	165
FIGURA A.1 – Trocador de calor compacto com tubos aletados, Superfície CF-8.72(c).	189
FIGURA A.2 – Eficiência de uma aleta de secção retangular num tubo	190
FIGURA A.3 – Esquema de um tubo aletado com secção retangular	190

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 – Poder Calorífico de diversos combustíveis.....	59
TABELA 2 – Parâmetros de caldeiras de recuperação utilizadas	63
TABELA 3 – Composição típica do lixo da cidade de São Paulo, dividido por elementos e em peso	71
TABELA 4 – Composição química do RDF, dividido por elementos e em peso, com umidade	71
TABELA 5 – Composição química do RDF, dividido por elementos e em peso, sem umidade	72
TABELA 6 – Proporção de elementos do RDF para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base seca)	73
TABELA 7 – Proporção de elementos do RDF para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base úmida)	73
TABELA 8 – Proporção de elementos do RSM para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base seca)	73
TABELA 9 – Proporção de elementos do RSM para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base úmida)	73
TABELA 10 – Equações de cálculo do c_p dos produtos de combustão.....	74
TABELA 11 – Distribuição da porcentagem dos gases gerados por um aterro sanitário observada durante os primeiros quarenta e oito meses após o encerramento de uma célula.....	108
TABELA 12 – Valores da constante k para diversas faixas de precipitação anual e os níveis de degradabilidade encontrado no resíduo do aterro sanitário	111
TABELA 13 – Valores mínimo e máximo de L_o para diversos níveis de degradabilidade.....	111
TABELA 14 – Valores de massa atômica de elementos.....	112
TABELA 15 – Valores de PCI do RSM úmido e seco em de faixa de variação de temperatura de incineração	121
TABELA 16 – Valores de PCI do RDF úmido e seco em de faixa de variação de temperatura de incineração	122

TABELA 17 – Características e propriedades de conjuntos a gás a serem utilizadas neste estudo	125
TABELA 18 – Vazão mássica de vapor de processo do trocador de calor em função da saída da extração a.....	136
TABELA 19 – Parâmetros de operação iniciais da planta nos cenários otimista, intermediário e pessimista.....	138
TABELA 20 – Parâmetros de operação da planta utilizando CG1 até o CG4, RSM, nos cenários otimista, intermediário e pessimista	139
TABELA 21 – Parâmetros de operação da planta utilizando CG1 até o CG4, RDF, nos cenários otimista, intermediário e pessimista.....	140
TABELA 22 – Cenários financeiros das análises utilizando a TIR e VPL.....	149
TABELA A.1 – Informações sobre o custo do gás natural	181
TABELA A.2 – Informações sobre o custo do resíduo a ser incinerado	181
TABELA A.3 – Informações sobre o combustível do conjunto a gás, o gás natural.....	181
TABELA A.4 – Custo dos combustíveis utilizados na planta.....	181
TABELA A.5 – Potência instalada dos equipamentos da planta.....	181
TABELA A.6 – Parâmetros operacionais da planta.....	182
TABELA A.7 – Fator de ponderação das parcelas de geração termelétrica	182
TABELA A.8 – Ganho com os benefícios da venda de crédito de carbono e taxa de tratamento de resíduos.....	182
TABELA A.9 – Planilha com valores de f e custos da produção de vapor e energia elétrica da planta	183
TABELA A.10 – Receita esperada ao longo de vinte anos de operação da planta com variação da taxa de juros praticada por bancos com praticas em operações desta natureza	184
TABELA A.11 – Parâmetros utilizados para a análise financeira utilizando a TIR e VPL, contendo o tipo de planta, porcentagem de investimento inicial, eficiência, capacidade instalada, investimento específico, custo de investimento, custo de operação e manutenção (O&M) e a disponibilidade anual	185

TABELA A.12 – Parâmetros dos cenários financeiros (otimista, intermediário e pessimista), taxa mínima de atratividade (TMA) e o custo de venda de eletricidade	185
TABELA A.13 – Resultados das análises da TIR e VPL, do ganho, da porcentagem de investimento inicial tomada em empréstimos e a eficiência da VPL	186
TABELA A.14 – Valores do FC_t para o cenário Otimista	187
TABELA A.15 – Valores do FC_t para o cenário intermediário.....	187
TABELA A.16 – Valores do FC_t para o cenário pessimista	188

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABB	- Asea Brown Boveri
BNDES	- Banco nacional do desenvolvimento
CC	- Câmara de combustão
CFC	- Clorofluorcarbono
CIMGC	- Comissão Interministerial de Mudança Global do Clima
CP	- Compressor
CR	- Caldeira de Recuperação
EUA	- Estados Unidos da América
FM	- Filtros de Manga
GE	- General Electric Company
GEE	- Gases de Efeito Estufa
GN	- Gás Natural
HCl	- Ácido clorídrico
HF	- Ácido fluorídrico
HFCs	- Hidrofluorcarbonos
HR	- <i>Heat Rate</i>
HRSG	- <i>Heat Recovery Steam Generator</i>
LU	- Lavadores úmidos
MCT	- Ministério de Ciência e Tecnologia
MDL	- Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
MSW	- <i>Municipal Solid Waste</i>
NO _x	- Óxido de nitrogênio
O&M	- Operação e manutenção
PCI	- Poder Calorífico Inferior
PE	- Precipitador eletrostático
PFCs	- Perfluorcarbonos
RCE's	- Reduções Certificadas de Emissões
RDF	- Refuse Derived Fuel
RSM	- Resíduos Sólidos Municipais
RSS	- Resíduos de Serviços de Saúde
SOX	- Óxido sulfúrico
TA	- Turbina de alta pressão
TB	- Turbina de baixa pressão
TC	- Trocador de Calor
TG	- Turbina a gás
TIR	- Taxa Interna de Retorno
TM	- Turbina de média pressão
TMA	- Taxa mínima de atratividade
TR	- Torre de resfriamento
VPL	- Valor Presente Líquido

LISTA DE SÍMBOLOS

Escrito

A	área	m^2
AA	número de mols de carbono	mol
BB	número de mols de hidrogênio	mol
c_p	calor específico a pressão constante (sistema internacional)	$kJ/kg.^{\circ}C$
C	custos da planta	$US\$/kWh$
c_p^*	calor específico a pressão constante (sistema métrico)	$cal/mol.K$
C^*	comprimento do trocador de calor	m
CC	número de mols de nitrogênio	mol
CMcg	custo de manutenção do conjunto a gás	$US\$/kWh$
CMci	custo de manutenção da caldeira do incinerador	$US\$/kWh$
CMcr	custo de manutenção da caldeira de recuperação	$US\$/kWh$
CMtv	custo de manutenção da turbina a vapor	$US\$/kWh$
Cop	custo de operação da planta	$US\%$
CV	custo da venda de energia elétrica	$US\%$
d	diâmetro interno da tubulação	m
D	diâmetro hidráulico	m
DD	número de mols de enxofre	mol
dT	diferencial de temperatura	K
e	excedente de ar	$[1]$
E	potência térmica	kW
EE	número de mols de oxigênio	mol
f	fator de amortização	$[1]$
F	número de mols de água	mol
FC	valor presente das entradas de caixa	$US\%$
ff	fator de atrito	$[1]$
FP	fator de ponderação da energia	$[1]$
g	aceleração da gravidade	m/s^2
G	velocidade mássica	$kg/m^2.s$
GP	ganho com a produção	$US\%$
h	entalpia	kJ/kg
H	altura	m
$\bar{h}$	coeficiente de película	$W/m^2.^{\circ}C$
HA	horas ao ano	h/ano
HR	<i>heat Rate</i>	kJ/kWh
I	investimento inicial	$US\%$
IPI	imposto sobre produto industrializado	$[1]$
J_H	fator de Colburn	$[1]$
k	constante	$[1]$
KA	constante de produto	$W/^{\circ}C$
kc	condutividade térmica	$W/m.K$
KM	constante molar	mol/kg
KV	taxa	$US\%$

L	comprimento	m
L_*	potencial de geração de metano	[1]
M	massa	kg
$\dot{m}$	vazão mássica	kg/s
$\dot{m}_a$	vazão mássica anual	kg/ano
N	constante	[1]
NV	anos	ano
NU	número de Nusselt	[1]
P	pressão	kPa
PCI	poder calorífico inferior	kJ/kg
Pr	número de Prandtl	[1]
$\dot{Q}$	potência térmica	kW
Q	vazão volumétrica anual	Nm ³ /ano
q	período	ano
RT	resistência térmica do material do tubo (cobre)	m ² .°C/W
r	raio	m
R	relação de produção	[1]
Re	número de Reynolds	[1]
RP	relação de pressão	[1]
RR	receita da produção de energia da planta de incineração	US\$
St	número de Stanton	[1]
T	temperatura	°C
T*	temperatura	K
ta	número de anos após o fechamento do aterro	ano
td	tempo de desconto de cada entrada de caixa	ano
te	espessura da aleta	m
TIR	taxa interna de retorno	[1]
U	coeficiente global de transferência de calor	W/m ² .°C
V	velocidade máxima	m/s
$\forall$	volume do trocador de calor	m ³
VPL	valor presente líquido	US\$
$\dot{W}$	potência	kW

Letras Gregas

α	área de transferência de calor pelo volume total	m ² /m ³
ΔH	diferença de calor latente	cal/g
$\Delta \dot{m}$	diferença de vazão mássica	kg/ano
ΔP	diferença de pressão	kPa
ΔT	diferença de temperatura	°C
η	eficiência	[1]
μ	viscosidade	kg/m.s
$\bar{\mu}$	viscosidade médio	kg/m.s
ρ	massa específica	kg/m ³
σ	relação de área mínima e área frontal	[1]
$\bar{\sigma}$	relação de área aletada por área de troca térmica	[1]

Subscrito

0	condição inicial
1	entrada do compressor
1r	relação de raio específico da aleta por raio externo do tubo
2	saída do compressor
2c	raio específico da aleta
2cald	vapor por conjunto de caldeiras
2cald, Total	vapor da planta
3	entrada da turbina a gás
4	saída da turbina a gás
a	aletada
água	água
amb	ambiente
água, TR	água na torre de resfriamento da planta
água, TR, CI	água na torre de resfriamento do ciclo a vapor
água, TR, CR	água na torre de resfriamento do ciclo combinado
ar	ar
ar, ent, inc	ar de combustão por incinerador
ar, ent, inc, estequ	ar estequiométrica de entrada por incinerador
ar, ent, inc, Total	ar de entrada total nos incinerador
<u>ar</u>	ar estequiométrico por combustível do conjunto a gás
comb	ar por conjunto a gás
Ar, CG	ar no trocador de calor
Ar, TC	bomba
Bomba	potência elétrica requerida total da planta para cada caso
Bomba, Total, i	potência elétrica requerida na água de alimentação do tanque
Bomba, TQ	potência elétrica requerida na água de alimentação do tanque (ciclo a vapor)
Bomba, TQ, CI	potência elétrica requerida na água de alimentação do tanque (ciclo combinado)
Bomba, TQ, CR	potência elétrica requerida total dos tanques da planta para cada caso
Bomba, TQ, Total, i	potência elétrica requerida na torre de refrigeração
Bomba, TR	potência elétrica requerida na torre de refrigeração (ciclo a vapor)
Bomba, TR, CI	potência elétrica requerida na torre de refrigeração (ciclo combinado)
Bomba, TR, CR	fluxo livre mínimo
c	aleta
ca	caldeira de incineração
Cald, Inc	

Calor, CI	potência térmica gerada na caldeira do incinerador
Calor, CG, CR	potência térmica gerada na caldeira de recuperação
Calor, CR	energia térmica da caldeira de recuperação
Calor, planta	energia térmica
Calor, Total, Planta	potência térmica gerada na planta
cc	câmara de combustão
CC	construção civil da planta
CD	condensador
CG	conjunto a gás
CG%	percentual do conjunto a gás
Ch1	chaminé, primeira estimativa
CH ₄ , i	metano de um aterro sanitário
CH ₄ , Total	metano total em um aterro sanitário
ch, CR	chaminé da caldeira de recuperação
ch, Inc	chaminé do incinerador
Cinzas	cinzas
Cinzas, CI	cinzas por incinerador
Cinzas, Total	cinzas totais
CO ₂	dióxido de carbono
CO ₂ , ano	dióxido de carbono ao ano
CO ₂ , Equivalente, ano, AS	dióxido de carbono equivalente total em um aterro sanitário
CO ₂ , Equivalente, ano, PI	dióxido de carbono anual da planta de incineração
CO ₂ , equi, planta	dióxido de carbono equivalente da planta
CO ₂ , Equivalente, Processos	diferença de vazões mássicas de tecnologias distintas
CO ₂ , GN	dióxido de carbono do gás natural utilizado nos conjuntos a gás
CO ₂ , Resíduo	dióxido de carbono dos resíduos incinerados
CO ₂ , Total	dióxido de carbono total
cobre	cobre
comb, CG	combustível por conjunto a gás
Comb, GN	combustível gás natural
comb, CG, Total	Combustível total nos conjuntos a gás
comb _{Ri}	combustível resíduos sólidos incinerados
Comb, Ri	combustível resíduos incinerados
comb _{Total}	combustível no total da planta
Comb, Total	combustível no total da planta
Condensadør, Total	vapor total no condensador
Condensadør, Total, CI	vapor total no condensador no ciclo a vapor
Condensadør, Total, CR	vapor total no condensador no ciclo combinado

$\frac{\text{Cond}}{N_{\text{incineradores}}}$	condensador dividido pelo número de incineradores
$\frac{\text{Cond}}{N_{\text{incineradores}}}, \text{CI}$	condensador dividido por número de incineradores na parcela do ciclo a vapor
$\frac{\text{Cond}}{N_{\text{incineradores}}}, \text{CR}$	condensador dividido por número de incineradores na parcela do ciclo combinado
cp	compressor
CP	potência mecânica requerida no compressor
CR	caldeira de recuperação
crédito, BCC	remoção de dióxido de carbono equivalente
d	desconto do último fluxo de caixa
D	diâmetro do tubo
desareador	água por desareador
desareador, CI	água do desareador do ciclo a vapor
desareador, CR	água no desareador do ciclo combinado
e	externo
E, Bomba, TQ	saída da bomba de alimentação
Ele, CG	energia elétrica do conjunto a gás
eletricidade	energia elétrica
Ele, planta	energia elétrica da planta
Ele, Total, CG	potência elétrica gerada nos conjuntos a gás
Ele, Tur.Vapor	potência elétrica gerada na turbina a vapor
Ele, TV	energia elétrica gerada na turbina a vapor
Ele, TV, CI	energia elétrica gerada na turbina a vapor (ciclo a vapor)
Ele, TV, CR	energia elétrica gerada na turbina a vapor (ciclo combinado)
en	entrada
Entrada	entrada
ent, inc	entrada do incinerador
Ent, TC	entrada do trocador de calor
eq	equivalente
esc, porTubo	seção transversal de cada tubo
ETA	entrada da turbina a vapor de alta
ETM	entrada da turbina a vapor de média
ETB	entrada da turbina a vapor de baixa
ETR	entrada da torre de resfriamento
extração	vapor na extração por conjunto de caldeiras
extração, CI	vapor na extração por ciclo a vapor
extração, CR	vapor na extração por ciclo combinado
extração, Total	vapor total na extração da planta
extração, Total, CI	vapor total na extração do ciclo a vapor
extração, Total, CR	vapor total na extração do ciclo combinado

f	final
FR	Frontal
gas	gases de combustão
Gas, cald - inc	gases de combustão por incinerador
Gas, cald - inc, Total	gases totais do incinerador
Gas, CG	gases de exaustão do conjunto a gás
Gas, CG, Saída, EVA	gases de exaustão na saída do evaporador
Gases,inc	combustão dos gases de incineração
Gases,CG	gases de exaustão do conjunto a gás
Gerador	gerador
GN	gás natural
h	hidráulico
i	interno
,	
i	interno de um tubo
in	inicial
Inc	incinerador
ir	resíduos
k	condutividade térmica
$\frac{\text{kg}_{\text{CO}_2}}{\text{kg}_{\text{Resíduo}}}$	dióxido de carbono por resíduo incinerado
$\frac{\text{kg}_{\text{CO}_2}}{\text{kg}_{\text{GN}}}$	dióxido de carbono por gás natural utilizado
kj	taxa de juros
l	liquida
liq, CG	potência líquida do conjunto a gás
liq, vapor,CI	vapor líquido de processo do ciclo a vapor
liq, vapor,CR	vapor líquido na caldeira de recuperação
m	média do vapor
Máx	máxima
Mec,ISO, TV	potência mecânica isentrópica gerada na turbina a gás
Mec,TV	potência mecânica gerada na turbina a vapor
Mec,TV, CI	potência mecânica gerada na turbina a vapor (ciclo a vapor)
Mec,TV, CR	potência mecânica gerada na turbina a vapor (ciclo combinado)
M & O	manutenção e operação
mol/kg	massa atômica em massa do sistema internacional
mol/kg _{CO₂}	massa atômica do dióxido de carbono em massa do sistema internacional
motor	motor
motor _{Vent}	potência elétrica empregada no motor dos ventiladores

o	externo
oa	aletada
p	parâmetro específico da aleta
p, ar	pressão constante médio do ar
p, ar, CP	pressão constante médio do ar no compressor
p, ar, T_1	pressão constante do ar na entrada do compressor
p, ar, T_2	pressão constante do ar na saída do compressor
p, ar, T_{amb}	pressão constante do ar na temperatura ambiente
p, ar, $T_{ent, inc}$	pressão constante do ar na entrada do incinerador
PC, TR	perda de carga da torre de resfriamento
p, CO_2 , i	pressão constante dióxido de carbono a uma determinada condição
p, gas, CG	pressão constante médio do ar
p, gas, CG, i	pressão constante dos gases a uma determinada condição
p, gas, CG, T_3	pressão constante dos gases na entrada da turbina a gás
p, gas, CG, T_4	pressão constante dos gases na saída da turbina a gás
p, H_2O , i	pressão constante da água a uma determinada condição
*	pressão constante de um elemento
p, i	
pl	planta
p, N_2 , i	pressão constante do nitrogênio a uma determinada condição
p, O_2 , i	pressão constante do oxigênio a uma determinada condição
r_1	raio externo do tubo
r_2	raio externo da aleta
Res, INC	resíduos a serem incineradas
Res, Prod	resíduos coletados
Resíduo	resíduos a ser processada em cada incinerador
s	vapor saturado
SCD	saída do condensador
Saída	saída
saída, Cond	saída do condensador
saída, desar	saída do desareador
Sat, vapor	saturação do vapor
STA	saída da turbina a vapor de alta
STA, ISO	entrada isentrópica da turbina a vapor de alta
STanque	saída do tanque de alimentação
STB	saída da turbina a vapor de baixa
STB, ISO	saída isentrópica da turbina a vapor de baixa

STC	saída do trocador de calor
STM	saída da turbina a vapor de média
STM, ISO	saída isentrópica da turbina a vapor de média
STR	saída da torre de resfriamento
t	transferência de calor do lado de fora
Taxa de Trat.Res	dióxido de carbono equivalente do tratamento de resíduos
TC	trocador de calor
T_{CI}	térmica do ciclo a vapor
T_{CG}	térmica do ciclo combinado
td	entradas de caixa
TG	turbina a gás
Total,CG	conjuntos a gás totais
Total,CI	caldeiras do incinerador totais
Total,CR	caldeiras de recuperação totais
Total,Inc	incineradores
TP	mudança de fase
T_{Planta}	térmica da planta
TR	torre de resfriamento
TTR	taxa tratamento e de recolhimento de resíduos
Tubos	tubos
TV	turbina a vapor
UA	constante do produto do coeficiente global e a área
v	vapor
vapor,CI	produção de vapor na caldeira do incinerador
Vapor, cald - inc	vapor em cada caldeira
vapor,CR	vapor na caldeira de recuperação
Vapor, planta	produção de energia térmica da planta
$\frac{\text{Vapor}}{\text{Resíduo}}$	relação de vapor produzido por resíduos incinerado
Vapor - Total, cald - inc	vapor total
Vent	ventilador
vf	vapor sendo resfriado
Vida	vida útil do maquinário
vp, ISO	vapor isentrópica de processo
VPL	taxa de desconto (igual ao custo de capital de empresa)
vp	vapor de processo
vs	saída do vapor
VS	vapor sem mudança de fase
vsat	saturação do vapor
w	material do tubo (cobre)
%, R R	porcentagem de resíduos a serem reciclados

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	33
1.1 Motivação	34
1.2 Hipótese.....	36
1.3 Objetivos	37
1.4 Estrutura	37
2 REVISÃO BIBLIOGRAFICA	39
2.1 Introdução.....	39
2.2 Meio Ambiente	39
2.3 Reduções Certificadas de Emissões.....	39
2.4 Ciclos combinados	44
2.4.1 Histórico dos ciclos combinados	44
2.4.2 Ciclos combinados	44
2.5 Gases de exaustão	46
2.6 Aterro sanitário	49
2.6.1 Introdução	49
2.7 Processos de incineração.....	50
2.7.1 História da incineração.....	50
2.7.2 Tecnologias empregadas em processos de incineração	54
2.8 O resíduo sólido a ser incinerado	58
2.9 Caldeira com incinerador	59
2.10 Caldeira de recuperação (<i>Heat Recovery Steam Generator</i> , HRSG)	63
2.11 Ciclo Brayton	63
2.12 Turbina a vapor.....	65
2.13 Monitoria e dispositivos de redução de emissões de partículas dos gases de exaustão.....	67
3 MATERIAIS E MÉTODOS.....	70
3.1 Introdução.....	70
3.2 Análises das características do resíduo sólido e do combustível derivado do resíduo para a cidade de São Paulo	71
3.3 A configuração da planta de incineração a ser modelada	76
3.3.1 Volume de controle no armazenador e alimentador de resíduos	78
3.3.2 Volume de controle na caldeira do incinerador.....	80
3.3.3 Volume de controle no coletor de ar.....	83
3.3.4 Volume de controle no trocador de calor (TC)	84
3.3.5 Volume de controle na caldeira de recuperação.....	90
3.3.6 Seleção e volume de controle no conjunto a gás	92
3.3.6.1 Conjunto a gás	92
3.3.6.2 Volume de controle no compressor	93
3.3.6.3 Volume de controle na câmara de combustão.....	94
3.3.6.4 Volume de controle na turbina a gás.....	97
3.3.7 Volume de controle no desareador	98
3.3.8 Volume de controle na turbina a vapor.....	100
3.3.9 Volume de controle no condensador	102
3.3.10 Volume de controle na torre de resfriamento	103

3.3.11 Volume de controle nas bombas da planta.....	104
3.3.12 Cálculo de eficiência de Primeira Lei da Termodinâmica nos equipamentos.....	106
3.4 Geração de biogás em aterros sanitários.....	107
3.5 Análise de impactos ambientais e certificados de emissões regulares	111
3.6 Análise econômica dos cenários em estudo	114
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	121
4.1 Introdução.....	121
4.2 Cálculo do PCI do RDF e do RSM.....	121
4.3 A produção de resíduos sólidos no município de São Paulo	122
4.4 Parâmetros de operação da planta	123
4.4.1 Vazão mássica de resíduo	123
4.4.2 Os conjuntos a gás a serem utilizados.....	124
4.4.3 A eficiência térmica da planta	125
4.4.4 A eficiência térmica do ciclo a vapor	129
4.4.5 A eficiência térmica do ciclo combinado.....	130
4.4.6 A eficiência isentrópica da turbina a vapor.....	132
4.4.7 A configuração do trocador de calor.....	135
4.5 Resultados da análise de geração de CO ₂ , equivalente na planta de incineração em comparação a um aterro sanitário com controle e coleta do biogás.....	136
4.5. Geração de CO ₂ , equivalente em aterro sanitário.....	136
4.6 Parâmetros de operacionais da planta.....	137
4.7 Resultados da análise financeira da planta de incineração	141
4.7.1 Utilizando o método do <i>payback</i>	141
4.7.1.1 Utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.....	141
4.7.1.2 Não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.....	145
4.7.2 Utilizando o método da TIR e VPL	148
4.7.2.1 Utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.....	148
4.7.2.2 Não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.....	158
5 CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES.....	167
REFERÊNCIAS.....	169
APÊNDICE A – Planilha utilizada para o cálculo do <i>payback</i>, TIR e VPL	181
ANEXO A – Figuras do dimensionamento do trocador de calor.....	189

1 INTRODUÇÃO

Nas últimas décadas, a humanidade passou a consumir mais recursos naturais, comparativamente às primeiras civilizações, quando o aspecto mais importante era a comida, roupa e a proteção contra o frio. Conforto e praticidade que diversos equipamentos oferecem como o uso de equipamentos eletrônicos, de água, produtos industrializados e produtos naturais, como carnes, verduras, legumes, frutas, dentre outros, representa um maior consumo de energia.

Por exemplo, para obter água potável é necessário encontrar uma fonte da mesma, depois planejar e construir uma estação de tratamento em um local de altitude elevada, bombear a água da fonte até a estação de tratamento, tratar a água e fornecê-la para a população. Todo esse processo gera custos e gastos, principalmente gastos de energia: para construir, bombear, tratar e distribuir.

Segundo Constanzo *et al*¹.(1986 apud DIAS; MATTOS; BALESTIERI, 2006), a isso se denomina “invisibilidade da energia”; com o passar das décadas, a humanidade não reconhece que a energia, de forma direta ou indireta, é uma mercadoria, que passa pela aquisição, o uso e descarte, diferentes de décadas atrás, quando para se obter fogo para cozinhar era preciso procurar a lenha, carregá-la da floresta até a habitação e, depois de seu uso, dar um destino final para as cinzas.

Segundo Dias, Mattos e Balestieri (2006), não há a necessidade de a humanidade voltar aos antigos costumes, mas sim buscar modos de resgatar a idéia de visibilidade da energia, fazê-la perceber que há custos envolvidos para que ela seja produzida, transportada e distribuída.

Com isso, a população passaria a ter maior percepção dos conceitos de eficiência energética, evitando assim os desperdícios. Analogamente, isso ocorre com os resíduos sólidos; a população não está se preocupando com o transporte nem com o destino final do “lixo”, mas sim com o produto em uso, com o conforto e até com os aspectos estéticos das embalagens; não leva em consideração a energia gasta para o descarte apropriado deste material.

1 CONSTANZO, M. *et al*. (1986). Energy conservation behavior: the difficult path from information to action. *American Psychologist*, 41(5), pp. 521-528. apud DIAS, R. A.; MATTOS, C. R.; BALESTIERI, J. A. P.. **Uso racional da energia: ensino e cidadania**. São Paulo: Editora UNESP, 2006.

Os resíduos sólidos produzidos nos grandes centros urbanos, principalmente de países em desenvolvimento, que não possuem uma malha adequada de tratamento, representam um problema da ordem pública e privada bastante complexo.

O não tratamento destes pode provocar diversos outros problemas de mesma ordem de grandeza de complexidade, como a poluição de lençol freático, geração de metano, proliferação de doenças através de animais, dentre outros problemas.

Existem algumas formas de tratamento de Resíduo Sólido Municipal (RSM): os aterros sanitários, muito utilizados no Brasil²; a incineração, muito utilizada na Europa; a reciclagem, utilizada em diversos países. Porém, tais tecnologias não devem ser concebidas isoladamente, ou seja, para aprimorá-las precisam ser postas a operar em conjunto, uma suprimindo a deficiência da outra.

A reciclagem tem um papel também fundamental, pois existem elementos no lixo que são facilmente retornáveis, tendo dois benefícios básicos: o menor gasto de energia para produzir matéria prima, pois o produto reciclado requer menos energia para ser trabalhado, e a redução dos custos de tratamento de resíduos, pois são menores.

O uso dos gases de exaustão de processos de incineração pode ser aproveitado para a geração de energia mecânica (posteriormente com um gerador de energia elétrica) e energia térmica, com uma pequena quantidade de combustível para iniciar o processo de incineração.

Com esse tipo de iniciativa, o planejamento energético se torna um aliado para o desenvolvimento sustentável e de qualidade, favorecendo a parte ambiental, a parte financeira, a parte de serviços públicos (como saneamento básico, controle de pragas, dentre outros serviços necessários nos tempos atuais), tornando a região produtiva e sustentável, pois interliga tecnologias e processos distintos.

1.1 Motivação

O tratamento dos resíduos sólidos municipais nos últimos anos se tornou um grande desafio e uma oportunidade de investimento para novas tecnologias, como a

² ainda que de uma forma precária, os “lixões”, embora legislação federal recentemente aprovada determine o fim desta forma de destinação sem qualquer cuidado com o meio ambiente.

geração de energia elétrica e térmica através de aterros sanitários, para o estado de São Paulo.

Porém, isto não é suficiente. Os atuais aterros sanitários estão com sua vida útil se reduzindo e a legislação ambiental tem sido aplicada de forma mais rígida para liberar concepções e projetos desta natureza. Isto tem demandado um grande incentivo em programas de reciclagem e economia de energia e recursos financeiros, tanto em âmbito federal quanto em âmbito estadual, devido à importância e gravidade desta situação.

Um dos modelos de processos de tratamento e disposição de resíduos sólidos é o utilizado na Europa, EUA e no Japão; trata-se do uso de incineradores com caldeiras e ciclo a vapor, usinas termelétricas de bio-digestão, usinas de reciclagem e aterros sanitários, integrados em unidades energéticas (“*waste-to-energy plant*”).

A tecnologia de incineração com geração termelétrica é utilizada em diversos países da Europa, sendo que quem melhor detém o conhecimento desta tecnologia é a Alemanha, com diversas empresas especializadas em planejamento e construção de plantas em contratos *turn-key*³.

Esse tipo de tecnologia poderia ser instalado em centros urbanos com elevada densidade populacional, criando basicamente dois tipos de benefícios: o tratamento dos resíduos sólidos da cidade e arredores, incluindo indústrias e população; a produção de energia mecânica (posteriormente convertida em energia elétrica) e energia térmica para diversos processos.

Os benefícios socioeconômicos para a população local são diversos, pois terá benefícios nas áreas de gestão de resíduos, além de oportunidades de empregos diretos e indiretos devido às plantas desta natureza.

Sua efetivação é uma questão de observar e identificar as oportunidades financeiras e ambientais destas plantas para as empresas e instituições governamentais investirem em sua pesquisa e implementação.

³*Turn-key* significa, na tradução literal, “virar chave”, ou tradução livre, “chave na mão”, é uma modalidade de processos licitatórios no qual a empresa contratada fica obrigada a entregar a obra em condições de pleno funcionamento. Tanto o preço do serviço quanto o prazo para entrega são definidos no próprio contrato.

1.2 Hipótese

Segundo Korobitsyn *et al.* (1999), é possível aumentar o rendimento térmico da planta de incineração se a mesma estiver trabalhando em paralelo com um ciclo combinado, podendo obter valores de elevação entre 12% e 15%. Ainda segundo tais autores, podem ser alcançados patamares de mais elevada pressão e temperatura no vapor de processo, sem haver a preocupação com possíveis desgastes devido à corrosão dos gases de exaustão do processo de incineração.

Para Consonni e Silva (2007), é importante saber qual elemento será valorizado, ou os gases de exaustão ou o valor de processo, para que haja uma elevação considerável da eficiência da configuração adotada.

Na visão de Von Roll (1997), é possível obter elevado rendimento com uma configuração semelhante às apresentadas por Korobitsyn *et al.* (1999) em uma planta de incineração de ciclo combinado com conjuntos a gás e caldeiras de recuperação em paralelo com caldeiras de incineração para a geração de vapor de processo em determinada condição.

Neste trabalho será desenvolvida análise técnica de ciclos combinados integrados aos incineradores de RSM, como uma alternativa de geração de energia integrada à destruição dos RSM como meio de eliminar passivo ambiental.

Serão analisados ciclos combinados integrados a incineradores como uma alternativa de processamento de resíduos sólidos assumindo-se como hipótese serem os mesmos dotados de melhor eficiência do sistema em comparação ao sistema convencional (ciclo a vapor) e com aumento da produção de energia elétrica.

Para avaliar a eficiência da planta e de alguns de seus componentes serão utilizadas modelagem termodinâmica de um ciclo combinado gás/vapor integrado à incineração de resíduos sólidos em caldeira apropriada para aproveitamento dos gases residuais do ciclo combinado; tal configuração será aplicada às condições de uma cidade do porte de São Paulo, devendo-se avaliar as atratividades térmica, econômica e ambiental de um projeto desta natureza, inclusive com uma possível comercialização de crédito de carbono.

1.3 Objetivos

O objetivo deste trabalho é avaliar uma configuração de uma planta de incineração, apresentando em sua estrutura: ciclo combinado integrando conjuntos a gás/caldeiras de recuperação com os incineradores de resíduos sólidos municipais associados às próprias caldeiras e operados em paralelo.

Serã desenvolvida, com base na planta de incineração, uma modelagem termodinâmica dos diversos componentes da instalação (conjuntos a gás, caldeira de recuperação, incineradores de resíduos sólidos com caldeiras convencionais e turbina vapor).

Serão também verificadas as atratividade técnico/econômica para o processo de incineração tendo como subproduto a energia termelétrica gerada através do aporte térmico da incineração e do ciclo combinado.

1.4 Estrutura

Com a revisão bibliográfica (Capítulo 2) serão sinalizados parâmetros de operação de uma planta de incineração em ciclo combinado, com as atuais tecnologias utilizadas por empresas especializadas neste setor e com os atuais conceitos estudados em diversas instituições de ensino, conciliando conhecimento estudado com aplicado na prática.

No Capítulo 3 serão apresentadas as informações necessárias para que sejam estudados cenários distintos, com o uso de incinerador em ciclo a vapor e em ciclo combinado, utilizando resíduo sólido municipal e combustível derivado dos resíduos, efetuando uma variação de alguns parâmetros, como pressão e temperatura de trabalho para avaliar as melhores condições operacionais.

Serão também estabelecidos os conceitos necessários para análises de rendimento baseadas na 1ª lei da Termodinâmica; cálculo de aporte térmico de resíduo utilizado; seleção de conjunto a gás a ser adotado; análise de área de troca térmica de equipamentos de transferência de calor; cálculo de geração termelétrica. Efetuada esta fase, serão realizadas as análises financeiras, empregando os conceitos de período de

amortização do investimento inicial, método do valor presente líquido e taxa interna de retorno.

No Capítulo 4 será desenvolvido um estudo de caso, com aplicação da metodologia anteriormente abordada, referente à composição do lixo urbano da cidade de São Paulo. Neste capítulo de resultados, será verificada a possibilidade de comercialização de reduções certificadas de emissões de carbono equivalente, caso fossem utilizados incineradores ao invés de se utilizar aterros sanitários controlados. Serão comparados os resultados obtidos com outros estudos desta natureza e com plantas existentes e em operação pelo mundo, para obter parâmetros de projeto consolidados em publicações, e ao mesmo tempo parâmetros reais observados em plantas atualmente em operação. O Capítulo 5 encerra este trabalho com as conclusões advindas desta análise.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Introdução

Neste capítulo serão abordadas as tecnologias e avaliadas as tendências observadas em linhas de pesquisas acadêmicas de natureza semelhante à que aqui se considera. Será apresentado o estado da arte acerca do tema, com o objetivo de fundamentar conceitos e valores adequados para a modelagem a ser realizada.

Alguns tópicos serão abordados com maior ênfase, como é o caso de processos de incineração em ciclo a vapor e em ciclo combinado, assim como a possibilidade de uso de créditos de carbono, referido a um possível mecanismo de redução de emissões de dióxido de carbono (CO₂).

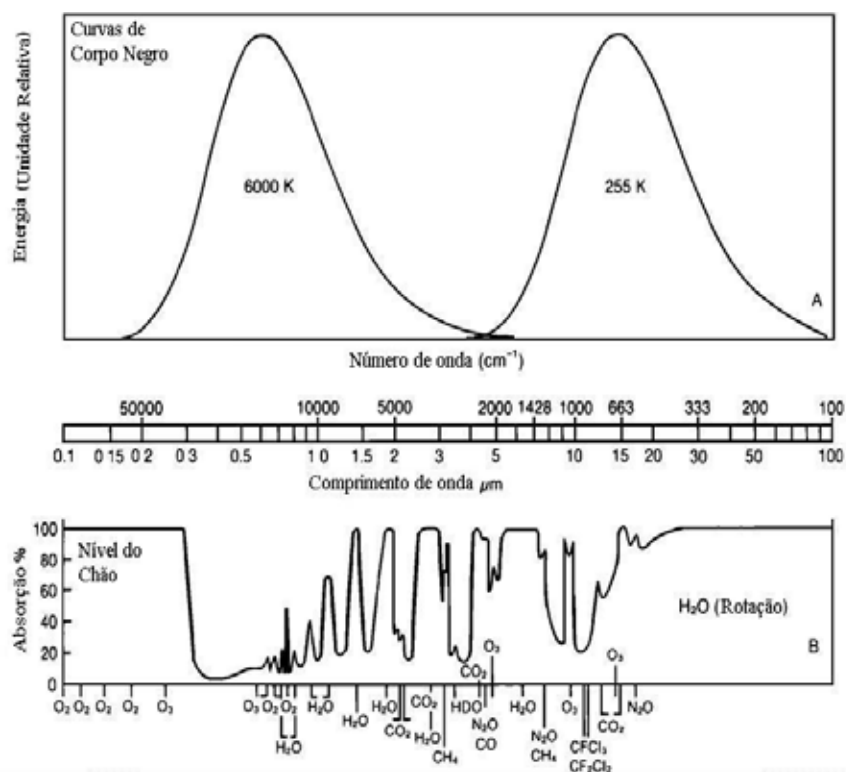
2.2. Meio Ambiente

O meio ambiente, no planeta Terra, é um complexo e delicado equilíbrio de elementos básicos, não importando se são seres vivos, como animais e plantas, mas também elementos inorgânicos, como gases, óxidos e outros elementos. Cada indivíduo vivo produz resíduos que terão de ser absorvidos por esse sistema, como um todo.

O vapor d'água, carbono e metano são produzidos por diversos seres vivos, tanto em processos respiratórios quanto em processos de decomposição de material orgânico, e são responsáveis por um parâmetro essencial, a temperatura da Terra. Através das concentrações de diversos elementos, principalmente daqueles já citados, o planeta tem temperaturas adequadas para prover vida.

O principal mecanismo de manutenção da vida na Terra reside na presença de concentrações de vapor d'água, dióxido de carbono, metano e outros elementos, que originam o efeito estufa. Segundo Xavier e Kerr (2004, p. 329) e Cerri e Cerri (2007), sem esse mecanismo a temperatura média na Terra seria de aproximadamente -18°C, considerando um equilíbrio térmico entre a radiação solar e a Terra, sem o efeito estufa presente. Esta temperatura está 33°C abaixo da média.

Segundo Xavier e Kerr (2004, p.330) e Mitchell (1989, p. 117), o espectro de radiação solar é aproximadamente a emissão de um corpo negro a 6000 K, gera uma luz com determinados comprimentos de ondas, em sua maioria em ondas de luz visíveis e uma pequena parte em ondas de luz ultravioleta; estas são mais facilmente absorvidas pelos elementos O_3 e O_2 (região da camada de ozônio), como pode ser observado na Figura 1.



Fonte: Mitchell (1989, p.117)

Figura 1 – “A” é a distribuição espectral de corpo negro às temperaturas de 6000 K e 255 K, que corresponde às temperaturas do Sol e da Terra, “B” é a porcentagem de absorção atmosférica da radiação que passa pela atmosfera.

Os elementos com maior facilidade de absorver esse tipo de radiação são o vapor d'água e o dióxido de carbono, que são apresentados no segundo e terceiro diagramas, respectivamente (XAVIER e KERR, 2004 e MITCHELL, 1989). O metano, monóxido de carbono, óxido nitroso, ozônio e CFC (clorofluorcarbono) apresentam uma faixa de absorção chamada de “janela atmosférica”, que varia de 8 até 12 μm (XAVIER e KERR, 2004). Nesta faixa, o vapor d'água e o dióxido de carbono não são eficientes na absorção da energia radioativa.

Segundo Carvalho Júnior e Mcquay (2007), o metano é 23 vezes mais prejudicial para o efeito estufa em comparação com o dióxido de carbono, valor muito próximo de

Guelbert et al. (2008), que cita, em seus estudos, o metano como 21 vezes mais prejudicial em comparação com o dióxido de carbono. Este valor pode variar dependendo dos grupos de pesquisas e as referências bibliográficas consultadas. Os seis gases responsáveis pelo efeito estufa são (PGEE, 2010): dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄), óxido nitroso (NO₂), hidrofluorcarbonos (HFCs), perfluorcarbonos (PFCs) e hexafluoreto de enxofre (SF₆).

A causa do excedente de gases de efeito estufa (GEE) é a ação do homem, segundo Cerri e Cerri (2007); até mesmo o simples ato de arar a terra para o preparo do plantio causa a retirada de CO₂ que está fixado no solo. Segundo Cerri e Cerri (2007) e Carvalho Júnior e Mcquay (2007), houve um aumento significativo da elevação dos GEE com a revolução industrial. Naquela oportunidade, introduzindo elementos de produção mais lucrativos, mais rápidos e eficientes para a época, surgiu a máquina a vapor, elemento que consumia carvão vegetal e posteriormente carvão mineral, petróleo e seus derivados.

Com o crescimento das civilizações, caminhou em paralelo o aumento da sua produção e da diversidade dos resíduos (sólidos, líquidos e gasosos), com tal proporção que se tornou um problema de engenharia bastante complexo em termos de administração pública e privada da sociedade; tal problema é comparável a outros, como a escassez de água potável, os desmatamentos em larga escala e o GEE, este sob influência do desmatamento e dos lixões a céu aberto (CARVALHO JÚNIOR e MAQUAY, 2007).

Segundo Carvalho Júnior e Lacava (2003), a produção de poluição está integrada à sociedade industrial por esta gerar energia útil para processos através da combustão, com efeitos para o meio ambiente, causando problemas de ordem política, social e econômica. Segundo Wark e Warner⁴ (1976 apud CARVALHO JÚNIOR e LACAVA, 2003, p. 9), as emissões de um processo podem ser classificadas como: emissões atmosféricas; emissões em correntes líquidas; resíduos sólidos e as emissões térmicas.

⁴ WARK, K.; WARNER, C.F. *Air Pollution – Its Origin and Control*. New York: Pub.IEP a Don-Donnelly, 1976 apud CARVALHO JUNIOR, J. A.; LACAVA, P. T. **Emissões em processos de combustão**. Florianópolis: Unesp, 2003. 135 p. Disponível em: <<http://www.dominiopublico.gov.br/download/texto/up000012.pdf>>. Acesso em: 01 mar. 2010.

Os resíduos se dividem em diversos tipos: os Resíduos Sólidos Municipais (RSM); os Resíduos de Serviços de Saúde (RSS); os resíduos pré-separados ou pré-selecionados, conhecidos como RDF (*Refuse Derived Fuel*), os resíduos de tratamento de esgoto (lodo de esgoto); os resíduos gasosos e térmicos, como a incineração, termelétricas, siderúrgicas, dentre outros.

Os resíduos têm que ser tratados de forma adequada para não poluírem o meio ambiente; o acúmulo de lixo em locais impróprios, como os aterros a céu aberto ilegais, pode produzir rejeitos sólidos, líquidos e gasosos, e sem a devida segurança esses aterros se tornam moradias para animais como moscas, pombos, ratos e outros animais que, à procura de alimento, podem adquirir e transmitir infecções e doenças para outros animais e para os seres humanos (HOLANDA, 2003).

Além de produzir vetores de doenças, o RSM pode gerar metano e outros gases do GEE, produzir o “chorume”, um líquido tóxico que contamina lençóis freáticos, produzir odores desagradáveis e, se estiver próximo de aeroportos, pode aumentar os riscos de acidentes com aeronaves devido à presença de aves carniceiras, como os urubus.

Para Guelbert et al. (2008), não só os animais (vetores) são os principais problemas, mas também as pessoas de baixo poder aquisitivo, que recolhem dos lixões materiais recicláveis e até mesmo comida para poder sobreviver, visto que elas estão sujeitas ao contato com ratos, moscas e outros vetores de doenças, bem como ao próprio lixo que estão recolhendo.

2.3 Reduções Certificadas de Emissões

As discussões a respeito dos problemas causados pelas emissões de CO₂ lançados na atmosfera vêm sendo realizadas desde meados da década de 1980 e à questão ambiental tem se tornado cada vez mais severa devido a mudanças climáticas, como o aquecimento global conseqüente ao efeito estufa, tendo um papel de destaque nas discussões. Os países com maior participação na econômica global e desenvolvimento industrial se reuniram numa conferência no Japão em Dezembro de 1997 para

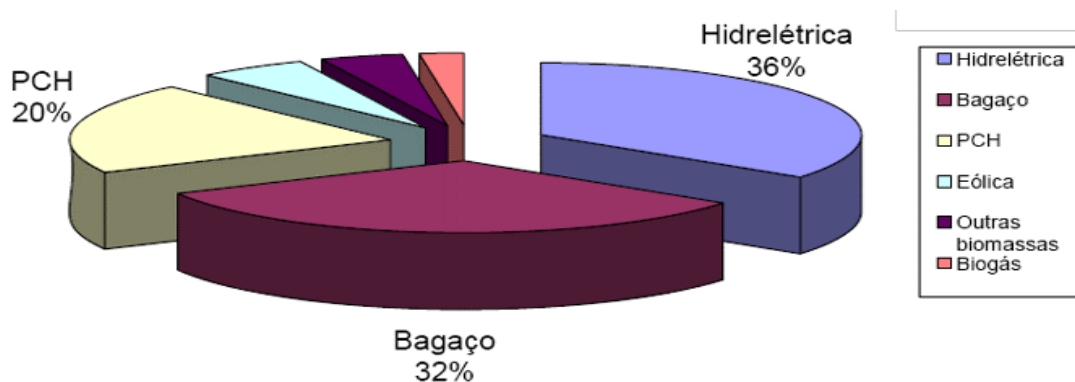
esquematizar e estabelecer um acordo de redução de emissões dos chamados gases de efeito estufa, chamado de Protocolo de Quioto.

As Reduções Certificadas de Emissões (RCE's) são largamente conhecidas pela alcunha de “crédito de carbono”. Segundo Almeida (1999), o artigo 3.1 do Protocolo de Quioto diz respeito às emissões dos GEE dos países signatários do Acordo Internacional, e aqueles que têm elevada emissão de GEE devem reduzi-las de forma separada ou conjunta, para a redução das emissões de CO₂ equivalente⁵.

O Protocolo de Quioto adicionou uma metodologia chamada Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL); segundo Almeida (1999), esta prática é uma forma dos países que não conseguem alcançar suas metas dentro do seu território poderem comprar as reduções certificadas de emissões de outros países.

Está começando a crescer um movimento global, principalmente nos países mais desenvolvidos, em prol de novas tecnologias para adequar a esta nova realidade de geração menos agressiva ao meio ambiente e mais eficiente. A posição no Brasil é favorável, vista que sua malha energética de baseia em fonte energia com poucas emissões de GEE.

Na Figura 2 são apresentadas as porcentagens de projetos MDL aprovados pelo Ministério de Ciência e Tecnologia (MCT). Podem ser notadas as dependências da malha energética brasileira por fontes hídricas, que dependem da sazonalidade das chuvas para manter o nível das barragens.



Fonte: RENOVE (2010)

Figura 2 - Capacidade instalada (MW) das atividades de projeto aprovadas na CIMGC. Total: 2925MW PROINFA: 415MW. Última compilação do site da CQNUMC: 29 de julho de 2008.

⁵ CO₂ equivalente é um conjunto de diferentes gases de efeito estufa, com as devidas porcentagens equivalentes do CO₂ para obter um parâmetro para medir o impacto ambiental

2.4 Ciclos combinados

2.4.1 Histórico dos ciclos combinados

No início da utilização de combustíveis fósseis para a geração termelétrica, as plantas eram de baixa eficiência, devido ao próprio ciclo utilizado, o ciclo Rankine, que utilizava uma variedade de combustíveis, podendo ser sólidos, líquidos e gasosos.

As máquinas térmicas a gás rotativas (conjuntos a gás) começaram a ser desenvolvidas no início do século XX e no começo apresentavam baixa eficiência; a partir da década de 1940 equipamentos mais eficientes foram desenvolvidos e passaram a utilizá-los também para a geração termelétrica.

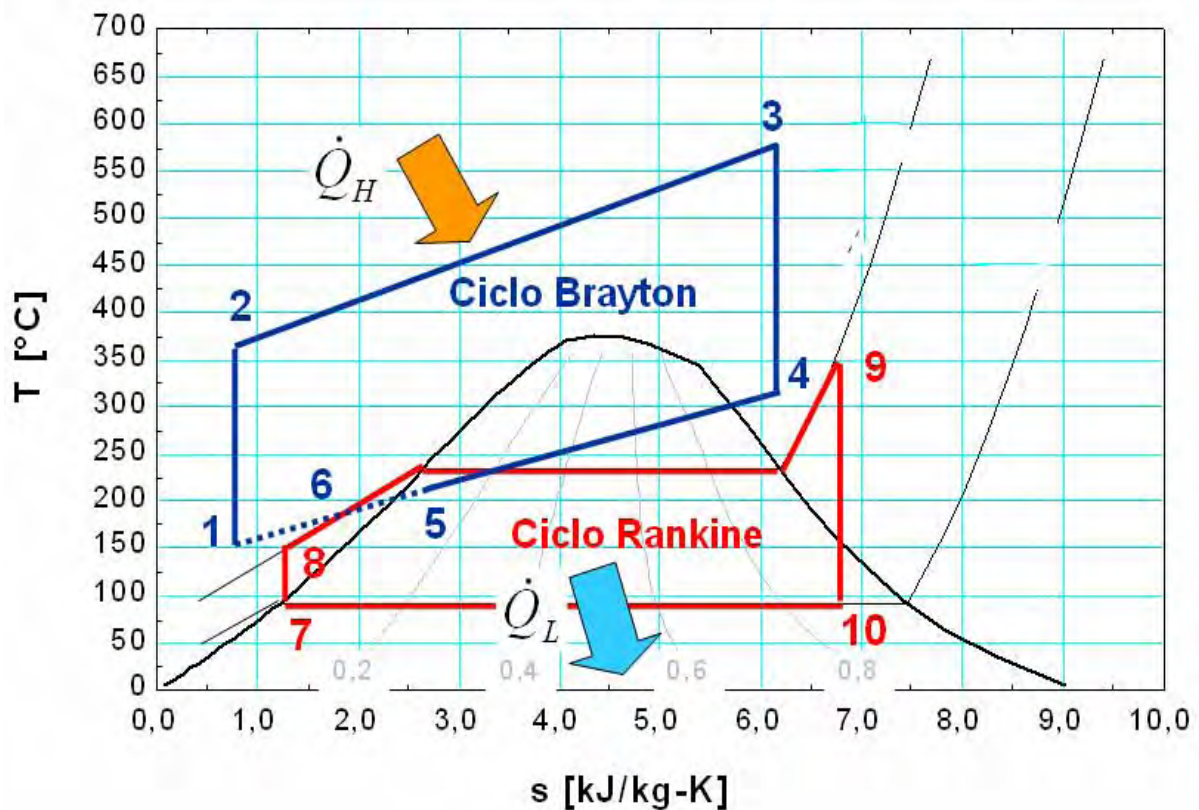
Os gases de exaustão dos conjuntos a gás apresentavam propriedades termodinâmicas atrativas; os parâmetros eram a pressão um pouco acima da pressão atmosférica e temperatura nas faixas entre 400 até 650°C (BOYCE, 2001). Estes gases podem ser aproveitados em caldeiras de recuperação, devido à função de recuperar/transferir a energia térmica descartada.

No ano de 1971, foram concebidas as primeiras instalações de ciclo combinado nos Estados Unidos; a empresa responsável foi a General Electric Company (GE), e na Europa foi a Asea Brown Boveri (ABB).

As primeiras plantas termelétricas dos Estados Unidos da América (EUA) e da Europa tinham pouca potência instalada, sendo as maiores de 63 MW (instalada nos EUA) e 75 MW (instalada na Europa); nesta última, a eficiência global instalada era de 32,6% (LORA e NASCIMENTO, 2004).

2.4.2 Ciclos combinados

A combinação de um ciclo Brayton (conjunto a gás) com um ciclo Rankine é chamada de ciclo combinado, no qual se observa um maior aproveitamento do aporte térmico contido no combustível utilizado, sendo aproveitado através de uma “cascata energética”, como mostrado na Figura 3.



Fonte: Hirano e Mamani (2010)

Figura 3 – Diagrama T-s de um ciclo combinado, mostrando a energia entregue do conjunto a gás para o ciclo a vapor.

As preocupações operacionais com este tipo de ciclo são os gases de exaustão, a temperatura e pressão do vapor de processo. Existe um ponto crítico na caldeira de recuperação, o *pinch point*, um ponto de inflexão da curva de vapor no qual é necessário que se estabeleça um patamar de 10 a 30°C de diferença entre a temperatura de saturação do vapor com a temperatura da saída dos gases de exaustão do evaporador. Caso a diferença de temperatura não esteja neste patamar, haverá consequências de ordem econômica, pois a área de transferência de calor aumenta, elevando o custo de equipamento e no produto final.

De acordo com Lora e Nascimento (2004), o uso de ciclos combinados é interessante devido à sua elevada eficiência, podendo alcançar eficiências térmicas de até 55,4%, dependendo das condições ambientais do local da planta. Ciclos combinados, além de elevada eficiência, proporcionam outros benefícios, como a baixa emissão GEE pelo fato de haver duas tecnologias distintas operando com um mesmo combustível.

2.5 Gases de exaustão

Os gases de exaustão são produzidos por processos térmicos que visam à geração de energia térmica e/ou mecânica, para utilizá-la diretamente para mover bombas em refinarias de petróleo, por exemplo, ou convertê-la em energia elétrica. Existem diversos ciclos térmicos, mas todos eles devem apresentar certas características para lançar os gases de exaustão na atmosfera de forma apropriada.

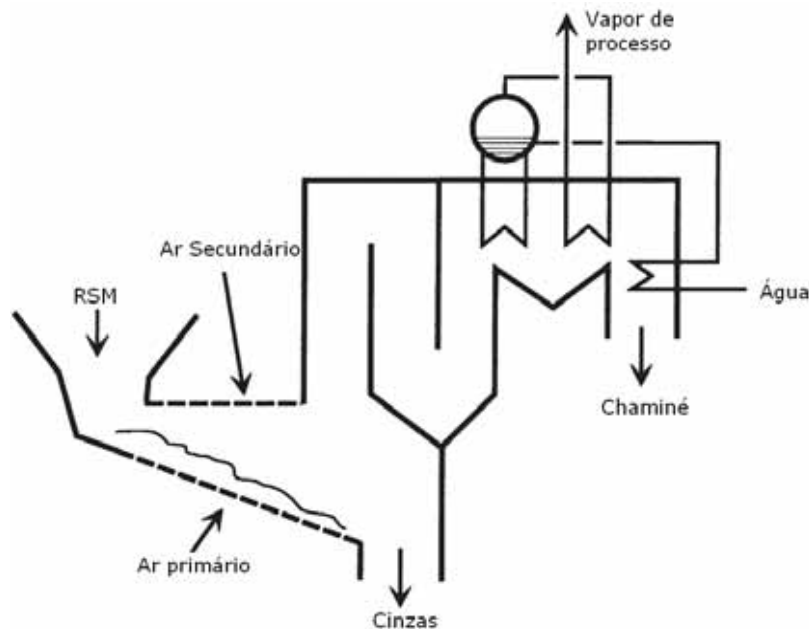
Alguns dos parâmetros importantes sobre os gases de exaustão são temperatura, composição química, quantidade de material particulado e fuligem. A faixa de temperatura recomendada encontra-se entre 100°C até 200°C; acima desta última identifica-se uma perda de energia térmica e abaixo de 100°C, a depender da pressão barométrica local, pode ocorrer a formação de condensado, aumentando o consumo de ar de indução nos ventiladores e a possibilidade de formação de ácidos, diminuindo a vida útil do equipamento.

A composição química dos gases de exaustão esperada em processos térmicos é basicamente a formação de vapor de água, dióxido de carbono, nitrogênio e o excesso de oxigênio necessário para garantir melhor combustão. Devido à dinâmica de processos de combustão, pode haver a formação de monóxido de carbono, NO_x , SO_x e material particulado (CARVALHO JÚNIOR e MCQUAY, 2007).

A incineração é um processo de tratamento de resíduos sólidos, líquidos e gasoso, de resíduos oriundos de tratamento hospitalar, com elementos de complexa e elevada toxicidade, até resíduos residenciais, com elevada variedade de composição.

Para Kleis e Søren (2004), a incineração surgiu na Europa, como um modo de processar os resíduos provenientes de residências e indústrias, de modo a minimizar os espaços nos aterros sanitários, por serem países de pouca extensão territorial. Em 1897, Lord Kelvin analisou a energia gerada pela queima RSM e constatou que com 1 kg de RSM incinerado era possível produzir 1,5 kg de vapor de processo (KLEIS e SØREN, 2004). Com isso foram utilizados os gases residuais dos processos de incineração naquela época, e começaram a testar o uso de caldeiras acopladas aos incineradores para a geração de vapor de processo. Os cuidados para plantas de incineração e geração são com relação aos poluentes desses processos de combustão,

que devem ser reduzidos através de filtros apropriados. Um esquema de incinerador e caldeira é apresentado na Figura 4.



Fonte: Korobitsyn et al. (1999)

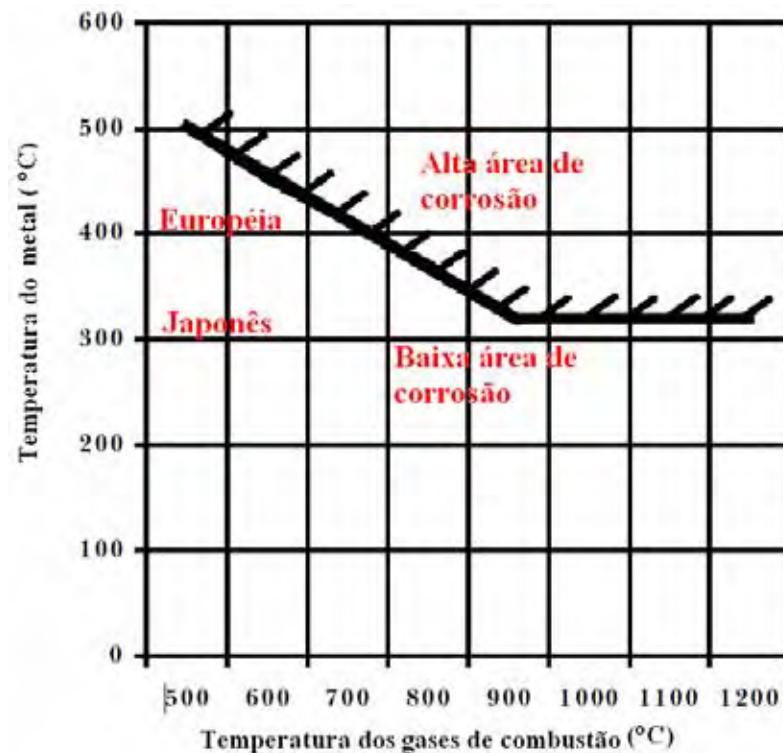
Figura 4 – Esquema de um incinerador com uma caldeira acoplada na saída dos gases de exaustão.

De acordo com Fontaine e Védrine (2000), em instalações de incineração, após a última injeção de ar de combustão, os gases de exaustão devem ser homogêneos e controlados, mesmo em condições fora do ponto de operação mais severos, a uma temperatura de 850°C, com uma permanência de 2 segundos. Para resíduo sólido municipal com teor acima de 1 % de substâncias orgânicas halogenadas, os fornos de incineração devem trabalhar com temperaturas em torno de 1100°C e o tempo de permanência dos gases deve ser de no mínimo 2 segundos (FONTAINE e VÉDRINE, 2000).

Segundo Consonni e Silva (2007), a mistura dos gases de exaustão em plantas de incineração em ciclo combinado pode acarretar uma série de problemas técnicos: os gases de exaustão advindos do conjunto a gás e que passam pela caldeira de recuperação entram no incinerador com uma determinada pressão, sendo necessário o gasto de energia para acionar ventiladores de indução para vencer a perda de carga neste processo.

Ainda conforme Consonni e Silva (2007), a natureza agressiva dos gases oriundos de processos de incineração não permite a elevação dos parâmetros de

produção de vapor de processo, causando processos de geração termelétrica com baixa eficiência de 1ª e 2ª leis da Termodinâmica. Um dos problemas apresentados é a taxa de corrosão em determinadas zonas térmicas, como é mostrado na Figura 5, na qual as áreas de baixa e alta corrosão, as temperaturas dos metais e dos gases de processo e os parâmetros utilizados pela Europa e Japão são identificados (SWITHENBANK, 2000).

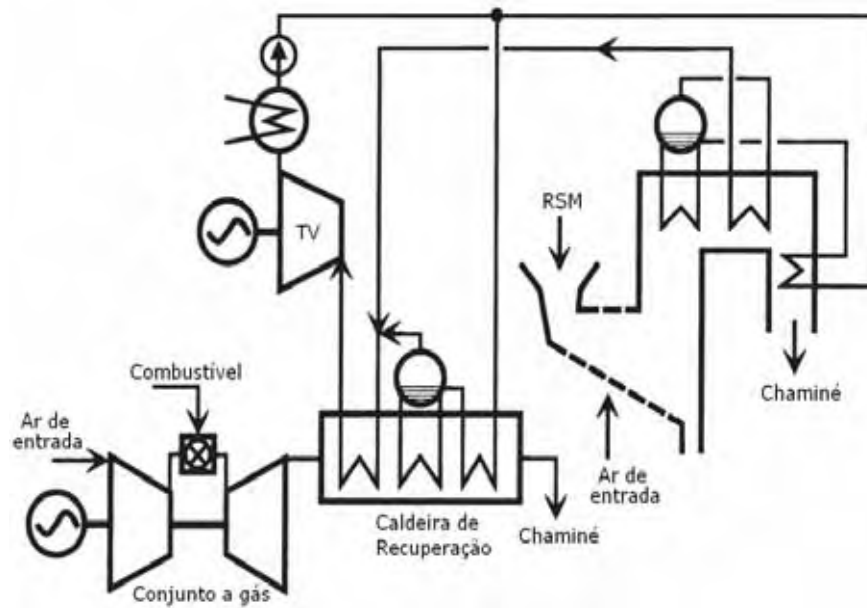


Fonte: Swithenbank (2000)

Figura 5 – Diagrama da corrosão típica em incineradores.

Outro problema identificado é a diminuição no rendimento no incinerador em detrimento ao uso dos gases de exaustão de outro processo térmico como os gases de exaustão de conjunto a gás. Uma alternativa seria fornecer ar pré-aquecido para elevar a eficiência do processo de incineração (CONSONNI; SILVA, 2007). Uma possível configuração para uma planta desta natureza é a dada na Figura 6.

Considerando tais aspectos, como a elevação no custo de investimento inicial com a compra de ventiladores, o uso de filtros para material particulado e outros elementos tóxicos, devido à mistura dos gases e com isso o aumento no custo do investimento inicial e de manutenção, não torna atrativa tal configuração.



Fonte: Korobitsyn et al. (1999)

Figura 6 – Esquema de uma planta de incineração com valorização do vapor e gases de exaustão tratados e lançados separadamente.

A redução de poluentes de processos de combustão e incineração separados é mais eficiente, com a utilização de filtros menores e específicos para cada processo empregado. Os gases oriundos de conjuntos a gás são menos impactantes, pois o combustível utilizado em geração térmica é usualmente o gás natural, cujo exemplo de sua composição poderia ser 91,8% de CH_4 , 5,6% de C_2H_6 e 1% de C_3H_8 (SANTOS et al., 2002).

2.6 Aterro sanitário

2.6.1 Introdução

Os aterros sanitários são os locais de mais fácil meio de disposição final de resíduos, tanto sólidos como líquidos, de origem residencial e industrial. No Brasil existem derivações de aterros sanitários; são os aterros a céu aberto, conhecidos como “lixões”, nos quais não há um controle adequado dos poluentes gasosos e líquidos que se formam devido à ação da decomposição dos resíduos.

Para o devido tratamento e um possível controle significativo de poluentes como o chorume e os gases gerados por ele, é introduzida uma lona no leito do aterro, bem como dutos; com a lona se evita a contaminação dos lençóis freáticos e com os dutos o

acúmulo de biogás. Para evitar a emissão de GEE com maior fator de impacto, os gases são queimados na superfície, como mostra a Figura 7.



Fonte: Lixo (2009)

Figura 7 – Esquema de um aterro sanitário com queima dos gases gerados e com sistemas de controle de poluentes gasosos e líquidos.

Os aterros sanitários mais atrativos no Brasil são os de geração termelétrica, com o uso dos gases gerados pelo aterro sanitário. Canalizando as saídas dos dutos para filtros e posteriormente para motores de combustão interna, tais gases serão aproveitados para a geração de energia elétrica.

Com o uso dos gases da decomposição dos resíduos, com os devidos controles de poluentes, o aterro sanitário pode se tornar um projeto MDL e adquirir reduções certificadas de emissão; com isso estará vendendo o dióxido de carbono equivalente capturado para outros países.

2.7 Processos de incineração

2.7.1 Histórico da incineração

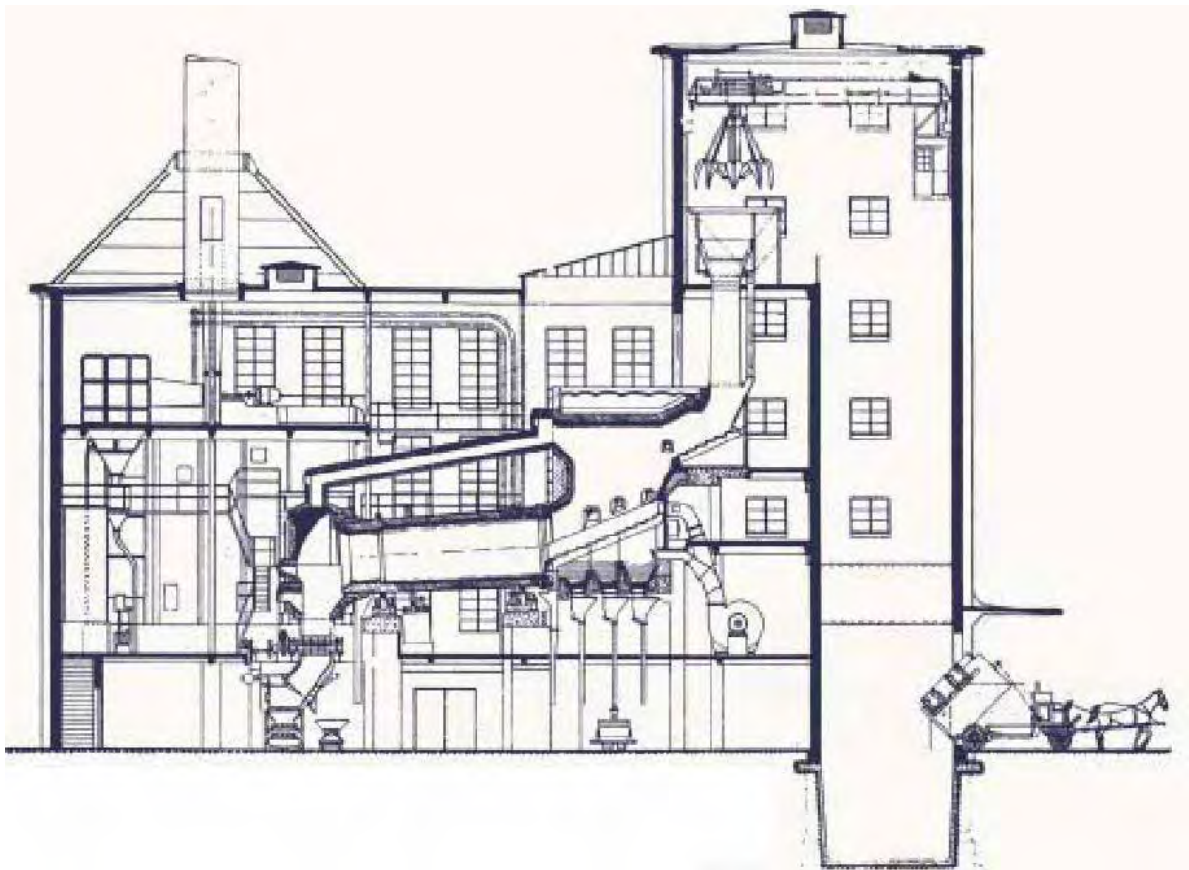
Os processos de incineração de resíduos sólidos apresentam uma redução do volume e do peso da matéria enviada aos aterros sanitários; conjuntamente com o uso da energia dos seus gases de exaustão, tal tecnologia se tornou um investimento dotado

de atratividade para países com pouco território e com necessidades de energia térmica, mecânica e elétrica em processos industriais.

Na Figura 8 é apresentado um incinerador do início da década de 1930, na cidade de Copenhague, cujo objetivo era incinerar os resíduos sólidos municipais; na época esta era a solução com o melhor custo/benefício, o transporte do lixo era feito três vezes por semana, com vagões movidos a cavalos (KLEIS e SØREN, 2004).

Para Menezes *et al.* (2000), existem quatro gerações de processos de incineração no mundo. Este contexto deve ser passado para entender a própria evolução dos processos de incineração aplicados no Brasil. O início das gerações ocorre posteriormente à década de 1950; antes desta data, os processos de incineração eram muito incipientes.

Na primeira geração (1950-1965), os incineradores eram construídos com o intuito de apenas efetuar o tratamento dos resíduos para que houvesse uma diminuição do volume e massa do mesmo, não havendo qualquer tratamento de limpeza dos gases residuais deste, sendo lançados diretamente na atmosfera.

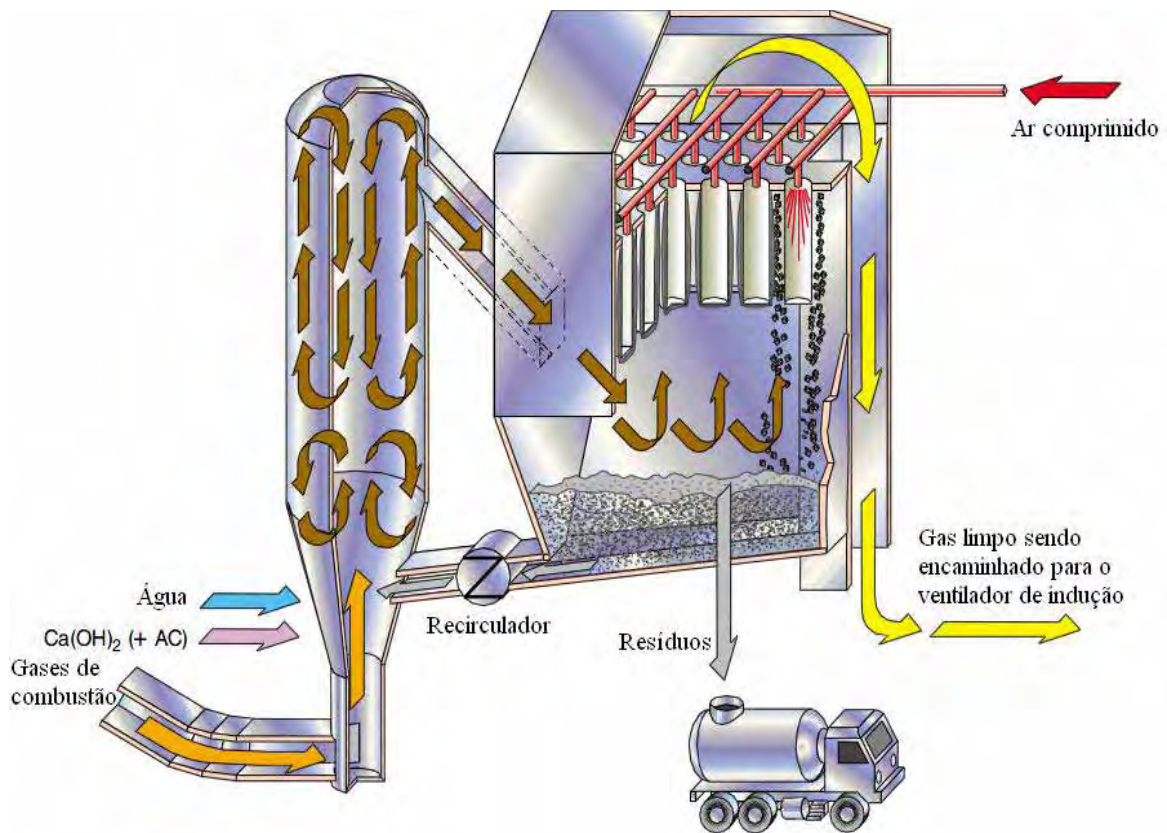


Fonte: Kleis e Søren, (2004)

Figura 8 – Planta de um incinerador da cidade de Copenhague, no início da década de 1930.

Na segunda geração (1965-1975) começam a surgir os primeiros mecanismos de proteção ambiental, forçando a utilização de equipamentos redutores de poluentes, caindo de 1000 mg/Nm³ para 100 mg/Nm³ de emissões, como se observa na Figura 9.

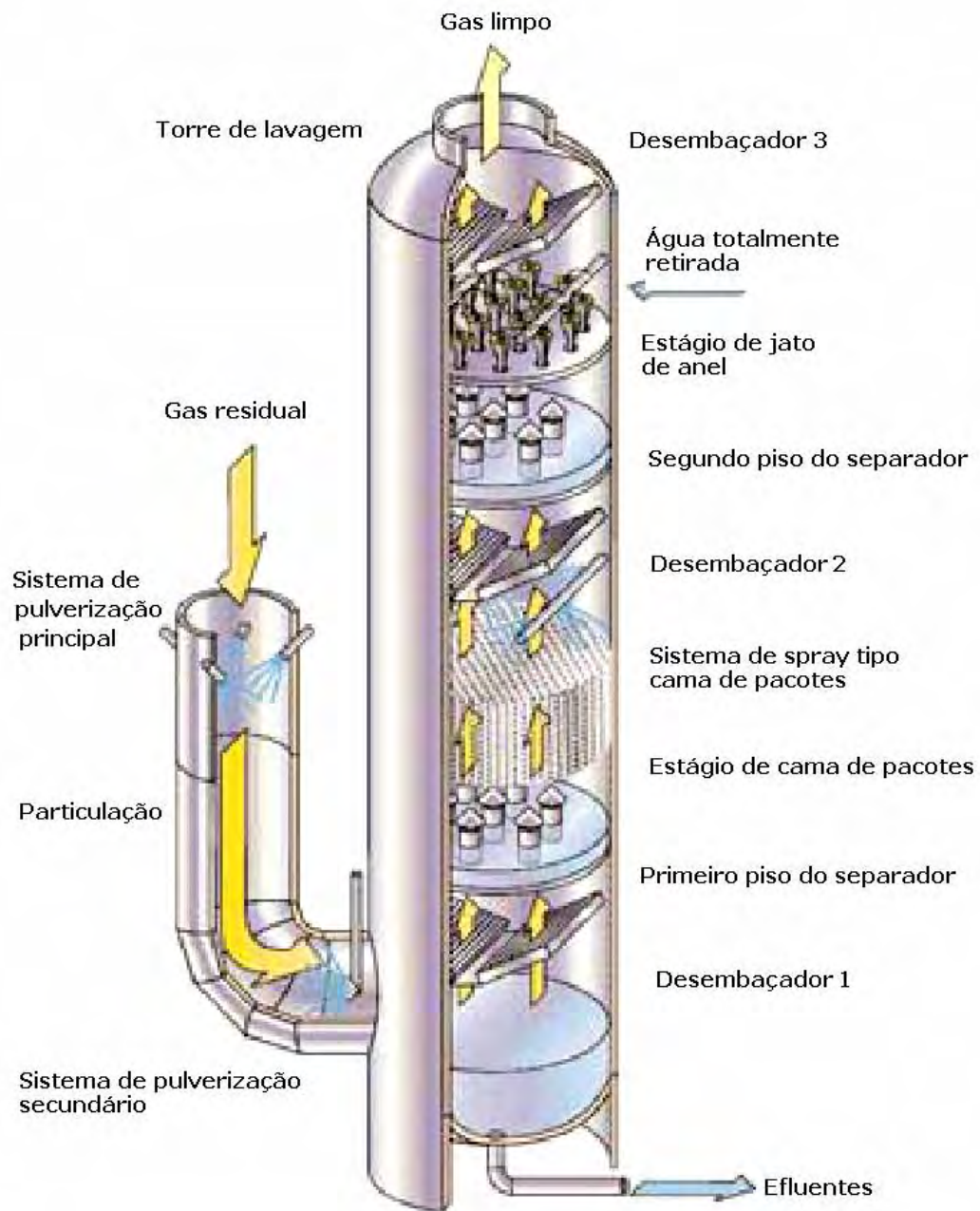
Surgiram unidades de grande capacidade, um interesse no uso da energia da recuperação dos gases de exaustão, câmaras de incineração duplas, para elevar a eficiência da queima e a empresa Babcock lança o sistema de grelhas rolantes.



Fonte: Von Roll Inova (2009a)

Figura 9 – Equipamento de redução de elementos tóxicos tipo *semi-dry flue gas purification*.

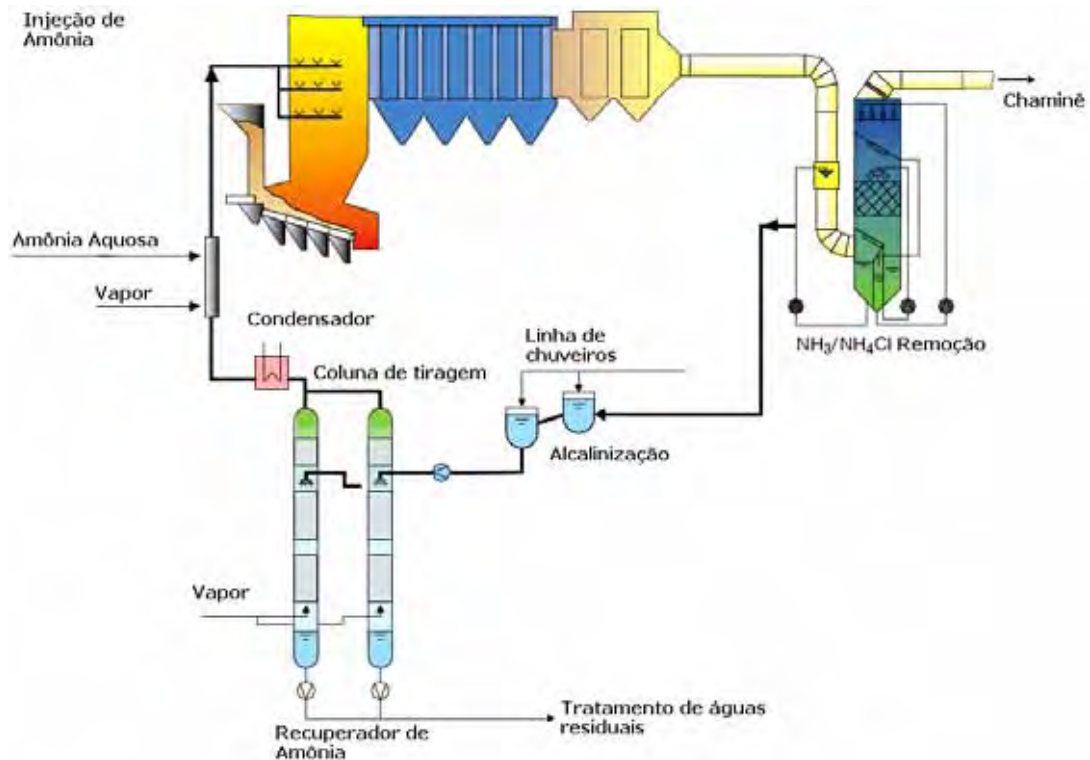
Na terceira geração (1975-1990) há uma mudança muito interessante: a população passa a se informar mais sobre o problema da poluição. Houve um aumento tecnológico, permitindo uma elevação da eficiência e estabelecimento de normas de proteção ambiental. Começam a aparecer e ser introduzidos lavadores de gases para reduzir as emissões de gases ácidos, com a neutralização de HCl, SO_x, HF e metais pesados, como se observa na Figura 10.



Fonte: Von Roll Inova (2009c)

Figura 10 – Equipamento de retirada de poluente tipo Lavador de gases residuais.

Na quarta geração (1990-dias atuais) há a inserção de novas tecnologias de limpeza e remoção de poluentes, como o NO_x (tal como se observa na Figura 11), dioxinas e furanos dos gases de combustão com o objetivo de alcançar emissões de níveis próximos de zero. Ocorre um aumento no movimento de preservação da natureza. São desenvolvidas novas tecnologias e conceitos para a disposição de resíduos finais inertes, que possam ser reciclados e/ou facilmente absorvidos pelo meio ambiente.



Fonte: Von Roll Inova (2009b)

Figura 11 - Equipamento de remoção de NO_x de gases de combustão.

Novas técnicas, como a pré-separação do lixo passaram a ser incorporadas, tornando-o mais homogêneo e com menor umidade, e com isso se eleva o poder calorífico, de tal forma que se torna mais atrativo a geração termelétrica.

2.7.2 Tecnologias empregadas em processos de incineração

Os processos de incineração são bastante simples, podendo processar diversos tipos de resíduos em elevadas temperaturas, efetuando a combustão completa dos mesmos, deste modo garantindo o tratamento de diversos resíduos sólidos, líquidos e gasosos, destruindo completamente resíduos de diversas naturezas, restando apenas cinzas.

Segundo Menezes, Gerlach e Menezes (2000), a incineração pode reduzir em 90% o volume e em 75% em peso dos resíduos, ao mesmo tempo em que garante uma possível oportunidade de geração de potência mecânica, e quiçá térmica em central térmica de geração de potência e/ou cogeração.

Como os primeiros incineradores que recebiam uma enorme natureza de resíduos, os atuais podem receber uma ampla variedade de “lixo”, como ocorria com os primeiros. Porém, há uma grande pesquisa em se utilizar o potencial energético dos gases residuais que provoca uma mudança no lixo a ser incinerado, existindo um pré-tratamento para deixá-lo mais homogêneo, com maior poder calorífico e com menor umidade.

Nos processos de incineração de resíduos, os equipamentos são os mesmos, podendo operar com diversos tipos de resíduos, sem que isto afete seu modo de operação, podendo ser incinerador de grelha, leito fluidizado, rotativo, dentre outros tipos de fornos de incineração (ZSIGRAIOVÁ *et al.*, 2009).

De acordo com Leal Junior (2003), as plantas de incineração podem variar de porte, desde pequenas unidades para a incineração de resíduos específicos, até as de grande instalação que processam uma variedade e quantidade de resíduos, podendo até aproveitar o aporte térmico residual dos gases.

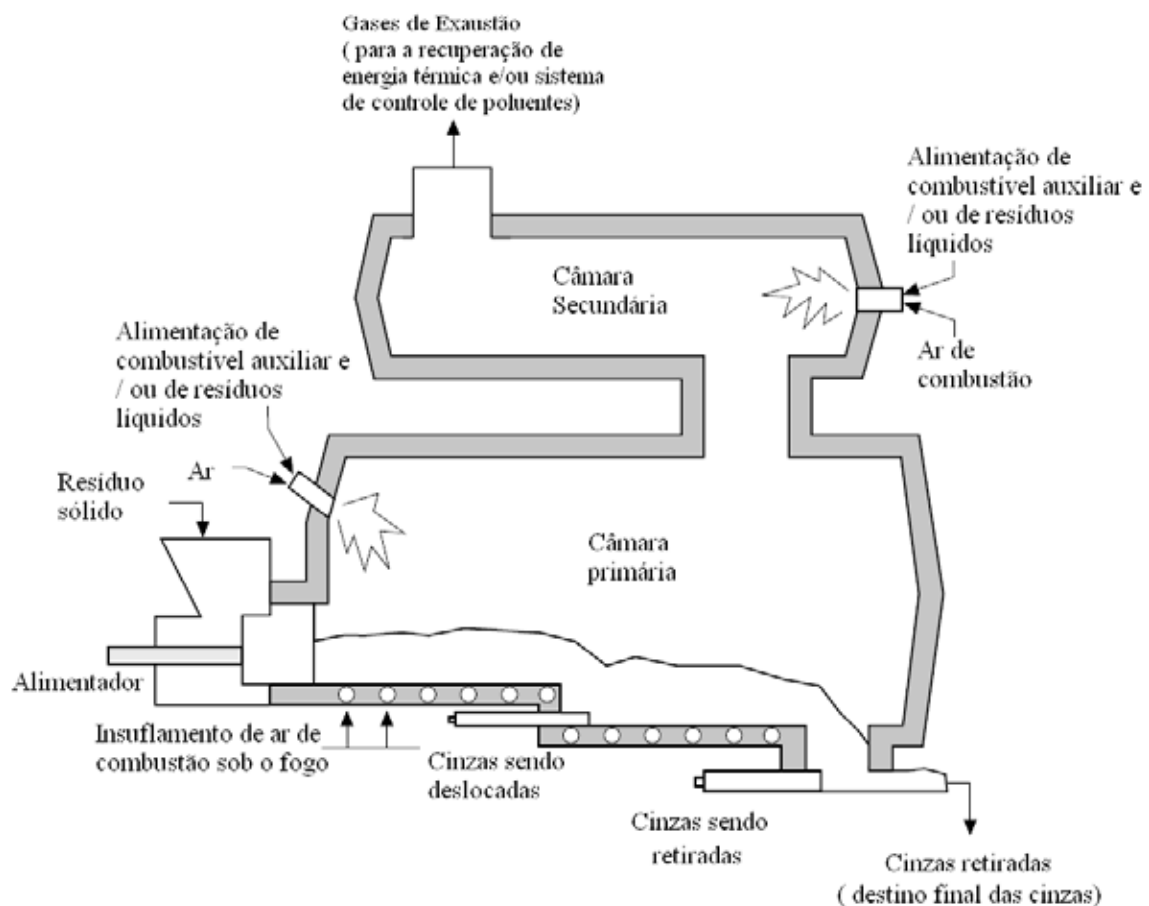
As partes que compõem um incinerador do tipo câmara fixa são: a câmara de combustão primária ou o reator; dependendo da natureza do processo há uma variação de temperatura dentro da câmara onde os resíduos estão; câmara secundária, onde as temperaturas variam entre 800 a 1300°C, com um excedente de ar para se assegurar a completa destruição dos resíduos; lavadores de gases e/ou filtros secos, para a redução ao máximo de contaminados e partículas em suspensão.

Para Leal Júnior (2003), dependendo da natureza do resíduo sólido a ser processado em incineradores, existem diversas tecnologias de equipamentos de incineração. Mas dentre os incineradores há quatro modelos predominantes, sendo eles os mais utilizados: injeção líquida (pouco utilizada combinação com incineração de gases e vapores); câmara fixa; leito fluidizado e os fornos rotativos.

Os incineradores de fornos de câmara fixa são caracterizados por duas ou três câmaras refratárias, onde resíduos são processados em ordem crescente, como mostra a Figura 12. Na primeira câmara ocorre a alimentação com RSM, a introdução de um combustível auxiliar (para alcançar temperaturas próximas de 1100°C) para a ignição e o início da destruição dos resíduos.

Em seguida, os gases produzidos passam para a câmara superior, onde é introduzido ar, possivelmente com níveis de enriquecimento de oxigênio, para a combustão final, levando em média um tempo de residência de 2,5 segundos, dependendo dos RSM que serão processados.

Este tipo de incinerador é de elevada eficiência térmica, sendo possível queimar resíduos sólidos e líquidos, mas não é recomendado o processamento de lodos se não houver um equipamento de remoção de crostas. A remoção das cinzas é efetuada de forma descontínua, sendo necessário o desligamento dos equipamentos para a limpeza (OLIVEIRA, 2006).



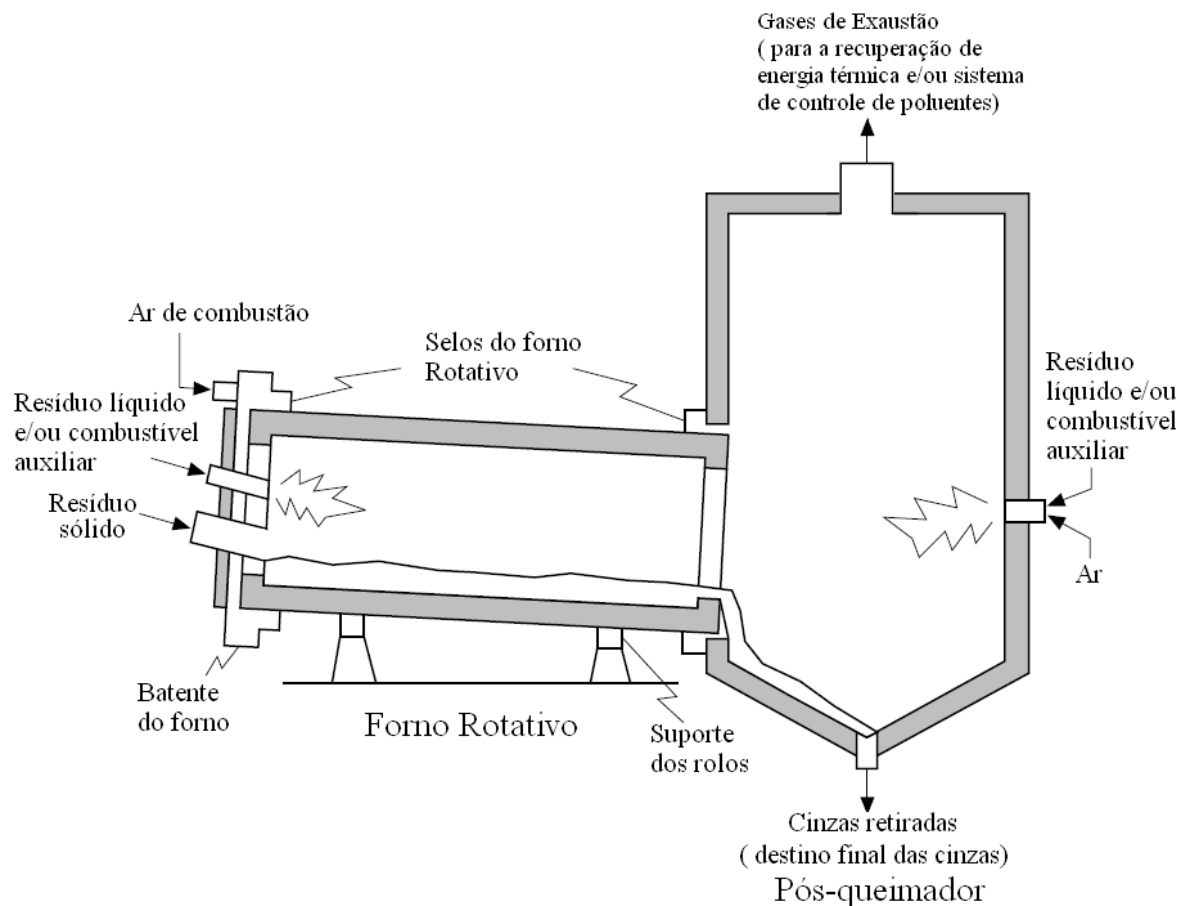
Fonte: EPA (1996)

Figura 12 – Esquema de uma câmara fixa para incineração de resíduos.

Os incineradores do tipo forno rotativo são utilizados para processar resíduos sólidos em gasosos, através da combustão parcial, volatilização e destilação. Este tipo de equipamento é constituído de incinerador cilíndrico com um revestimento interno de material refratário; com isso é possível rotacioná-lo com velocidades entre 0,3 a

5,0 rpm. Com a utilização da rotação é possível incinerar uma gama bem grande de resíduos e controlar o tempo de residência de componentes voláteis (LEAL JÚNIOR, 2003).

Na câmara secundária de combustão ocorre a total destruição dos resíduos processados, podendo ser inseridos resíduos líquidos, gasosos ou até combustível auxiliar neste estágio do processo, para obter temperaturas dentre as faixas de 1100 até 1400°C, (Figura 13). Fornos desta natureza podem operar com elevadas temperaturas e permitir a remoção das cinzas sem interferir nas reações de combustão, mas a sua manutenção é de elevado custo, devido aos danos que podem ocorrer no material refratário (OLIVEIRA, 2006).



Fonte: EPA (1996)

Figura 13 – Esquema de um incinerador tipo forno rotativo.

Existem outros quatro subsistemas que podem ser incorporados em uma planta de incineração de resíduos sólidos, que são: preparação e alimentação do resíduo (neste processo são aplicados diversos mecanismos para a pré-seleção dos resíduos

sólidos municipais até se tornar um RDF); câmara de combustão; controle de poluentes; manuseio da cinza/resíduos de processos de incineração.

Para Maria e Pavesi (2006), os incineradores que são mais utilizados para processar RSM possuem grelhas na câmara de combustão. Nelas, os resíduos são direcionados pelos sopradores e/ou pelas grelhas, podendo ser fixas ou rotativas, onde ar quente é insuflado por baixo e lançado em cima para manter a combustão.

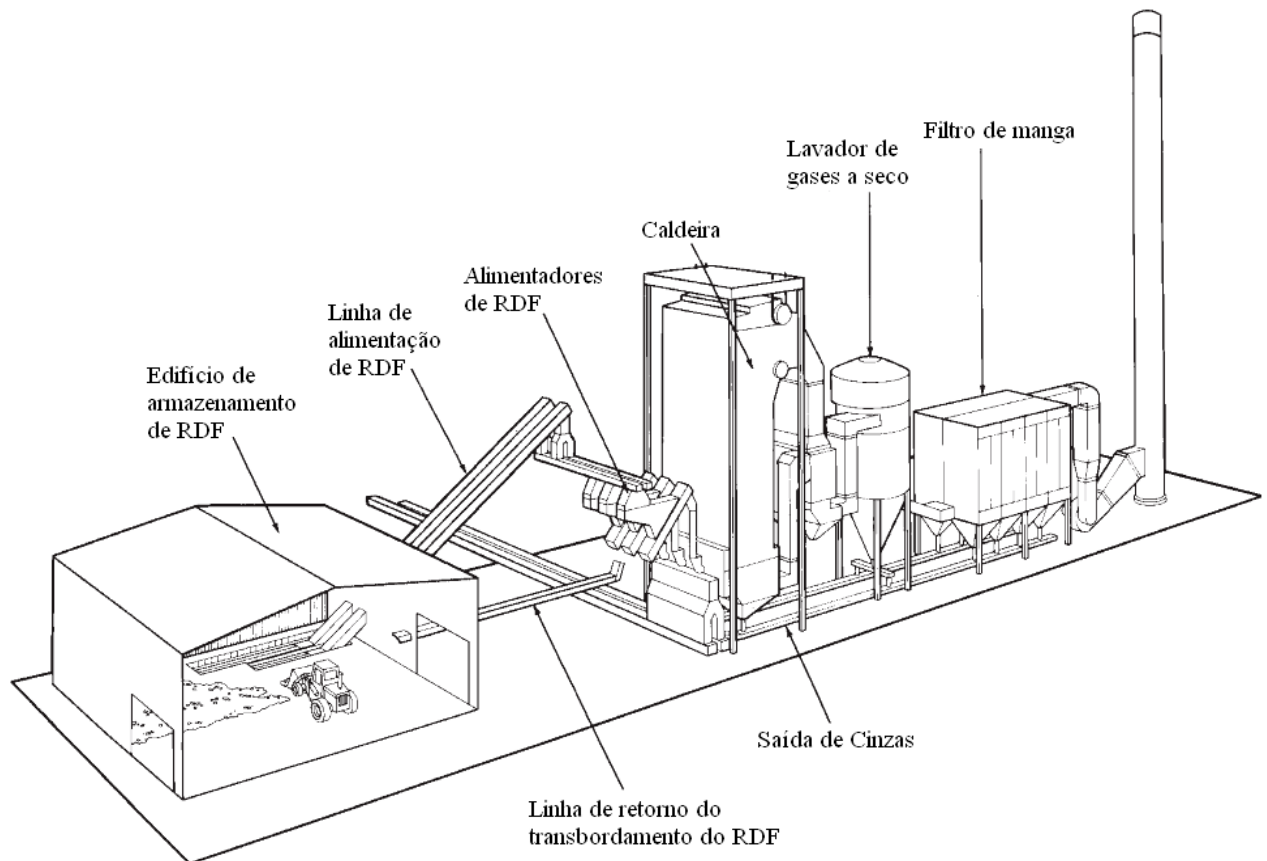
2.8 O resíduo sólido a ser incinerado

Nos primórdios dos processos de incineração se processava todo o tipo de resíduo, tanto orgânico como inorgânico, lixo industrial, hospitalar e urbano. Nos dias atuais isso é bem diferente, existem normas de segurança sanitária para os processamentos de alguns resíduos, como o caso do RSS, para os quais se devem ter a máxima certeza de que haverá a completa destruição de qualquer elemento tóxico contido no mesmo.

Para Maria e Pavesi (2006), o uso de mecanismos de separação e de seleção dos resíduos sólidos é interessante, pois apresenta maior eficiência na combustão, com maior poder calorífico do RDF; menor vazão volumétrica para o ar excedente, e com isso menor vazão de gases de exaustão; maior porcentagem de calor residual recuperado e elevada eficiência na câmara de combustão.

Por isso, torna-se interessante o uso do RDF, com a separação e pré-processamento dos resíduos sólidos, tornando-o mais homogêneo, com uma pequena variação de poder calorífico e ao mesmo tempo elevado, podendo ser incinerado em incineradores de grelha fixa, fornos rotativos, leito fluidizado, dentre outros fornos de incineração, como mostra a Figura 14.

Na Tabela 1 é apresentado o poder calorífico inferior (PCI) de diversos combustíveis, em comparação com o PCI adotado para o RDF de 15000 kJ/kg. Pode-se perceber que o PCI do RDF encontra-se em um patamar significativo, estando acima do PCI do bagaço de cana, da lenha e até de óleo combustível médio, tornando-se interessante o seu uso em uma planta termelétrica.



Fonte: Babcock & Wilcox (2005)

Figura 14 – Esquema de uma planta de incineração de RDF com processamento de resíduos, caldeira e equipamentos de purificação dos gases de exaustão.

Tabela 1 – Poder Calorífico de diversos combustíveis.

Combustível	PCI [kJ/kg]
Hidrogênio	120036
Metano	50049
Etanol	25100
Gás Natural	51379
GLP	46159
Querosene	43438
Óleo diesel	42459
Óleo combustível A1	40821
Lenha (40% úmido)	10048
Bagaço de cana (50% úmido)	7536

Adaptação: Aalborg Industries S. A. (2010), Comgás Natural (2009), Carvalho Junior Mcquay (2007) e Bernesson, Nilsson, Hansson (2006).

2.9 Caldeira com incinerador

A caldeira com um incinerador acoplado é muito parecida com uma caldeira convencional, mas opera com faixas de pressão e temperatura menores, pois não existe

a ação do efeito da radiação da combustão devido à câmara de combustão ser separada da caldeira aquatubular (água nos tubos ou paredes de água).

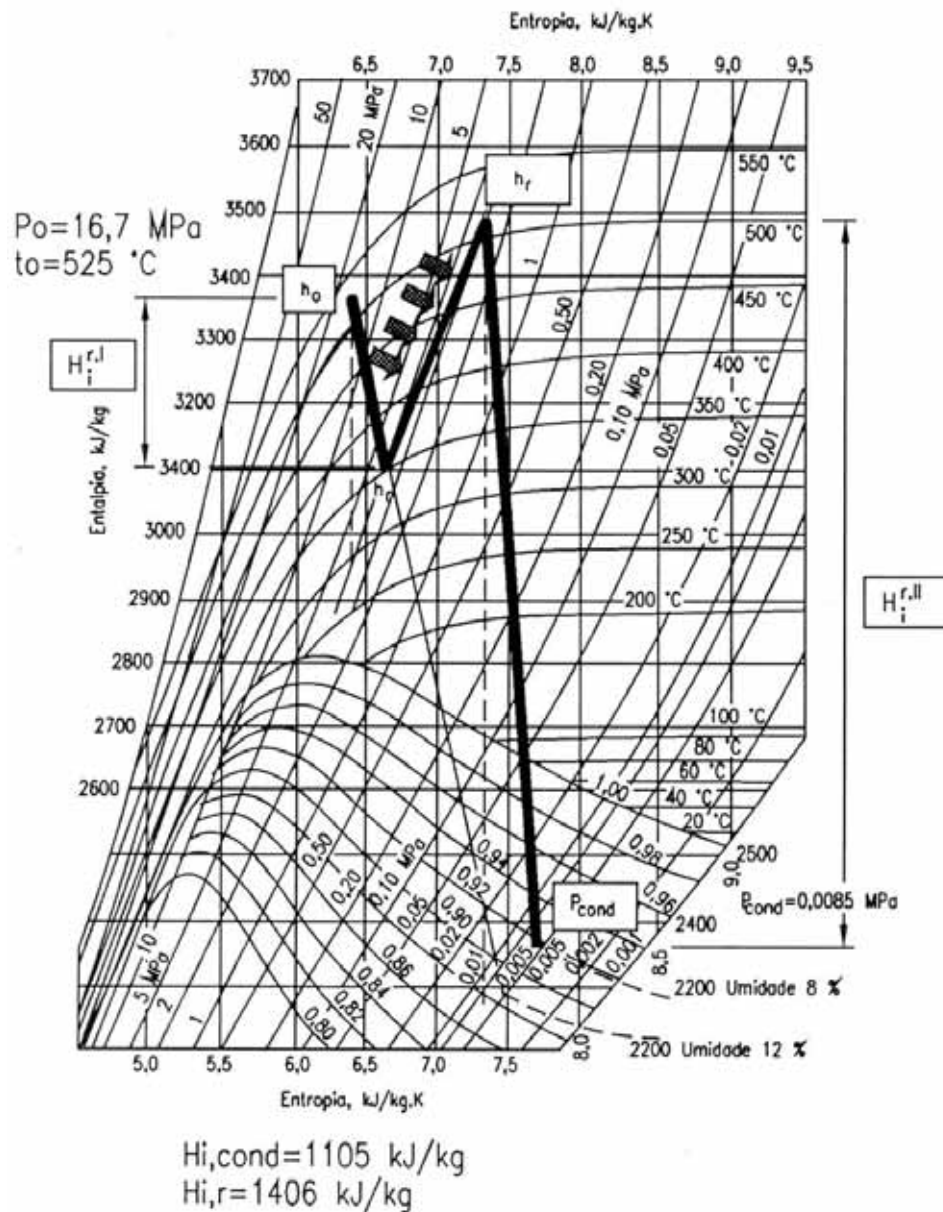
Para caldeiras convencionais, com temperatura do vapor até a faixa de 550°C, devido à limitação da resistência dos materiais, os parâmetros de pressão podem ser superiores a 22,1 MPa; tais caldeiras são chamadas supercríticas, sendo encontradas em centrais termelétrica para operar em passe único e com reaquecimento (LORA e NASCIMENTO, 2004).

Para este estudo, serão utilizadas caldeiras de alta pressão (entre 10 – 16 MPa), comumente encontradas em centrais termelétricas, com o uso de circulação natural e com reaquecedores (LORA e NASCIMENTO, 2004), de modo similar ao estudo de uma central térmica nos Países Baixos, em que Von Roll (1997) utiliza ciclo combinado com reaquecimento e central de incineração para gerar energia térmica e mecânica.

Para Von Roll (1997), utilizar uma caldeira com dois níveis de pressão para a geração termelétrica se revelou mais interessante, pois permitiu uma maior produção de energia mecânica com elevada eficiência devido ao reaquecimento.

Ao reaquecer o vapor de processo na mesma pressão de saída da turbina de alta pressão, surge a possibilidade de elevar a eficiência da caldeira e tornar os parâmetros de saída da turbina a vapor menos agressivos para a turbina a vapor pela diminuição do título na saída da turbina de baixa pressão; com isto, ocorre uma diminuição no desgaste devido à condensação de vapor na saída de turbina de baixa pressão, elevando a vida útil da mesma; a Figura 15 ilustra o processo de reaquecimento do vapor no diagrama de Mollier (LORA e NASCIMENTO, 2004).

Para tanto, os parâmetros de operação das caldeiras de incineração das primeiras gerações era de aproximadamente 40 bar (aproximadamente 4,0 MPa) de pressão e 400 °C (KLEIS; SØREN, 2004), valores estes que podem ser superiores; segundo dados da Cewep (2006a), algumas plantas de incineração de países da União Européia operam nas faixas de 500 °C e pressões de 120 bar (12 MPa); em outra unidade localizada na Alemanha (CEWEP , 2006a), os parâmetros de temperatura e pressão são, respectivamente, 520 °C e 65 bar (6,5 MPa).

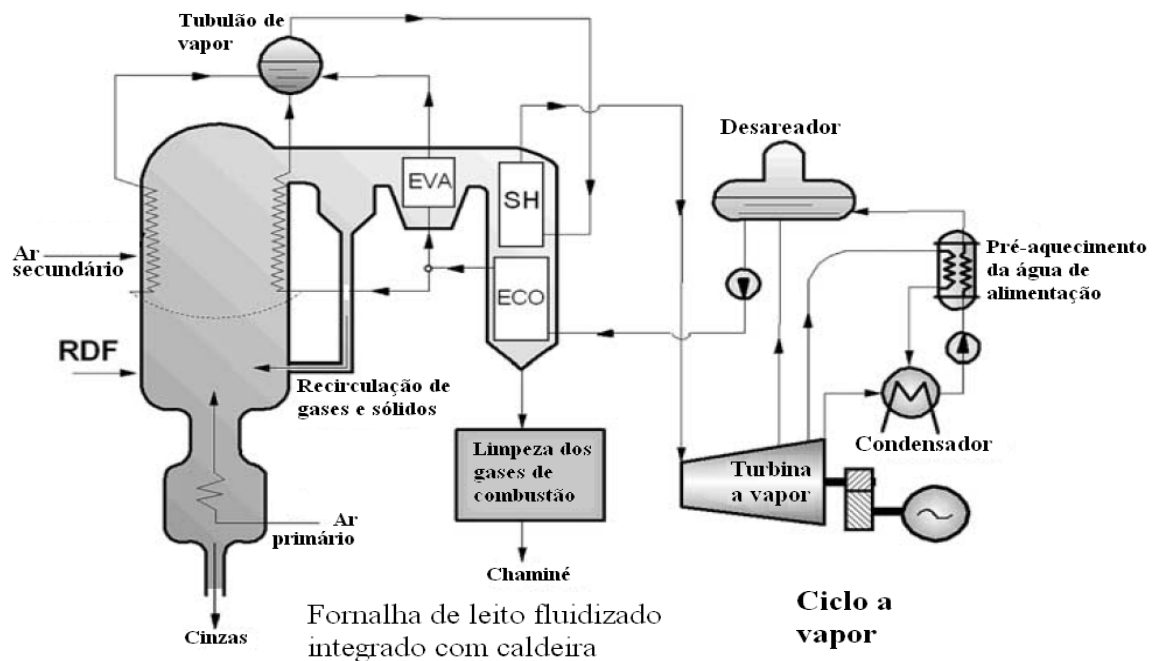


Fonte: Lora e Nascimento (2004).

Figura 15 – Diagrama de Mollier de um processo térmico com reaquecimento.

Para Lora e Nascimento (2004), pressão de 40 bar (4,0 MPa) caracteriza a caldeira como sendo de baixa e média pressão; em geral ela é do tipo industrial, utilizando feixe de convecção e sem reaquecimento. Mesmo tendo características industriais, é utilizada para geração termelétrica.

Conforme a Figura 16, no esquema de um ciclo a vapor com um incinerador integrado à caldeira convencional, ao invés de queimar um combustível comum, como carvão mineral ou óleo diesel, utiliza-se de gás natural para acender os fornos de incineração e utilizam-se os gases residuais para produzir o vapor de processo para diversas utilidades (CONSONNE, GIUGLIANO e GROSSO, 2005).



Fonte: Consonne, Giugliano e Grosso (2005)

Figura 16 – Esquema de um ciclo a vapor com incinerador integrado a caldeira convencional.

Este esquema de ciclo é atualmente utilizado por diversos países, mas devido a uma demanda cada vez mais elevada por energias a serem consumidas, há uma preocupação crescente na eficiência de ciclos a vapor com incineradores. Novas ligas de aço são desenvolvidas, pois esse é um dos fatores mais limitantes atualmente, não somente em ciclos com incineradores, mas os ciclos térmicos de geração em geral.

Com novos materiais mais resistentes às elevadas temperaturas e pressões, é possível obter novos patamares de temperatura e pressão do vapor cada vez mais elevados e com isso elevar a eficiência do ciclo. Isto é mais preocupante quando se trata de incineradores, pois este recebe uma grande gama de matéria a ser incinerada, sendo necessário que várias precauções sejam tomadas para evitar acidentes e mau funcionamento de equipamento.

Para temperaturas muito elevadas pode ocorrer outro fenômeno dentro das caldeiras, não somente nas caldeiras com incineração, mas também nas caldeiras convencionais, que é a corrosão em elevadas temperaturas. A corrosão ocorre externamente aos tubos, geralmente nos tubos dos superaquecedores, sendo o agente corrosivo o pentóxido de vanádio (V_2O_5); essa corrosão ocorre em temperaturas acima de 700°C .

Em temperaturas abaixo de 100°C pode ocorrer corrosão devido à condensação do vapor e este se combina aos produtos de combustão como SO_x e NO_x , formando ácidos e corroendo as tubulações dos equipamentos. Devido a isso se requer um controle muito rígido na temperatura de cada compartimento da caldeira.

2.10 Caldeiras de recuperação (*Heat Recovery Steam Generator, HRSG*)

A caldeira de recuperação é a ligação entre os ciclos distintos; sem ela não haveria a transferência do aporte térmico do ciclo superior (podendo ser ciclo Brayton ou com motor de combustão interna, ou célula de combustível) com o ciclo inferior (a vapor).

Os elementos básicos de uma caldeira de recuperação (CR) são tubos normalmente em contracorrente, compostos por diversas secções classificadas como superaquecedores, evaporadores e economizadores. São montados geometricamente nesta seqüência, nas unidades com apenas um nível de pressão, contracorrente aos gases de exaustão, para obter maior recuperação energética dos mesmos para a geração de vapor de processo. A caldeira de recuperação tem uma faixa bem ampla de parâmetros operacionais, permitindo o uso em diversas configurações, sendo os principais apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 – Parâmetros de caldeiras de recuperação utilizadas.

Parâmetros	Valor	Unidade
Potência do conjunto a gás	1 até 220	MW
Vazão dos gases	0,32 até 630	kg/s
Temperatura do gás no escape do conjunto a gás	≤ 650	°C
Temperatura atingida com a queima suplementar	≤ 900	°C
Vazão do vapor gerado	1,9 até 76	kg/s
Alta pressão	$\geq 2,8$	MPa
Pressão intermediária	2,8 até 0,34	MPa
Baixa pressão	0,34 até 0,103	MPa
Temperatura do vapor	≥ 541	°C

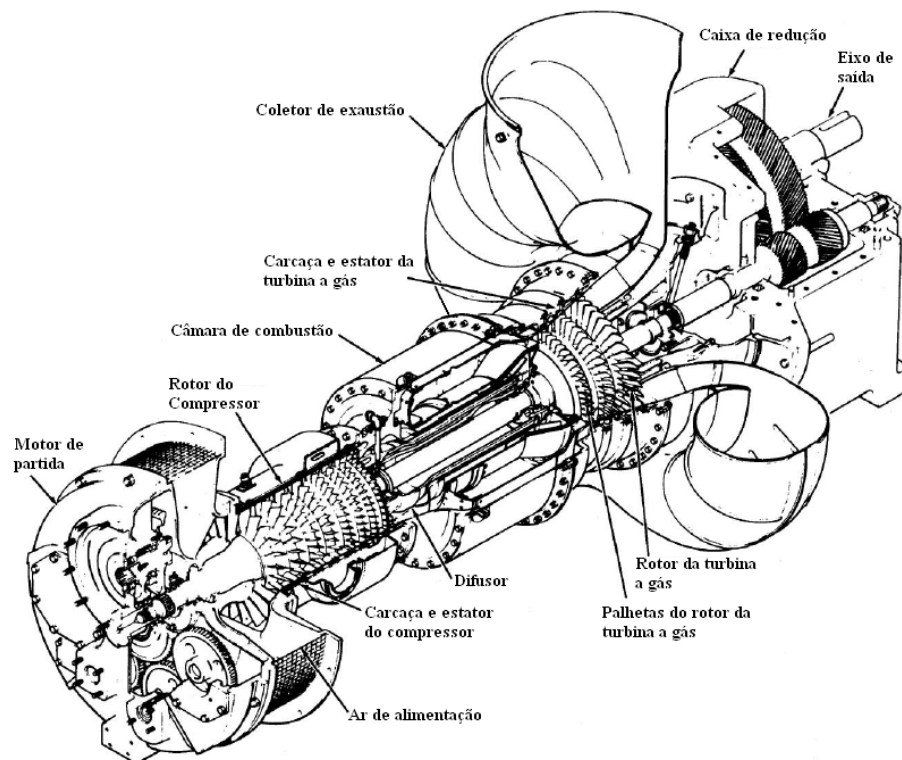
Fonte: Lora e Nascimento (2004)

2.11 Ciclo Brayton

O Ciclo Brayton é comumente conhecido como “turbina a gás”, termo este incompleto, pois se trata de uma máquina térmica com mais equipamentos envolvidos:

o compressor que efetua a compressão do fluido de trabalho (na maioria dos casos o ar), a câmara de combustão e a turbina a gás; por esse motivo é interessante referir-se a esta máquina térmica como a um conjunto a gás.

Atualmente, os conjuntos a gás são largamente utilizados em dois setores, no transporte e na geração termelétrica, sendo o uso para o transporte aéreo, para aeronaves de transporte civil e militar, em aviões e helicópteros. Quando o tempo de vida útil para vôo seguro é transposto, esse equipamento geralmente se torna um gerador térmico, efetuando-se algumas adaptações para se tornar um conjunto a gás aeroderivativo, gerando energia termelétrica em solo, como mostra a Figura 17.

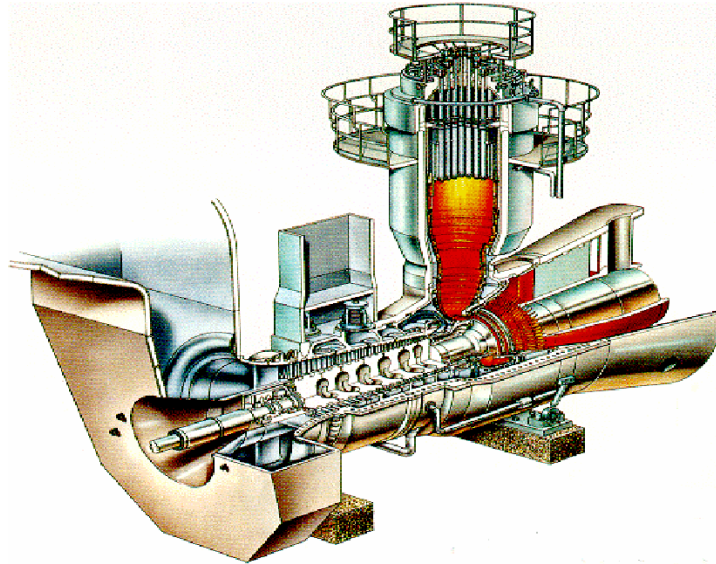


Fonte: Boyce (2001)

Figura 17 – Conjunto a gás utilizado para a geração termelétrica.

Existem conjuntos a gás próprios para a geração termelétrica; tais máquinas térmicas são mais pesadas e em alguns casos tem de ser levadas em partes e serem montadas no local da instalação da planta. Trabalham em baixa rotação, devido à sua grande inércia. São conhecidas pela sua robustez como turbinas a gás estacionária ou *heavy duty*, como se pode ver na Figura 18.

Diversamente da turbina a gás aeroderivativa, que apresenta problema de ruído, o que exige o uso de isolamento acústico, as turbinas estacionárias geram menos ruído, não necessitando de isolamento, mas sim de uma elaborada base de inércia no local de sua instalação, para não permitir vibrações desnecessárias no local.



Fonte: Dutra (2006)

Figura 18 – Conjunto a gás tipo heavy duty, do fabricante Alstom e modelo GT8C.

Atualmente é a máquina térmica mais interessante de ser aplicada na indústria de geração, podendo receber como combustível o gás natural (muito utilizado na maioria das termelétricas) e óleos leves; o hidrogênio e outros componentes advindos de processos de torre de craqueamento (utilizados em indústria petrolíferas e petroquímicas que geram esse subproduto), bem como no Brasil, em fase experimental, o etanol anídrico, um importante passo para o uso de combustíveis não fósseis, tem recebido a atenção dos fabricantes.

2.12 Turbina a vapor

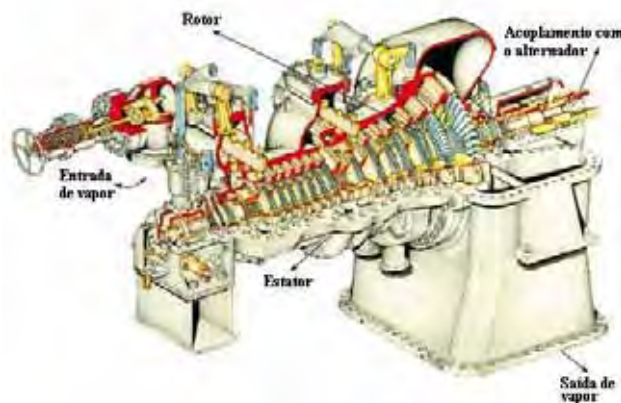
Para Lora e Nascimento(2004), as turbinas a vapor são classificadas de diversas formas, devido ao seu amplo leque de aplicações. Podem ser classificadas:

- pela natureza do acionamento;
- pelo princípio de funcionamento;
- pelo tipo de descarga de vapor, podendo ser de contrapressão, quando priorizam a produção de vapor, pois descarregam com uma pressão acima da atmosférica,

(Figura 19), e turbinas de condensação, que visam atender principalmente a demanda elétrica, pois descarregam vapor a uma pressão abaixo da atmosférica, (Figura 20), (LORA e NASCIMENTO, 2004).



Fonte: Centro de Estudos em Economia da Energia dos Transportes e do Ambiente (Org.) (2010)
 Figura 19 – Turbina a vapor de contra-pressão em corte, mostrando o conjunto de palhetas e rotor.



Fonte: Opex Energy (2010)
 Figura 20 – Turbina a vapor de condensação em corte, mostrando o conjunto de palhetas e rotor

De acordo com Lora e Nascimento (2004), os principais componentes de uma turbina a vapor são: a carcaça da turbina; o diafragma da turbina; o selo; o eixo da turbina; os discos e as palhetas. A carcaça da turbina é dividida em uma base e na parte superior, que pode ser retirada, dando acesso ao interior e permitindo a montagem e manutenção da mesma, devido à fácil remoção dos mancais e rotor.

O diafragma da turbina tem a função de separar dois rotores e a fixação das palhetas fixas do estágio (bocais), sendo seus principais componentes o anel, palhetas fixas e corpo do diafragma. O selo é um componente que impede que ocorram fugas de vapor entre o rotor e as partes fixas do diafragma, sendo que em condições normais de operação ele não pode sofrer contato mecânico.

O eixo da turbina a vapor é elemento de máquina onde são instaladas as palhetas para a conversão de energia térmica oriunda da expansão do vapor em energia mecânica, sendo esta energia transmitida para o eixo, deste para um acoplamento, seguido de um gerador.

Os discos são os elementos de fixação das palhetas móveis da turbina a vapor; os discos podem ser construídos em conjunto com o eixo ou serem a ele acoplados com ajuste de interferência, sendo fixadas através de aquecimento das peças e acoplamento utilizando uma prensa hidráulica.

As palhetas móveis são fixadas com a ajuda de um pé especial; as palhetas entram inclinadas com um giro de ângulo -90° , dentro do disco são rotacionadas de $+90^\circ$ para se encaixarem e se fixarem; como o último “pé” não terá palheta será necessário um trabalho de balanceamento do conjunto para não haver considerável trepidação (LORA e NASCIMENTO, 2004).

2.13 Monitoria e dispositivos de redução de emissões de partículas dos gases de exaustão

Serão apresentadas algumas tecnologias de monitoria e tratamento de limpeza de gases de exaustão de processos térmicos, para obter um resíduo gasoso que não agrida significativamente a natureza.

Caso isso não ocorra, as plantas de incineração, termelétricas e siderúrgicas, por exemplo, estariam despejando um volume de material com alta toxicidade, levando a problemas de curto, médio e longo prazo.

Segundo Rosemount Analytical⁶ (1997, apud CARVALHO JÚNIOR e LACAVA, 2003), uma maneira comum de detectar continuamente gases como CO, CO₂, SO₂, CH₄, NO e NH₃ em produtos de combustão é através do uso de um analisador infravermelho.

De acordo com Carvalho Júnior e Lacava (2003), nos gases de exaustão, que têm o vapor d'água como produto da combustão, a amostra antes de ir para o analisador

⁶ ROSEMOUNT ANALYTICAL. *Manual de Instruções*, Non-Dispersive Infrared Analyser Model 880A, 1997 apud CARVALHO JUNIOR, João Andrade de; LACAVA, Pedro Teixeira. **Emissões em processos de combustão**. Florianópolis: Unesp, 2003. 135 p. Disponível em: <<http://www.dominiopublico.gov.br/download/texto/up000012.pdf>>. Acesso em: 01 mar. 2010.

infravermelho deve ser seco completamente, pois a água no estado líquido causa interferência nas medidas de concentração, pois absorve radiação infravermelha na amostra analisada. Pela mesma razão, partículas (como material particulado) devem ser removidas da amostra para não interferir nos resultados; para uma análise contínua de O₂ em processos de combustão é comum utilizar analisadores paramagnéticos (LEEDS AND NORTHRUP COMPANY⁷, 2000, apud CARVALHO JÚNIOR e LACAVA, 2003).

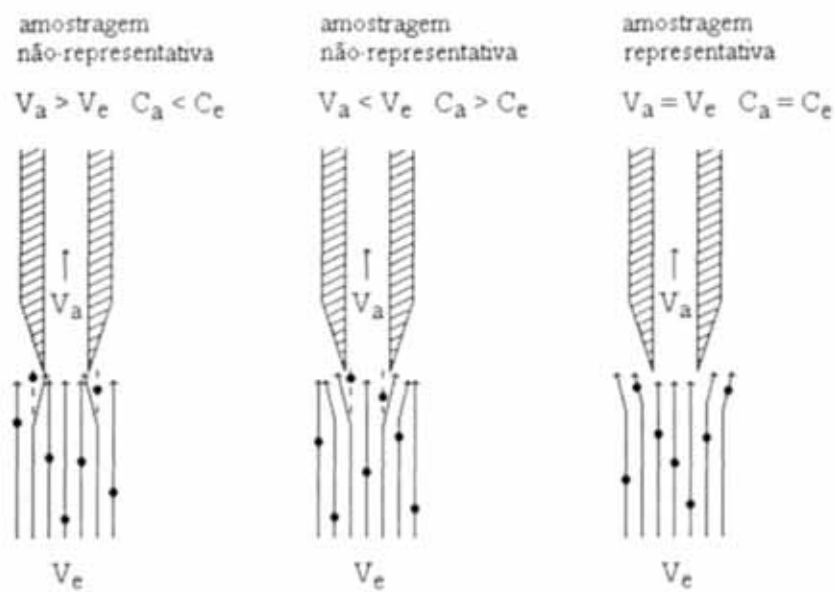
Os instrumentos paramagnéticos e infravermelhos podem ser instalados em série com o processo que produz gases a serem analisados, pois não são de caráter destrutivo, ou seja, eles não modificam a composição da amostra de gases. No entanto, caso haja a necessidade de um instrumento que precise modificar a amostra, como os analisadores quimiluminescentes para medir concentrações de NO_x, deve-se projetar a linha para prover uma derivação apropriada para tal análise.

Para material particulado existem outros mecanismos de monitoramento; segundo Carvalho Júnior e Lacava (2003), é necessário usar equipamento adequado e procedimento cuidadoso para determinar quantidade de material particulado. Quando uma amostra é coletada para determinar a concentração de material particulado, é essencial que ela seja representativa, ou seja, a concentração da amostra dentro do instrumento utilizado tem que ser a mesma daquela no escoamento.

Na Figura 21 apresenta-se uma representação esquemática de duas amostras não representativas e uma amostra representativa, respectivamente. Para a amostra ser representativa, sua velocidade tem que ser igual à velocidade do escoamento; caso isto não ocorra, o valor de leitura de concentração de material particulado estará errado.

Segundo Carvalho Júnior e Lacava (2003), existem cinco tipos de redutores de partículas de emissões de gases de combustão: a câmara de deposição gravitacional; separadores centrífugos; separadores úmidos; filtros; precipitadores eletrostáticos.

⁷ LEEDS AND NORTHRUP Company. *Catálogo*, Thermomagnetic Oxygen Analyser 7863,2000 apud CARVALHO JUNIOR, João Andrade de; LACAVA, Pedro Teixeira. **Emissões em processos de combustão**. Florianópolis: Unesp, 2003. 135 p. Disponível em: <<http://www.dominiopublico.gov.br/download/texto/up000012.pdf>>. Acesso em: 01 mar. 2010.



Fonte: Brenchley et al. (1980)⁸ apud Carvalho Junior e Lacava (2003)

Figura 21 – Condições de amostras não-representativas e representativas para efetuar as concentrações de material particulado em um determinado escoamento.

⁸ BRENCHLEY, D. L.; TURLEY, C. D.; YARMAC, R. F. *Industrial Source Sampling*. Ann Arbor, MI: Ann Arbor Publishers Inc., 1980 apud CARVALHO JUNIOR, João Andrade de; LACAVA, Pedro Teixeira. **Emissões em processos de combustão**. Florianópolis: Unesp, 2003. 135 p. Disponível em: <<http://www.dominiopublico.gov.br/download/texto/up000012.pdf>>. Acesso em: 01 mar. 2010.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Introdução

Neste capítulo serão apresentados os materiais e os métodos para a modelagem de ciclos com incinerador de forma a processar de modo eficiente os resíduos sólidos e como subproduto a produção de energias termelétrica, tomando os devidos cuidados com as emissões de poluentes de diversas fases (gasosa, líquida e sólida).

Serão apresentados os parâmetros para a análise deste estudo: o estudo da formulação das equações para o cálculo do poder calorífico inferior (PCI) do resíduo sólido municipal e do combustível derivado do resíduo; a configuração adotada para a planta; parâmetros de operação, tais como a quantidade de resíduo processada, os patamares de pressão e temperatura das caldeiras; a seleção do conjunto a gás a ser adotado para a unidade; cálculo da geração termelétrica desta unidade; o cálculo da quantidade de cinzas que irão para o aterro sanitário e o cálculo de geração de biogás em um aterro sanitário, considerando que os resíduos não sejam incinerados mas depositados em aterros.

Será efetuado o cálculo de eficiência de térmica, para comparar um processo de incineração com um ciclo a vapor, com um ciclo combinado usual e com o emprego de incineração integrado em paralelo; será realizada também uma análise financeira para sinalizar uma oportunidade econômica de um projeto desta natureza, utilizando método do período de amortização (*pay-back*) e valor presente líquido com taxa interna de retorno (VLP-TIR).

Será efetuado o cálculo de créditos de carbono pela avaliação da geração de metano e dióxido de carbono em aterros sanitários, caso o resíduo a ser incinerado fosse disposto desta forma; será efetuada a equivalência do fator de impacto de gases de efeito estufa do metano para o dióxido de carbono, bem como as emissões que deixam de ser emitidas para a atmosfera; desta forma, será avaliado o ganho financeiro pela venda do crédito de carbono equivalente resgatado com a incineração dos resíduos ao invés de depositá-lo em um aterro sanitário.

3.2 Análises das características do resíduo sólido e do combustível derivado do resíduo para a cidade de São Paulo

Na Tabela 3 são apresentadas as porcentagens em massa da composição típica dos resíduos sólidos da cidade São Paulo, em porcentagem de elementos básicos como carbono, hidrogênio, nitrogênio, enxofre e oxigênio em base seca. Na Tabela 4, a título de comparação, é apresentada a composição típica do RDF de uma cidade européia; pode-se notar que existem valores muito próximos da composição dos elementos.

Tabela 3 – Composição típica do lixo da cidade de São Paulo, dividido por elementos e em peso.

Componentes	Conteúdo de São Paulo (% em peso)	Umidade (% em peso)	Cinzas (% em peso)	Análise da Composição (% em base seca)				
				C	H	N	S	O
Lixo orgânico	49,50	70,00	5,00	48,00	6,40	2,60	0,40	37,60
Papel	12,00	10,20	6,00	43,50	6,00	0,30	0,20	44,00
Papelão	6,80	5,20	5,00	44,00	5,90	0,30	0,20	44,60
Plástico	22,90	0,20	10,00	60,00	7,20	0,00	0,00	22,80
Tecidos	2,40	10,00	2,50	55,00	6,60	4,60	0,20	31,20
Borracha	0,30	10,00	10,00	78,00	10,00	2,00	0,00	0,00
Couro	0,30	10,00	10,00	60,00	8,00	10,00	0,40	11,60
Madeira	1,30	1,50	1,50	49,50	6,00	0,20	0,10	42,70
Vidros ^a	1,50	2,00	98,90	0,50	0,10	0,10	0,00	0,40
Metais ferrosos ^a	1,90	2,00	90,50	4,50	0,60	0,10	0,00	4,30
Alumínio ^a	0,90	2,00	90,50	4,50	0,60	0,10	0,00	4,30
Outros	0,20	3,20	68,00	26,30	3,00	0,50	0,20	2,00

a - os materiais orgânicos contidos são de etiquetas, revestimento e outros materiais inscritos

Fonte: Mendes, Aramaki e Hanaki (2004) e Tchobanoglous et al. (1993)

Tabela 4 – Composição química do RDF, dividido por elementos e em peso, com umidade.

Composição do RDF	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)	S (%)	Cl (%)	H ₂ O (%)	Cinzas (%)
Papel	34,40	4,72	32,40	0,16	0,21	0,24	21,00	4,62
Plástico	56,40	7,79	8,05	0,85	0,29	3,00	15,00	8,59
Madeira	41,20	5,03	34,50	0,02	0,07	0,09	16,00	2,82
Tecidos	37,20	5,02	27,10	3,10	0,28	0,27	25,00	1,98
Borracha e couro	43,10	5,37	11,60	1,34	1,17	4,97	10,00	22,50

Fonte: Maria e Pavesi (2006)

A diferença entre as Tabelas 3 e 4 se deve ao fato de que na Tabela 4 há porcentagem de água agregada nos valores; se for retirada a porcentagem de água e recalculados os valores, resultam os valores da Tabela 5, na qual se apresentam de forma simples os dados do RDF da cidade de São Paulo. É preciso calcular o poder calorífico inferior do RDF e do RSM a partir das informações dos elementos.

Tabela 5 – Composição química do RDF, dividido por elementos e em peso, sem umidade.

Composição do RDF	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	Cl (%)	Cinzas (%)
Papel	44,82	6,15	0,21	0,27	42,21	0,31	6,02
Plástico	66,38	9,17	1,00	0,34	9,47	3,53	10,11
Madeira	49,21	6,01	0,02	0,08	41,20	0,11	3,37
Tecidos	49,63	6,70	4,14	0,37	36,16	0,36	2,64
Borracha e couro	47,86	5,96	1,49	1,30	12,88	5,52	24,99

Adaptado de: Maria e Pavesi (2006)

Como os valores referentes ao elemento cloro, enxofre e nitrogênio são relativamente baixos na maioria dos materiais, com exceção do plástico, borracha e couro (que apresentam um índice elevado de cloro), eles não contribuem no cálculo do poder calorífico inferior. Se o calor específico a pressão constante (c_p^*) de cada substância fosse constante, o PCI poderia ser calculado pela equação (1).

$$PCI = c_p^* (T_f^* - T_{in}^*) \quad (1)$$

Porém, isso não ocorre, devido à mudança do c_p^* com a temperatura, deve-se integrar a parte direita da equação, conforme equação (2) (CARVALHO JUNIOR e MCQUAY, 2007).

$$PCI = \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} c_p^* dT \quad (2)$$

Devido ao RDF ser composto por diversas substâncias, faz-se necessário utilizar os respectivos calores específicos de cada substância com os valores ponderados correspondente ao número de mols, n_i , conforme equação (3).

$$PCI = \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} \sum_i n_i c_{p,i}^* dT \quad (3)$$

Considerando a porcentagem de massa de água contida no RDF, com a reação de combustão ela tende a evaporar, obtendo-se a Equação (4),

$$PCI = \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} \left[\sum_i n_i c_{p,i}^* \right] dT + \Delta H_1 \quad (4)$$

na qual o valor de ΔH_1 é o calor latente de vaporização da água a temperatura de 25°C, cujo valor é 584,4 [cal/g]. Considerando a utilização de 1000g (ou 1,0 kg) de RSM e RDF na presente análise, serão obtidos os valores de porcentagens em massa para cada elemento mostrados nas Tabelas 6 (seco) e 7 (úmido) para RDF e nas Tabelas 8 (seco) e 9 (úmido) para RSM.

Tabela 6 – Proporção de elementos do RDF para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base seca).

Elemento	Proporção de massa [g]	mols
C	595,5252	49,5858
H	75,9299	75,9299
N	26,1299	1,8651
S	1,6685	0,0520
O	300,7465	18,7967
H ₂ O	0	0

Tabela 7 – Proporção de elementos do RDF para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base úmida).

Elemento	Proporção de massa [g]	mols
C	549,7871	45,7774
H	70,0982	70,0982
N	24,1231	1,7218
S	1,5403	0,0480
O	277,6483	17,3530
H ₂ O	65,9700	3,6650

Tabela 8 – Proporção de elementos do RSM para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base seca).

Elemento	Proporção de massa [g]	mols
C	588,1923	48,9752
H	75,2343	75,2343
N	26,2306	1,8723
S	1,8750	0,0585
O	308,4678	19,2792
H ₂ O	0	0

Tabela 9 – Proporção de elementos do RSM para fins de cálculo de poder calorífico inferior (em base úmida).

Elemento	Proporção de massa [g]	mols
C	547,5000	45,5870
H	70,1250	70,1250
N	25,0000	1,7844
S	1,8750	0,0585
O	293,1250	18,3203
H ₂ O	144,5000	8,0278

Com isso, obtém-se a equação generalizada para a reação química completa de combustão para base seca e úmida, do o RDF e do o RSM da cidade de São Paulo, conforme equação (5).

$$\begin{aligned}
& C_{AA} H_{BB} N_{CC} S_{DD} O_{EE} (H_2O)_F \\
& + \left[\frac{2 \cdot (AA + BB) + F + BB - EE}{2} \right] \cdot [O_2 + 3,76 \times N_2] \\
& \rightarrow AA \cdot CO_2 + \left(\frac{BB}{2} + F \right) \cdot H_2O + DD \times SO_2 \\
& + \left\{ 3,76 \cdot \left[\frac{2 \cdot (AA + BB) + F + BB - EE}{2} \right] + \frac{CC}{2} \right\} \cdot N_2
\end{aligned} \tag{5}$$

os termos A, B, C, D, E e F são o número de mols dos elementos carbono, hidrogênio, nitrogênio, enxofre, oxigênio e água, respectivamente, que compõem cada tipo de resíduo que será incinerado, conforme Tabelas 6 a 9. Utilizando a equação (4) e fornecendo a temperatura inicial de 25°C (298 K) e variação de temperatura final entre 800 °C (1073 K) até 1200°C (1473 K), obtém-se a expressão generalizada para o PCI do RDF e do RSM, tanto úmido quanto seco, na equação (6).

$$PCI = \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} \left(\begin{aligned} & AA \cdot c_{p,CO_2}^* \\ & + \left(\frac{BB}{2} + F \right) \cdot c_{p,H_2O}^* \\ & + \left\{ 3,76 \cdot \left[\frac{2 \cdot (AA + BB) + F + BB - EE}{2} \right] + \frac{CC}{2} \right\} \cdot c_{p,N_2}^* \\ & + DD \cdot c_{p,SO_2}^* \end{aligned} \right) dT + \Delta H_1 \cdot M_{\text{água}} \tag{6}$$

As equações dos calores específicos a pressão constante de cada elemento são fornecidas na Tabela 10, com os respectivos elementos, equações do cálculo do c_p dada uma temperatura e a faixa de temperatura de operação desta equação.

Tabela 10 – Equações de cálculo do c_p dos produtos de combustão.

Substância	c_p [cal/mol.K]	Intervalo [K]
CO ₂	$10,34 + 0,00274T - 195500/T^2$	273 – 1200
H ₂ O	$8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2$	300 – 2500
N ₂	$6,5 + 0,0010T$	300 - 3000
SO ₂	$7,7 + 0,0053T + 0,00000083T^2$	300 - 2500

Fonte: Carvalho Júnior e Mcquay (2007)

Aplicando as equações da Tabela 10 na equação (6) obtém-se a entalpia de formação do combustível, ou seja, o PCI do combustível, pois está considerada a energia de vaporização da água presente nos produtos da combustão.

A equação (7) apresenta as integrais dos calores específicos a pressão constante dos produtos de combustão em base úmida e seca, para o RDF e RSM; integrando-se em função das temperaturas inicial e final, serão obtidos os PCI de cada amostra.

$$\text{PCI} = \left(\begin{aligned}
 & \text{AA} \cdot \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} \left(10,34 + 0,00274 T - \frac{195500}{T^2} \right) dT \\
 & + \left(\frac{\text{BB}}{2} + F \right) \cdot \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} \left(8,22 + 0,00015 T + 0,00000134 T^2 \right) dT \\
 & + \left\{ 3,76 \cdot \left[\frac{2 \cdot (\text{AA} + \text{BB}) + F + \text{BB} - \text{EE}}{2} \right] + \frac{\text{CC}}{2} \right\} \cdot \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} (6,5 + 0,0010 \cdot T) dT \\
 & + \text{DD} \cdot \int_{T_{in}^*}^{T_f^*} \left(7,7 + 0,0053 T + 0,0000008 T^2 \right) dT \\
 & + 584,4 \cdot M_{\text{água}}
 \end{aligned} \right) \quad (7)$$

Integrando a equação (7) nos limites superiores e inferiores são obtidos os valores de PCI em [cal/mol] como mostra a equação (8). Para que os valores sejam expressos em função da massa de RDF e RSM utilizada, divide-se o resultado por uma constante para converter um mol/kg de RDF e RSM, que será calculado na Equação (9), com base na equação estequiométrica de combustão do resíduo, para poder obter um valor de PCI em [J/kg]. O poder calorífico então obtido será utilizado no equacionamento da produção de vapor de processo na caldeira do incinerador.

Com esses valores, será calculado o PCI do RDF e RSM em [J/kg]; os resultados obtidos serão comparados com valores calculados e estimados em outros trabalhos e com outros combustíveis utilizados para geração termelétrica, para efeito de comparação com unidades reais e resultados disponíveis em literatura.

$$\text{PCI} = \left[\begin{aligned} &+ \text{AA} \cdot \left(10,34 \cdot T + \frac{0,00274 T^2}{2} + \frac{195500}{T} \right)_{T_{\text{in}}^*}^{T_f^*} \\ &+ \left(\frac{\text{BB}}{2} + F \right) \cdot \left(8,22 \cdot T + \frac{0,00015 T^2}{2} + \frac{0,00000134 T^3}{3} \right)_{T_{\text{in}}^*}^{T_f^*} \\ &+ \left\{ 3,76 \cdot \left[\frac{2 \cdot \text{AA} + F + 3 \cdot \text{BB} \cdot \text{EE}}{2} \right] + \frac{\text{CC}}{2} \right\} \cdot \left(6,5 \cdot T + \frac{0,001 \cdot T^2}{2} \right)_{T_{\text{in}}^*}^{T_f^*} \\ &+ \text{DD} \cdot \left(7,7 \cdot T + \frac{0,0053 T^2}{2} + \frac{0,00000083 T^3}{3} \right)_{T_{\text{in}}^*}^{T_f^*} \\ &+ 584,4 \cdot M_{\text{água}} \cdot \frac{4,186}{10^6} \end{aligned} \right] \cdot \frac{4,186 \cdot 10^{-6}}{K_{\text{mol/kg}}} \quad (8)$$

$$\text{KM}_{\text{mol/kg}} = \frac{(\text{AA} \cdot 12,01 + \text{BB} \cdot 1,00 + \text{CC} \cdot 14,01 + \text{DD} \cdot 32 + \text{EE} \cdot 16 + F \cdot 18)}{1000} \quad (9)$$

As Equações (8) e (9) atendem às possíveis situações de cálculo de PCI do RSM e RDF com umidade e seco apresentadas nas Tabelas 6, 7, 8 e 9, considerando que todos os resíduos sólidos ou todo o RDF sejam incinerados; porém, existem porcentagens de elementos que são reciclados, e devem ser introduzidas tais informações no cálculo do PCI; os resultados destas análises serão apresentados no capítulo de resultados e discussões.

3.3 A configuração da planta de incineração a ser modelada

A configuração para a planta de incineração com geração termelétrica foi concebida contendo: um forno de incineração tipo grelha móvel, o mais utilizado em processos de incineração com transferência de calor dos gases de exaustão; um trocador de calor para o pré-aquecimento do ar no incinerador; uma caldeira aquatubular para produzir vapor de processo em diferentes níveis de pressão e temperatura; um conjunto a gás; uma caldeira de recuperação; uma turbina a vapor com os mesmos níveis de pressão.

Tal configuração requer que sejam definidos: os níveis de pressão e temperatura a serem utilizados; a qualidade do vapor a ser produzido em tais equipamentos; os parâmetros do regenerador; a quantidade de RSM a ser incinerado; o consumo de combustíveis para os conjuntos a gás.

Para situações em que a configuração tenha de operar fora dos padrões de projeto, como em manutenção de emergência no conjunto a gás ou limpeza nos incineradores, é importante que as caldeiras de recuperação e a caldeira dos incineradores sejam independentes para evitar uma parada completa na planta de incineração.

As caldeiras deverão apresentar os mesmos parâmetros relativamente à pressão e temperatura do vapor; deste modo, caso haja problemas em um destes blocos, ou dentro do bloco, ou num equipamento específico, a planta continuará a responder pela continuidade do sistema, resultando em maior flexibilidade no modo de operar da planta (CONSONNE e SILVA, 2007).

Realizando este e outros procedimentos de segurança, podem ser evitados problemas relativamente ao fornecimento de energia elétrica, considerando-se que os períodos de manutenção são essenciais para o bom funcionamento dos equipamentos. Será adotado um número de equipamentos em blocos, como mostra a Figura 22. A turbina a vapor é diferente, pois este tipo de equipamento recebe uma boa manutenção em diversos setores, como o adequado tratamento de água para produção de vapor e correta lubrificação dos mancais, tornando uma máquina térmica com poucos problemas operacionais e uma frequência menor de paradas para manutenção.

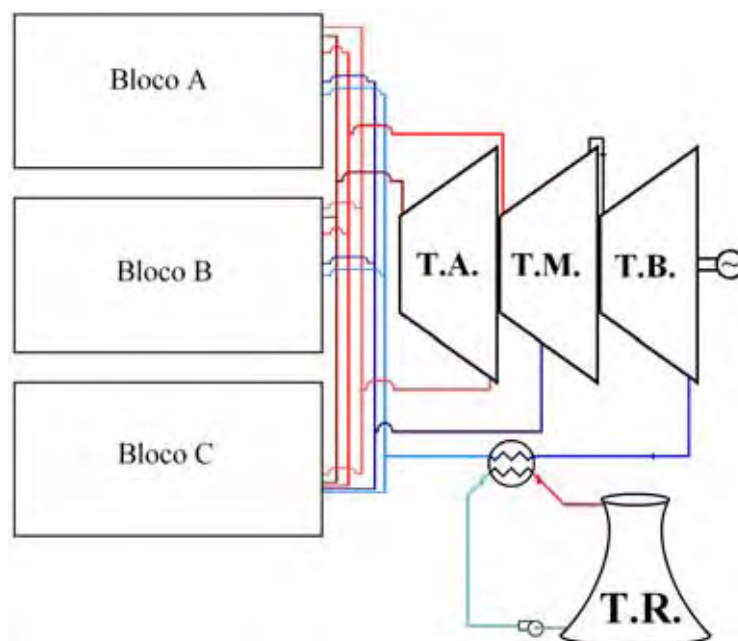


Figura 22 – Esquema completo de uma planta de incineração em ciclo combinado, com uso de conjunto a gás.

A turbina a vapor será um equipamento de múltiplos estágios, contendo uma turbina a vapor de alta, uma de média e uma de baixa pressão, posicionadas num mesmo eixo; um condensador na saída da turbina de baixa pressão e uma torre de resfriamento completam a unidade.

Serão considerados dois níveis de pressão e temperatura pelo uso de um regenerador, ou seja, haverá um reaquecimento de vapor de processo. Isso ocorrerá tanto nas caldeiras dos incineradores quanto nas caldeiras de recuperação. Para evitar a paralisação total da planta na parte da geração termelétrica, ambas devem apresentar os mesmos parâmetros de pressão e temperatura em sua operação.

Na Figura 23 é apresentado o esquema interno de cada um dos Blocos A, B e C para melhor apresentação dos equipamentos periféricos e auxiliares: armazenador e alimentador de resíduos, caldeira com incinerador, trocador de calor, conjunto a gás, caldeira de recuperação, desareador, bomba, captador de ar e chaminés. Isto se aplica ao sistema do conjunto a gás e incineradores, devido ao modo de operação, exigindo paradas mais freqüentes.

3.3.1 Volume de controle no armazenador e alimentador de resíduos

Neste setor da planta de incineração, serão apresentados estimativos de produção de resíduos sólidos, assim como os tipos de pré-tratamento apresentados para um aumento no aporte térmico do incinerador fornecido para a caldeira adjunta.

Caso seja utilizado o RDF como resíduo de alimentação do incinerador, deverá ser realizada a pré-seleção dos resíduos, a separação para um processo de separação e reciclagem, bem como a retirada de umidade para elevar a eficiência de incineração.

Este setor apresentará um processo de alimentação contínua para o incinerador; mesmo a logística não permitindo um fornecimento contínuo de resíduos, haverá o armazenamento do mesmo para que haja um excedente de modo a não ocorrer a falta de resíduos; a falta de resíduos ocasionaria a parada nos fornos de incineração, causando danos devido à fadiga térmica nos refratários internos dos fornos.

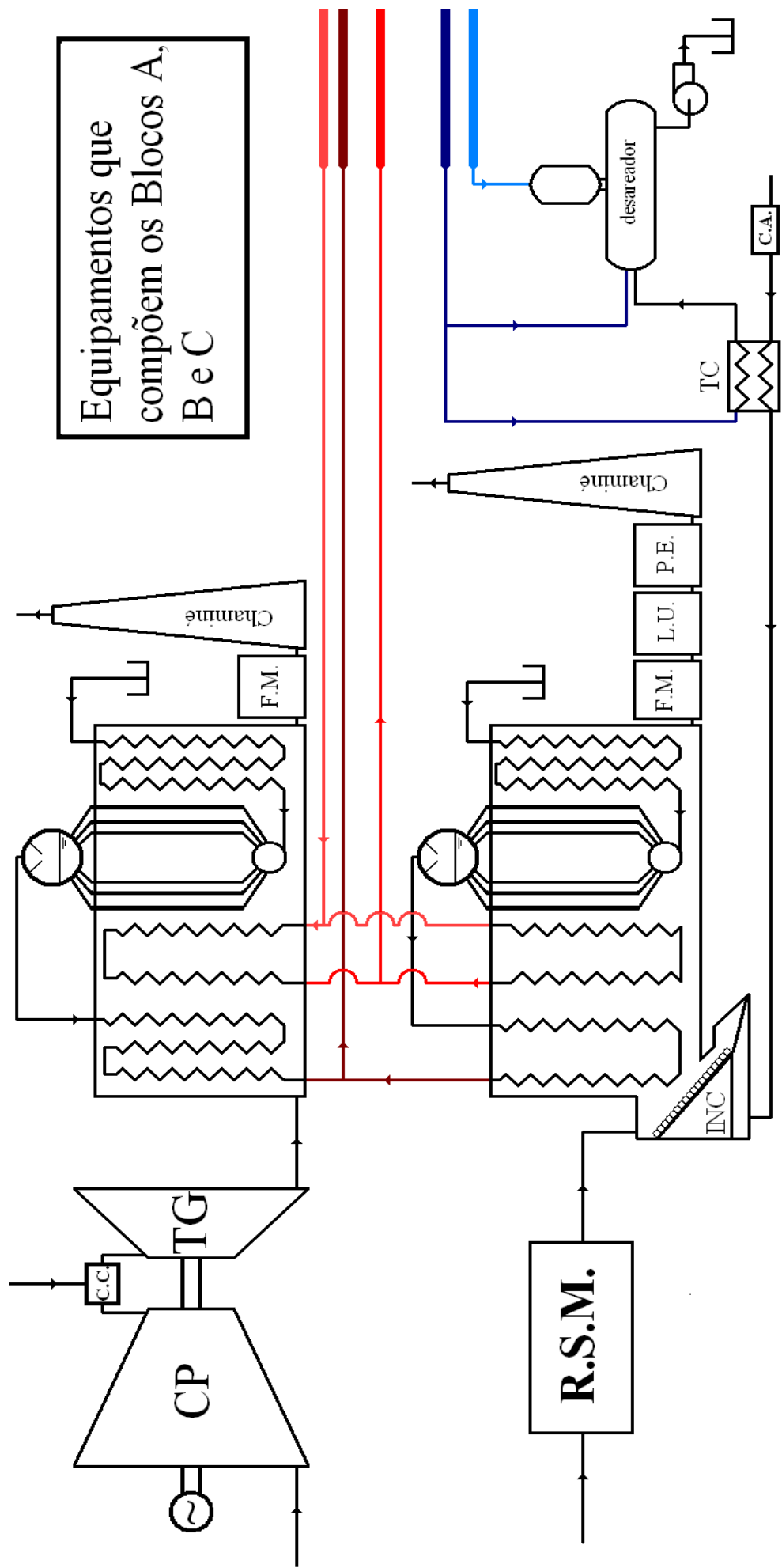


Figura 23 – Esquema simplificado de uma planta de incineração em ciclo combinado, com uso de conjunto a gás.

Segundo Mancini et al. (2005), os resíduos gerados em diversas cidades do Brasil e do mundo contém em sua composição uma elevada porcentagem de matéria orgânica: no Brasil, esse valor gira em torno de 49,5% (Tabela 3), e em outras localidades, como uma cidade italiana (MARIA e PAVESI, 2006), contém 26,4%; porém, os índices variam bastante para plástico (6 até 17%), metais (1,5 até 6,2%), vidros (0,8 até 6,4%) e principalmente para papéis (2,1 até 41%).

Os resultados de Mancini et al. (2005) se referem à cidade de Indaiatuba/SP, onde foram coletadas 7 amostras de pelo menos 146 kg do aterro sanitário da cidade, sendo separadas em 27 itens, como restos de comida, lixo de jardim, lixo de banheiro, fraldas, embalagens com mais de um material, embalagens longa vida, dentre outros materiais. Destes 27 itens, os elementos que poderiam ser reciclados seriam os restos de comida, com 39,87% (através da compostagem), calçados (com 1,67%) e tecidos (com 7,54%); os metais e vidros já são elementos recicláveis consolidados em diversos municípios.

Chama a atenção a quantidade de plástico, devido à sua característica volumétrica, com 34,84 % do resíduo de Indaiatuba, que representa o triplo da quantidade em massa (MANCINI et al., 2005), valor mais elevado comparado com a cidade de São Paulo, que apresenta valor de 22,9% (MENDES, ARAMAKI e HANAKI, 2004).

3.3.2 Volume de controle na caldeira do incinerador

Serão apresentados no volume de controle da caldeira do incinerador os parâmetros de operação da caldeira, pressão de vapor da turbina a vapor, temperatura, eficiência da caldeira, dentre outros parâmetros operacionais. Na Figura 24 se apresenta o esquema da caldeira do incinerador da planta, no qual “F.M.” é o filtro de manga, “L.U.” é o lavador de gases por via úmida e “P.E.” é o precipitador eletrostático.

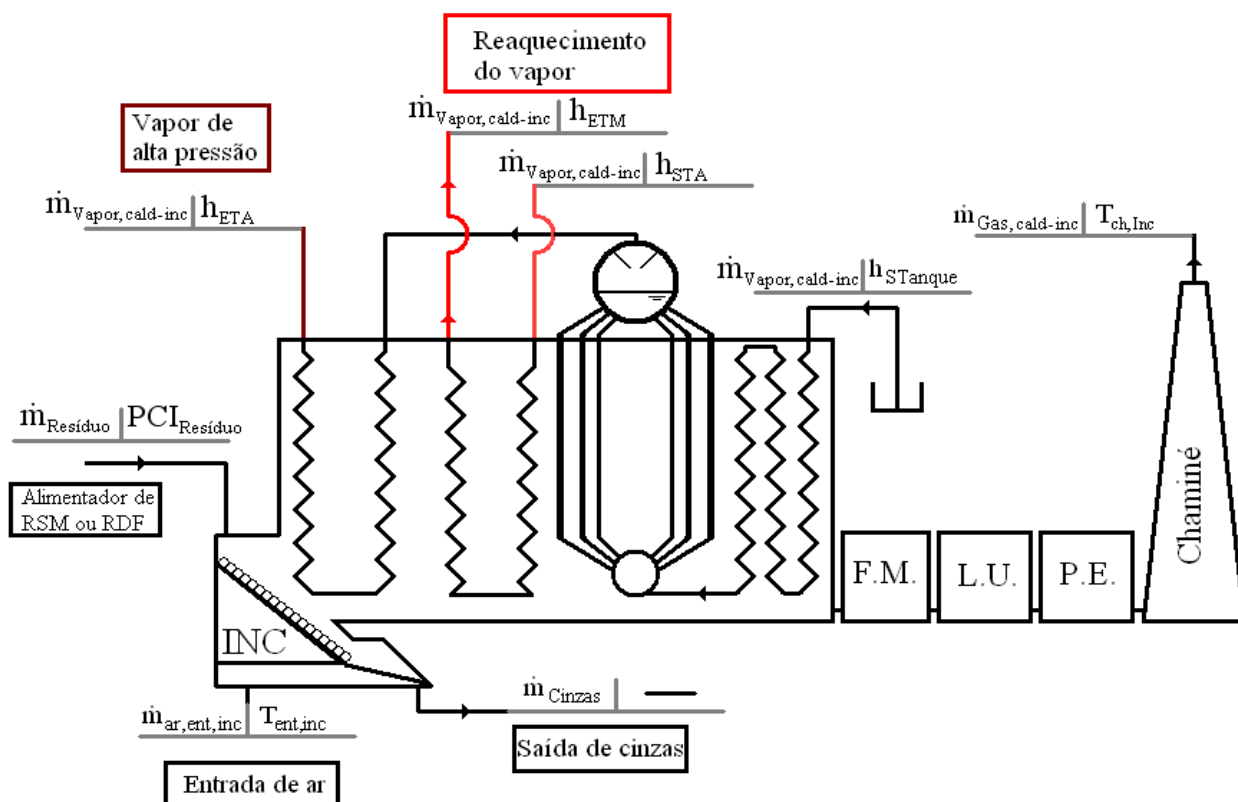


Figura 24 – Esquema da caldeira do incinerador com os equipamentos auxiliares, filtro de manga, lavadores úmidos, precipitador eletrostático e chaminé.

O rendimento de uma caldeira de incineração é próximo ao de uma caldeira de recuperação, entre 65 e 85% (FLORES e NÚÑEZ, 2010) e (KOROBITSYN, JELLEMA e HIRS, 1999). Para este estudo adotou-se uma eficiência de 80% nas caldeiras dos incineradores (KALISZ, PRONOBIS e BAXTER, 2008). Os valores de pressão de alta serão de 12 MPa, podendo ser diminuídos para até 10 MPa para verificar a sensibilidade da caldeira à variação de pressão. Os valores de temperatura serão de 540°C, podendo diminuir até 480°C pelo mesmo motivo.

A produção total de resíduos da cidade de São Paulo e a porcentagem de resíduos reciclados serão expressas nas equações (10) e (11); nelas se considera um fator de correção total da quantidade de resíduos que será processada nos incineradores, pois as quantidades de reciclagens variam com os elementos considerados, como papel, plástico, dentre outros elementos.

Com as equações (10) a (15) calculam-se, respectivamente, a porcentagem de resíduos a serem incinerados (K_{INC}); a vazão mássica de resíduos a ser incinerada; a taxa de processamento de resíduos por incinerador; a produção de vapor em cada

caldeira de incineração; a vazão mássica de vapor total e a relação de vapor produzido por resíduo incinerado. O valor de N_{INC} é três (uma estimativa), ou seja, irá trabalhar com 3 incineradores em paralelo, sendo no mínimo dois incineradores por planta (WORLD BANK, 1999).

$$K_{INC} = 1 - N_{\%,RR} \quad (10)$$

$$\dot{m}_{Res,INC} = \dot{m}_{Res,Prod} \cdot K_{INC} \quad (11)$$

$$\dot{m}_{Resíduo} = \frac{\dot{m}_{Res,INC}}{N_{INC}} \quad (12)$$

$$(PCI_{Resíduo} \cdot \dot{m}_{Resíduo}) \cdot \eta_{Cald,Inc} = \dot{m}_{Vapor,cald-inc} \cdot [(h_{ETA} - h_{STanque}) + (h_{ETM} - h_{STA})] \quad (13)$$

$$\dot{m}_{Vapor,cald-inc} \cdot N_{INC} = \dot{m}_{Vapor-Total,cald-inc} \quad (14)$$

$$K_{\frac{Vapor}{Resíduo}} = \frac{\dot{m}_{Vapor-Total,cald-inc}}{\dot{m}_{Res,INC}} \quad (15)$$

Com as equações (16) e (17) calculam-se, respectivamente: a vazão mássica de cinzas produzido no processo de incineração, considerando uma constante K_{Cinzas} ; esta representa a porcentagem média de geração de cinzas dos resíduos sólidos e a vazão total de cinzas da planta de incineração, que irá para os aterros sanitários.

$$\dot{m}_{Resíduo} \cdot K_{Cinzas} = \dot{m}_{Cinzas,CI} \quad (16)$$

$$\dot{m}_{Cinzas} \cdot N_{INC} = \dot{m}_{Cinzas,Total} \quad (17)$$

Para o cálculo temperatura de chaminé serão considerados como primeira estimativa uma temperatura de chaminé sendo $T_{Ch1}=150$ °C, para aferir os cálculos, a temperatura de saturação do vapor no evaporador é de $T_{Sat,vapor} = 324,7$ °C para uma pressão de 12 MPa podendo chegar a uma $T_{Sat,vapor} = 311,1$ °C que corresponde a uma pressão de 10 MPa e considerando uma variação de 10 até 30°C na ΔT_{pp} . As equações (18) a (20) representam, respectivamente, a potência térmica contida nos resíduos

incinerados; a potência térmica do vapor de processo e o cálculo da temperatura de chaminé com os parâmetros das equações (17) e (18).

$$Q_{\text{Gases,inc}} = (PCI_{\text{Resíduo}} \cdot \dot{m}_{\text{Resíduo}}) \quad (18)$$

$$Q_{\text{liq,vapor,CI}} = \dot{m}_{\text{Vapor,CI}} \cdot [(h_{\text{ETA}} - h_{\text{STanque}}) + (h_{\text{ETM}} - h_{\text{STA}})] \quad (19)$$

$$T_{\text{ch,inc}} = T_{\text{inc}} + [(T_{\text{Sat,vapor}} + \Delta T_{\text{PP}}) - T_{\text{inc}}] \cdot \left(\frac{Q_{\text{Gases,inc}}}{Q_{\text{liq,vapor,CI}}} \right) \quad (20)$$

A equação (21) apresenta a vazão mássica de saída dos gases de exaustão da caldeira do incinerador e na equação (22) tem-se a quantidade total da vazão mássica dos gases de exaustão do incinerador da planta.

$$\dot{m}_{\text{Gas, cald-inc}} = \dot{m}_{\text{ar, ent, inc}} + \dot{m}_{\text{Resíduo}} - \dot{m}_{\text{Cinzas}} \quad (21)$$

$$\dot{m}_{\text{Gas, cald-inc}} \times N_{\text{INC}} = \dot{m}_{\text{Gas, cald-inc, Total}} \quad (22)$$

3.3.3 Volume de controle no coletor de ar

Neste equipamento se concentra o principal elemento para o processo de incineração dos resíduos, o oxigênio contido no ar. Através da equação estequiométrica de combustão de resíduos é possível estimar uma quantidade de ar para a combustão e um possível excedente para garantir a completa destruição dos resíduos. Utilizando a equação (5), obtém-se a estequiometria da combustão de um determinado resíduo; isolando as parcelas da equação correspondentes ao ar utilizado, ou seja, o oxigênio e o nitrogênio, e convertendo de mols para kg, obtém-se a equação (23).

$$\dot{m}_{\text{ar, ent, inc, estequ}} = \left[\frac{2 \cdot (AA + BB) + F + BB - EE}{2} \right] \cdot 32 + 3,76 \cdot \left[\frac{2 \cdot (AA + BB) + F + BB - EE}{2} \right] \cdot 28,02 \quad (23)$$

Devido à cinética da reação de combustão, a equação estequiométrica da combustão acaba por não incinerar completamente os resíduos; para garantir que tal parâmetro seja atendido é injetada uma quantidade de ar superior à que a relação estequiométrica exige, como mostra a equação (24).

$$\dot{m}_{ar, ent, inc} = \dot{m}_{ar, ent, inc, estequ} \cdot (1 + e_{inc}) \quad (24)$$

Para um processo de incineração, o recomendado é um excedente de ar em torno de 10%, garantindo uma combustão completa (PAGLIUSO e REGATTIERI, 2008).

3.3.4 Volume de controle no trocador de calor (TC)

Neste equipamento serão especificados parâmetros de operação e a área de transferência de calor. A Figura 25 apresenta o esquema de funcionamento de um trocador de calor; os parâmetros a serem adotados são a configuração do equipamento, as temperaturas de entrada e saída do vapor e as temperaturas de entrada e saída do ar do incinerador. As temperaturas de entrada de ar e vapor são, respectivamente, a temperatura ambiente (T_{amb}) e a temperatura do vapor de processo (T_{vp}).

Será adotado um trocador de calor compacto, sem mudança de fase de elementos; o mesmo trabalhará com vapor de processo dentro dos tubos e ar de admissão do incinerador por fora dos tubos em corrente cruzada, ou seja, o fluxo de ar será perpendicular ao fluxo do vapor de processo.

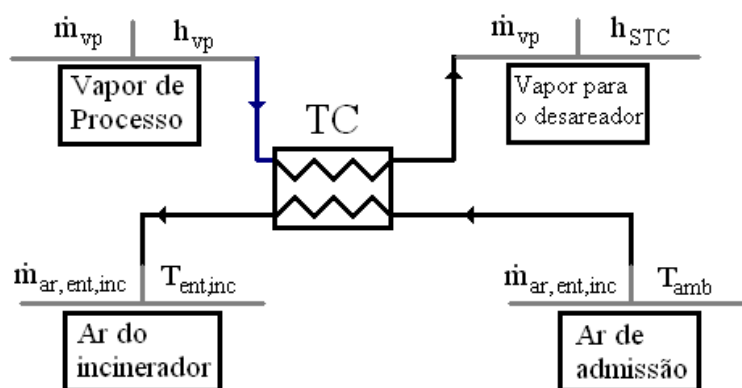


Figura 25 – Esquema do trocador de calor para pré-aquecer o ar de entrada do incinerador.

As temperaturas de saída do ar e do vapor são, respectivamente, a temperatura de entrada de ar do incinerador ($T_{ent,inc}$) e temperatura de saída do vapor de trocador de calor ($T_{s,TC}$). Os parâmetros a serem calculados são a área de troca térmica e a efetividade do trocador de calor.

As equações (25) até (27) representam, respectivamente, a vazão mássica de ar na entrada do incinerador, o c_p médio do ar no trocador de calor com as temperaturas de entrada e saída do trocador de calor e o calor ganho pelo ar no trocador de calor.

$$\dot{m}_{ar, ent, inc, Total} = \dot{m}_{ar, ent, inc} \cdot N_{INC} \quad (25)$$

$$c_{p,ar} = \frac{c_{p,ar, T_{amb}} + c_{p,ar, T_{ent,inc}}}{2} \quad (26)$$

$$q_{Ar} = \dot{m}_{ar, ent, inc} \cdot c_{p,ar} \cdot (T_{ent,inc} - T_{amb}) \quad (27)$$

Considerando o vapor num estado superaquecido e a saída do trocador de calor será adotada um estado de líquido saturado na pressão próxima à pressão de entrada, considerando mínima a perda de carga da entrada do trocador de calor; com tal artifício, o trocador de calor terá seu tamanho reduzido devido ao potencial energético da mudança de fase do vapor.

As equações (28) a (29) representam, respectivamente, a equação da energia necessária para atender a demanda térmica de ar quente utilizando-se da diferença média logarítmica, do coeficiente global de transferência de calor e da área de troca térmica, o cálculo da diferença média logarítmica. As equações (30) e (31) representam, a constante do produto do coeficiente global de transferência de calor e da área de transferência, e a equação geral do cálculo do coeficiente global de transferência de calor pelo lado do vapor.

$$q_{Ar} = U \cdot A_{TC} \cdot \Delta T_{ml} \quad (28)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{vp} - T_{Ent,Inc}) - (T_{vf} - T_{Ent,TC})}{\ln\left(\frac{(T_{vp} - T_{Ent,Inc})}{(T_{vf} - T_{Ent,TC})}\right)} \quad (29)$$

$$KA_{UA} = U \cdot A_{TC} = U_i \cdot A_i = U_e \cdot A_e \quad (30)$$

$$\frac{1}{U_i} = \frac{1}{\bar{h}_i} + A'_i \cdot RT_w + \frac{A_i}{A_t} \cdot \frac{1}{\eta_{oa} \times \bar{h}_o} \quad (31)$$

Será considerada uma superfície dos tubos aletados especificado como superfície CF-8,72(c) (KAYS e LONDON, 1964), na qual as equações (32) e (33) representam a área de transferência de calor pelo volume total e o valores aceitáveis, segundo Kays e London (1964).

$$\alpha = \frac{A_{TC}}{V} \quad (32)$$

$$\alpha \geq 700 \left[\frac{m^2}{m^3} \right] \quad (33)$$

As equações (34) e (35) representam, respectivamente, a área mínima de escoamento livre por área frontal e a área aletada por área total de troca térmica.

$$\sigma = \frac{A_c}{A_{FR}} \quad (34)$$

$$\bar{\sigma} = \frac{A_a}{A_{TC}} \quad (35)$$

As equações (36) e (37) representam, respectivamente, o diâmetro hidráulico da superfície utilizada e a relação de área de escoamento livre por área total.

$$D_h = 4 \cdot \frac{A_c}{A_{TC}} \cdot L_{TC} \quad (36)$$

$$\frac{A_c}{A_{TC}} = \frac{\sigma \cdot A_{FR}}{\alpha \cdot V} \quad (37)$$

As equações (38) e (39) representam, respectivamente, vazão mássica por área de escoamento livre do fluido transversal aos tubos aletados e o número de Reynolds. As equações (40) e (41) representam, respectivamente, o número de Stanton e o coeficiente médio de transferência de calor no trocador no lado externo.

$$G = \rho \cdot V_{\text{Máx}} = \frac{\dot{m}_{\text{ar, ent, inc}}}{A_c} \quad (38)$$

$$\text{Re} = \frac{G \cdot D_h}{\mu} \quad (39)$$

$$\text{St} = \frac{J_H}{\text{Pr}^{2/3}} \quad (40)$$

$$\bar{h}_o = \text{St} \cdot G \cdot c_p \quad (41)$$

Na Figura A.1 do ANEXO A é apresentado um diagrama de Reynolds pelo fator de atrito f e pelo J_H , o qual é o parâmetro para o cálculo do h_o do ar na superfície d CF-8.72(c) a ser utilizada no trocador de calor. A equação (42) representa a perda de carga do ar no interior do trocador de calor, por onde passa o escoamento transversal aos tubos aletados.

$$\Delta P_{\text{Ar,TC}} = \frac{G^2}{2 \cdot \rho_{\text{en}}} \cdot \left[ff \cdot \frac{A_{\text{TC}}}{A_c} \cdot \frac{\rho_{\text{en}}}{\rho} + (1 + \sigma^2) \cdot \left(\frac{\rho_{\text{en}}}{\rho_{\text{Saída}}} - 1 \right) \right] \quad (42)$$

A equação (43) representa a equação da eficiência total das aletas de um trocador de calor. A equação (44) representa os parâmetros que regem a eficiência de uma única aleta.

$$\eta_{\text{oa}} = 1 - \frac{A_c}{A_{\text{FR}}} \cdot (1 - \eta_A) \quad (43)$$

$$\eta_A = \text{função} \left[\frac{r_{2c}}{r_{1r}}; L_c^{3/2} \cdot \left(\frac{\bar{h}_o}{kC \cdot A_p} \right)^{1/2} \right] \quad (44)$$

Na Figura A.2 do ANEXO A é possível estimar o valor da eficiência de uma única aleta através dos parâmetros utilizados na equação (44). Na Figura A.3 do ANEXO A apresenta-se a relação de parâmetros para o cálculo da eficiência de uma aleta, sendo nela apresentados os parâmetros a serem calculados.

As equações (45) a (48) representam, respectivamente, a relação de raio equivalente, comprimento equivalente, área equivalente e a constante K_1 , esta que é um parâmetro utilizado para estimar o valor de eficiência de uma aleta utilizando-se o gráfico da Figura A.2 do ANEXO A.

$$r_{2c} = r_2 + \frac{te}{2} \quad (45)$$

$$L_{ca} = L + \frac{te}{2} \quad (46)$$

$$A_p = L_{ca} \cdot te \quad (47)$$

$$K_1 = \frac{r_{2c}}{r_{1r}} \quad (48)$$

O cálculo do parâmetro h_i será dividido em duas etapas, como mostra a equação (49). A primeira etapa é a utilização da mudança de fase do vapor saturado para líquido saturado para obter um maior ganho energético e a segunda será na condição de vapor superaquecido até a condição de vapor saturado.

$$\frac{1}{h_i} = \frac{1}{h_{TP}} + \frac{1}{h_{VS}} \quad (49)$$

O cálculo do parâmetro h_{TP} é uma relação sugerida por Cavallini e Zecchin⁹ (1974 apud KAKAÇ e LIU, 2002), como apresentado na equação (50); nela estão a relação dos números de Reynolds equivalente, Prandtl e a condutividade térmica do vapor por o diâmetro da tubulação utilizada.

$$\bar{h}_{TP} = 0,05 \cdot (Re_{eq})^{0,8} \cdot Pr_i^{0,33} \cdot \frac{k_{C1}}{d} \quad (50)$$

As equações (51) a (53) representam, respectivamente, expressões para o cálculo do número de Reynolds equivalente, o cálculo do número de Reynolds na fase líquida do fluido e o número de Reynolds do fluido na fase de vapor saturado.

$$Re_{eq} = Re_v \cdot \left(\frac{\mu_v}{\mu_l} \right) \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right) + Re_l \quad (51)$$

$$Re_l = \frac{G \cdot (1-x) \cdot d}{\mu_l} \quad (52)$$

⁹ CAVALLINI, A.; ZECCHIN, R. A dimensionless correlation for heat transfer in forced convection condensation, *Proc. 5th Int. Heat Transfer Conf.*, 309 – 313, set 5 -7, 1974. apud KAKAÇ, S.; LIU, H. **Heat Exchangers**: Selection, rating, and thermal design. 2. ed. Florida: CRC Press, 2002.

$$Re_v = \frac{G \cdot x \cdot d}{\mu_v} \quad (53)$$

As equações (54) a (56) representam, respectivamente, o cálculo da vazão mássica por área de escoamento, a vazão mássica de cada tubo e a área de cada tubo.

$$G = \frac{\dot{m}_{porTubo}}{A_{esc,porTubo}} \quad (54)$$

$$\dot{m}_{porTubo} = \frac{\dot{m}_{TC}}{N^o_{Tubos}} \quad (55)$$

$$A_{esc,porTubo} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \quad (56)$$

Esta é a segunda etapa, na qual ocorre o esfriamento do vapor superaquecido até uma condição de vapor saturado. As equações (57) a (59) representam, respectivamente, a relação do número de Nusselt com o $\bar{h}_{vf}$, o cálculo do número de Nusselt e o conjunto de restrições que a equação (58) apresenta.

$$NU_D = \frac{\bar{h}_{vf} \cdot d}{k_{c_{vf}}} \quad (57)$$

$$NU_D = 0,027 \cdot Re_D^{4/5} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0,14} \quad (58)$$

$$\begin{cases} 0,7 \leq Pr \leq 16700 \\ Re_D \geq 10000 \\ L/d \geq 10 \end{cases} \quad (59)$$

As equações (60) a (62) representam, respectivamente, a relação dos parâmetros que utilizam uma temperatura média, o parâmetro que utiliza temperatura de saída e o número de Reynolds.

$$\bar{T}_m = \frac{(T_{vp} + T_{vsat})}{2} \Rightarrow \begin{cases} \bar{\mu} \\ Pr \\ Re_D \end{cases} \quad (60)$$

$$T_{vs} \Rightarrow \mu_s \quad (61)$$

$$Re_D = \frac{G \cdot d}{\mu} \quad (62)$$

As equações (63) a (65) representam, respectivamente, a condutividade térmica do material que é constituído as aletas, a área interna dos tubos pelos quais passa o vapor e a área de troca térmica considerando um volume e a relação área de troca térmica por volume.

$$R_w = \frac{1}{(k_{c_{\text{cobre}}} \cdot r_{2c})} \quad (63)$$

$$A_i = (\pi \cdot d \cdot L_{TC}) \cdot N^{\circ}_{\text{Tubos}} = A'_i \cdot N^{\circ}_{\text{Tubos}} \quad (64)$$

$$\alpha \cdot L_{TC} \cdot C_{TC}^* \cdot H_{TC} = A_i \quad (65)$$

As equações (66) e (67) representam, respectivamente, o cálculo da altura em metros de coluna de ar da perda de carga e a potência empregada pra superar a perda de carga.

$$H_{ar} = \frac{\Delta P}{\rho_{ar} \cdot g} \quad (66)$$

$$\dot{W}_{\text{motor}_{vent}} = \frac{\dot{m}_{ar, \text{ent, inc}} \cdot g \cdot H_{ar}}{3600 \cdot \eta_{vent}} \quad (67)$$

3.3.5 Volume de controle na caldeira de recuperação

Serão apresentados parâmetros e equacionamento para o volume de controle na caldeira de recuperação utilizada nesta planta. Como não existe a necessidade de atender demandas térmicas, a caldeira de recuperação, juntamente com o conjunto a gás, deve trabalhar para melhorar a geração termelétrica na planta, sendo este setor o responsável pela elevação da eficiência térmica do sistema.

Na Figura 26 é apresentado o perfil da caldeira de recuperação utilizada para este estudo; nela estão esquematizadas as configurações de reaquecimento, os filtros de manga e a chaminé, equipamentos estes que servem para a sua operação.

Com a equação (68) calcula-se a potência térmica gerada na caldeira de recuperação, que se utiliza dos gases de exaustão do conjunto a gás; ela contém a vazão mássica dos gases ($\dot{m}_{\text{Gas,CG}}$), o $c_{p,\text{gas,CG}}$ dos gases de exaustão, a temperatura dos gases de exaustão, a temperatura de chaminé e o rendimento da caldeira de recuperação. No outro lado da equação (68) dispõe-se a vazão mássica do vapor e a entalpia de entrada e saída da caldeira de recuperação, considerando o reaquecimento.

$$\left[\dot{m}_{\text{Gas,CG}} \cdot c_{p,\text{gas,CG}} \cdot (T_{\text{Gas,CG}} - T_{\text{Ch1}}) \right] \cdot \eta_{\text{CR}} = \dot{m}_{\text{Vapor,CR}} \cdot \left[(h_{\text{ETA}} - h_{\text{STanque}}) + (h_{\text{ETM}} - h_{\text{STA}}) \right] \quad (68)$$

As equações (69) a (70) regem as quantidades de energia térmica dos gases de exaustão e do vapor de processo, respectivamente.

$$Q_{\text{Gases,CG}} = (\dot{m}_{\text{Gas,CG}}) \cdot c_{p,\text{gas,CG}} \cdot (T_{\text{Gas,CG}} - T_{\text{Ch1}}) \quad (69)$$

$$Q_{\text{liq,vaporCR}} = \dot{m}_{\text{Vapor,CR}} \cdot \left[(h_{\text{ETA}} - h_{\text{STanque}}) + (h_{\text{ETM}} - h_{\text{STA}}) \right] \quad (70)$$

A equação (71) modela o cálculo da temperatura de chaminé da caldeira de recuperação; esta temperatura deve se encontrar entre 100°C e 200°C, aproximadamente, para garantir a vida útil dos equipamentos; através das equações (71) a (72) consideram-se a temperatura de saturação do vapor no evaporador e a diferença da temperatura de condensação (ΔT_{pp}).

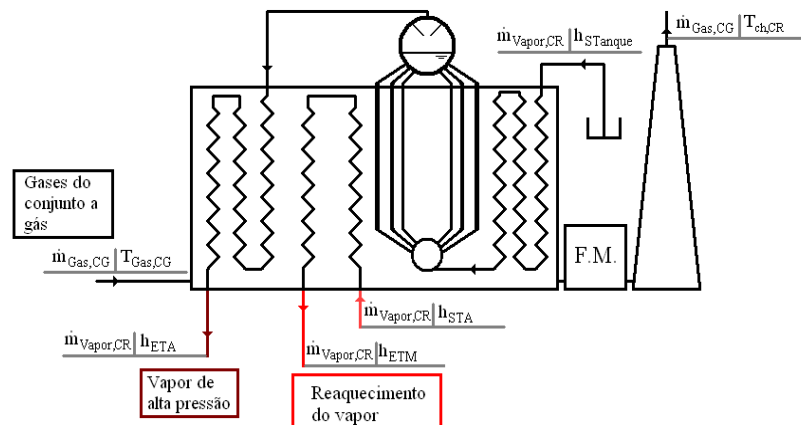


Figura 26– Esquema da caldeira de recuperação, com um filtro de manga e uma chaminé.

$$T_{ch,CR} = T_{Gas,CG} + \left[(T_{Sat,vapor} + \Delta T_{PP}) - T_{Gas,CG} \right] \cdot \left(\frac{Q_{Gases,CR}}{Q_{liq,vaporCR}} \right) \quad (71)$$

$$\Delta T_{PP} = T_{Gas,CG,Saída,EVA} - T_{Sat,vapor} \quad (72)$$

3.3.6 Seleção e volume de controle no conjunto a gás

Na seleção do conjunto a gás a ser utilizado, alguns parâmetros devem ser levados em consideração, devido ao produto desejado para o conjunto a gás e a caldeira de recuperação - na planta estudada, o conjunto a gás e a caldeira de recuperação deverão operar em condição puramente termelétrica. Admitindo-se que uma caldeira de recuperação é um trocador de calor especializado e de elevada eficiência, podem-se impor alguns valores referentes ao conjunto a gás, sendo que um destes valores é a temperatura dos gases de exaustão, que deverá ser superior ao adotado na temperatura de saída do vapor.

Caso esse parâmetro não seja levado em consideração, não se conseguirá alcançar a temperatura do vapor de processo necessária para a planta. Para isso serão estabelecidos volumes de controle no conjunto a gás, separando-o em compressor, câmara de combustão e turbina a gás. Neste procedimento serão calculadas a produção líquida de energia mecânica e as parcelas correspondentes de energia que cada elemento de máquina produz ou recebe.

3.3.6.1 Conjunto a gás

Para a seleção de conjuntos a gás, as informações normalmente disponíveis são a vazão mássica dos gases de exaustão, a temperatura de saída dos gases de exaustão, a relação de pressão no compressor, o *Heat Rate* (HR) do conjunto a gás (com esse parâmetro, pode-se calcular o rendimento do conjunto a gás e a vazão de combustível) e a potência líquida produzida.

O tipo de combustível é importante, pois dependendo da variação dos preços é interessante trabalhar com combustíveis alternativos, para não ocorrer oscilação no

preço final da energia elétrica. Na Figura 27 é apresentado o esquema de um conjunto a gás para a devida aferição das equações da análise.

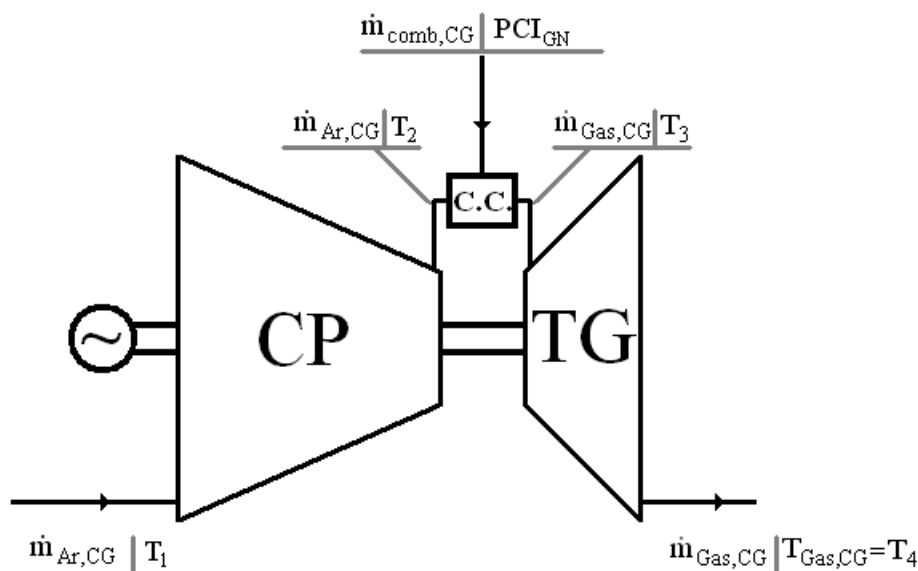


Figura 27– Esquema de um conjunto a gás, com o gerador, compressor (CP), câmara de combustão (CC) e turbina a gás (TG).

3.3.6.2 Volume de controle no compressor

No compressor ocorre o transporte do fluido de trabalho, no caso o ar desde a condição ambiente até atingir condições de operação para os demais equipamentos do conjunto a gás. O compressor consome parte significativa da potência gerada na turbina a gás, sendo a energia restante direcionada, em uma unidade de geração termelétrica, para um gerador acoplado no eixo do lado do compressor.

As equações que regem o funcionamento do compressor são expressas em temperaturas na unidade kelvin. Considerando a temperatura de entrada do compressor (T_1) como sendo a temperatura ambiente (T_{amb}), o rendimento do compressor encontra-se numa faixa de 65% a 85%; Silveira e Tuna (2003) citam o valor de 82% para a eficiência do compressor de conjuntos a gás. Com a relação de pressão dada pelo catálogo de fabricantes é possível o cálculo da pressão de saída do compressor, de acordo com a equação (73); por meio da equação (74) é calculada a temperatura de

entrada da câmara de combustão do conjunto a gás e pela equação (75) é calculado o $c_{p,ar}$ médio do ar no compressor.

$$P_2 = P_1 \cdot RP_{cp} \quad (73)$$

$$T_2 = T_1 \cdot \left\{ 1 + \frac{1}{\eta_{CP}} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{k_{ar}-1}{k_{ar}} \right)} - 1 \right] \right\} \quad (74)$$

$$c_{p,ar,CP} = \frac{c_{p,ar,T_1} + c_{p,ar,T_2}}{2} \quad (75)$$

3.3.6.3 Volume de controle na câmara de combustão

Na câmara de combustão ocorre à queima de um combustível com o ar comprimido advindo do compressor; a reação de combustão não é estequiométrica, contendo um excesso de ar que pode atingir valores de até 200% (DUARTE et al, 2009) ou maior, na queima de gás natural.

Considerando o combustível empregado o gás natural, o cálculo da quantidade de combustível utilizado é obtido através do *Heat Rate* (HR), da potência líquida e do PCI do combustível utilizado, como se observa na equação (76). Para este caso o gás natural (GN) apresenta um PCI de aproximadamente 50000 kJ/kg.

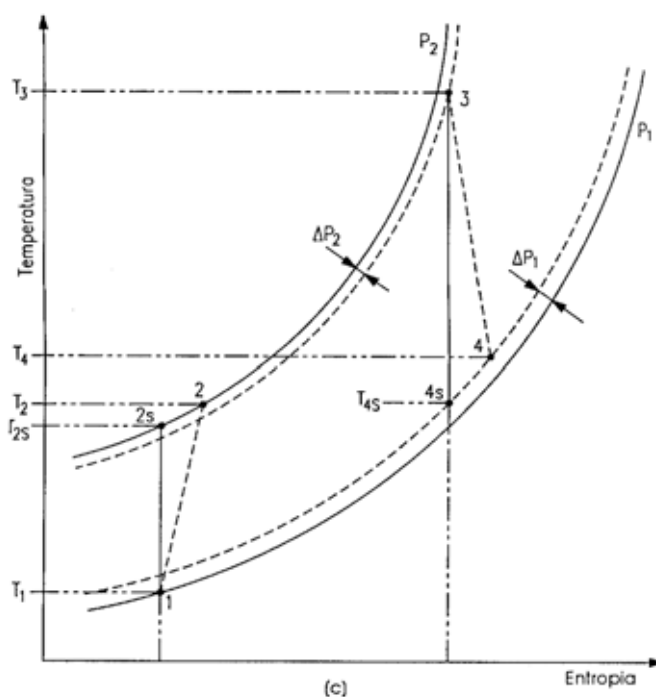
$$\dot{m}_{comb,CG} = \left(\frac{\dot{W}_{liq,CG} \cdot HR}{3600 \cdot PCI_{GN}} \right) \quad (76)$$

Os catálogos dos fabricantes fornecem a vazão dos gases de exaustão do conjunto a gás e sua temperatura; com tais informações é possível calcular a vazão mássica de ar de entrada na câmara de combustão por meio da equação (77).

$$\dot{m}_{Gas,CG} = \dot{m}_{comb,CG} + \dot{m}_{Ar,CG} \quad (77)$$

Para efetuar o cálculo da temperatura de saída da câmara de combustão do conjunto a gás com a equação (80) é preciso calcular as pressões P_3 e P_4 . A Figura 28

mostra o diagrama temperatura- entropia de um ciclo Brayton, mostrando as perdas de pressão na câmara de combustão, na turbina a gás e as linhas de entropia real do ciclo.



Fonte: Lora e Nascimento (2004)

Figura 28 – Diagrama temperatura-entropia de conjunto a gás.

A queda de pressão do compressor na câmara de combustão é pequena, o valor para ΔP_{cc} que será adotada neste trabalho será de 5% (SILVEIRA e TUNA, 2003), que será utilizado na equação (78).

$$P_3 = P_2 \cdot (1 - \Delta P_{cc}) \quad (78)$$

A pressão de saída dos gases de exaustão da turbina a gás é mais elevada que a pressão atmosférica (LORA e NASCIMENTO, 2004); com um valor aproximado para $\Delta P_{tg} = 8 \%$, considerando a Figura 28 como referência, obtém-se a equação (79), que explica porque a potência gerada pela turbina a gás apresenta redução de valor.

$$P_4 = P_1 \cdot (1 + \Delta P_{tg}) \quad (79)$$

O rendimento na turbina a gás varia de 65% a 90%; será considerada na turbina a gás uma eficiência de 87% (SILVEIRA e TUNA, 2003); considerando as equações

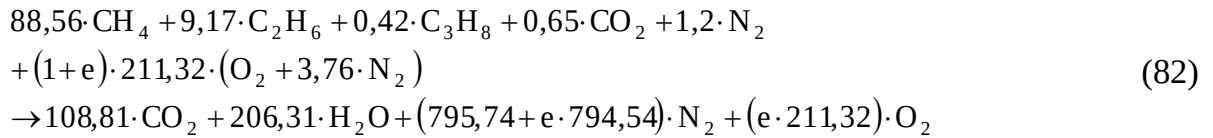
(78) e (79) é possível efetuar os cálculos da equação (80), de forma a obter valores de temperatura na saída da câmara de combustão.

$$T_4 = T_3 \cdot \left\{ 1 - \eta_{TG} \cdot \left[1 - \left(\frac{P_4}{P_3} \right)^{\left(\frac{k_{gas}-1}{k_{gas}} \right)} \right] \right\} \quad (80)$$

Considerando as pressões da equação (78) e (79) será efetuado o cálculo da relação de pressão da turbina a gás na equação (81).

$$RP_{tg} = \frac{P_3}{P_4} \quad (81)$$

A reação estequiométrica da combustão do gás natural, considerando para o gás natural processado a composição com 88,56% de CH₄; 9,17% de C₂H₆; 0,42% de C₃H₈; 0,65% de CO₂ e 1,2% de N₂ (SANTOS, 2002), está demonstrada na Equação (82).



Convertendo as respectivas parcelas molares para as parcelas em quilogramas e efetuada uma relação de vazão de ar por vazão de combustível, considerando o excesso de ar nulo ($e = 0$), obtém-se um valor de $R_{ar/comb} = 16,4$, ou seja, para uma vazão de 1 [kg/s] de gás natural, será necessária uma vazão de 16,4 [kg/s] de ar para realizar uma combustão estequiométrica. Na equações (83) até (85) serão calculados, respectivamente: a relação de ar de combustão estequiométrica pelo consumo de combustível; o excedente de ar do conjunto a gás e a porcentagem do excedente de ar do conjunto a gás.

$$\dot{m}_{Ar,Comb} = \dot{m}_{comb,CG} \cdot R_{ar/comb} \quad (83)$$

$$e_{CG} = \frac{(\dot{m}_{Ar,CG} - \dot{m}_{Ar,Comb})}{\dot{m}_{Ar,Comb}} \quad (84)$$

$$e_{CG,\%} = e_{CG} \cdot 100 \quad (85)$$

Com esse parâmetro será determinado o calor específico médio dos gases na câmara de combustão ($c_{p,gas}$) que estarão sendo direcionados para a turbina a gás para gerar energia mecânica, conforme a equação (86).

$$c_{p,gas,CG,i} = \frac{\left[108,81 \cdot c_{p,CO_2,i} + 206,31 \cdot c_{p,H_2O,i} + ((e_{CG}) \cdot 211,32) \cdot c_{p,O_2,i} + (795,74 + 794,54 \cdot e_{CG}) \cdot c_{p,N_2,i} \right]}{\left[108,81 + 206,31 + (795,74 + 794,54 \cdot (e_{CG})) + ((e_{CG}) \cdot 211,32) \right]} \quad (86)$$

Considerando o índice “i” como sendo a temperatura T_3 e T_4 obtém-se a equação (87) para o cálculo do c_p dos gases de exaustão do conjunto a gás selecionado.

$$c_{p,gas,CG} = \frac{(c_{p,gas,CG,T_3} + c_{p,gas,CG,T_4})}{2} \quad (87)$$

3.3.6.4 Volume de controle na turbina a gás

Neste elemento de máquina térmica será calculada a potência fornecida para o compressor e a potência produzida na turbina a gás; em média, a potência fornecida para o compressor é em torno de 50% da potência gerada na turbina a gás (BARJA, 2006). As equações (88) até (90) representam, respectivamente, a potência exigida do compressor; a potência gerada pela turbina a gás e a relação de potência exigida pelo compressor por potência da turbina a gás.

$$\dot{W}_{CP} = \dot{m}_{Ar,CG} \cdot c_{p,ar} \cdot (T_2 - T_1) \quad (88)$$

$$\dot{W}_{TG} = \dot{W}_{CP} + \dot{W}_{liq,CG} \quad (89)$$

$$K_{CG} = \frac{\dot{W}_{CP}}{\dot{W}_{TG}} \quad (90)$$

As equações (91) até (93) representam a potência líquida convertida em potência elétrica de um conjunto a gás; a potência elétrica total dos conjuntos a gás e o consumo

total de combustível dos conjuntos a gás da planta. A potência líquida do conjunto a gás ($\dot{W}_{liq,CG}$) já esta corrigida com um fator de correção devido à altitude da cidade onde será instalada a planta. Onde o valor do fator de correção é 95% da potência operando ao nível do mar.

$$\dot{W}_{Ele,CG} = \dot{W}_{liq,CG} \cdot \eta_{Gerador} \quad (91)$$

$$\dot{W}_{Ele,Total,CG} = \dot{W}_{Ele,CG} \cdot N_{Incineradores} \quad (92)$$

$$\dot{m}_{comb,CG,Total} = \dot{m}_{comb,CG} \cdot N_{Incineradores} \quad (93)$$

3.3.7 Volume de controle no desareador

O desareador é o equipamento responsável por remover gases não condensáveis da água do retorno de condensado (oxigênio e dióxido de carbono livre) utilizado para alimentar as caldeiras. Vapor de extração, em contracorrente com a água, carrega os não condensáveis, que são liberados para a atmosfera. O desareador promove ainda o aquecimento da água e funciona como um reservatório que possibilita a sucção das bombas de alimentação da caldeira, conforme ilustrado na Figura 29.

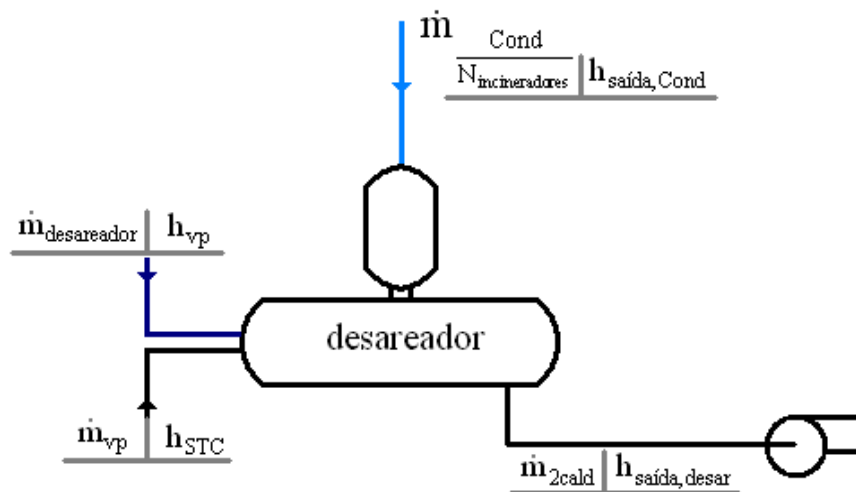


Figura 29 – Esquema de um desareador, para a remoção de ar da água de caldeiraria.

A equação (94) representa a vazão mássica das duas caldeiras de cada bloco, de recuperação e do incinerador; desta vazão mássica obtém-se a vazão de vapor de processo de pré-aquecimento do ar do incinerador e do vapor para o desareador para a planta, o ciclo a vapor e o ciclo combinado, nas equações (95) a (97).

$$\dot{m}_{2cald} = \dot{m}_{Vapor,cald-inc} + \dot{m}_{Vapor,CR} \quad (94)$$

$$\dot{m}_{2cald} = \dot{m}_{\frac{Cond}{N_{incineradores}}} + \dot{m}_{TC} + \dot{m}_{desareador} \quad (95)$$

$$\dot{m}_{Vapor,cald-inc} = \dot{m}_{\frac{Cond}{N_{incineradores}},CI} + \dot{m}_{TC} + \dot{m}_{desareador,CI} \quad (96)$$

$$\dot{m}_{Vapor,CR} = \dot{m}_{\frac{Cond}{N_{incineradores}},CR} + \dot{m}_{desareador,CR} \quad (97)$$

As equações (98) a (100) representam a vazão mássica total da saída do condensador da planta, do ciclo a vapor e do ciclo combinado, que é a vazão de condensado de cada bloco, sendo multiplicada pelo número de blocos. As equações (101) a (103) representam as vazões mássicas de extração para os casos da planta, do ciclo a vapor e do ciclo combinado, sendo destinado para o desareador e dependendo do caso para o trocador de calor.

$$\dot{m}_{Condensado, Total} = \dot{m}_{\frac{Cond}{N_{incineradores}}} \cdot N_{incineradores} \quad (98)$$

$$\dot{m}_{Condensado, Total, CI} = \dot{m}_{\frac{Cond}{N_{incineradores}}, CI} \cdot N_{incineradores} \quad (99)$$

$$\dot{m}_{Condensado, Total, CR} = \dot{m}_{\frac{Cond}{N_{incineradores}}, CR} \cdot N_{incineradores} \quad (100)$$

$$\dot{m}_{extração} = \dot{m}_{vp} + \dot{m}_{desareador} \quad (101)$$

$$\dot{m}_{extração, CI} = \dot{m}_{vp} + \dot{m}_{desareador, CI} \quad (102)$$

$$\dot{m}_{extração, CR} = \dot{m}_{desareador, CR} \quad (103)$$

As equações (104) a (106) representam um volume do controle no desareador para os casos da planta, do ciclo combinado e do ciclo a vapor, representando a conservação da energia com a somatória dos produtos na entrada do desareador menos a somatória dos produtos de saída do desareador.

$$\left(\dot{m}_{\frac{\text{Cond}}{N_{\text{incineradores}}}} \cdot h_{\text{saída,Cond}} + \dot{m}_{\text{TC}} \cdot h_{\text{STC}} + \dot{m}_{\text{desareador}} \cdot h_{\text{vp}} \right) = \dot{m}_{2\text{cald}} \cdot h_{\text{saída,desar}} \quad (104)$$

$$\left(\dot{m}_{\frac{\text{Cond}}{N_{\text{incineradores}}},\text{CI}} \cdot h_{\text{saída,Cond}} + \dot{m}_{\text{TC}} \cdot h_{\text{STC}} + \dot{m}_{\text{desareador,CI}} \cdot h_{\text{vp}} \right) = \dot{m}_{\text{Vapor,cald-inc}} \cdot h_{\text{saída,desar}} \quad (105)$$

$$\left(\dot{m}_{\frac{\text{Cond}}{N_{\text{incineradores}}},\text{CR}} \cdot h_{\text{saída,Cond}} + \dot{m}_{\text{desareador,CR}} \cdot h_{\text{vp}} \right) = \dot{m}_{\text{Vapor,CR}} \cdot h_{\text{saída,desar}} \quad (106)$$

A energia do vapor do desareador e uma pequena porcentagem de vapor da saída do trocador de calor possibilitam a remoção de ar da água utilizada na caldeira, mas utilizam-se agentes químicos para remover sais e gordura que possam estar contidos na água, tópicos que não serão abordados neste trabalho.

3.3.8 Volume de controle na turbina a vapor

Nesta máquina térmica ocorre o máximo aproveitamento e conversão da energia térmica gerada na caldeira do incinerador e na caldeira de recuperação em energia mecânica. A turbina a vapor considerada neste trabalho contém múltiplos estágios para aumentar a sua eficiência, com um processo de reaquecimento do vapor da turbina de alta para a de média pressão, conforme a Figura 30.

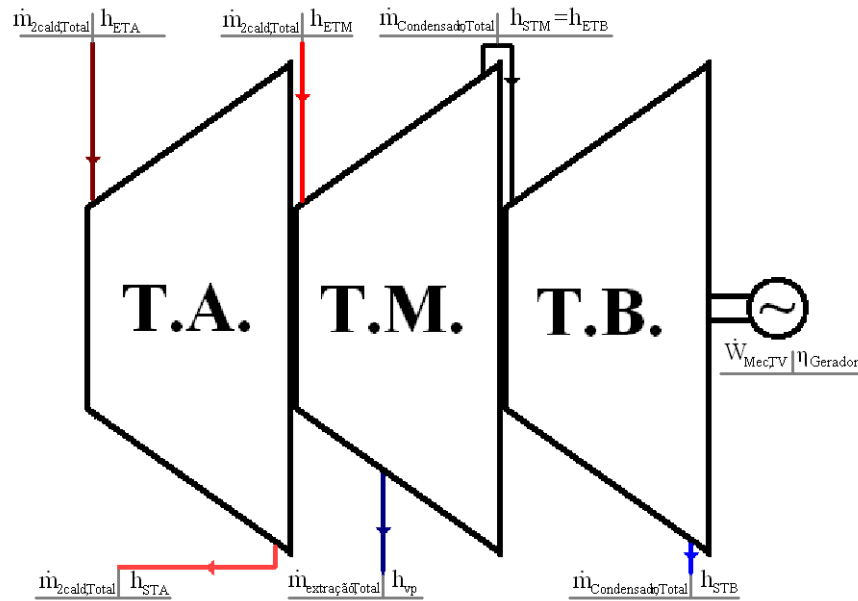


Figura 30 – Esquema de uma turbina a vapor de múltiplos estágios, para elevar a sua eficiência.

Para esta máquina térmica serão apresentados os parâmetros e equacionamento dos equipamentos a serem modelados termodinamicamente. O principal parâmetro será a eficiência isentrópica da turbina a vapor, cujos valores de eficiência isentrópica são esperados entre 65 e 85%. As equações (107) a (110) representam, respectivamente, as vazões mássicas totais de todas as caldeiras, a extração de vapor total para alimentar os três blocos da planta, do ciclo a vapor e do ciclo combinado.

$$\dot{m}_{2cald,Total} = \dot{m}_{2cald} \cdot N_{incineradores} \quad (107)$$

$$\dot{m}_{extração,Total} = \dot{m}_{extração} \cdot N_{incineradores} \quad (108)$$

$$\dot{m}_{extração,Total,CI} = \dot{m}_{extração,CI} \cdot N_{incineradores} \quad (109)$$

$$\dot{m}_{extração,Total,CR} = \dot{m}_{extração,CR} \cdot N_{incineradores} \quad (110)$$

As equações (111) a (113) representam a potência mecânica gerada na turbina a vapor de múltiplos estágios na planta, no ciclo vapor e no ciclo combinado. As equações (114) a (116) representam a potência mecânica convertida em potência elétrica por meio de um gerador para a planta, ciclo a vapor e ciclo combinado.

$$\dot{W}_{Mec,TV} = \left\{ \begin{aligned} &+ \left[\dot{m}_{2cald,Total} \cdot h_{ETM} - \dot{m}_{extração,Total} \cdot h_{vp} - \dot{m}_{Condensad\alpha,Total} \cdot h_{STM} \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{2cald,Total} \cdot (h_{ETA} - h_{STA}) \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{Condensad\alpha,Total} \cdot (h_{ETB} - h_{STB}) \right] \end{aligned} \right\} \quad (111)$$

$$\dot{W}_{Mec,TV,CI} = \left\{ \begin{aligned} &+ \left[\dot{m}_{Vapor,cald-inc} \cdot h_{ETM} - \dot{m}_{extração,Total,CI} \cdot h_{vp} - \dot{m}_{Condensad\alpha,Total,CI} \cdot h_{STM} \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{Vapor,cald-inc} \cdot (h_{ETA} - h_{STA}) \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{Condensad\alpha,Total,CI} \cdot (h_{ETB} - h_{STB}) \right] \end{aligned} \right\} \quad (112)$$

$$\dot{W}_{Mec,TV,CR} = \left\{ \begin{aligned} &+ \left[\dot{m}_{Vapor,CR} \cdot h_{ETM} - \dot{m}_{extração,Total,CR} \cdot h_{vp} - \dot{m}_{Condensad\alpha,Total,CR} \cdot h_{STM} \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{Vapor,CR} \cdot (h_{ETA} - h_{STA}) \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{Condensad\alpha,Total,CR} \cdot (h_{ETB} - h_{STB}) \right] \end{aligned} \right\} \quad (113)$$

$$\dot{W}_{Ele,TV} = \dot{W}_{Mec,TV} \cdot \eta_{Gerador} \quad (114)$$

$$\dot{W}_{Ele,TV,CI} = \dot{W}_{Mec,TV,CI} \cdot \eta_{Gerador} \quad (115)$$

$$\dot{W}_{Ele,TV,CR} = \dot{W}_{Mec,TV,CR} \cdot \eta_{Gerador} \quad (116)$$

Efetutando os cálculos para a eficiência isentrópica da turbina a vapor, a equação (117) apresenta a potência mecânica isentrópica da turbina a vapor. Na equação (118) representa-se o cálculo do rendimento isentrópico da turbina a vapor utilizada.

$$\dot{W}_{Mec,ISO,TV} = \left\{ \begin{aligned} &+ \left[\dot{m}_{2cald,Total} \cdot h_{ETM} \right] \\ &+ \left[- \dot{m}_{extração,Total} \cdot h_{vp,ISO} - \dot{m}_{Condensad\alpha,Total} \cdot h_{STM,ISO} \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{2cald,Total} \cdot (h_{ETA} - h_{STA,ISO}) \right] \\ &+ \left[\dot{m}_{\dot{m}_{Condensador,Total}} \cdot (h_{STM,ISO} - h_{STB,ISO}) \right] \end{aligned} \right\} \quad (117)$$

$$\eta_{ISO,TV} = \frac{\dot{W}_{Mec,TV}}{\dot{W}_{Mec,ISO,TV}} \quad (118)$$

3.3.9 Volume de controle no condensador

O condensador é o sistema térmico pelo qual parte significativa da energia que não é convertida em energia mecânica é disposta ao meio ambiente. As equações (119) a (121) representam o volume de controle no condensador da planta, do ciclo a vapor e

do ciclo combinado; nele há a transferência de calor da água da saída da turbina da baixa para a água da torre de resfriamento. Maiores informações sobre dimensionamento da área de transferência de calor do condensador são apresentadas nas seguintes referências: Kakaç e Liu (2002); Taborek, Hewitt e Afgan (1981); Afgan e Schlünder (1974).

$$\dot{m}_{\text{Condensador, Total}} \cdot (h_{\text{STB}} - h_{\text{SCD}}) \cdot \eta_{\text{CD}} = \dot{m}_{\text{água, TR}} \cdot (h_{\text{ETR}} - h_{\text{STR}}) \quad (119)$$

$$\dot{m}_{\text{Condensador, Total, CI}} \cdot (h_{\text{STB}} - h_{\text{SCD}}) \cdot \eta_{\text{CD}} = \dot{m}_{\text{água, TR, CI}} \cdot (h_{\text{ETR}} - h_{\text{STR}}) \quad (120)$$

$$\dot{m}_{\text{Condensador, Total, CR}} \cdot (h_{\text{STB}} - h_{\text{SCD}}) \cdot \eta_{\text{CD}} = \dot{m}_{\text{água, TR, CR}} \cdot (h_{\text{ETR}} - h_{\text{STR}}) \quad (121)$$

Na Figura 31 apresenta-se o esquema de um condensador, sendo este elemento um trocador de calor amplamente utilizado e estudado que ganhou maior destaque em seus estudos, desenvolvimento e aperfeiçoamento.

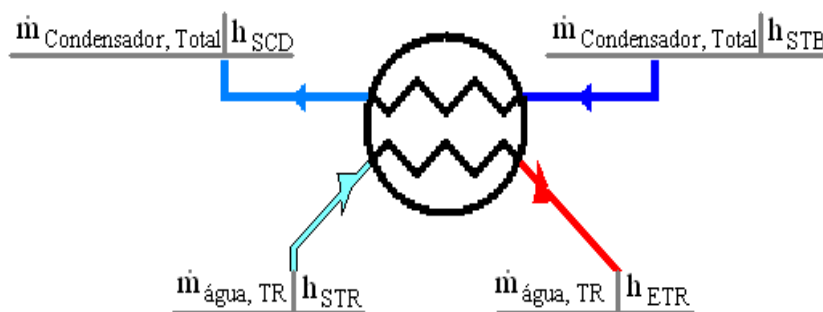


Figura 31 – Esquema de um condensador.

3.3.10 Volume de controle na torre de resfriamento

A torre de resfriamento (TR) é onde ocorre a transmissão do calor do condensador, sendo que água em abundância é utilizada para transmitir o calor e ser resfriada em uma parede de água em contato com o ar. Em diversos processos se utilizam torres de resfriamento (processos siderúrgicos, metalúrgicos, termelétricas, produção de papel e celulose, dentre outros).

Na Figura 32 se apresenta o esquema de uma torre de resfriamento, na qual é inserida água quente (em vermelho) da saída do condensador em sua parte superior, a qual, pela força da gravidade, desce para a parte inferior da torre.

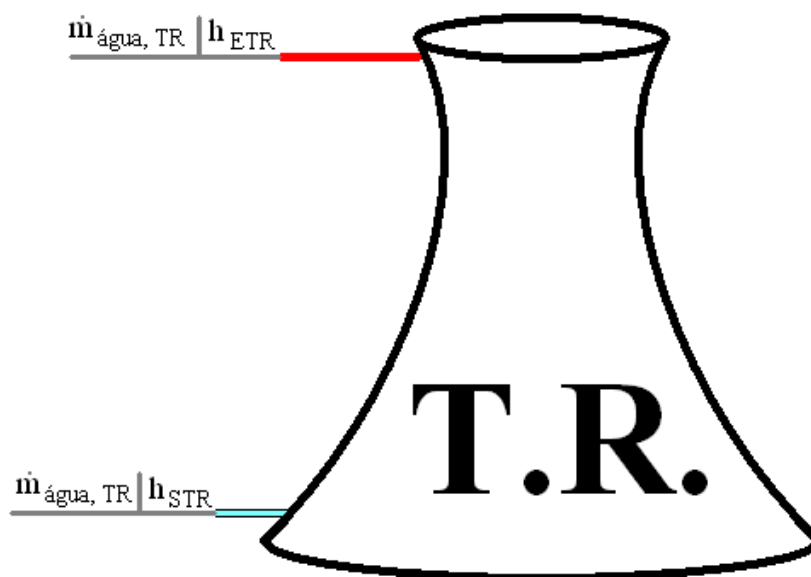


Figura 32 – Esquema de uma torre de resfriamento.

Devido às forças de arraste da água com o ar e por conta de efeitos convectivos, a água se resfria e retorna para a parte inferior da torre de resfriamento a uma temperatura inferior à da entrada (em azul). Esta água é direcionada para o condensador para efetuar a transferência do excesso de calor da turbina a vapor.

Maiores informações sobre dimensionamento da área de transferência de calor da torre de resfriamento são apresentadas nas seguintes referências: Kern (2004); Stanford e Hill (1972); Norman (1962).

3.3.11 Volume de controle nas bombas da planta

As bombas de uma planta termelétrica são os equipamentos que se utilizam da energia elétrica produzida no gerador para transportar fluidos incompressíveis suprindo as perdas de carga do circuito de transporte; é o caso das bombas para alimentar as caldeiras (Figura 33) e da bomba da torre de resfriamento (Figura 34), caso em que ela movimenta a água para alimentar o condensador.

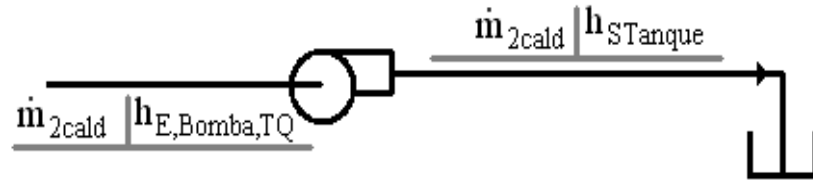


Figura 33 – Esquema da bomba de alimentação dos blocos da planta.

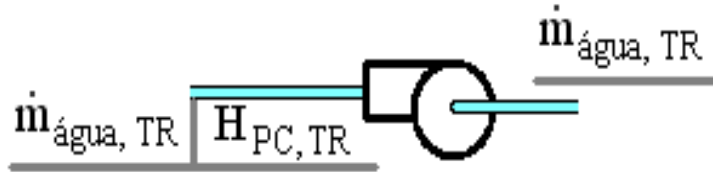


Figura 34 – Esquema da bomba de alimentação da torre de resfriamento.

No caso das bombas de alimentação das caldeiras não há maior preocupação com a elevação da temperatura na saída da bomba, devido às pressões impostas; a devida preocupação deve ser com a possibilidade de cavitação na bomba. A água de alimentação do condensador deve estar com temperaturas consideravelmente baixas, para ajudar no processo de transferência de calor da água utilizada no processo de geração termelétrica com a água da torre de resfriamento.

As equações (122) a (124) representam a potência elétrica gasta pela bomba da torre de resfriamento para bombear água para o condensador e para a entrada de água da torre de resfriamento, a bomba da torre de resfriamento para bombear água para o condensador da parcela da planta de vapor e a bomba da torre de resfriamento para bombear água para o condensador da parcela da planta em ciclo combinado.

$$\dot{W}_{\text{Bomba,TR}} = \frac{\dot{m}_{\text{água,TR}} \cdot H_{\text{PC,TR}}}{\eta_{\text{Bomba}} \cdot \eta_{\text{motor}}} \quad (122)$$

$$\dot{W}_{\text{Bomba,TR,CI}} = \frac{\dot{m}_{\text{água,TR,CI}} \cdot H_{\text{PC,TR}}}{\eta_{\text{Bomba}} \cdot \eta_{\text{motor}}} \quad (123)$$

$$\dot{W}_{\text{Bomba,TR,CR}} = \frac{\dot{m}_{\text{água,TR,CR}} \cdot H_{\text{PC,TR}}}{\eta_{\text{Bomba}} \cdot \eta_{\text{motor}}} \quad (124)$$

As equações (125) a (127) representam a potência elétrica gasta pela bomba de alimentação das caldeiras, as caldeiras do ciclo a vapor e as caldeiras do ciclo combinado.

$$\dot{W}_{\text{Bomba,TQ}} = \frac{\dot{m}_{2\text{cald}} \cdot (h_{\text{STanque}} - h_{\text{E,Bomba,TQ}})}{\eta_{\text{motor}}} \quad (125)$$

$$\dot{W}_{\text{Bomba,TQ,CI}} = \frac{\dot{m}_{\text{Vapor,cald-inc}} \cdot (h_{\text{STanque}} - h_{\text{E,Bomba,TQ}})}{\eta_{\text{motor}}} \quad (126)$$

$$\dot{W}_{\text{Bomba,TQ,CR}} = \frac{\dot{m}_{\text{Vapor,CR}} \cdot (h_{\text{STanque}} - h_{\text{E,Bomba,TQ}})}{\eta_{\text{motor}}} \quad (127)$$

A equação (128) representa a potência elétrica total gasta pela bomba de alimentação das caldeiras dependendo da sua configuração. A equação (129) representa a potência elétrica total da planta gasta por bombas, dependendo da sua configuração.

$$\dot{W}_{\text{Bomba,TQ,Total,i}} = \dot{W}_{\text{Bomba,TQ,i}} \cdot N_{\text{Incineradores}} \quad (128)$$

$$\dot{W}_{\text{Bomba,Total,i}} = \dot{W}_{\text{Bomba,TQ,Total,i}} + \dot{W}_{\text{Bomba,TR,i}} \quad (129)$$

Maiores informações sobre dimensionamento das turbo máquinas utilizadas no bombeamento de fluidos de trabalho da planta são apresentadas nas seguintes referências: Macintyre (1997); Mattos e Falco (1998).

3.3.12 Cálculo de eficiência de Primeira Lei da Termodinâmica nos equipamentos

Neste subitem serão apresentados o equacionamento e o desenvolvimento da metodologia para avaliar a eficiência da configuração em análise; deve-se ter em conta que, neste caso, considera-se mais importante não a elevação da eficiência da planta, mas o processamento e destinação correta dos resíduos sólidos da cidade de São Paulo. As equações (130) e (131) representam, respectivamente, a eficiência térmica da produção de energia elétrica por parte do incinerador e da parcela da energia elétrica produzida pelo conjunto a gás e caldeira de recuperação.

$$\eta_{T_{CI}} = \frac{(\dot{W}_{Ele,CI} - \dot{W}_{Bomba,Total,CI})}{(PCI_{Resíduo} \cdot \dot{m}_{Resíduo})} \quad (130)$$

$$\eta_{T_{CG}} = \frac{(\dot{W}_{Ele,CR} + \dot{W}_{Ele, Total, CG} - \dot{W}_{Bomba,Total,CR})}{(PCI_{GN} \cdot \dot{m}_{comb,CG})} \quad (131)$$

A equação (132) representa a eficiência térmica da produção de energia elétrica da planta de incineração em ciclo combinado.

$$\eta_{T_{Planta}} = \frac{(\dot{W}_{Ele,TV} + \dot{W}_{Ele, Total, CG} - \dot{W}_{Bomba,Total})}{(PCI_{Resíduo} \cdot \dot{m}_{Resíduo} + PCI_{GN} \cdot \dot{m}_{comb,CG})} \quad (132)$$

3.4 Geração de biogás em aterros sanitários

Serão apresentadas as formulações matemáticas para o cálculo da geração de biogás e sua composição química para uma dada quantidade de resíduos processado em um aterro sanitário. Para efetuar uma produção de biogás, o aterro sanitário deve conter dutos instalados em diversos pontos do mesmo para permitir o escoamento dos gases produzidos no interior da camada de deposição ao local de seu processamento.

Os gases são gerados pela degradação ou decomposição da matéria orgânica presente no lixo; neste processo agem as bactérias responsáveis pela digestão de diversos elementos que compõem os resíduos. Se não houver um sistema de coleta adequado, tais gases poderão formar bolsões e posteriormente explodir se for efetuada a ignição por algum elemento exterior.

Logo ao sair do duto, os gases devem ser conduzidos para uma estação de tratamento para serem limpos e preparados para serem utilizados em motores de combustão interna. Para Tchobanoglous, Theisen e Vigil (1993), existem cinco fases características de geração de gases em um aterro sanitário; tais fases estão representadas na Figura 35 e correspondem à vida de um aterro sanitário.

Na Fase I ocorre a decomposição aeróbica e anaeróbica. Nesta fase, o resíduo é digerido por bactérias, na presença ou não de ar, e dependendo do processo digestivo o oxigênio é consumido, produzindo CO₂ e liberando calor. Dependendo das condições do local do aterro sanitário, este período pode durar de meses até anos. A Fase II,

denominada ácido-gênica, se caracteriza por uma atividade anaeróbica mais estabelecida; em consequência de tais atividades são produzidos H_2 , CO_2 , H_2O , ácidos orgânicos e há uma taxa de transferência de calor mais baixa devido à formação de ácidos orgânicos, podendo ter uma queda de até inferior a cinco no PH do chorume.

Na Fase III, dita acetogênica, ocorre à oxidação de elementos ácidos e alcoóis, formando produtos como o ácido acético, CO_2 e H_2 . Na Fase IV, metanogênica, os produtos das Fases I II e III são convertidos para CH_4 e CO , ao passo que o H_2 é consumido por diversas bactérias. Na Tabela 11 estão apresentados os valores em porcentagem volumétrica da formação de três gases gerados em uma célula¹⁰ de um aterro sanitário num período de quarenta e oito meses.

Tabela 11 – Distribuição da porcentagem dos gases gerados por um aterro sanitário observada durante os primeiros quarenta e oito meses após o encerramento de uma célula.

Intervalo de tempo desde a conclusão da célula	Média, por porcentagem de volume		
	Nitrogênio	Dióxido de carbono	Metano
	N_2	CO_2	CH_4
00 - 03	5,2	88,0	5,0
03 - 06	3,8	76,0	21,0
06 - 12	0,4	65,0	29,0
12 - 18	1,1	52,0	40,0
18 - 24	0,4	53,0	47,0
24 - 30	0,2	52,0	48,0
30 - 36	1,3	46,0	51,0
36 - 42	0,9	50,0	47,0
42 - 48	0,4	51,0	48,0

Fonte: Merz e Stone¹¹, 1970 apud Tchobanoglous, Theisen e Vigil (1993)

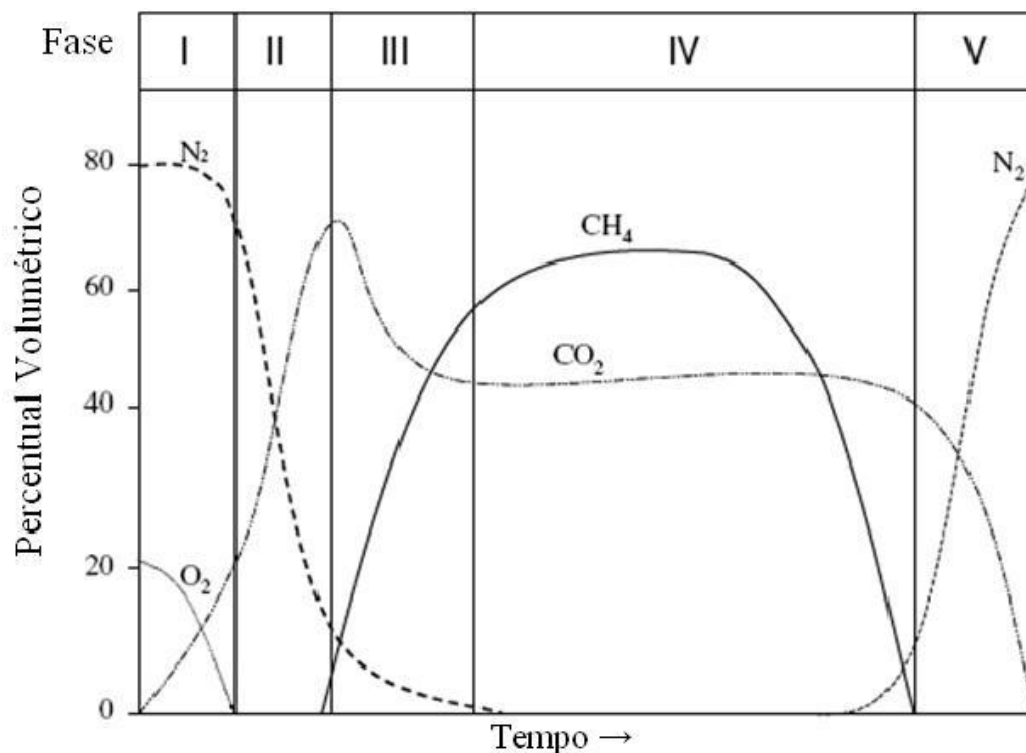
Na Fase V ocorre à maturação dos elementos, devido à diminuição de substratos encontrados nos resíduos, a produção de gás diminui gradativamente até se encerrar. Os resultados mostram que à medida que o tempo passa, a produção de metano e dióxido de carbono se estabiliza num patamar, como pode ser observado na Fase IV da Figura 38.

Segundo Tchobanoglous, Theisen e Vigil (1993) há uma relação empírica para estimar a produção média de biogás e sua composição a partir de uma concentração

¹⁰ célula: é o termo usado para descrever o volume de material colocado em um aterro sanitário durante um período de funcionamento, onde serão dispostos resíduos sólidos de forma ordenada, formando camadas, sendo selada e com mecanismos de captação de chorume e de biogás instalado.

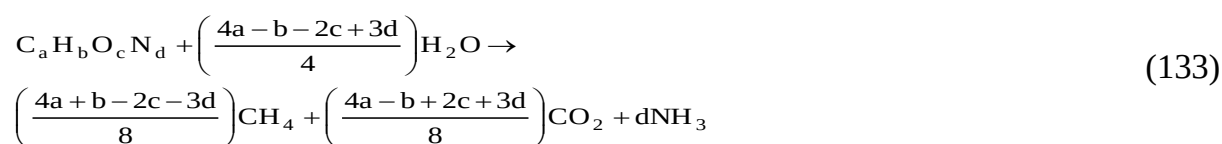
¹¹ Merz, R. C. e Stone, R. **Special studies of a sanitary landfill**. U.S. Department of Health, Education, and Welfare, Washington, DC, 1970 apud TCHOBANOGLIOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S. **Integrated solid waste management: Engineering principles and Management issues**. New York: Mcgraw-hill, 1993.

média dos elementos do resíduo para calcular uma vazão volumétrica aproximada de metano, este que apresenta um valor aproximadamente 50% de volume dos gases contido no biogás gerado no aterro sanitário, conforme se observa na Equação (133).



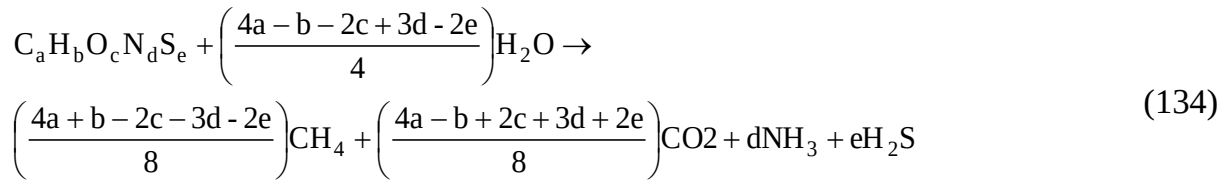
Fonte: Tchobanoglous e Theisen, Vigil (1993)

Figura 35 – Variação ao longo do tempo de cinco fases marcantes na produção de gases de um aterro sanitário.



O equacionamento empírico proposto por Finnveden *et al.* (1995) é mais completo para um resíduo que apresente em sua composição o elemento enxofre, como mostra a Equação (134).

No entanto, essa condição é válida assumindo-se a degradação como sendo anaeróbia, que o processo leve a uma completa mineralização e que nenhuma porção do material degradado faça síntese celular.



Segundo Balestieri (2005), para se estimar o decaimento de metano em um aterro sanitário ao longo do tempo são empregados modelos cinéticos de primeira ordem, como ponto inicial é o fechamento do aterro, empregando-se a relação proposta pela EPA, conhecida como o modelo Scholl-Canyon (WORLD BANK/ESMA, 2004), na equação (135), na qual o ma_{ir} é a quantidade de resíduos depositada no aterro sanitário durante um ano, conforme equação (136).

$$Q_{CH_4,i} = k \cdot L_* \cdot ma_{ir} \cdot e^{-k \cdot ta} \quad (135)$$

$$ma_{ir} = \dot{m}_{resíduo} \cdot 3,6 \cdot H \quad (136)$$

na qual os elementos citados são:

$Q_{CH_4,i}$: este parâmetro é a quantidade de metano produzido no ano i a partir da enésima seção dos resíduos;

k : a constante de geração de metano, este parâmetro é padrão o uso do valor 0,05;

L_* : o potencial de geração de metano, este parâmetro é padrão o uso do valor $170m^3_{CH_4}/t_{resíduo}$;

ma_{ir} : a massa de resíduo disposto no ano i;

ta : o número de anos após o fechamento do aterro.

Para Balestieri (2005), é uma prática usual a utilização de valores aproximados da relação de produção de biogás como sendo 50% de metano e 50% de dióxido de carbono; deste modo, a quantidade de biogás produzido por um aterro sanitário será igual a duas vezes o valor de produção de metano expressa na Equação (135); os valores das constantes k (índice pluviômetro da região do aterro) e L_o (índice de degradabilidade do resíduo do aterro) são apresentados nas Tabelas 12 e 13.

Tabela 12 – Valores da constante k para diversas faixas de precipitação anual e os níveis de degradabilidade encontrado no resíduo do aterro sanitário.

Faixa dos valores da constante k			
Tipo de resíduo	Relativamente inerte	Moderadamente degradável	Altamente degradável
Precipitação anual			
< 250 mm	0,01	0,02	0,03
> 250 a < 500 mm	0,01	0,03	0,05
> 500 a < 1000 mm	0,02	0,05	0,08
> 1000 mm	0,02	0,06	0,09

Fonte: World Bank/Esma (2004)

Tabela 13 – Valores mínimo e máximo de L_0 para diversos níveis de degradabilidade.

Categoria do resíduo	Mínimo valor	Máximo valor
Relativamente inerte	5	25
Moderadamente degradável	140	200
Altamente degradável	225	300

Fonte: World Bank/Esma (2004)

3.5 Análise de impactos ambientais e certificados de emissões regulares

Nesta análise da quantificação e da possibilidade de venda de certificados de emissões regulares, serão analisados a produção de gases de efeito estufa nos três casos estudados: no aterro sanitário, no ciclo a vapor de incineração e no ciclo combinado com incinerador integrado.

No caso do incinerador, considerando um quilograma de resíduo, podendo ser RSM ou RDF, pretende-se calcular quantos quilogramas de dióxido de carbono a incineração deste elemento irá gerar. As equações (137) a (138), representam, respectivamente, a vazão mássica de dióxido de carbono em função de dois parâmetros e a equação (139) é a relação da vazão de dióxido de carbono produzido por resíduo sólido incinerado.

$$\dot{m}_{CO_2} = \text{função}(A, KM_{\text{mol/kgCO}_2}) \quad (137)$$

$$\dot{m}_{CO_2, \text{Resíduo}} = (A \cdot KM_{\text{mol/kgCO}_2}) \quad (138)$$

$$R_{\frac{\text{kgCO}_2}{\text{kgResíduo}}} = \frac{\dot{m}_{CO_2, \text{Resíduo}}}{\dot{m}_{\text{Resíduo}}} \quad (139)$$

O gás natural utilizado no conjunto a gás também gera dióxido de carbono, que deve ser contabilizado neste estudo; mesmo sendo um ciclo com elevada eficiência, deve-se contabilizar tal impacto. Considerando-se um mol de gás natural, e atribuindo valores percentuais a cada parcela de elementos contido no gás natural, é possível calcular sua massa.

Da mesma forma como foi representada a relação de produção de dióxido de carbono por resíduo incinerado, será efetuada uma mesma análise para o gás natural. A equação (140) representa a vazão mássica de um mol por segundo de gás natural, utilizando os valores da Tabela 14, tendo a vazão mássica a unidade [kg/s].

$$\begin{aligned} \dot{m}_{GN} = & 88,56 \cdot (C + 4 \times H) + 9,17 \cdot (2 \cdot C + 6 \times H) \\ & + 0,42 \cdot (3 \cdot C + 8 \cdot H) + 0,65 \cdot (C + 2 \cdot O) + 1,2 \cdot (2 \cdot N) \end{aligned} \quad (140)$$

Tabela 14 – Valores de massa atômica de elementos.

Nome do elemento	Símbolo	Massa atômica [gramas]
Carbono	C	12,01
Hidrogênio	H	01,00
Oxigênio	O	16,00
Nitrogênio	N	14,01

Fonte: Carvalho Júnior e Mcquay (2007)

A equação (141) permite o cálculo da vazão mássica de dióxido de carbono gerado pela combustão de gás natural. Na equação (142) é apresentada a relação da vazão mássica de dióxido de carbono por vazão de gás natural utilizado.

$$\dot{m}_{CO_2,GN} = 108,81 \times (C + 2 \cdot O) \quad (141)$$

$$R_{\frac{kg_{CO_2}}{kg_{GN}}} = \frac{\dot{m}_{CO_2,GN}}{\dot{m}_{GN}} \quad (142)$$

Esse valor é de aproximadamente $2,7 \text{ kg}_{CO_2,GN}/\text{kg}_{GN}$, ou seja, para um quilograma de gás natural são gerados aproximadamente 2,7 kg de dióxido de carbono. Para o cálculo do dióxido de carbono lançado na atmosfera, será necessária a vazão de cada combustível e o tempo de operação da planta ao longo do ano (H).

As equações (143) até (145) efetuam, respectivamente, o cálculo da vazão mássica total de dióxido de carbono na planta de incineração, a produção anual de

dióxido de carbono da planta de incineração e a vazão anual de dióxido de carbono equivalente.

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Total}} = \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Resíduo}} + \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{GN}} \quad (143)$$

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{ano}} = \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Total}} \cdot 3,6 \cdot \text{HA} \quad (144)$$

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{ano}} = \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Equivalente, ano, PI}} \quad (145)$$

É necessário converter a unidade de quilograma para tonelada de carbono equivalente; como só se considera o dióxido de carbono, o fator de impacto é um, ou seja, a massa do dióxido de carbono produzida numa usina de incineração em ciclo combinado ou ciclo a vapor será a sua própria massa a ser considerada como carbono equivalente.

Considerando igual produção anual de metano e dióxido de carbono num aterro sanitário controlado, por apresentarem com uma porcentagem de 50% de metano e 50% de dióxido de carbono em média, conforme equação (146), na equação (147) serão considerados os fatores de impacto das parcelas do gás produzido no aterro sanitário para um único parâmetro de análise, o dióxido de carbono equivalente.

$$Q_{\text{CH}_4, i} = \dot{m}_{\text{CH}_4, \text{Total}} = \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Total}} \quad (146)$$

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Equivalente, ano, AS}} = \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Total}} + 23 \cdot \dot{m}_{\text{CH}_4, \text{Total}} \quad (147)$$

Subtraindo o valor da massa total de carbono equivalente produzida pelo aterro sanitário pela massa total equivalente produzida pelo processo de incineração, obtém-se a quantidade de carbono equivalente resgatado por uma ou outra forma de processamento de resíduos, conforme a equação (148).

$$\Delta \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Equivalente, Processos}} = \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Equivalente, ano, AS}} - \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Equivalente, ano, PI}} \quad (148)$$

3.6 Análise econômica dos cenários em estudo

Analizadas as possibilidades técnicas e ambientais, serão analisadas as possibilidades e oportunidades econômicas encontradas em plantas desta natureza.

Esta análise será realizada utilizando-se o método do *pay-back*; segundo Silveira (1990), esta metodologia se trata de metodologia rápida de se avaliar um projeto de natureza financeira, tentando retratar de forma simples o ato de se solicitar um empréstimo a juros variados e através dos lucros obterem uma taxa de juros anual e equacionar o período de amortização e de lucratividade desse investimento. As potências elétricas e térmicas de cada parcela são descritas nas equações (149) a (154), sendo que representam, respectivamente, a energia elétrica gerada pelo ciclo a vapor da planta, a potência térmica do conjunto a gás, a potência térmica da caldeira de recuperação, a potência térmica do combustível dos conjuntos a gás, a potência térmica do incinerador e a potência térmica total.

$$\dot{W}_{\text{Ele,Tur.Vapor}} = (\dot{W}_{\text{Ele,TV}} - \dot{W}_{\text{Bomba,Total}}) \quad (149)$$

$$\dot{W}_{\text{Calor,CG,CR}} = \dot{m}_{\text{Gas,CG}} \cdot c_{p,\text{gas,CG}} \cdot (T_{\text{Gas,CG}} - T_{\text{Ch1}}) \quad (150)$$

$$\dot{W}_{\text{Calor,CI}} = (\text{PCI}_{\text{Resíduo}} \cdot \dot{m}_{\text{Resíduo,Total}} \cdot \eta_{\text{CI}}) \quad (151)$$

$$E_{\text{comb,GN}} = \dot{m}_{\text{comb,CG}} \cdot \text{PCI}_{\text{GN}} \quad (152)$$

$$E_{\text{comb,Ri}} = \dot{m}_{\text{Resíduo,Total}} \cdot \text{PCI}_{\text{Resíduo}} \quad (153)$$

$$\dot{W}_{\text{Calor,Total,Planta}} = \dot{W}_{\text{Calor,CR}} + \dot{W}_{\text{Calor,CI}} \quad (154)$$

Considerando um fator de ponderação para ajustar os gastos da planta a partir da contribuição energética de cada equipamento são obtidas as equações (155) a (158), que representam o fator de ponderação da energia elétrica do conjunto a gás, fator de ponderação da energia elétrica da turbina a vapor, fator de ponderação da energia térmica da caldeira de recuperação e fator de ponderação da energia térmica do incinerador.

$$FP_{Ele,CG} = \frac{\dot{W}_{Ele,Total,CG}}{(\dot{W}_{Ele,TV} + \dot{W}_{Ele,Total,CG} - \dot{W}_{Bomba,Total} + \dot{W}_{Calor,CI} + \dot{W}_{Calor,CG,CR})} \quad (155)$$

$$FP_{Ele,TV} = \frac{(\dot{W}_{Ele,TV} - \dot{W}_{Bomba,Total})}{(\dot{W}_{Ele,TV} + \dot{W}_{Ele,Total,CG} - \dot{W}_{Bomba,Total} + \dot{W}_{Calor,CI} + \dot{W}_{Calor,CG,CR})} \quad (156)$$

$$FP_{Calor,CR} = \frac{\dot{W}_{Calor,CG,CR}}{(\dot{W}_{Ele,TV} + \dot{W}_{Ele,Total,CG} - \dot{W}_{Bomba,Total} + \dot{W}_{Calor,CI} + \dot{W}_{Calor,CG,CR})} \quad (157)$$

$$FP_{Calor,CI} = \frac{\dot{W}_{Calor,CI}}{(\dot{W}_{Ele,TV} + \dot{W}_{Ele,Total,CG} - \dot{W}_{Bomba,Total} + \dot{W}_{Calor,CI} + \dot{W}_{Calor,CG,CR})} \quad (158)$$

Considerando o investimento inicial da planta, que inclui equipamentos e construção civil, para a instalação das máquinas e equipamentos obtêm-se as equações de custos das partes principais dos equipamentos nas equações (159) a (161); nelas, f é o fator de amortização das equações, parâmetro em função do tempo e da taxa de juros empregadas para empréstimos financeiros de bancos como o Banco Nacional do Desenvolvimento (BNDES) e a equação que rege o custo de obras civis da planta.

$$I_{pl} = (I_{Total,CG} + I_{TV} + I_{Bombas} + I_{TR} + I_{Total,Inc} + I_{Total,CR} + I_{Total,CI}) \cdot K_{CC} \quad (159)$$

$$f = \frac{q^{kj}(q-1)}{(q^{kj}-1)} \quad (160)$$

$$1,3 \leq (K_{CC}) \leq 1,4 \quad (161)$$

Considera-se o investimento inicial de cada equipamento obtido através das equações (162) a (164), relativas ao investimento inicial de equipamentos como turbina a vapor, caldeira e bombas (TUNA, 1999).

$$I_{TV} = 7490 \cdot \dot{W}_{Ele,TV}^{0,70} \cdot \left[1 + \left(\frac{1-0,95}{1-\eta_{TV}} \right)^3 \right] \cdot \left[1 + 5 \cdot e^{\left(\frac{T_{Entrada}-866}{10,42} \right)} \right] \quad (162)$$

$$I_{CI} = 784 \cdot \dot{W}_{Calor,CI}^{0,80} \cdot \left[1 + \left(\frac{1-0,90}{1-\eta_{CI}} \right)^7 \right] \cdot \left[1 + 5 \cdot e^{\left(\frac{T_{Saída}-866}{10,42} \right)} \right] \cdot \left[e^{\left(\frac{P_{Saída}-28}{150} \right)} \right] \quad (163)$$

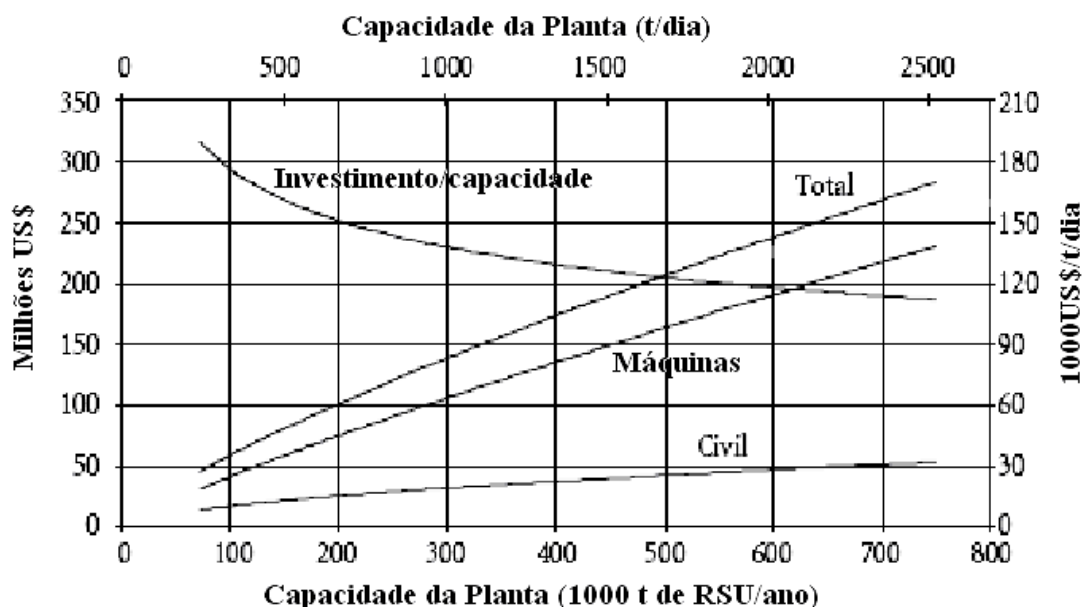
$$I_{\text{Bombas}} = 3540 \cdot \dot{W}_{\text{Bomba,Total}}^{0,71} \cdot \left[1 + \left(\frac{1 - 0,80}{1 - \eta_{\text{Bomba}}} \right)^3 \right] \cdot 1,41 \quad (164)$$

Considerando o investimento inicial de conjunto a gás extraído de catálogos de fabricantes e assumindo que o investimento sobre a caldeira de recuperação é cerca de 30% até 40% do investimento do conjunto a gás, são obtidas as equações (165) e (166).

$$I_{\text{Total,CR}} = (I_{\text{Total,CG}}) \cdot K_{\text{CR}} \quad (165)$$

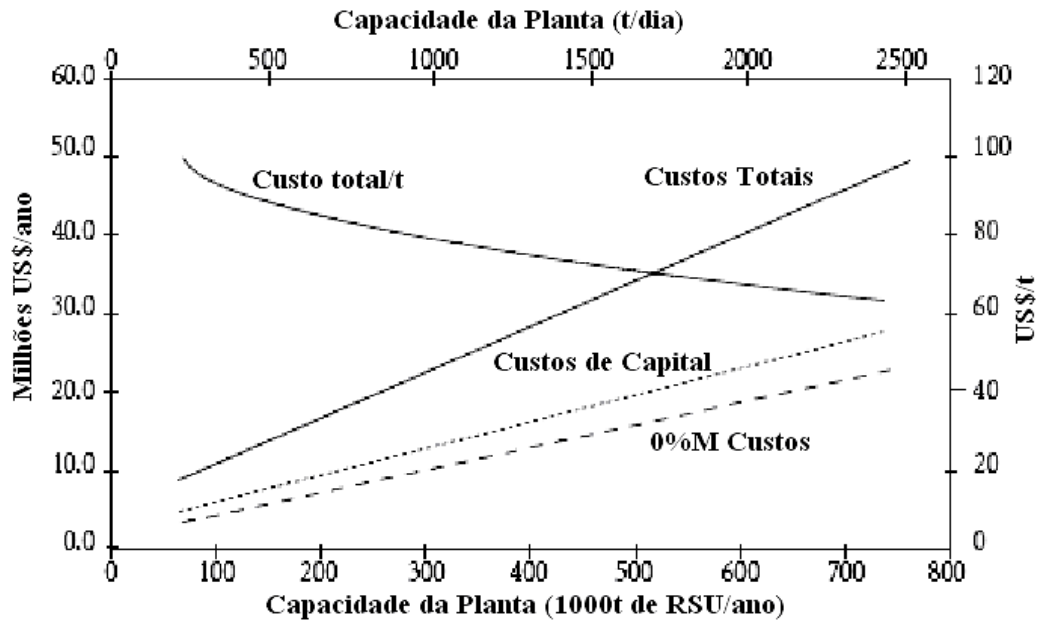
$$30\% \leq (K_{\text{CR}}) \leq 40\% \quad (166)$$

Considerando o investimento inicial do incinerador como uma função da quantidade de lixo incinerada, da Figura 36 são obtidos os custos de investimento a serem utilizados na presente análise. Na Figura 37 são apresentados os custos operacionais relativos à mesma unidade de incineração de lixo.



Fonte: World Bank (1999)

Figura 36 – Gráfico de investimento inicial de incinerador em função do resíduo sólido processado.



Fonte: World Bank (1999)

Figura 37 – Gráfico de Custo de operação e manutenção de incinerador em função do resíduo sólido processado.

O investimento inicial de uma torre de resfriamento pode ser extraído de catálogos de fabricantes e de orçamentos, mas, tal como na caldeira de recuperação e do conjunto a gás, pode ser estimado a partir do equipamento ao qual ele está vinculado, a turbina a vapor; com base nisto, utilizam-se as equações (167) e (168).

$$I_{TR} = (I_{TV}) \cdot K_{TR} \quad (167)$$

$$10\% \leq (K_{TR}) \leq 20\% \quad (168)$$

Nas equações (169) a (172) serão apresentadas as equações de custo de produção de energia, respectivamente, energia elétrica do conjunto a gás, da turbina a vapor, o custo da energia térmica da caldeira de recuperação e da caldeira do incinerador. A equação (173) é o cálculo da produção de energia térmica a partir dos dois combustíveis utilizados.

$$C_{ele, CG} = \left(\frac{I_{pl} \cdot f}{HA \cdot \dot{W}_{Ele, Total, CG}} + \frac{C_{Comb, GN} \cdot E_{Comb, GN}}{\dot{W}_{Ele, Total, CG}} + \frac{C_{op}}{HA \cdot \dot{W}_{Ele, Total, CG}} \right) \cdot FP_{Ele, CG} + CM_{cg} \quad (169)$$

$$C_{ele, TV} = \left(\frac{I_{pl} \cdot f}{HA \cdot \dot{W}_{Ele, Tur. Vapor}} + \frac{C_{Comb, Total} \cdot E_{comb, Total}}{\dot{W}_{Ele, Tur. Vapor}} + \frac{C_{op}}{HA \cdot \dot{W}_{Ele, Tur. Vapor}} \right) \cdot FP_{Ele, TV} + CM_{tv} \quad (170)$$

$$C_{\text{vapor, CR}} = \left(\frac{I_{\text{pl}} \cdot f}{HA \cdot \dot{W}_{\text{Calor, CR}}} + \frac{C_{\text{comb, GN}} \cdot E_{\text{Comb, GN}}}{\dot{W}_{\text{Calor, CR}}} + \frac{C_{\text{op}}}{HA \cdot \dot{W}_{\text{Calor, CR}}} \right) \cdot FP_{\text{Calor, CR}} + CM_{\text{cr}} \quad (171)$$

$$C_{\text{vapor, CI}} = \left(\frac{I_{\text{pl}} \cdot f}{HA \cdot \dot{W}_{\text{Calor, CI}}} + \frac{C_{\text{comb, Ri}} \cdot E_{\text{Comb, Ri}}}{\dot{W}_{\text{Calor, CI}}} + \frac{C_{\text{op}}}{HA \cdot \dot{W}_{\text{Calor, CI}}} \right) \cdot FP_{\text{Calor, CI}} + CM_{\text{ci}} \quad (172)$$

$$E_{\text{Comb, Total}} = E_{\text{Comb, GN}} + E_{\text{Comb, Ri}} \quad (173)$$

Os custos de produção de energia elétrica e térmica estão especificados nas equações (174) a (176), os quais representam, respectivamente, o custo da compra de combustível total, o custo da produção de energia elétrica e o custo de produção de energia térmica.

$$C_{\text{Comb, Total}} = \frac{C_{\text{comb, GN}} \cdot E_{\text{Comb, GN}} + C_{\text{comb, RSM}} \cdot E_{\text{Comb, Ri}}}{E_{\text{Comb, GN}} + E_{\text{Comb, Ri}}} \quad (174)$$

$$C_{\text{Ele, planta}} = \frac{C_{\text{ele, CG}} \cdot \dot{W}_{\text{Ele, Total, CG}} + C_{\text{ele, TV}} \cdot \dot{W}_{\text{Ele, Tur. Vapor}}}{\dot{W}_{\text{Ele, Total, CG}} + \dot{W}_{\text{Ele, Tur. Vapor}}} \quad (175)$$

$$C_{\text{Vapor, planta}} = \frac{C_{\text{vapor, CR}} \cdot \dot{W}_{\text{Calor, CR}} + C_{\text{vapor, CI}} \cdot \dot{W}_{\text{Calor, CI}}}{\dot{W}_{\text{Calor, CR}} + \dot{W}_{\text{Calor, CI}}} \quad (176)$$

Considerando-se o fato de a instalação sob análise ser uma central termelétrica de geração de potência, a produção líquida total de energia elétrica está voltada para a comercialização; deste modo, as equações (177) a (181) expressam, respectivamente, o ganho da produção de energia elétrica, o ganho da produção de energia térmica da planta, o ganho da produção de remoção de dióxido de carbono equivalente, o ganho da cobrança de uma taxa de processamento de resíduos e a receita esperada com a soma dos ganhos de cada elemento.

$$GP_{\text{Ele, planta}} = \dot{W}_{\text{Ele, Total, Planta}} \cdot HA \cdot (CV_{\text{eletricidade}} - C_{\text{Ele, Total, Planta}}) \quad (177)$$

$$GP_{\text{Calor, planta}} = \dot{W}_{\text{Calor, Total, Planta}} \cdot HA \cdot (-C_{\text{Vapor, planta}}) \quad (178)$$

$$GP_{\text{CO}_2, \text{equi, planta}} = \Delta \dot{m}_{\text{CO}_2, \text{Equivalente, Processos}} \cdot KV_{\text{crédito, BCC}} \quad (179)$$

$$GP_{\text{Taxa de Trat.Res}} = \frac{\dot{m}_{\text{Resíduo}}}{3,6} \cdot HA \cdot KV_{\text{TIR}} \quad (180)$$

$$R = GP_{\text{Ele, planta}} + GP_{\text{Calor, planta}} + GP_{\text{CO}_2, \text{ equi, planta}} + GP_{\text{Taxa de Trat.Res}} \quad (181)$$

As equações relativas ao período de amortização serão utilizadas para a geração de gráficos para análise de período de retorno do investimento inicial sob variadas taxas de juros. Outra análise será realizada utilizando-se a Taxa Interna de Retorno e o Valor Presente Líquido (TIR e VPL); tais metodologias são consideradas ferramentas mais adequadas que a estimativa do período de retorno do investimento para uma análise financeira.

A TIR é a taxa de juros que torna o valor presente das entradas de caixa igual ao valor presente das saídas de caixa do investimento, podendo ser ele total ou parcial. Isso quer dizer que a TIR é a taxa que tende a anular o seu investimento. É uma taxa que se utilizada fará com que o lucro do seu projeto seja nulo ou seu Valor Presente Líquido ser nulo (TAXA INTERNA DE RETORNO, 2010). Segundo Pereira e Almeida (2010), as formulações da VPL e da TIR são expressas pelas equações (182) e (183), nas quais os elementos FC_t , I_0 , k_{VPL} , td e n são respectivamente:

FC_t – valor presente das entradas de caixa;

I_0 – investimento inicial;

k_{VPL} – taxa de desconto (igual ao custo de capital de empresa);

td – tempo de desconto de cada entrada de caixa;

n - tempo de desconto do último fluxo de caixa.

$$VPL = \sum_{td=1}^n \frac{FC_{td}}{(1 + k_{\text{VPL}})^{td}} - I_0 \quad (182)$$

$$0 = \sum_{td=1}^n \frac{FC_{td}}{(1 + \text{TIR})^{td}} - I_0 \quad (183)$$

Para tais análises será utilizada uma planilha Excel do *Office* (ver APÊNDICE A); nela estão incluídas as equações para o cálculo da TIR e da VPL. Em uma planilha serão dispostos os valores de investimento inicial, custos de manutenção e operação da planta, e as taxas de juros exercidas por bancos e pelo governo federal. A equação (184) representa o cálculo do investimento inicial da planta; este é diferente do

investimento inicial da análise do *payback*. A constante K_{plant} representa a variação percentagem do investimento inicial, pois, devido a um projeto desta natureza requerer um investimento inicial elevado, pode ser necessário efetuar mais de um empréstimo a órgãos responsáveis por este tipo de negociação. Esta constante analisa a sensibilidade caso haja a necessidade de uma variação do investimento inicial.

$$I_0 = I_{pl} \cdot K_{\text{plant}} \quad (184)$$

A equação (185) representa o cálculo dos custos de manutenção e operação da planta de incineração. A equação (186) representa o valor presente das entradas de caixa, ou seja, a primeira parcela da equação representa o ganho com a venda de energia elétrica menos o custo de operação e manutenção da planta.

A segunda parcela da equação representa a dedução do imposto sobre o produto industrializado da venda da energia elétrica menos os custos de manutenção e operação da planta e mais o investimento inicial dividido pelo tempo de depreciação da planta, que tem um tempo de vida de aproximadamente vinte e um anos (YANG et al., 2009), ou mais que vinte anos (CONNETT, 1998).

$$C_{M\&O} = (C_{op} + C_{Mcg} + C_{Mtv} + C_{Mcr} + C_{Mci}) \quad (185)$$

$$FC_t = \left[\dot{W}_{\text{Ele, Total, Planta}} \cdot H \cdot C_{\text{Venda, eletricidade}} - C_{M\&O} \right] - IPI \cdot \left[\dot{W}_{\text{Ele, Total, Planta}} \cdot H \cdot C_{\text{Venda, eletricidade}} - C_{M\&O} + \frac{I_0}{N_{\text{Vida}}} \right] \quad (186)$$

A variável K_{plant} pode variar de 70% do valor do investimento inicial até 130%. As taxas de desconto serão de 8, 9 e 10%, o imposto sobre o produto industrializado (IPI) será de 34%, como é utilizado no governo federal sobre o produto industrializado; o tempo de depreciação vai desde o primeiro ano do projeto até o vigésimo ano da planta, momento em que o mesmo é reestruturado para a atualização e melhoria (*retrofit*) dos equipamentos utilizados e/ou aquisição de novos equipamentos.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Introdução

Neste capítulo serão apresentados os resultados do cálculo do poder calorífico inferior do resíduo sólido municipal e do combustível derivado do resíduo, nos estados seco e úmido, e variando a temperatura do incinerador; uma estimativa de vazão mássica de resíduos a serem incinerados segundo dados adquiridos de plantas existentes; os parâmetros operacionais da planta, a potência elétrica em função da pressão e temperatura das caldeiras, as eficiências da planta, do ciclo a vapor, do ciclo combinado, do ciclo integrado, eficiência isentrópica da turbina a vapor, utilizando os dois tipos de combustíveis apresentados anteriormente. Serão apresentados também os resultados da produção de carbono equivalente em um aterro sanitário que receba a mesma vazão mássica dos processos de incineração, assim como os resultados das análises financeiras utilizando a metodologia do período de amortização, TIR e VPL.

4.2 Cálculo do PCI do RDF e do RSM

Como o objetivo desta planta de incineração é o processamento de resíduos produzidos em diversos ambientes, é importante a caracterização dos resíduos a partir do seu poder calorífico, a produção média de cinzas, dentre outros parâmetros.

Efetuando-se os cálculos para o RDF e RSM utilizando as equações (8) e (9), os valores de PCI para base úmida e seca com a variação de temperatura, descrevem-se os resultados nas Tabelas 15 e 16, respectivamente para o RSM e RDF.

Tabela 15 – Valores de PCI do RSM úmido e seco em de faixa de variação de temperatura de incineração.

Temperatura (°C)	PCI (úmido) [kJ/kg]	PCI (seco) [kJ/kg]
800	7.530,0	7.980,0
900	8.300,0	9.090,0
1000	9.070,0	10.210,0
1100	9.850,0	11.340,0
1200	10.640,0	12.490,0
1300	11.440,0	13.660,0

Tabela 16 – Valores de PCI do RDF úmido e seco em de faixa de variação de temperatura de incineração.

Temperatura (°C)	PCI (úmido) [kJ/kg]	PCI (seco) [kJ/kg]
800	7.820,0	8.100,0
900	8.880,0	9.220,0
1000	9.960,0	10.360,0
1100	11.050,0	11.510,0
1200	12.150,0	12.680,0
1300	13.270,0	13.870,0

Tais valores são atrativos, em se tratando de um resíduo que seria facilmente depositado em um aterro sanitário e que poderia ser utilizado em uma caldeira de geração de potência. Há que se ressaltar que tais valores de PCI são uma aproximação, devido à análise dos dados ter sido realizada em 2003 por Mendes *et al.* (2004).

Para Nego *et al.* (2009), um valor interessante para o poder calorífico do RDF dos países Europeus é de aproximadamente de 15.000 kJ/kg, sendo que este pode sofrer variações de 13.100 até 15.700 kJ/kg. Segundo Korobitsyn *et al.* (1999), o poder calorífico inferior (PCI) dos resíduos sólidos pode variar de 6 até 14 MJ/kg; isso se deve a diversos fatores, tais como o ano que em foi feita a coleta desse material, o grupo social que produz esse tipo de resíduo, a localidade desse grupo social, dentre outros parâmetros.

As Tabelas 15 e 16 mostram como é atrativo o uso de RDF, devido ao poder calorífico do RSM ser menor. Existe uma diferença de valores, entre 17 e 47%, indicando que há uma queda devido ao tipo de resíduo gerado em países em desenvolvimento, como é o caso do Brasil, Argentina, Chile, China, Índia, dentre outros. Porém, tal valor é mais elevado que o PCI do RSM apresentado em Holanda e Balestieri (2008), de 5000 kJ/kg; esse valor foi adotado para um estudo de caso de um conjunto de cidades do Vale do Paraíba, com um nível de industrialização um pouco abaixo da cidade de São Paulo.

4.3 A produção de resíduos sólidos no município de São Paulo

Caracterizados os resíduos a serem incinerados e obtendo características como o seu poder calorífico inferior, em diversas temperaturas, na sequência caracterizaram-se a quantidade de resíduos produzidos e a porcentagem a ser incinerada nesta planta comparando com usinas de incineração e geração existentes em outros países.

Segundo o IBGE (2009), a população do município de São Paulo é de aproximadamente 11.037.593. A produção de resíduos por habitante é de aproximadamente 351,41 kg por habitante ao ano, no estado de São Paulo, onde existem áreas rurais nas quais a produção de resíduos é inferior aos grandes centros urbanos (SELUR e ABLP, 2010).

A produção de resíduos no município de São Paulo no ano de 2006 chegou a patamares de 3,65 milhões de toneladas ao ano, com um custo do tratamento de 762 milhões de reais no ano de 2006 (SELU e ABLP, 2010). Segundo CEWEP (2006d), a capacidade mínima encontrada em plantas de incineração e geração termelétrica é de 1t/h de resíduos por fornalha e a capacidade máxima é de aproximadamente 34 t/h por fornalha (CEWEP, 2006c); as plantas têm no mínimo uma fornalha (CEWEP, 2006c) e no máximo oito fornalhas por planta (CEWEP, 2006a).

Anualmente a produção de resíduos sólidos na cidade de São Paulo apresenta valores elevados, tornando mais complexa à viabilidade e exeqüibilidade uma planta para processar (incinerar) essa quantidade de resíduos sólidos anualmente. Nas plantas de incineração da união Européia apresentam taxas mínimas e máximas de processamento de resíduos. Ocorrem plantas que podem processar desde trinta mil toneladas por ano até 1 milhão e 500 mil toneladas por ano de resíduos (VON ROLL, 1997) e (DANISH ENERGY AGENCY, 2010).

Pelas características populacionais e geográficas da cidade de São Paulo, similares a alguns centros urbanos europeus, que utilizam incineradores de médio e grande porte de processamento, será estimado um valor de aproximadamente oitocentos mil toneladas de resíduos por ano para ser praticado para este estudo.

4.4 Parâmetros de operação da planta

4.4.1 Vazão mássica de resíduo

Com o valor da vazão mássica de resíduos a serem processadas, apresentam-se dois casos distintos, um deles referente ao processamento de resíduos sólidos e o outro baseado em combustível derivado do resíduo.

No primeiro caso, uma pequena parcela dos resíduos é eliminada, considerando-se os elementos que devem ser reciclados ou retirados para não provocar o mau funcionamento do incinerador (metais de toda natureza e os elementos que contém vidro, sendo estes prejudiciais devido à incrustação nos refratários e nas grelhas dos fornos).

A partir da porcentagem dos elementos presentes nos resíduos sólidos municipais que poderiam ser reciclados (valores da tabela 3), aproximadamente 661.000 toneladas por ano de resíduos sólidos pode ser incinerado. O mesmo cuidado deve-se ter com os metais e os materiais que contem sílica no caso do combustível derivado do resíduo. A matéria orgânica contida no resíduo é removida, podendo ser utilizada em diversas tecnologias de reaproveitamento, como as usinas de bio-digestão, produzindo adubo orgânico e biogás, e/ou usina de compostagem na produção de adubo orgânico.

Removendo-se os itens para a reciclagem (como plástico, papel, papelão, lixo orgânico dentre outros) e/ou para evitar danos aos equipamentos (como vidro, metais ferrosos e não ferrosos, dentre outros), a parcela de resíduos para ser processada nos incineradores tem um valor de aproximadamente 328.000 toneladas por ano.

4.4.2 Os conjuntos a gás a serem utilizados

Com os parâmetros operacionais como pressão e temperatura de vapor de processo mencionados no capítulo 3 serão apresentados parâmetros para a seleção do conjunto a gás. O parâmetro mais importante para a escolha do conjunto a gás é a temperatura dos gases de exaustão, devido ao fato da caldeira de recuperação se assemelhar as características de um trocador de calor. Num trocador de calor a temperatura do fluido quente deve ser superior que a do fluido frio e as linhas de temperatura não podem se cruzar, como ocorre na Figura 38 (a) diferente do que ocorre na Figura 38 (b).

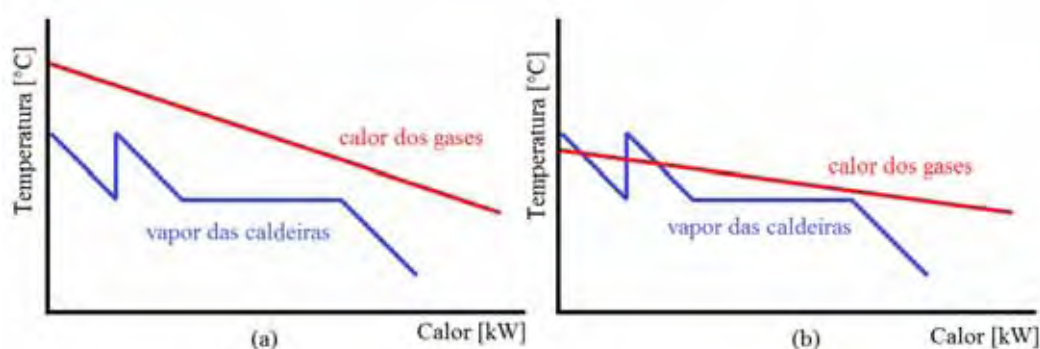


Figura 38 – Gráfico do comportamento do vapor da caldeira de recuperação e caso os gases de exaustão sejam mais elevados que a temperatura do vapor de processo (a) e caso não seja mais elevado que o vapor de processo (b).

Na Tabela 17 serão apresentados os parâmetros dos conjuntos a gás selecionados, tendo como o fator limitante a temperatura dos gases de exaustão, parâmetro este que deve ser superior a temperatura do vapor superaquecido da planta. Com a produção de energia, esta usina poderá suprir a necessidade de diversas indústrias, através da utilização malha de transmissão já existente.

Tabela 17 – Características e propriedades de conjuntos a gás a serem utilizadas neste estudo.

Tipo	Empresa fabricante	Modelo	$\dot{W}_{\text{líquida}}$ [kW]	HR [kJ/kWh]	Rendimento	RP	$\dot{m}_{\text{gases}}$ [kg/s]	$T_{\text{exaustão}}$ [°C]	Rotação [rpm]
CG1	Ansaldo Energia	V64.3A	77000	10006,80	35,98%	17,1	213,38	581,11	3000 ou 3600
CG2	GE Energy Heavy Duty	PG6591C(60Hz)	45300	9851,74	36,54%	19,6	122,58	581,11	7100
CG3	Hitachi	PG6101(FA)	70100	10532,08	34,18%	15	205,66	593,33	5254
CG4	Bharat	PG6111(FA)	75900	10289,48	34,99%	15,8	202,94	603,89	5254

Fonte: (GTW, 2009)

4.4.3 A eficiência térmica da planta

Um dos parâmetros a serem analisados é a eficiência térmica de uma planta de incineração; para isso será utilizada a Equação 132, com a variação de temperatura e pressão, para cada conjunto a gás utilizado, para o RSM e para o RDF. Na Figura 39 a 42 apresenta-se a eficiência térmica da planta para os conjuntos a gás CG1 até o CG4 e utilizando resíduo sólido municipal.

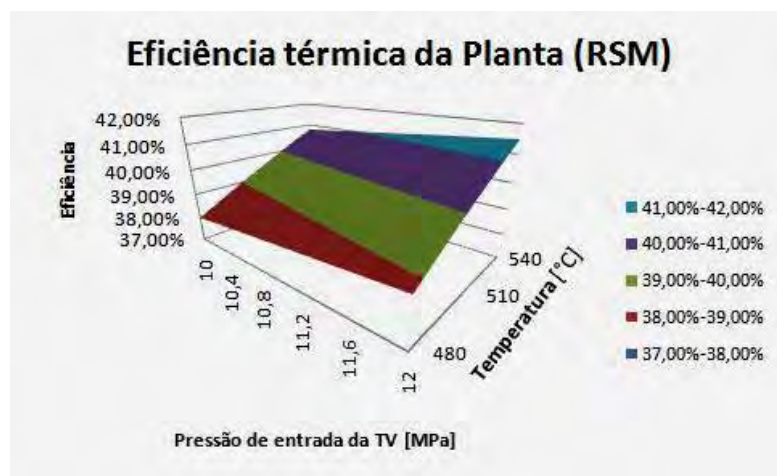


Figura 39 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG1 e RSM.

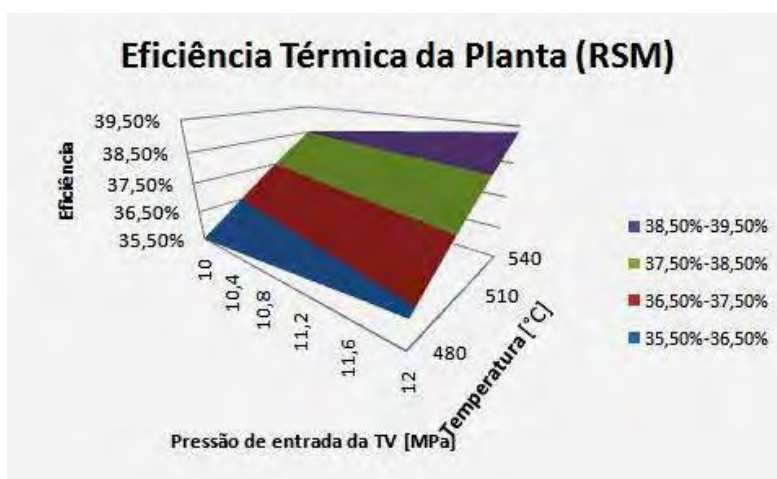


Figura 40 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG2 e RSM.

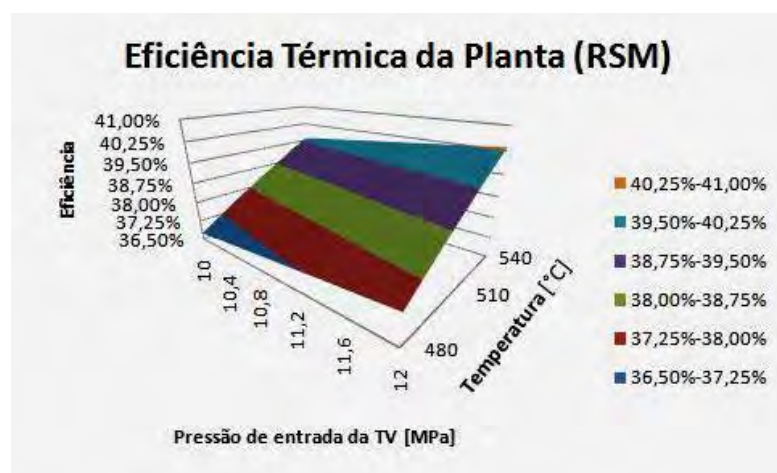


Figura 41 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG3 e RSM.

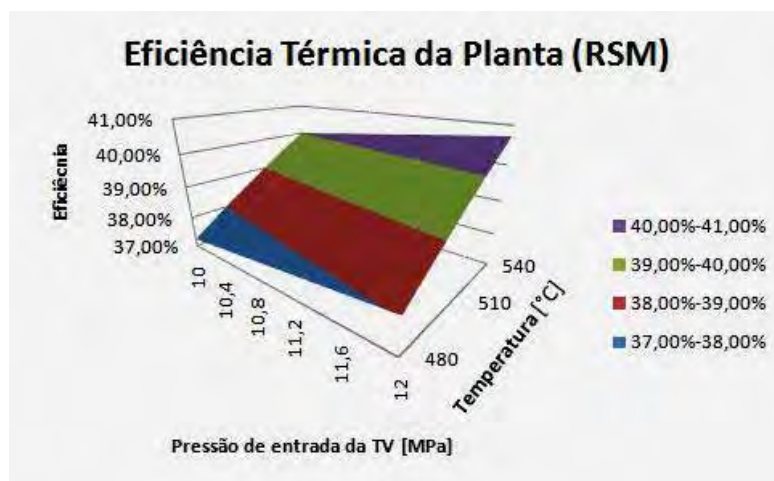


Figura 42 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG4 e RSM.

Nas Figuras 43 a 46 apresenta-se a eficiência térmica da planta para os conjuntos a gás CG1 até CG4 e utilizando combustível derivado do resíduo (RDF).

A eficiência térmica da planta utilizando RDF e RSM está entre 36% e 43%, valores próximos ao apresentado por Korobitsyn et al. (1999), como mostra a Figura 47, onde são apresentadas a eficiência térmica de um ciclo combinado, dos casos estudados e de um ciclo a vapor utilizando incineradores e resíduo sólido.

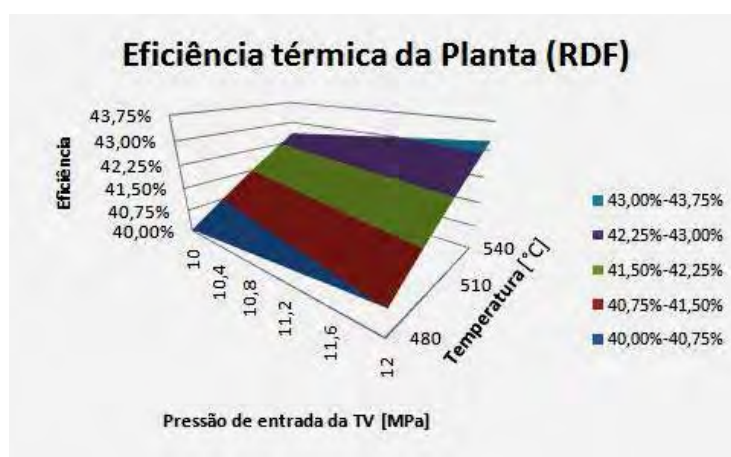


Figura 43 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG1 e CDR.

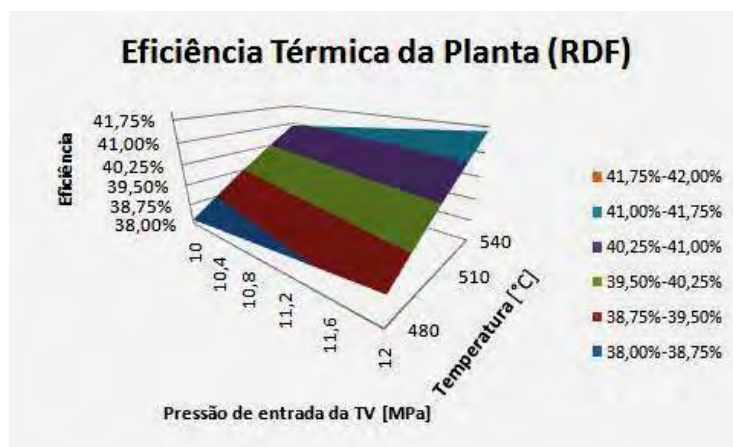


Figura 44 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG2 e CDR.

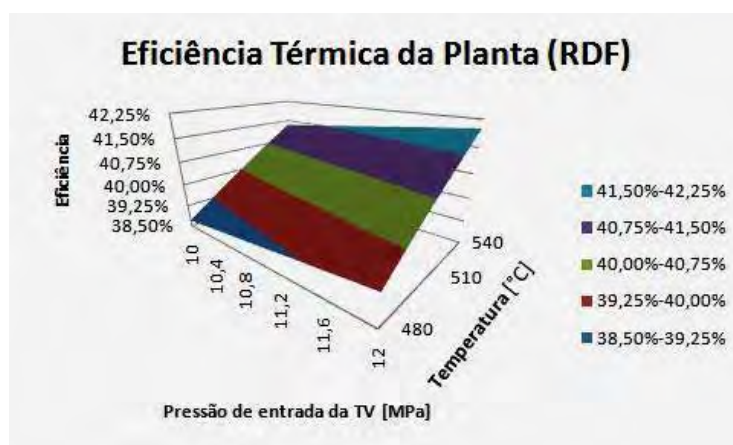


Figura 45 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG3 e CDR.

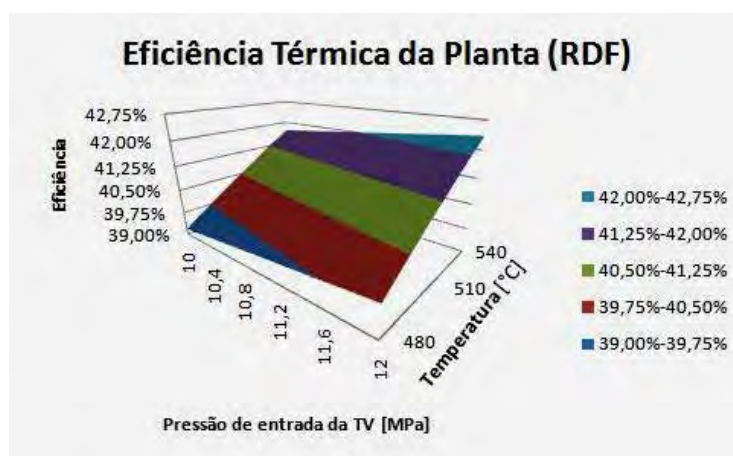


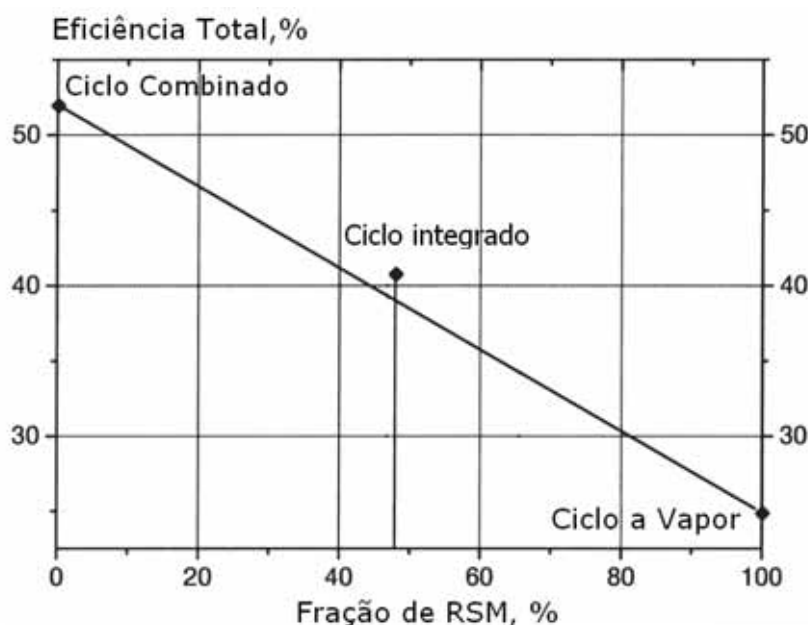
Figura 46 – Gráfico de eficiência térmica da planta para o conjunto a gás CG4 e CDR.

A eficiência da planta apresentou patamares em torno de 35,5% a 41% utilizando RSM e 38% a 43% utilizando o RDF devido à integração de ciclo a vapor com incinerador com um ciclo combinado.

Nas Figuras 48 a 49 são apresentadas as eficiências do ciclo a vapor utilizando processo de incineração de RSM e RDF; nelas os patamares estão em torno de 20% a 26% para o RSM e 19% a 25,5% para o RDF, valores próximos do que é esperado para a eficiência de um ciclo a vapor, como está apresentado na Figura 47.

Devido ao PCI do RSM apresentar valor próximo (mas um pouco inferior), ao do RDF e a vazão mássica de incineração de RSM ser mais elevada, comparada ao do RDF, a eficiência do ciclo a vapor com RSM apresenta uma pequena elevação.

Na Figura 47 serão apresentadas eficiência térmica de uma planta em ciclo combinada, uma planta em ciclo integrado(ciclo combinado com a integração de uma planta de ciclo a vapor com incinerador) e uma planta em ciclo a vapor.



Adaptação de: Korobitsyn et al. (1999).

Figura 47 – Gráfico de eficiência térmica da planta para 3 casos estudando ciclos integrados, ciclos a vapor e ciclos combinados.

4.4.4 A eficiência térmica do ciclo a vapor

Um parâmetro a ser analisado é a eficiência térmica da parcela de incineração da planta, ou seja, só a parcela de contribuição do ciclo a vapor. Para isso será utilizada a Equação 130, com a variação de temperatura e pressão, para o RSM e RDF. Nas Figuras 48 a 49 apresenta-se a eficiência térmica do ciclo a vapor da planta para os RSM e RDF.

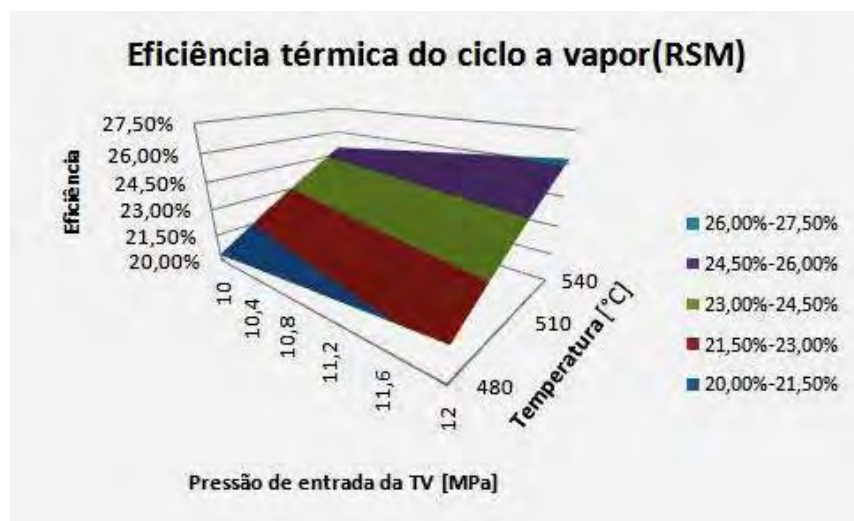


Figura 48 – Gráfico de eficiência térmica da planta, da parcela correspondente ao ciclo a vapor utilizando RSM.

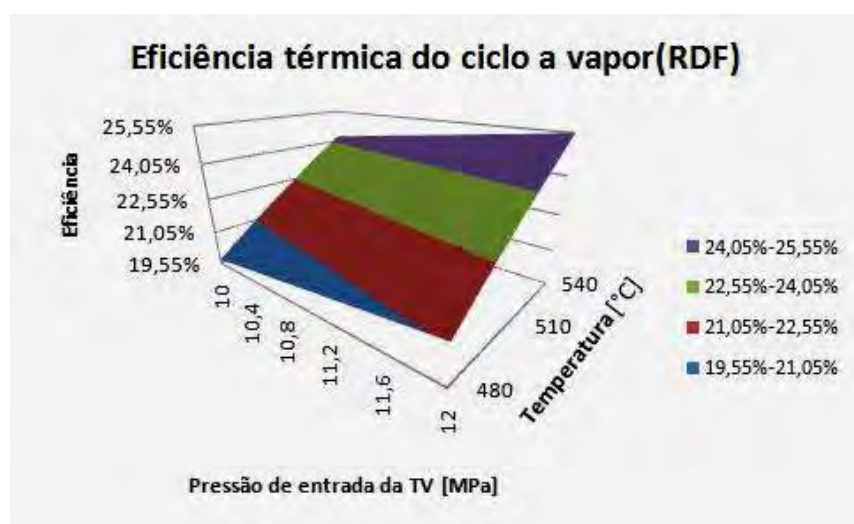


Figura 48 – Gráfico de eficiência térmica da planta, da parcela correspondente ao ciclo a vapor utilizando CDR.

A eficiência térmica do ciclo a vapor utilizando RDF e RSM está entre 19,5% e 26 %, valores próximos do apresentado por Korobitsyn et al. (1999), conforme Figura 50. O intervalo da eficiência térmica está próximo dos valores de Kleis e Søren (2004), que reportam valores entre 19,6% e 26,9% de eficiência térmica de plantas Européias.

4.4.5 A eficiência térmica do ciclo combinado

Um parâmetro a ser analisado é a eficiência térmica de uma planta na parcela que corresponde ao conjunto a gás, caldeira de recuperação e a parcela de energia elétrica na turbina a vapor, ou seja, a parte do ciclo combinado. Para isso, será utilizada a Equação 131, com a variação de temperatura e pressão, para cada conjunto a gás

selecionado. Na Figura 50 a 53 apresenta-se a eficiência térmica do ciclo combinado da planta para os conjuntos a gás CG1 até CG4.

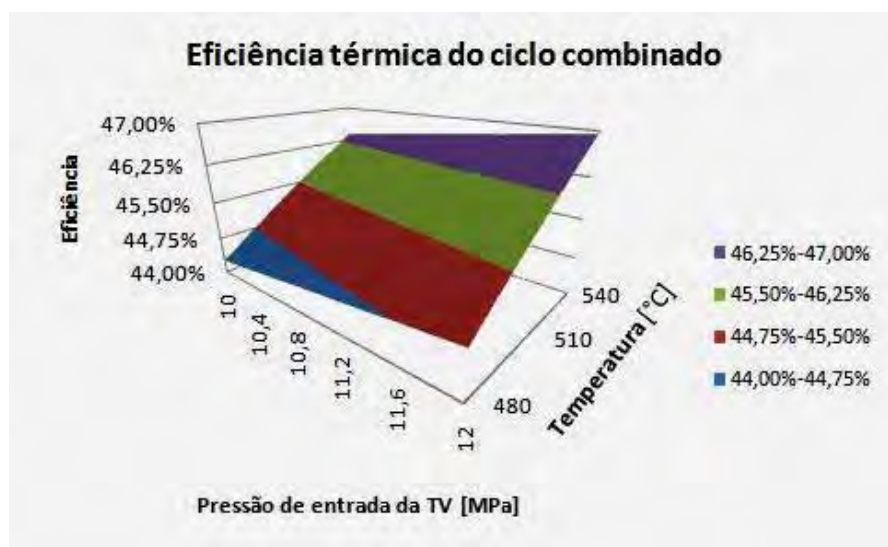


Figura 50 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG1.

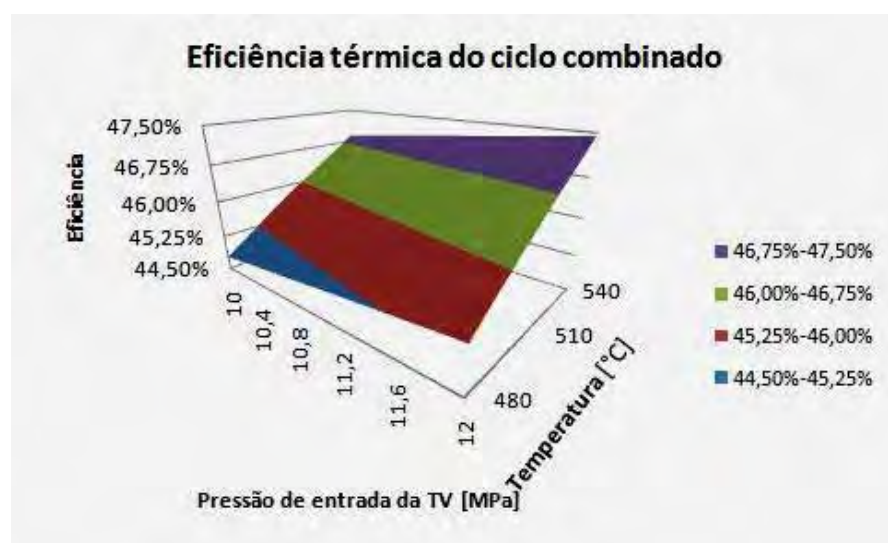


Figura 51 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG2.

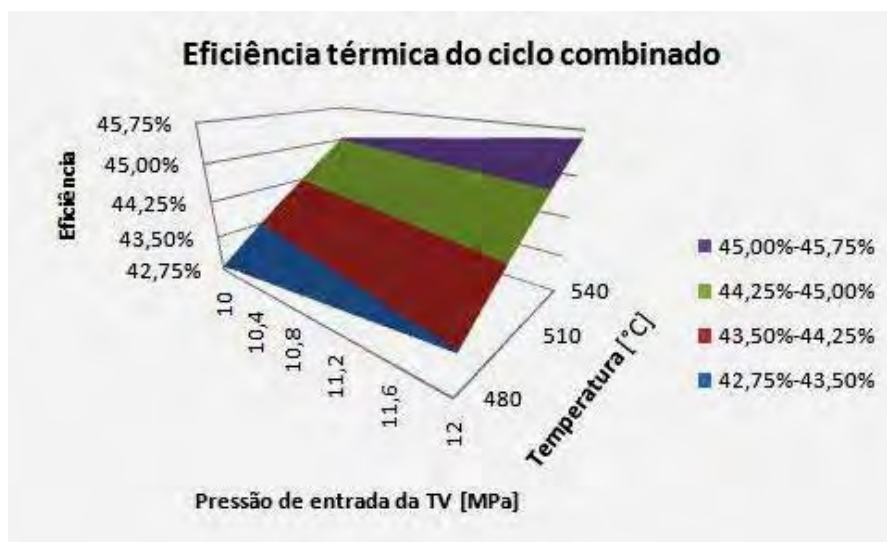


Figura 52 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG3.

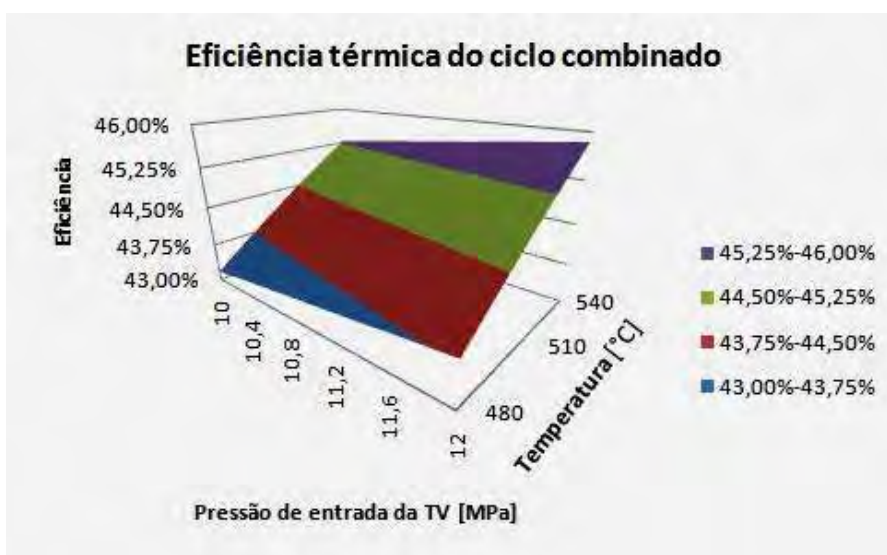


Figura 53 – Gráfico de eficiência térmica do ciclo combinado da planta para o conjunto a gás CG4.

A eficiência térmica do ciclo combinado dos conjuntos a gás CG1 até CG4 está entre 43% e 47%, valores um pouco abaixo dos apresentados por Korobitsyn et al. (1999), conforme a Figura 47.

4.4.6 A eficiência isentrópica da turbina a vapor

Um parâmetro a ser analisado é a eficiência isentrópica da turbina a vapor. Para isso, utiliza-se a Equação 118, com a variação de temperatura e pressão, para cada conjunto a gás utilizado, para o RSM e RDF. Na Figura 54 a 57 apresenta-se a

eficiência isentrópica da turbina a vapor para os conjuntos a gás CG1 até CG4 e utilizando resíduo sólido municipal.

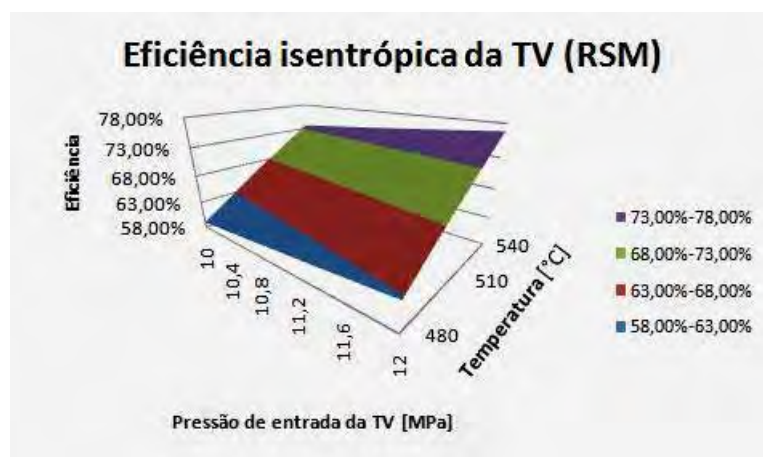


Figura 54 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG1 e RSM.

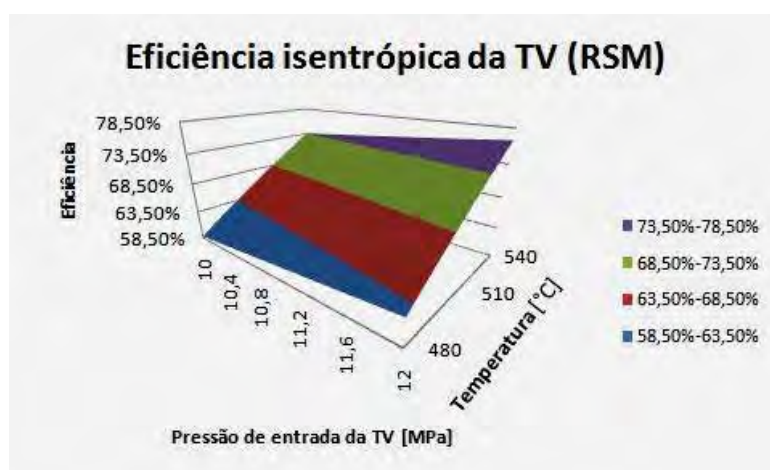


Figura 55 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG2 e RSM.

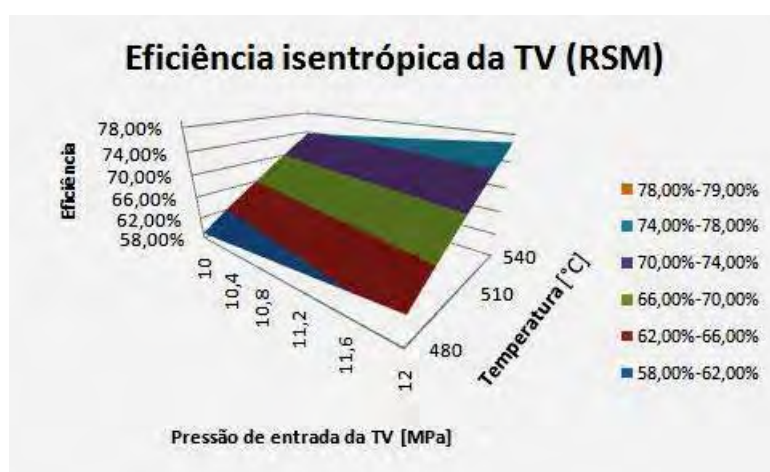


Figura 56 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG3 e RSM.

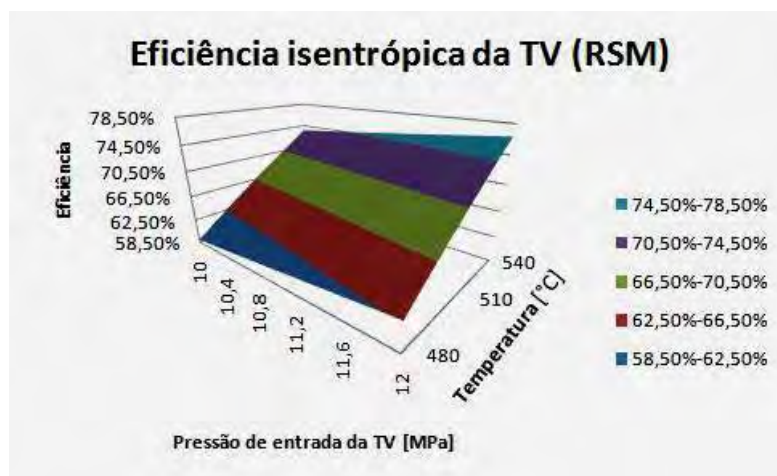


Figura 57 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG4 e RSM.

Nas Figuras 58 a 61 ilustra-se a eficiência isentrópica da turbina a vapor para os conjuntos a gás CG1 até CG4 e utilizando combustível derivado do resíduo.

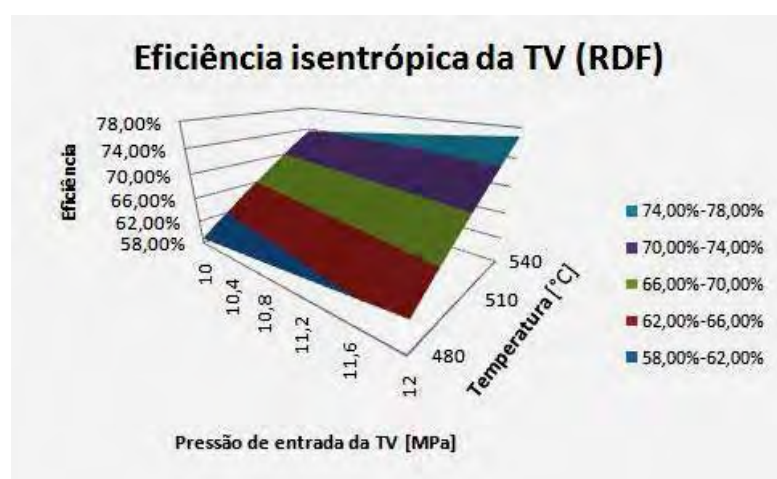


Figura 58 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG1 e CDR.

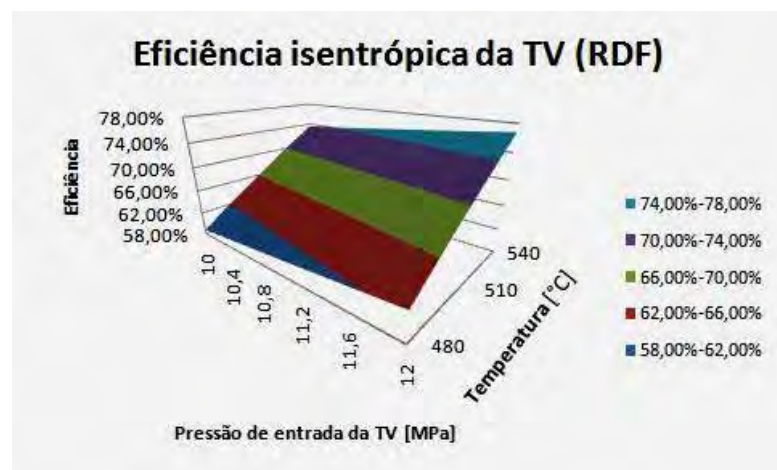


Figura 59 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG2 e CDR.

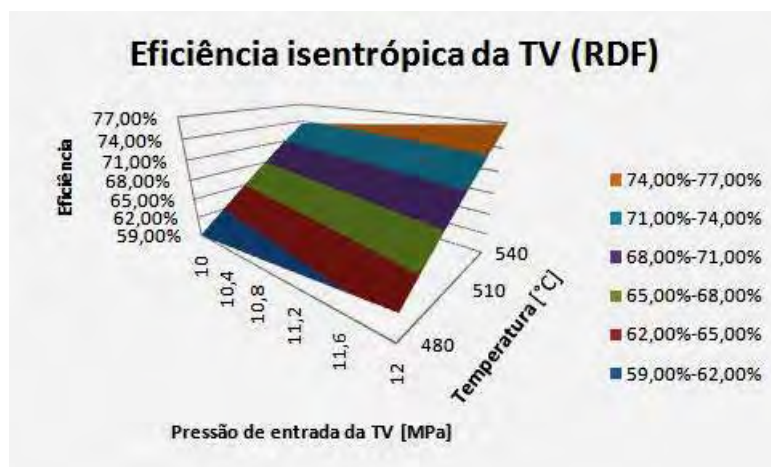


Figura 60 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG3 e CDR.

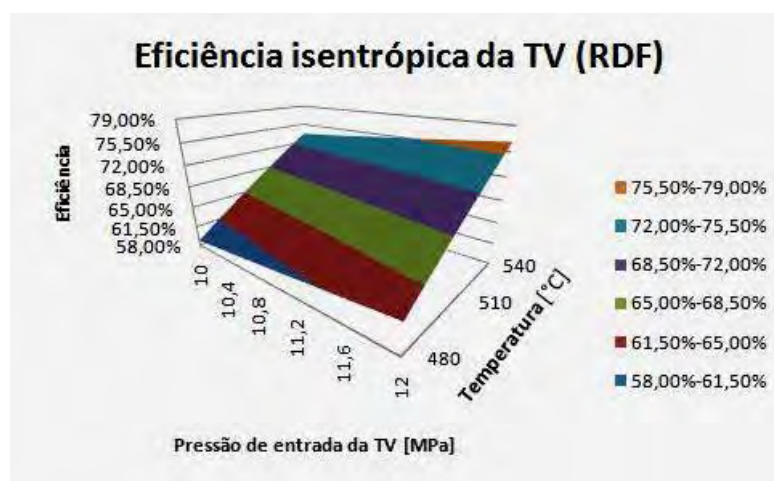


Figura 61 – Gráfico de eficiência isentrópica da turbina a vapor para o conjunto a gás CG4 e CDR.

A eficiência isentrópica da turbina a vapor para os conjuntos a gás e utilizando RDF e RSM apresentam uma faixa entre 58% e 77%, valores próximos dos apresentados por Flores e Núñez (2010), que mostram resultados entre valores de 72,2% e 76% para uma variação de pressão, mas não consideram variações de temperatura.

4.4.7 A configuração do trocador de calor

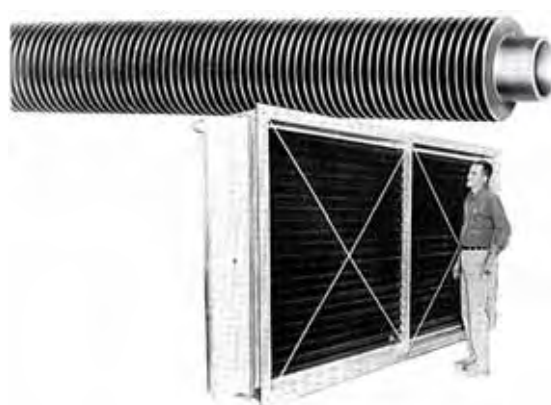
O trocador de calor tem a função de pré-aquecer o ar de admissão do incinerador, para elevar a eficiência de incineração e proteger os equipamentos devido às elevadas temperaturas, como as grelhas dos fornos. Para os valores de vazão de vapor de processo, houve uma variação de 0,92 kg/s até 0,95kg/s dependendo da temperatura de

entrada do vapor nos tubos do trocador de calor utilizado, como se pode observar na Tabela 18, que apresenta valores de vapor de processo na entrada do trocador de calor.

Tabela 18 – Vazão mássica de vapor de processo do trocador de calor em função da saída da extração.

$T_{Ent,TC}$ [°C]	$\dot{m}_{TC}$ [kg/s]
419,00	0,919
427,33	0,925
435,67	0,930
444,00	0,936
452,33	0,941
460,67	0,946
469,00	0,952

As dimensões apresentaram uma largura de dois metros e setenta centímetros, uma altura de três metros e de comprimento um metro, valores estes coerentes com literaturas estabelecidas (KAKAÇ e LIU, 2002), como demonstra a Figura 62.



Fonte: Kakaç e Liu (2002)

Figura 62 – Foto de um trocador de calor com tubos aletados, para utilizar ar e vapor.

4.5 Resultados da análise de geração de $CO_{2, \text{equivalente}}$ na planta de incineração em comparação a um aterro sanitário com controle e coleta do biogás

4.5.1 Geração de $CO_{2, \text{equivalente}}$ em aterro sanitário

A utilização de aterros sanitários para a disposição final é uma prática recomendada para a destinação final de resíduos sólidos urbanos. A utilização desta técnica gera diversos produtos relacionados ao efeito estufa, analisados na forma de dióxido de carbono equivalente, uma vez que por processos anaeróbios metano e dióxido de carbono são gerados.

Nas Figuras 63 e 64 ilustram-se os gráficos de produção de dióxido de carbono equivalente utilizando resíduo sólido municipal e combustível derivado do resíduo, a modelagem foi elaborada a partir da equação (135), considerando que anualmente seriam depositados os mesmos elementos que seriam incinerados, com isso gerando uma produção anual de dióxido de carbono equivalente.



Figura 64 – Gráfico da produção de dióxido de carbono equivalente em um aterro sanitário utilizando RSM.



Figura 65 – Gráfico da produção de dióxido de carbono equivalente em um aterro sanitário utilizando CDR.

4.6 Parâmetros operacionais da planta

Serão apresentados os parâmetros operacionais da planta nos cenários otimista, intermediário e pessimista, que representam variações nos valores de pressão e temperatura do vapor de processo.

Como se observa na Tabela 19, a temperatura e de entrada da turbina a vapor de alta pressão é igual à da turbina a vapor de média pressão, temperatura de entrada do trocador de calor, a vazão mássica de vapor no trocador de calor, temperatura de saída da turbina a vapor de média, pressão de entrada da turbina a vapor de alta pressão e a temperatura de saída da turbina a vapor de alta pressão.

Os valores foram selecionados a partir dos gráficos de eficiência térmica da planta, nas Figuras 39 a 46, neles são apresentados a eficiência térmica da planta utilizando conjuntos a gás diferentes e resíduos diferentes, com a variação da temperatura de 480 até 520°C e pressão de 10 a 12 MPa, nesta variação foram destacados três cenários de operação: o cenário Otimista, neste se caracteriza pela máxima eficiência da planta; o cenário intermediário, onde se caracteriza por uma eficiência média e o cenário pessimista, onde os parâmetros de operação apresentam a mínima eficiência na planta, como mostram as Tabelas 19, 20 e 21.

Tabela 19 – Parâmetros de operação iniciais da planta nos cenários otimista, intermediário e pessimista.

Cenário	T_{ETA} [°C]	$T_{Ent, TC}$ [°C]	$\dot{m}_{TC}$ [kg/s]	T_{STM} [°C]	P_{ETA} [kPa]	T_{STA} [°C]
Pessimista	480	419	0,9192	350,00	10000	445,0
Intermediário	510	444	0,9355	370,00	11000	422,5
Otimista	540	469	0,9515	390,00	12000	400,0

Nas tabelas 20 e 21 são apresentados os resultados de diversos parâmetros operacionais para os cenários considerados. O primeiro é a para a geração de energia elétrica da planta na qual a potência instalada total de planta ($\dot{W}_{Ele, Planta}$) é a soma da potência total dos conjuntos a gás ($\dot{W}_{Ele, Total, CG}$) com a potência da turbina a vapor ($\dot{W}_{Ele, TV}$).

São apresentados valores de vazão mássica de vapor da planta, vapor da caldeira de recuperação, da caldeira de incineração, dos resíduos a serem incinerados, uma relação da vazão mássica de vapor por resíduos incinerados (este valor apresenta uma variação de 2,1 até 2,4 utilizando RSM e uma variação de 2,3 a 2,6 na utilização do RDF).

Os valores obtidos se situam um pouco abaixo se comparados aos valores apresentados por Kleis e Søren (2004), entre 3 e 3,5 quilogramas de vapor de processo por resíduo incinerado; os valores de pressão e temperatura utilizados, bem como a particular composição de cada resíduo sólido urbano, contribuíram para a diferença dos valores. Os valores de temperatura de chaminé para a caldeira do processo de incineração estão dentro da faixa de 100°C até 200°C; na caldeira de recuperação, as temperaturas em sua maioria apresentaram valores um pouco acima de 200°C, mas nada que possa impedir o funcionamento da planta.

Tabela 20 – Parâmetros de operação da planta utilizando CG1 até CG4, RSM, nos cenários otimista, intermediário e pessimista.

RSM	Otimista				Intermediário				Pessimista			
	CG1	CG2	CG3	CG4	CG1	CG2	CG3	CG4	CG1	CG2	CG3	CG4
$\dot{W}_{Ele, Planta}$ [kW]	359495	269150	339830	356360	344651	254306	324986	341516	328098	237753	308433	324963
$\dot{W}_{Ele, Total, CG}$ [kW]	219450	129105	199785	216315	219450	129105	199785	216315	219450	129105	199785	216315
$\dot{W}_{Ele, TV}$ [kW]	135843	102853	135163	135952	121445	91938	120837	121542	105388	79760	104860	105472
$\dot{m}_{2, cald, Total}$ [kg/s]	117,9	84,74	117,4	118	124,8	94,93	124,1	124,8	132,3	100,7	131,7	132,4
$\dot{m}_{Vapor, CR}$ [kg/s]	66,26	38,07	65,68	66,35	70,09	40,27	69,47	70,19	74,35	42,72	73,7	74,46
$\dot{m}_{Vapor-Total, cald-inc}$ [kg/s]	51,68	51,68	51,68	51,68	54,66	54,66	54,66	54,66	57,99	57,99	57,99	57,99
$\dot{m}_{Residuo}$ [kg/s]	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45	24,45
$K_{\frac{Vapor}{Residuo}}$	2,11	2,11	2,11	2,11	2,24	2,24	2,24	2,24	2,37	2,37	2,37	2,37
$\dot{m}_{Cinzas, Total}$ [kg/s]	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11	6,11
$\dot{m}_{CO_2, Total}$ [kg/s]	110,80	84,89	108,20	111,60	110,80	84,89	108,20	111,60	110,80	84,89	108,20	111,60
$\eta_{T_{Planta}}$ [%]	41,50%	39,35%	40,35%	40,73%	39,84%	37,51%	38,64%	39,08%	37,98%	35,47%	36,74%	37,24%
$\eta_{T_{CG}}$ [%]	46,95%	47,40%	45,62%	45,85%	45,68%	46,14%	44,30%	44,59%	44,26%	44,73%	42,83%	43,18%
η_{T_C} [%]	26,25%	26,24%	26,24%	26,24%	23,45%	23,44%	23,44%	23,44%	20,31%	20,31%	20,31%	20,31%
$\eta_{ISO, TV}$ [%]	76,88%	76,85%	76,88%	76,88%	68,33%	68,28%	68,33%	68,33%	58,93%	58,85%	58,93%	58,93%
$T_{ch, CR}$ [°C]	229,1	229,1	223,9	219,4	219,7	219,7	214,5	209,9	209,6	209,6	204,3	199,8
$T_{ch, Inc}$ [°C]	168,4	168,4	168,4	168,4	160,1	160,1	160,1	160,1	151,3	151,3	151,3	151,3
T_3 [°C]	1213,0	1252	1196	1229	1213,0	1252	1196	1229	1213,0	1252	1196	1229
$e_{CG, \%}$	197,80%	195,40%	199,60%	179,10%	197,80%	195,40%	199,60%	179,10%	197,80%	195,40%	199,60%	179,10%

Tabela 21 – Parâmetros de operação da planta utilizando CG1 até CG4, RDF, nos cenários otimista, intermediário e pessimista.

RDF	Otimista				Intermediário				Pessimista			
	CG1	CG2	CG3	CG4	CG1	CG2	CG3	CG4	CG1	CG2	CG3	CG4
$\dot{W}_{Ele, Planta}$ [kW]	334700	209457	313935	331602	322965	201205	302272	319855	309872	191992	289260	306751
$\dot{W}_{Ele, Total, CG}$ [kW]	219450	129105	199785	216315	219450	129105	199785	216315	219450	129105	199785	216315
$\dot{W}_{Ele, TV}$ [kW]	110630	77634	109944	110733	98895	69382	98281	98986	85802	60169	85269	85882
$\dot{m}_{2, cald, Total}$ [kg/s]	96,39	68,19	95,8	96,48	102	72,13	101,3	102,1	108,2	76,52	107,5	108,3
$\dot{m}_{Vapor, CR}$ [kg/s]	66,26	38,07	65,68	66,35	70,09	40,27	69,47	70,19	74,35	42,72	73,7	74,46
$\dot{m}_{Vapor-Total, cald-inc}$ [kg/s]	30,13	30,13	30,13	30,13	31,87	31,87	31,87	31,87	33,81	33,81	33,81	33,81
$\dot{m}_{Resíduo}$ [kg/s]	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98	12,98
$K_{\frac{Vapor}{Resíduo}}$	2,32	2,32	2,32	2,32	2,46	2,46	2,46	2,46	2,60	2,60	2,60	2,60
$\dot{m}_{Cinzas, Total}$ [kg/s]	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25	3,25
$\dot{m}_{CO_2, Total}$ [kg/s]	87,65	61,77	85,08	88,49	87,65	61,77	85,08	88,49	87,65	61,77	85,08	88,49
$\eta_{T_{Planta}}$ [%]	43,24%	41,63%	42,01%	42,36%	41,72%	39,99%	40,45%	40,86%	40,03%	38,15%	38,70%	39,18%
$\eta_{T_{CG}}$ [%]	46,95%	47,40%	45,62%	45,85%	45,67%	46,14%	44,30%	44,59%	44,25%	44,73%	42,83%	43,18%
$\eta_{T_{CI}}$ [%]	25,55%	25,55%	25,55%	25,55%	22,80%	22,80%	22,80%	22,80%	19,72%	19,72%	19,72%	19,72%
$\eta_{ISO, TV}$ [%]	76,86%	76,85%	76,85%	76,86%	68,30%	68,21%	68,30%	68,30%	58,87%	58,75%	58,87%	58,87%
$T_{ch, CR}$ [°C]	229,1	229,1	223,9	219,4	219,7	219,7	214,5	209,9	209,6	209,6	204,3	199,8
$T_{ch, Inc}$ [°C]	168,4	168,4	168,4	168,4	160,1	160,1	160,1	160,1	151,3	151,3	151,3	151,3
T_3 [°C]	1213,0	1252	1196	1229	1213,0	1252	1196	1229	1213,0	1252	1196	1229
$e_{CG, \%}$	197,80%	195,40%	199,60%	179,10%	197,80%	195,40%	199,60%	179,10%	197,80%	195,40%	199,60%	179,10%

A temperatura na saída da câmara de combustão do conjunto a gás apresenta variação de 1196 até 1252°C, valores coerentes com o atual estado da arte. Os valores da constante $K_{\frac{\text{Vapor}}{\text{Resíduo}}}$ entre 2,1 a 2,6 se devem às condições nas quais o vapor de processo é produzido, por apresentar parâmetros de operação extremo (elevada pressão e temperatura) e com um reaquecimento, tornando esse valor inferior a valores de 3 a 4, apresentados por Kleis e Søren (2004). O parâmetro $e_{CG,\%}$ representa o excesso de ar na combustão do conjunto a gás, parâmetro este que deve apresentar valores entre 150% a até 200% (DUARTE et al, 2009).

4.7 Resultados da análise financeira da planta de incineração

4.7.1 Utilizando o método do *payback*

4.7.1.1 Utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono

Os resultados obtidos com a venda do excedente de energia elétrica em processos de incineração em ciclo combinado pela metodologia do período de amortização do investimento inicial demonstraram uma atratividade quando utilizado o preço de venda de energia elétrica em torno de 70,00 [US\$/MWh], valor este abaixo do preço de venda de energia elétrica no Brasil, segundo Rosa (2007) o preço de venda de energia elétrica é em torno de 130,00 [R\$/MWh] convertendo para a cotação atual, este preço será de aproximadamente 76,65 [US\$/MWh]. Em comparação com a venda de energia elétrica de hidroelétrica que é em média 28,89 [US\$/MWh] (convertendo para 49,00 [R\$/MWh]) (ROSA, 2007).

Nas Figuras 65 a 68 são apresentados os resultados para o uso de resíduo sólido municipal (com maior quantidade volumétrica e menor poder calorífico) utilizando a taxa de recolhimento de resíduos em torno de 10 US\$/t (valor estimado, podendo ser superior ou inferior) de resíduo e de aproximadamente 23 US\$/ton $CO_{2,equiv}$, convertendo para a moeda Euro (€), tem-se €17/ton $CO_{2,equiv}$ (GAZETA MERCANTIL, 2008).

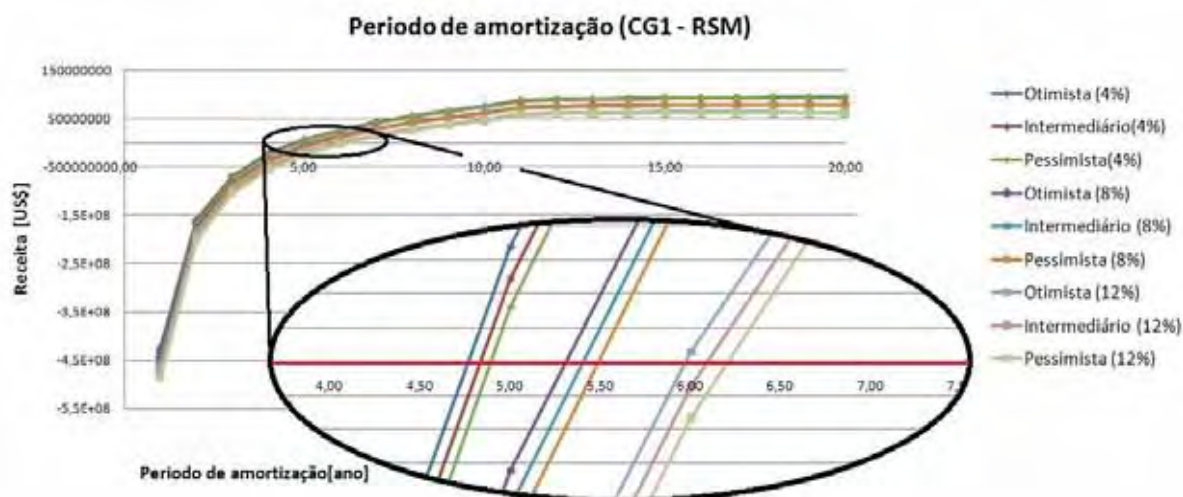


Figura 65 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 1.

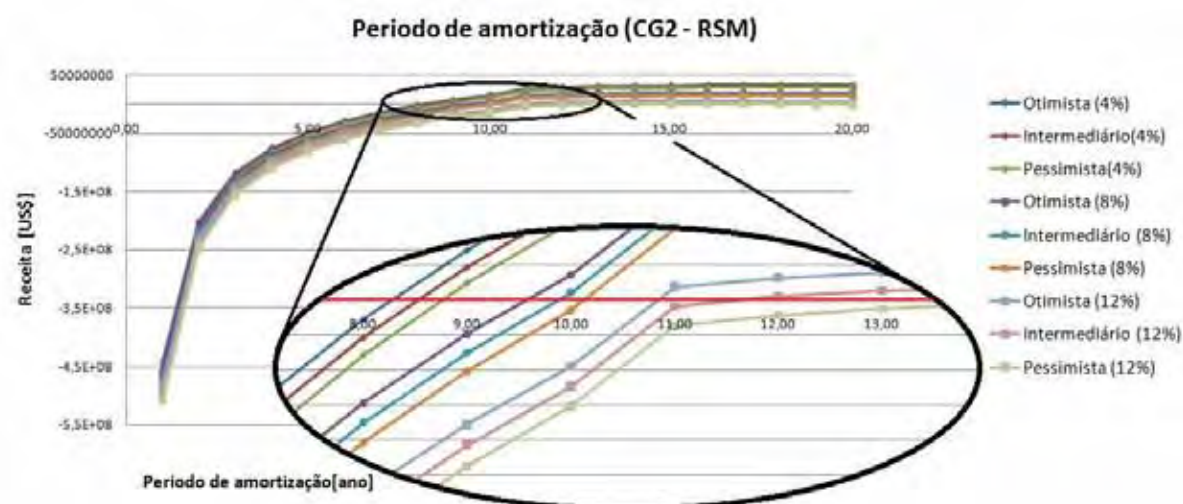


Figura 66 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 2.

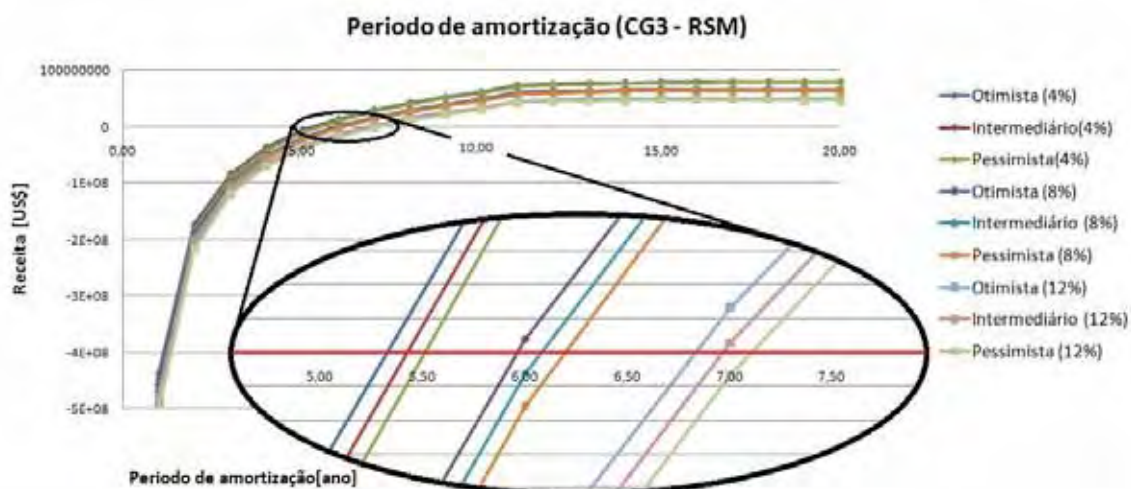


Figura 67 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 3.

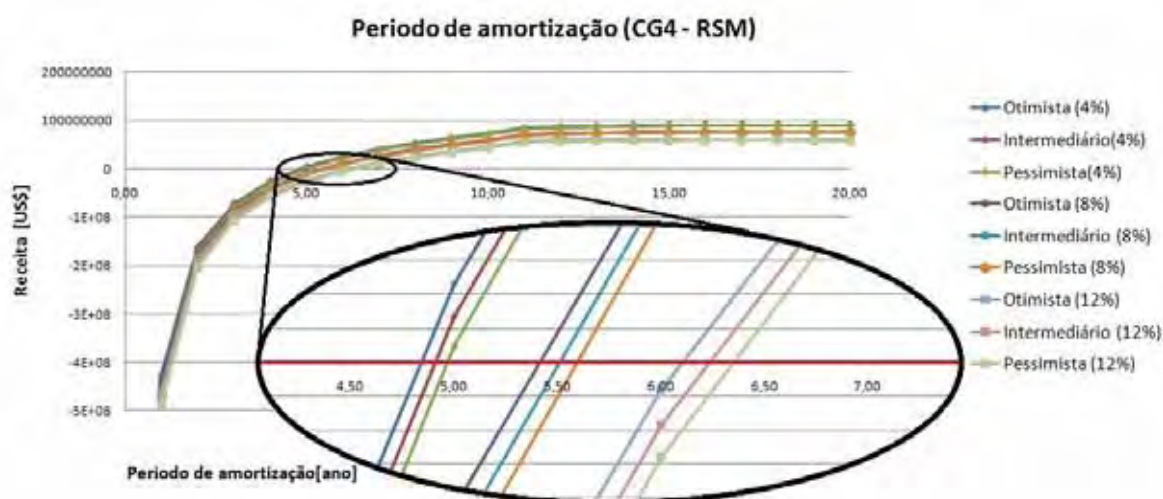


Figura 68 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 4.

A receita é a parcela de ganho ao longo de cada ano de funcionamento da planta, sendo calculada através das equações 177 a 181, as quais elas representam as parcelas de ganho com as energias elétrica, térmica, crédito de carbono e taxa de recolhimento e tratamento de resíduos.

Nas Figuras 69 a 72 são apresentados os resultados para o uso de combustível derivado do resíduo (com menor quantidade volumétrica e maior poder calorífico) utilizando as mesmas taxas de recolhimento de resíduos e de crédito de carbono.

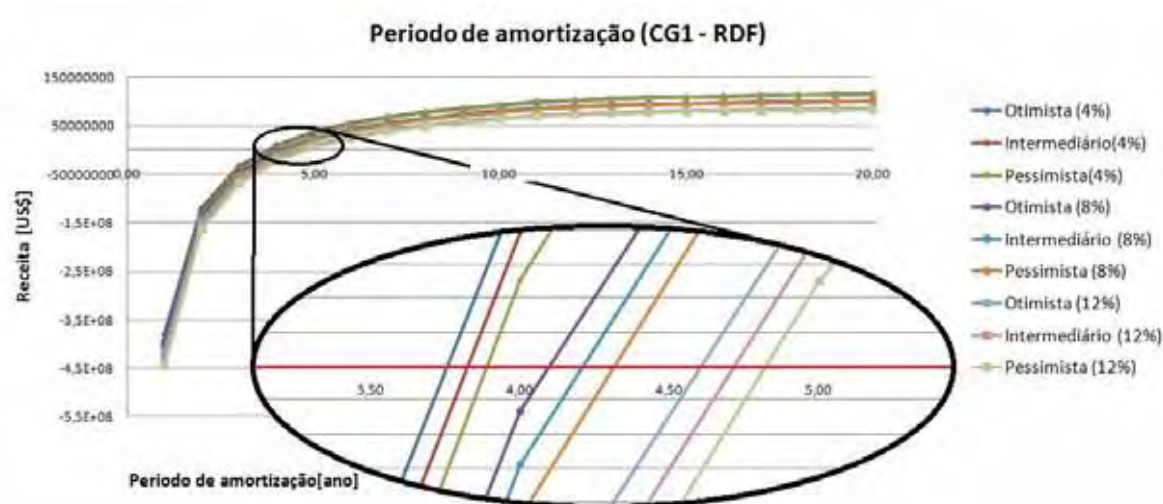


Figura 69 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 1.

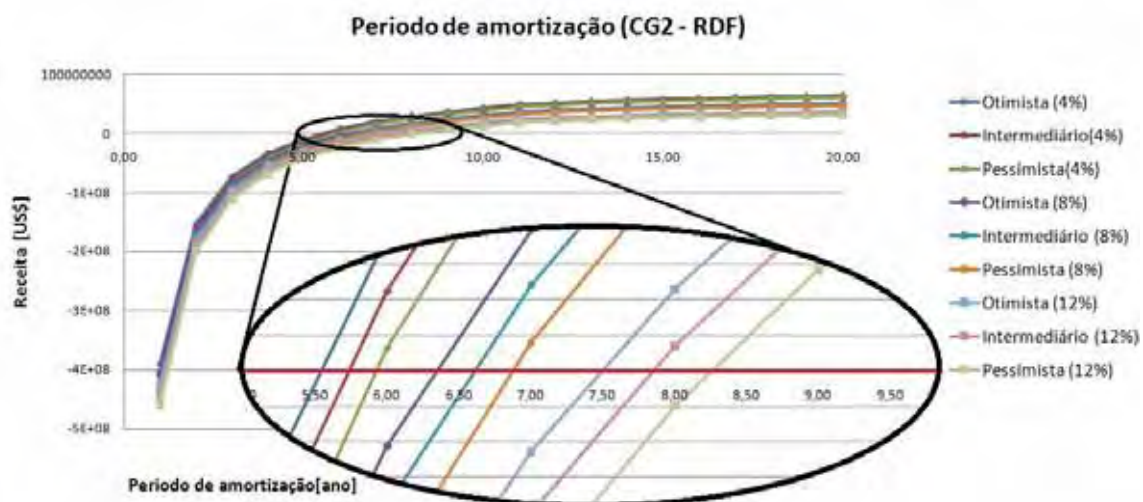


Figura 70 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 2.

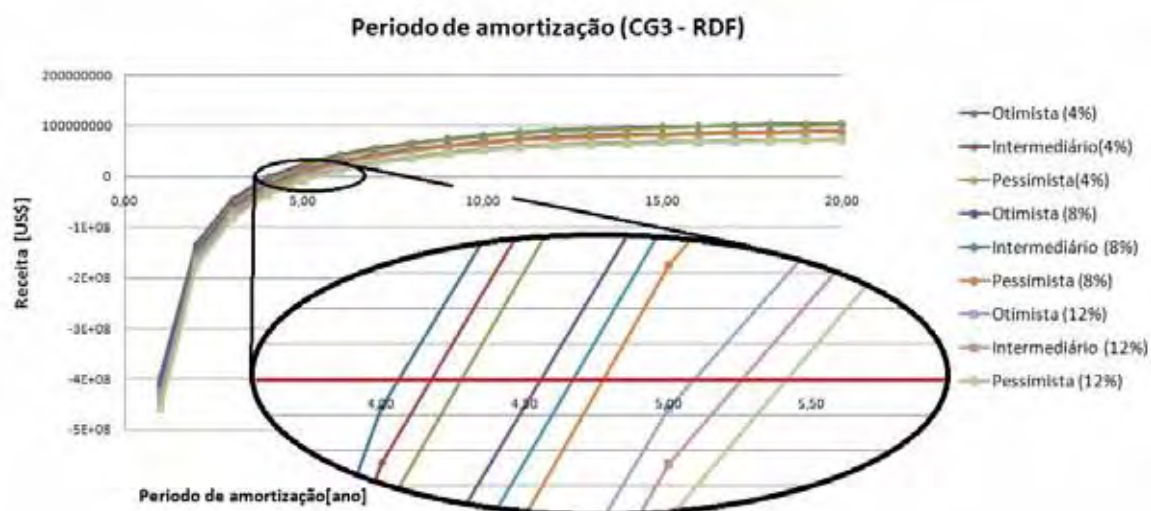


Figura 71 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 3.

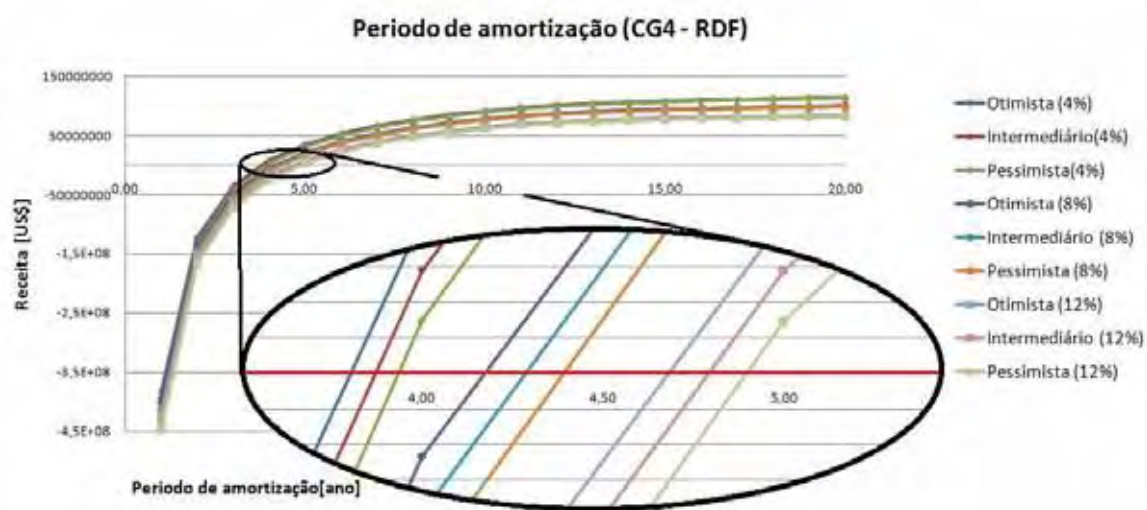


Figura 72 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 4.

Nas Figuras 69 a 72 são apresentados os resultados para o uso de combustível derivado do resíduo (com menor quantidade volumétrica e maior poder calorífico) utilizando as mesmas taxas de recolhimento de resíduos e de crédito de carbono.

4.7.1.2 Não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono

Nas Figuras 73 a 76 são apresentados os resultados para o uso de resíduo sólido municipal não utilizando a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono. Pode-se notar que sem o uso das tarifas, o período de amortização do investimento inicial se eleva consideravelmente; nos conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4 houve um aumento de 2 a 4 anos, no conjunto a gás CG2 esse período aumenta mais ainda e em determinadas taxas de juros, a planta não consegue cruzar o eixo das abscissas.

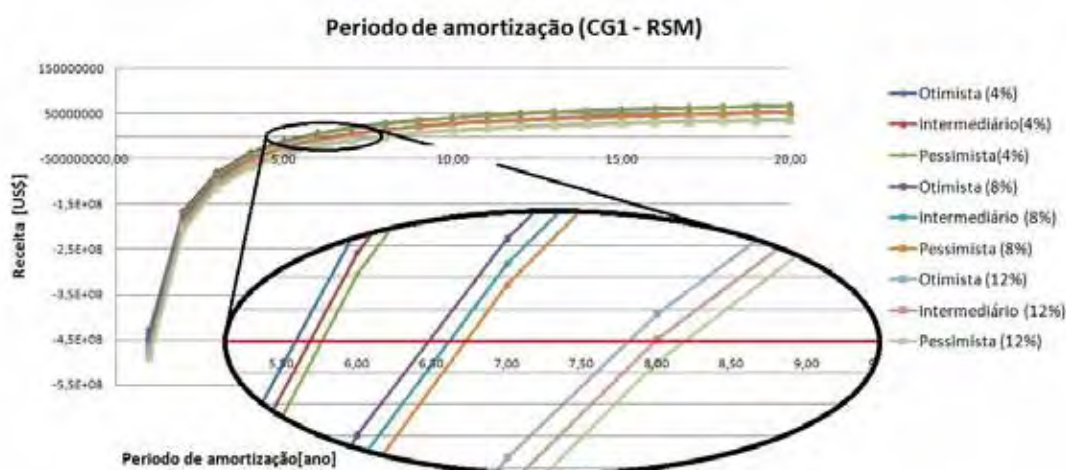


Figura 73 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

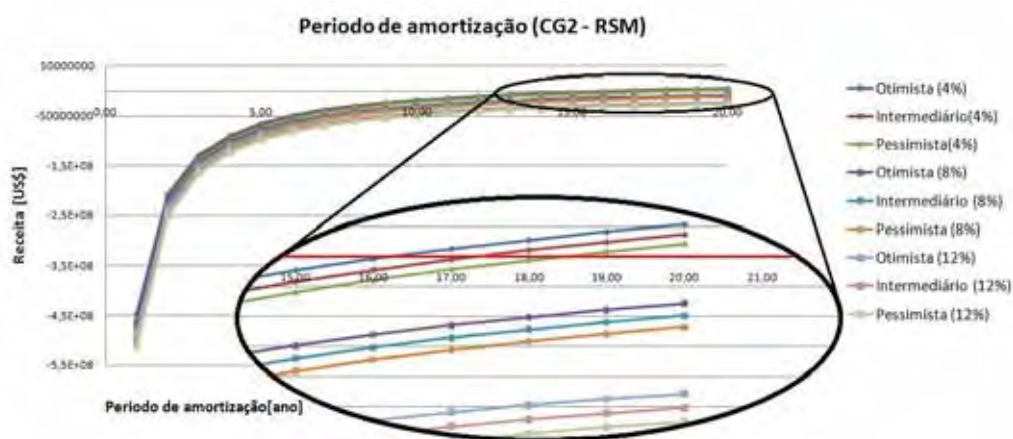


Figura 74 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

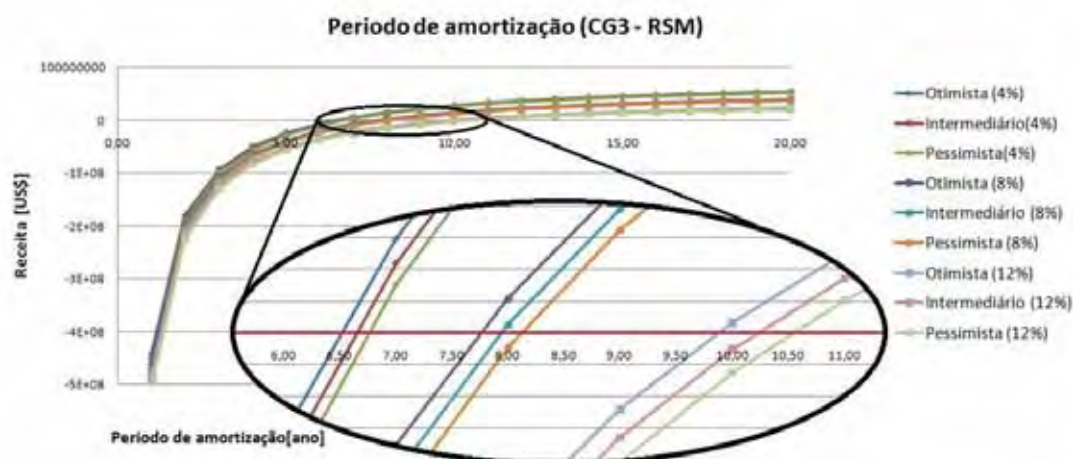


Figura 75 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

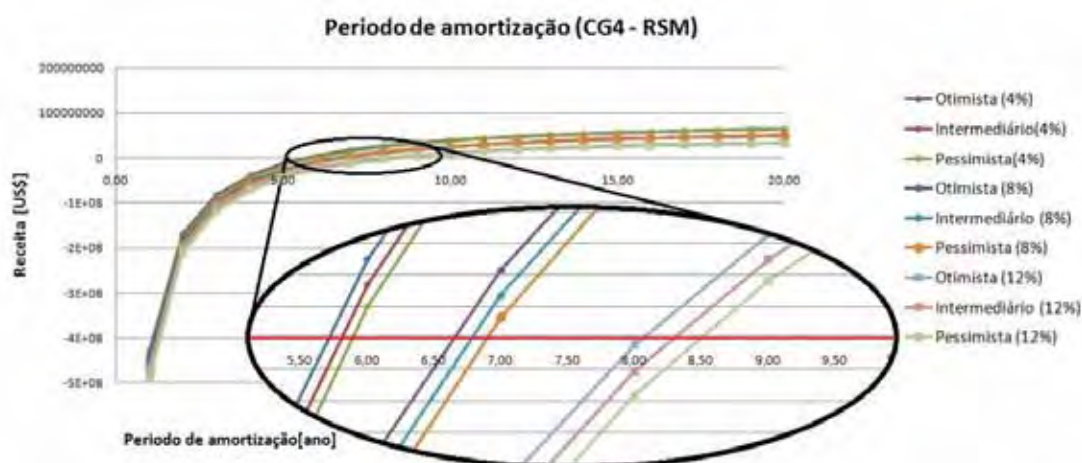


Figura 76 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RSM e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

Nas Figuras 77 a 80 são apresentados os resultados para o uso de combustível derivado do resíduo não utilizando a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono. Nas Figuras 77 a 80 são apresentados os resultados para o uso de combustível derivado do resíduo não utilizando a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.

Pode-se notar que sem o uso das tarifas, o período de amortização do investimento inicial se eleva consideravelmente; nos conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4 houve um aumento de 1 a 2 anos e no conjunto a gás CG2 esse período aumenta consideravelmente de 2 a 4 anos. Devido à presença dos incineradores de RDF serem mais baratos, o período de amortização é menor e não sofreu alterações com a remoção dos incentivos das tarifas.

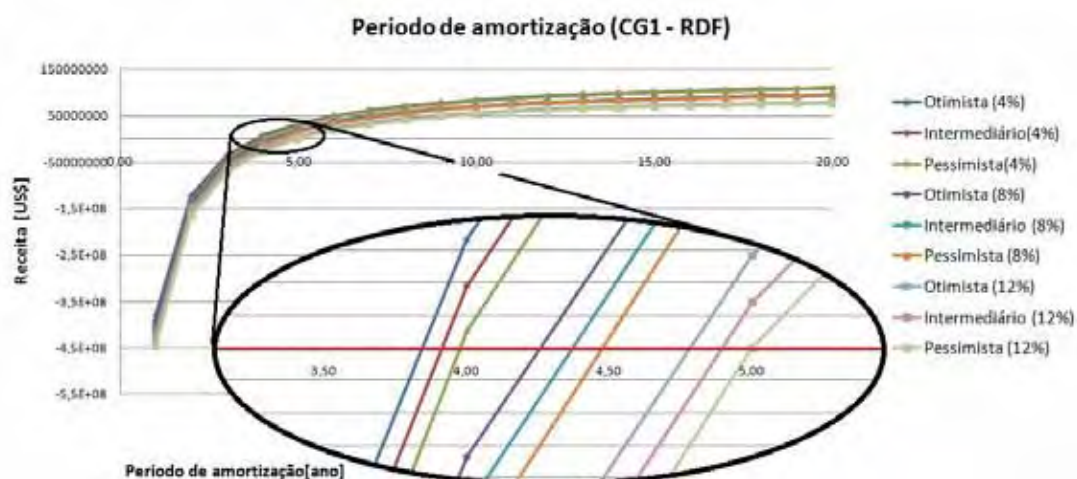


Figura 77 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

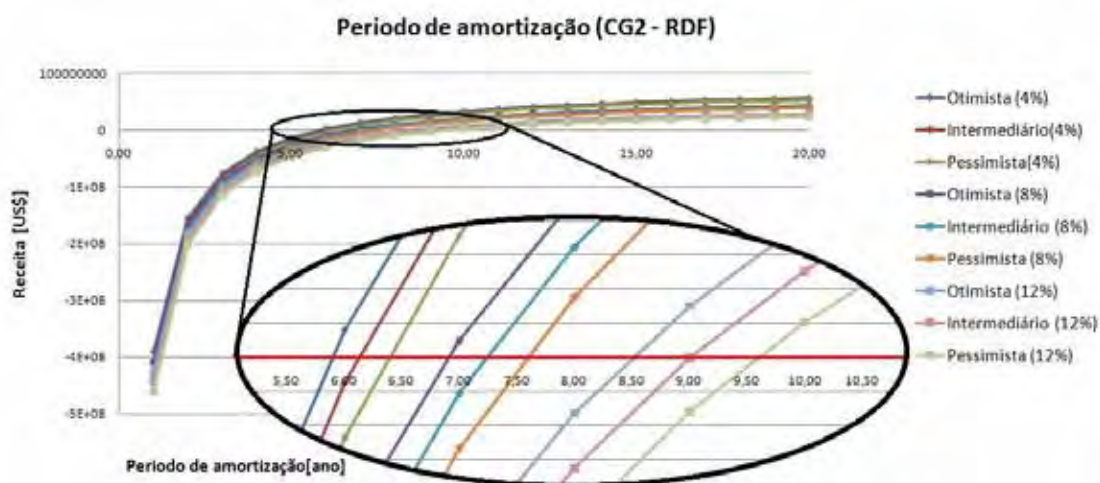


Figura 78 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

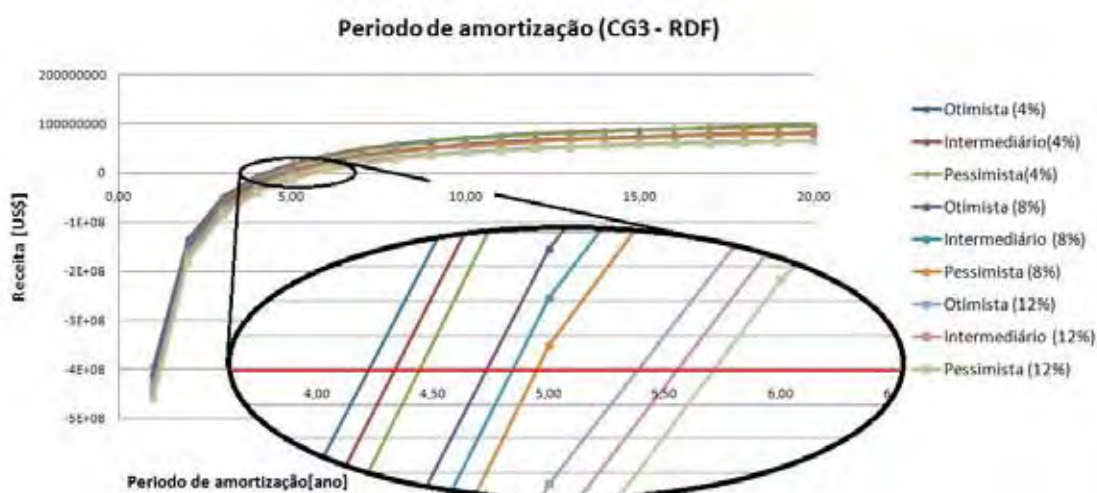


Figura 79 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

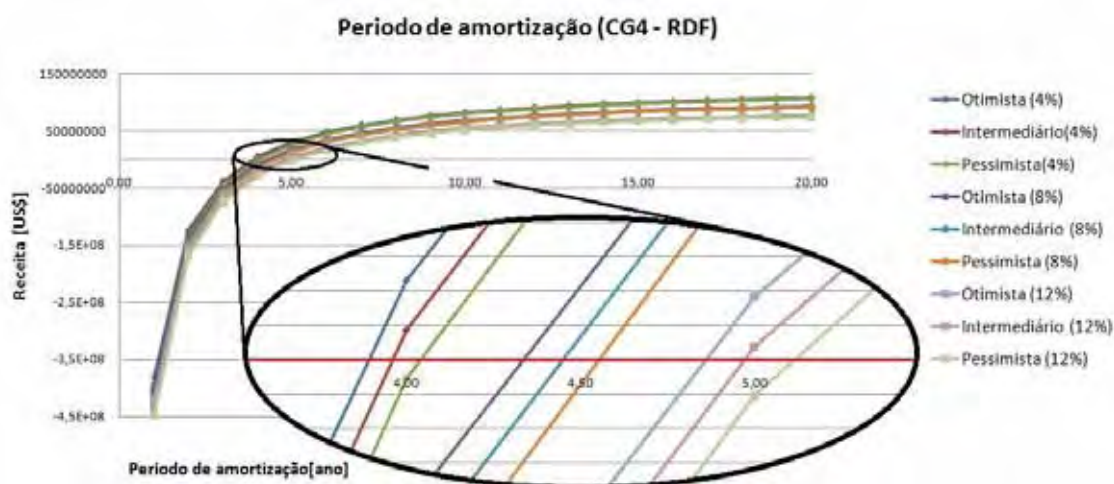


Figura 80 – Gráfico da receita esperada ao longo de vinte anos para o uso de RDF e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

4.7.2 Utilizando o método da TIR e VPL

4.7.2.1 Utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono

Dois parâmetros utilizados na avaliação econômica é a metodologia da TIR e VPL, que analisam os riscos da atratividade econômica de um investimento dessa natureza, como é o caso de uma planta de geração a partir de processo de incineração.

Segundo Moreira, David e Rocha (2003), que um dos critérios para a avaliação de novos investimentos desta natureza é pela ótica do investidor marginal, que considera a oferta global de energia dada, segundo critérios tradicionais, como a VPL, que é a diferença entre o valor presente esperado das rendas futuras e os custos de investimento.

Na Tabela 22 serão apresentados os cenários financeiros e os seus elementos principais, como a taxa mínima da atratividade, e o custo de venda de energia elétrica, tendo como base o cenário intermediário (ROSA, 2007).

Devido ao investimento inicial deste de uma planta desta natureza ser elevado, existe a necessidade de efetuar mais de uma solicitação de empréstimo, podendo não alcançar, alcançar e até ultrapassar os custos iniciais, devido a serão abordada uma variação de 70% até 130% do investimento inicial de empréstimos bancários.

Tabela 22 – Cenários financeiros das análises utilizando a TIR e VPL.

Cenários	TMA [%]	Custo de venda de eletricidade [US\$/MWh]
Otimista	08	90,0
Intermediário	09	70,0
Pessimista	10	50,0

Cada curva recebera um nome específico, o primeiro nome é dado para a condição de operação, otimista, intermediário e pessimista, o segundo nome cenário otimista, cenário intermediário e cenário pessimista e para especificar o cenário financeiro abordado.

Nas Figuras 81 a 88 são apresentados os resultados para o uso de resíduo sólido municipal (com maior quantidade volumétrica e menor poder calorífico) utilizando a taxa de recolhimento de resíduos em torno de 10 US\$/t (valor estimado, podendo ser superior ou inferior) de resíduo e de aproximadamente 23 US\$/ton $\text{CO}_{2,\text{equiv}}$, convertendo para a moeda Euro (€), tem-se €\$17/ton $\text{CO}_{2,\text{equiv}}$ (GAZETA MERCANTIL, 2008).

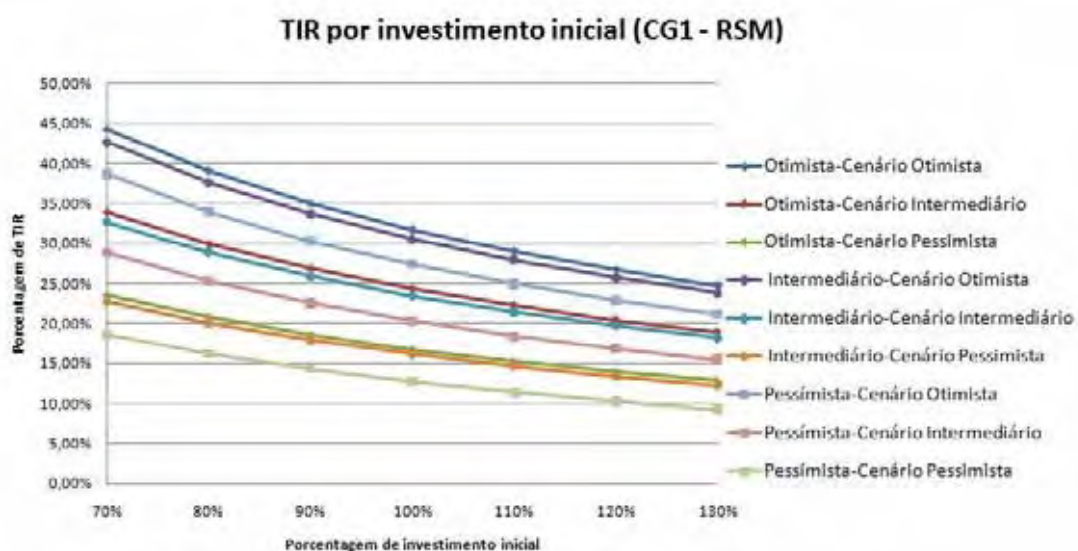


Figura 81 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1.



Figura 82 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2.

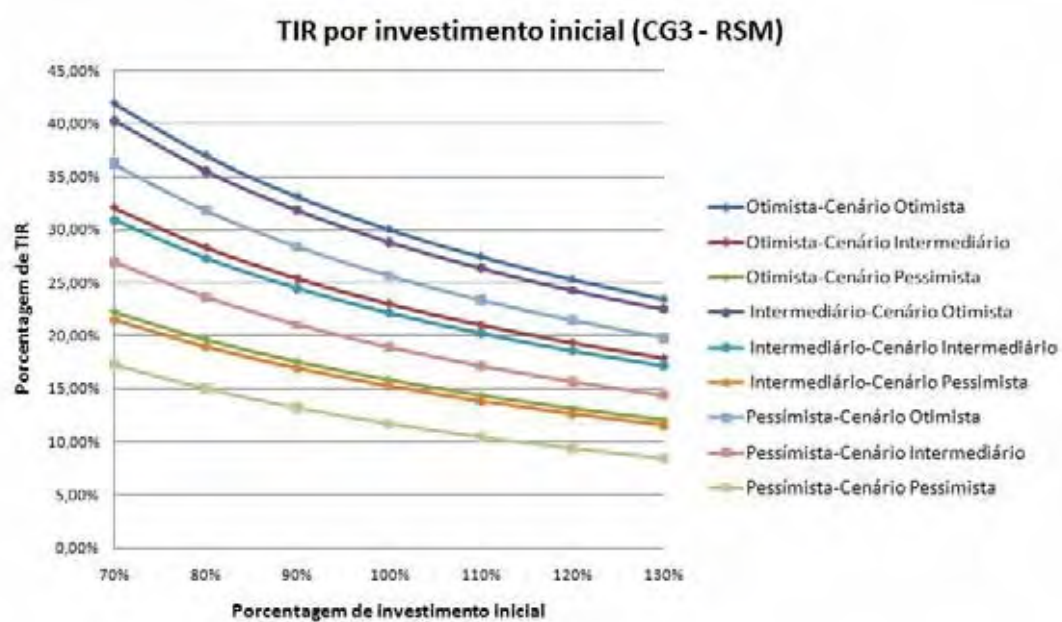


Figura 83 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3.

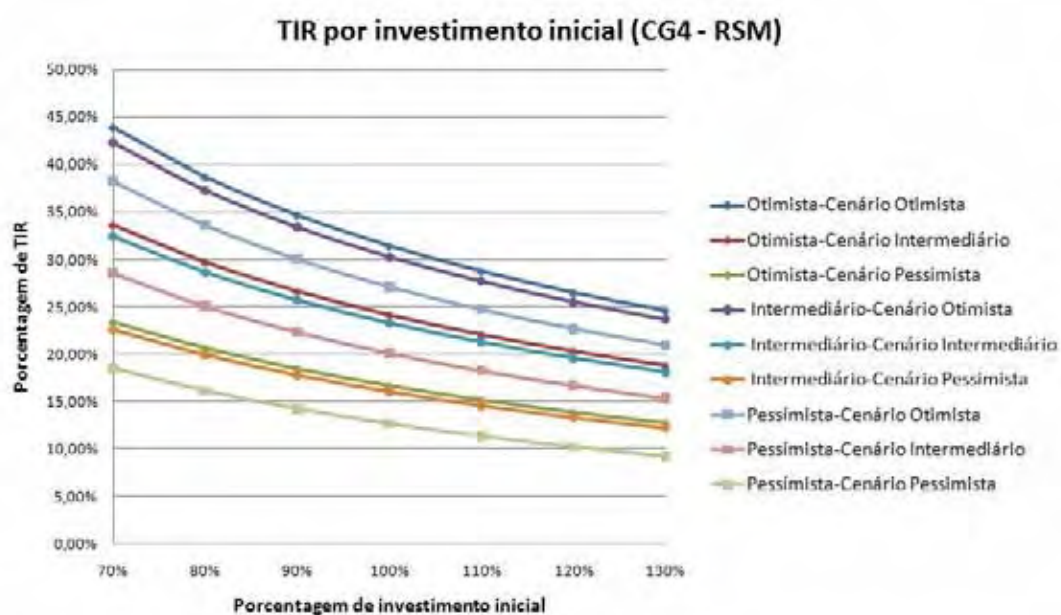


Figura 84 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4.

Pode-se concluir que a variação da TIR utilizando RSM é parecida para os conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4, sendo observado que a TIR é superior a TMA do investimento, o conjunto a gás CG2 está um pouco abaixo dos demais conjuntos, sendo que apresenta uma queda pequena, em nos cenários de pessimismo financeiro atende parcialmente as expectativas.

Nas Figuras 85 a 88 serão apresentados os gráficos da VPL em função do investimento inicial com o uso de resíduo sólido municipal e utilizando a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.

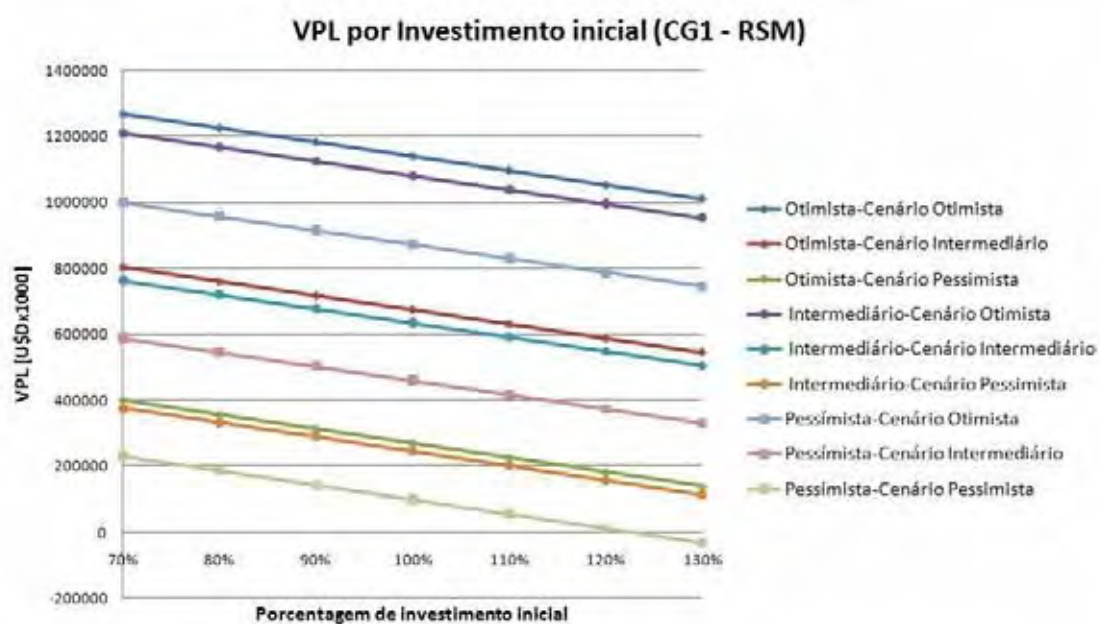


Figura 85 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial,, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1.

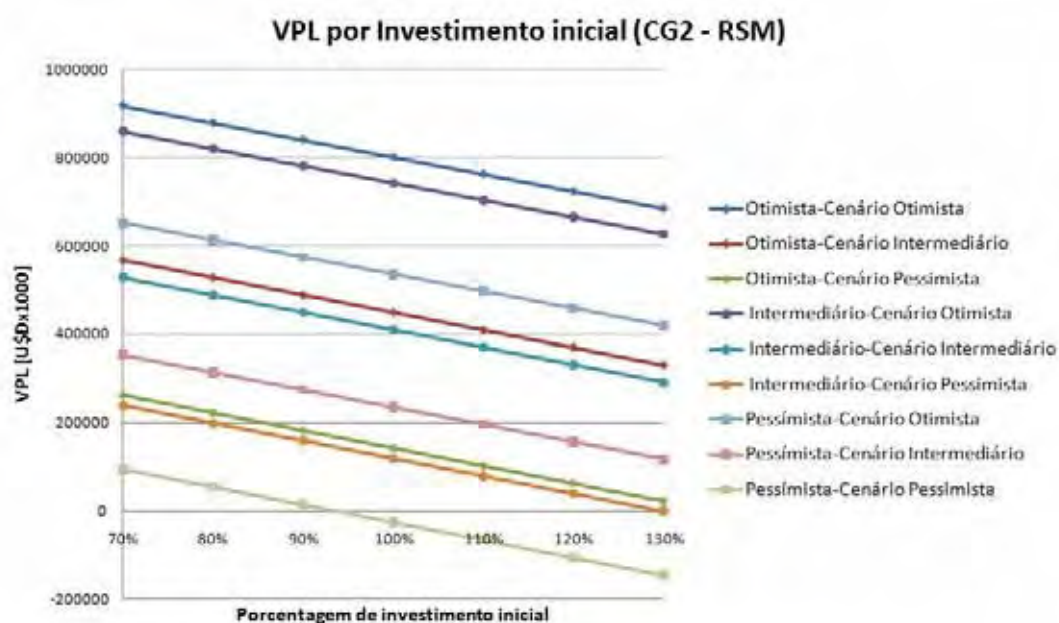


Figura 86 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2.

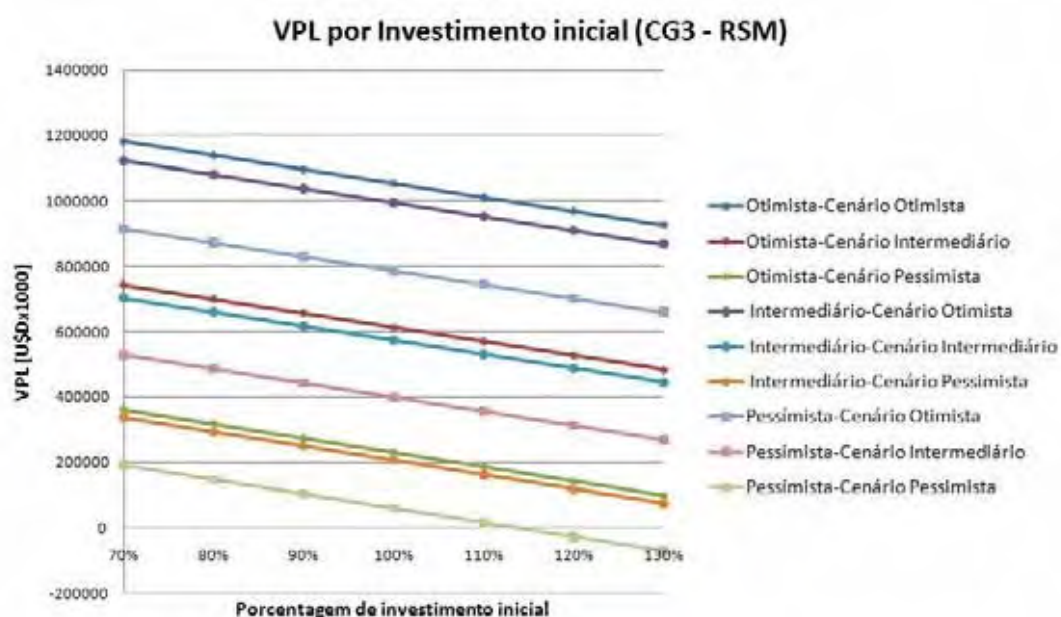


Figura 87 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3.

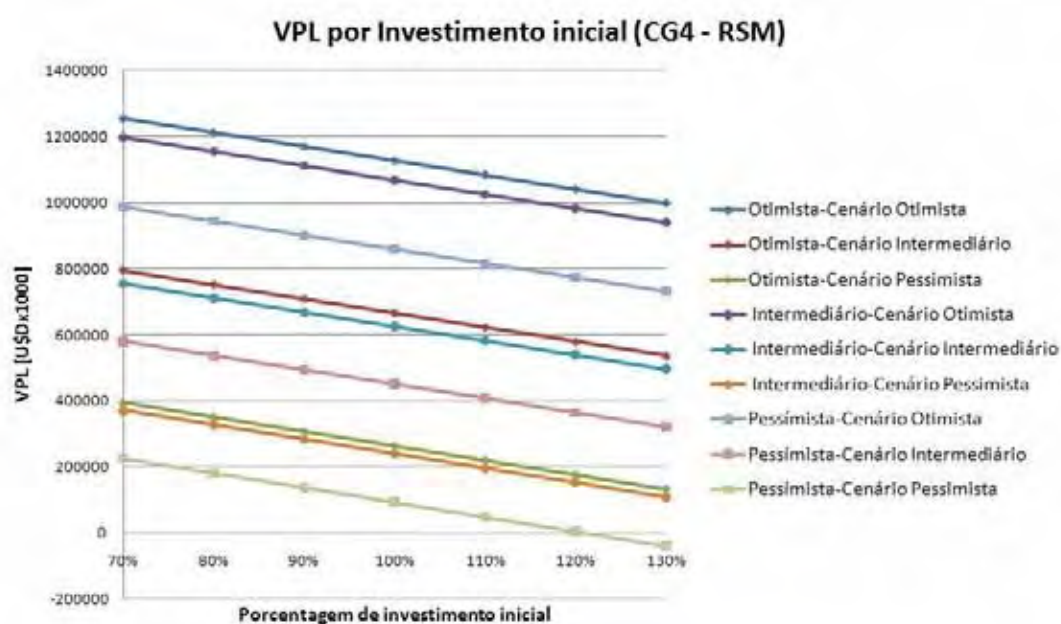


Figura 88 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4.

Conclui-se que a variação da VPL utilizando RSM é parecida para os conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4, sendo observado que a VPL é positivo em quase todos os cenários apresentados, o conjunto a gás CG2 esta um pouco abaixo dos demais conjuntos, sendo que apresenta uma queda nos cenários de pessimismo financeiro. Nas Figuras 89 a 92 são apresentados os gráficos da TIR em função do investimento inicial

com o uso de combustível derivado do resíduo e utilizando a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.

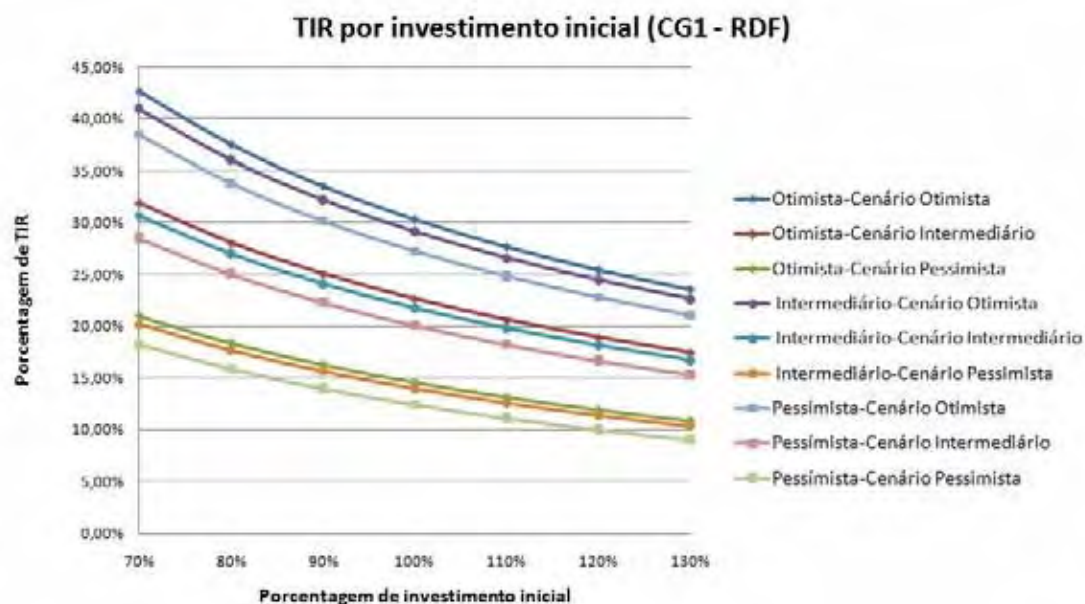


Figura 89 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1.

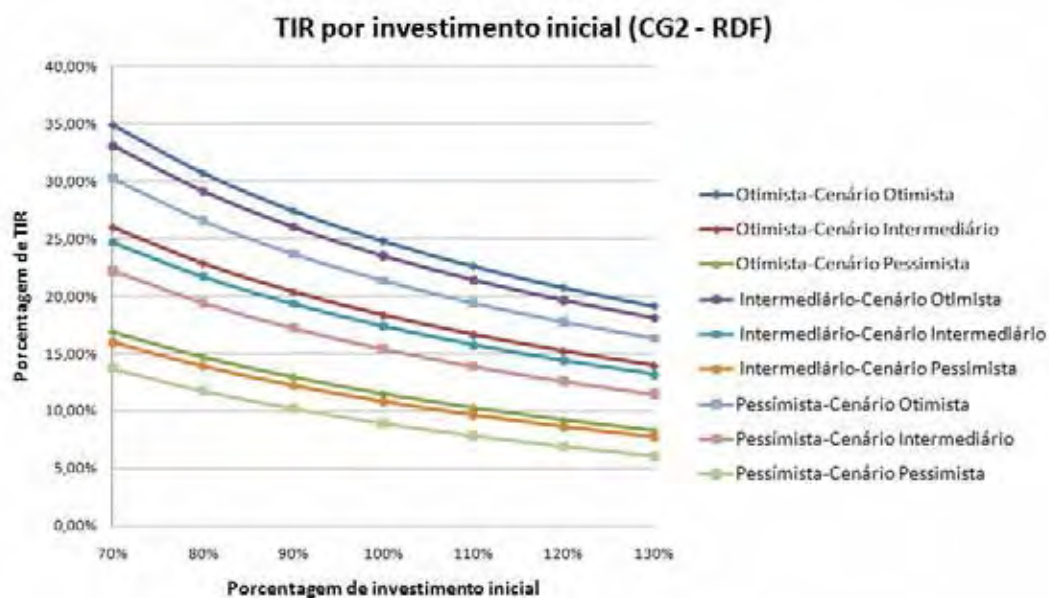


Figura 90 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2.

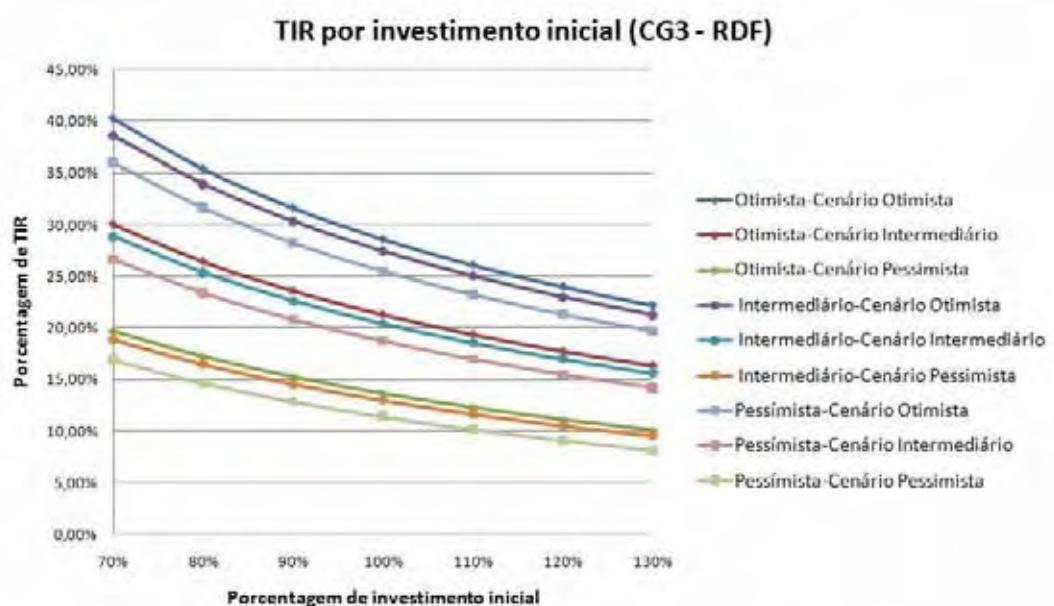


Figura 91 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3.



Figura 92 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4.

Pode-se concluir que houve uma a variação da TIR utilizando RDF é parecida com a análise utilizando RSM; nos conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4 apresentam uma TIR superior a TMA do investimento, sendo que o conjunto a gás CG2 esta um pouco abaixo dos demais conjuntos, sendo que apresenta uma pequena queda nos cenários de pessimismo financeiro, atendendo parcialmente as expectativas.

Nas Figuras 93 a 96 serão apresentados os gráficos da VPL por Investimento inicial com o uso de combustível derivado do resíduo e utilizando a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.

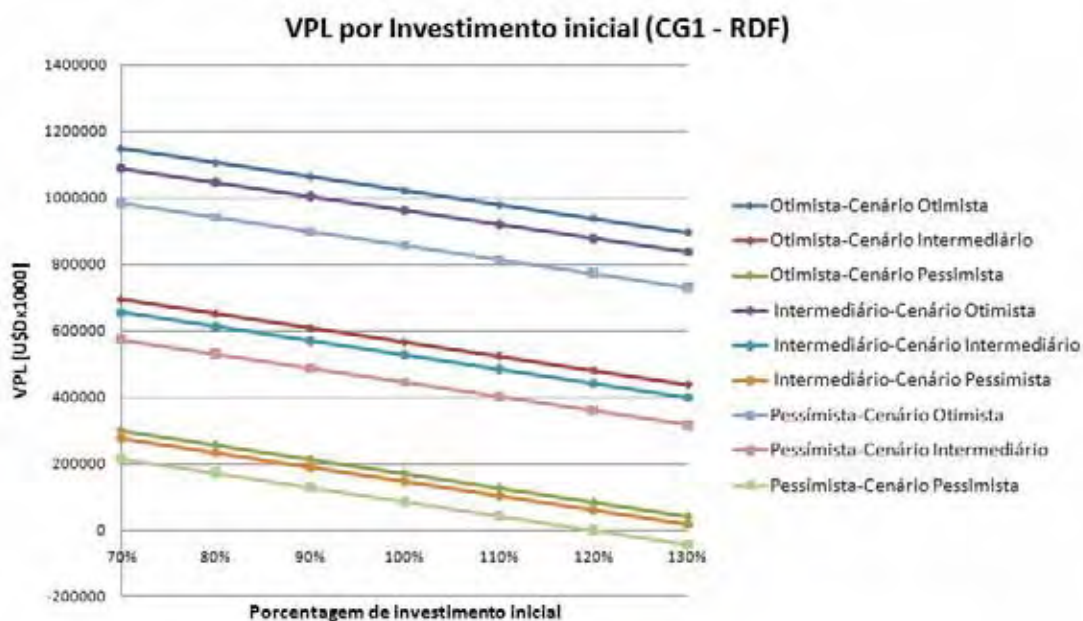


Figura 93 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1.

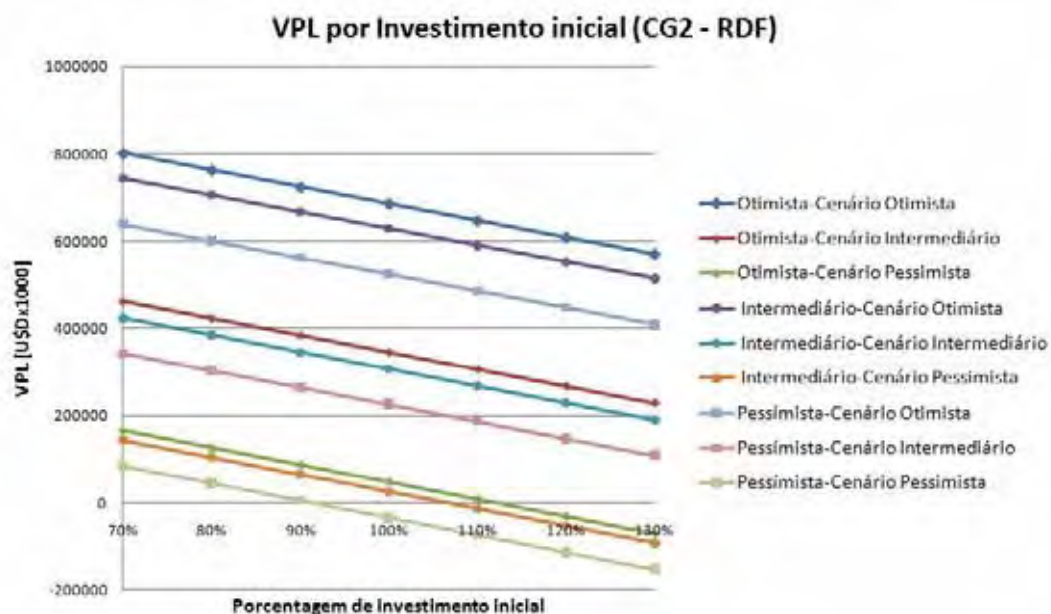


Figura 94 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2.

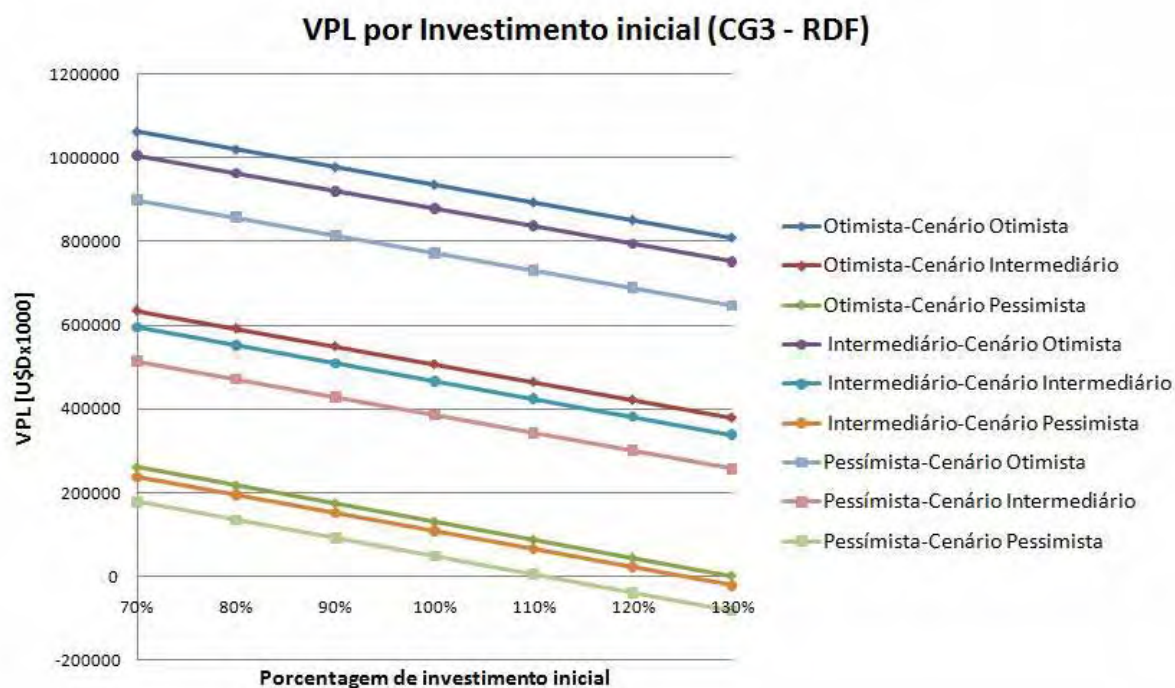


Figura 95 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3.

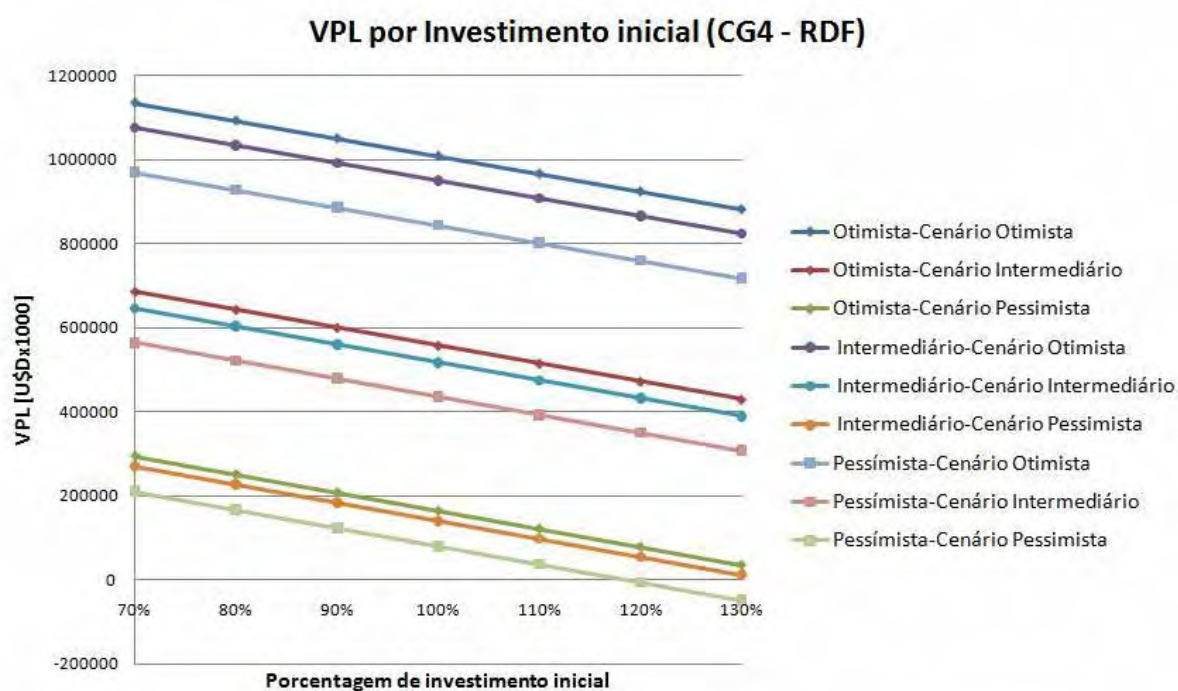


Figura 96 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4.

Conclui-se que a variação da VPL utilizando RDF é parecida com a análise utilizando RSM; nos conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4, sendo observado que a VPL é positivo em quase todos os cenários apresentados, o conjunto a gás CG2 está um

pouco abaixo dos demais conjuntos, sendo que apresenta uma queda nos cenários de pessimismo financeiro.

4.7.2.2 Não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono

Nas Figuras 97 a 100 serão apresentados os gráficos da TIR em função do investimento inicial com o uso de resíduo sólido municipal, caso em que não é utilizada a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.



Figura 97 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

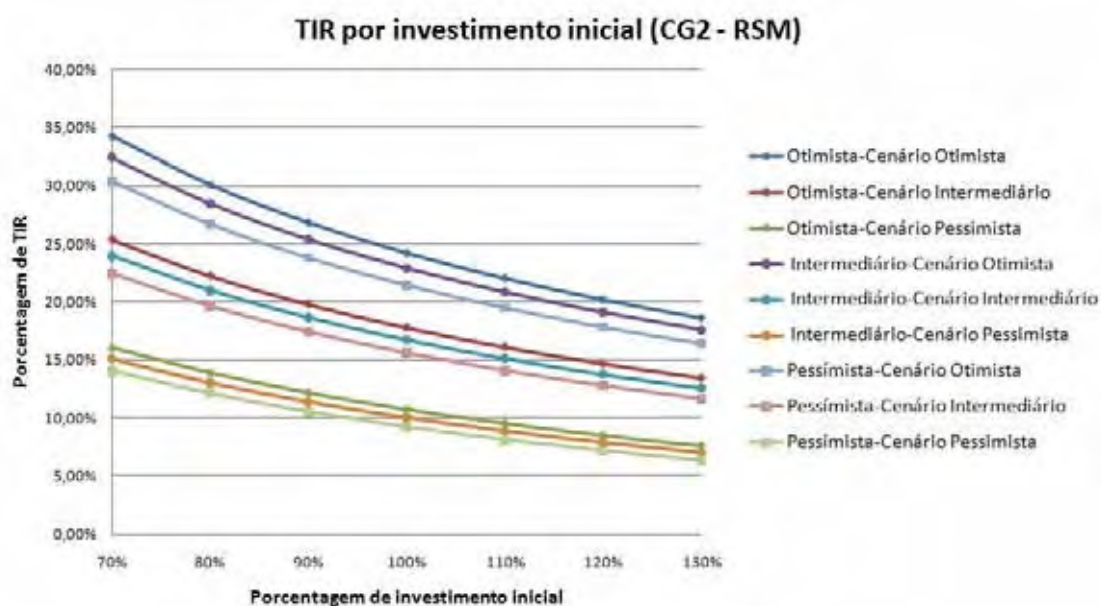


Figura 98 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

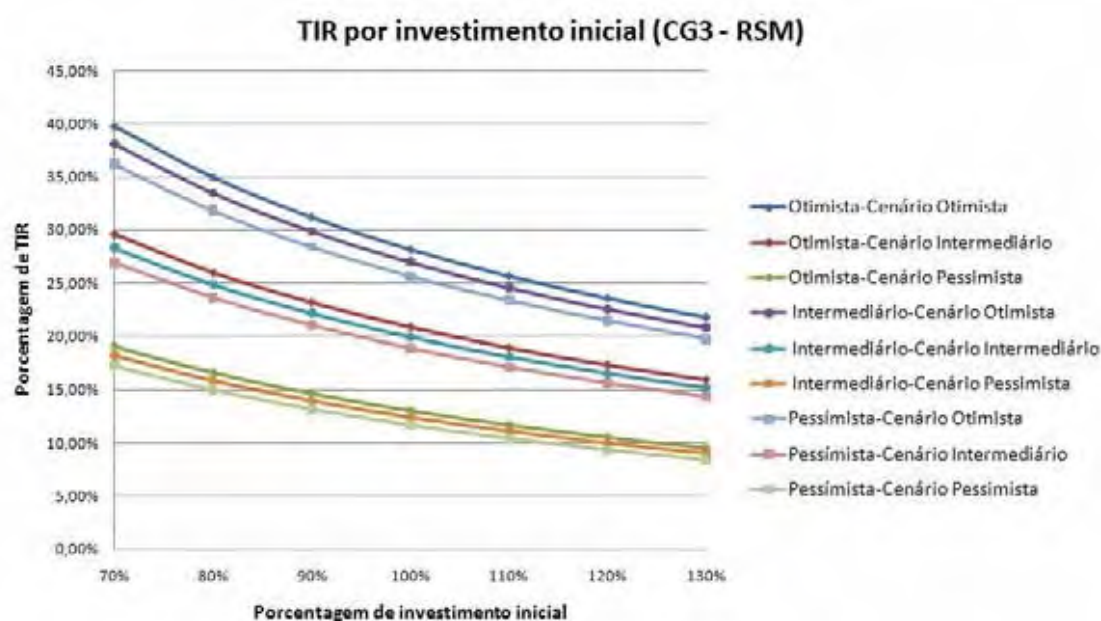


Figura 99 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

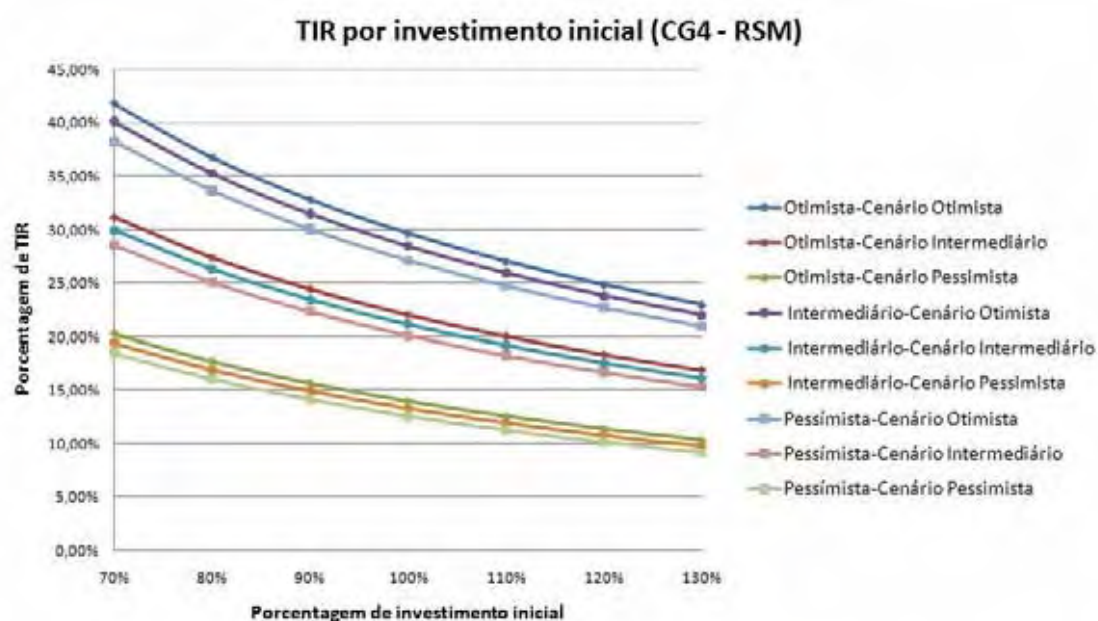


Figura 100 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

Pode-se concluir que a variação da TIR é parecida para os conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4, sendo observado que a TIR é superior a TMA do investimento, o conjunto a gás CG2 está um pouco abaixo dos demais conjuntos, sendo que apresenta uma queda pequena, em nos cenários de pessimismo financeiro atende parcialmente as

expectativas. Em comparação com os casos que se utilizam de tarifas e venda de crédito de carbono, não houve alterações significativas.

Nas Figuras 101 a 104 serão apresentados os gráficos da VPL em função do investimento inicial com o uso de resíduo sólido municipal, sendo que neste caso não é utilizada a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.

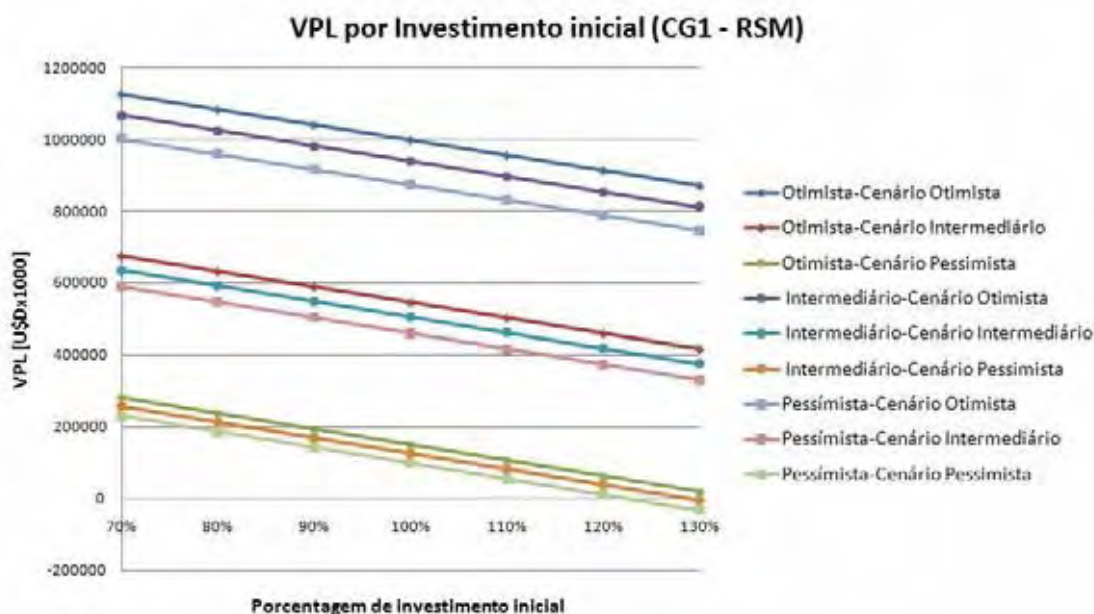


Figura 101 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

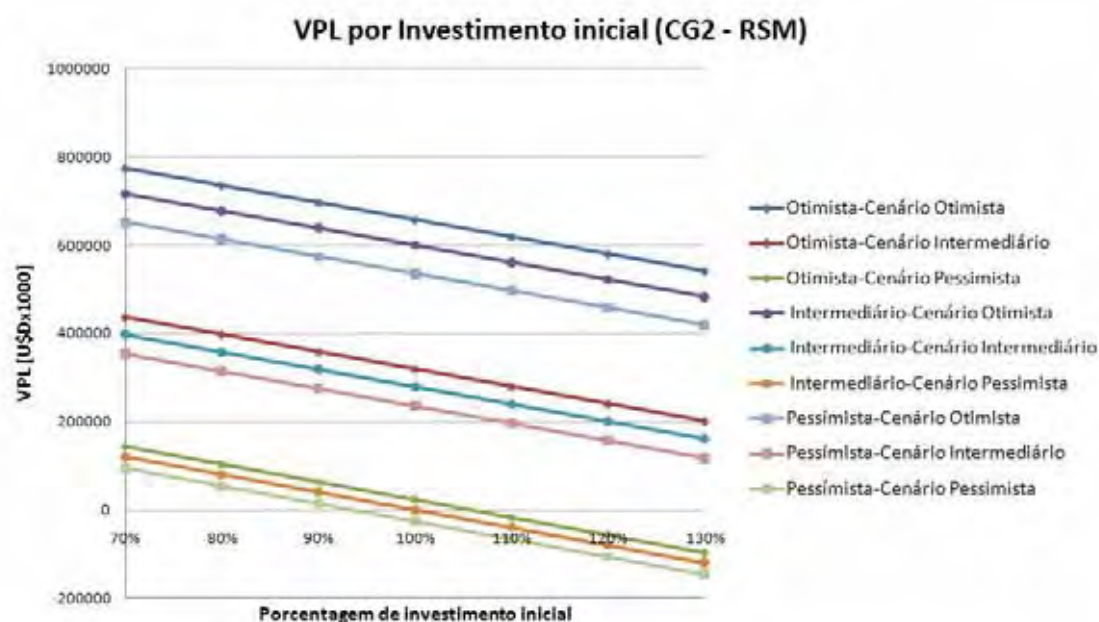


Figura 102 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

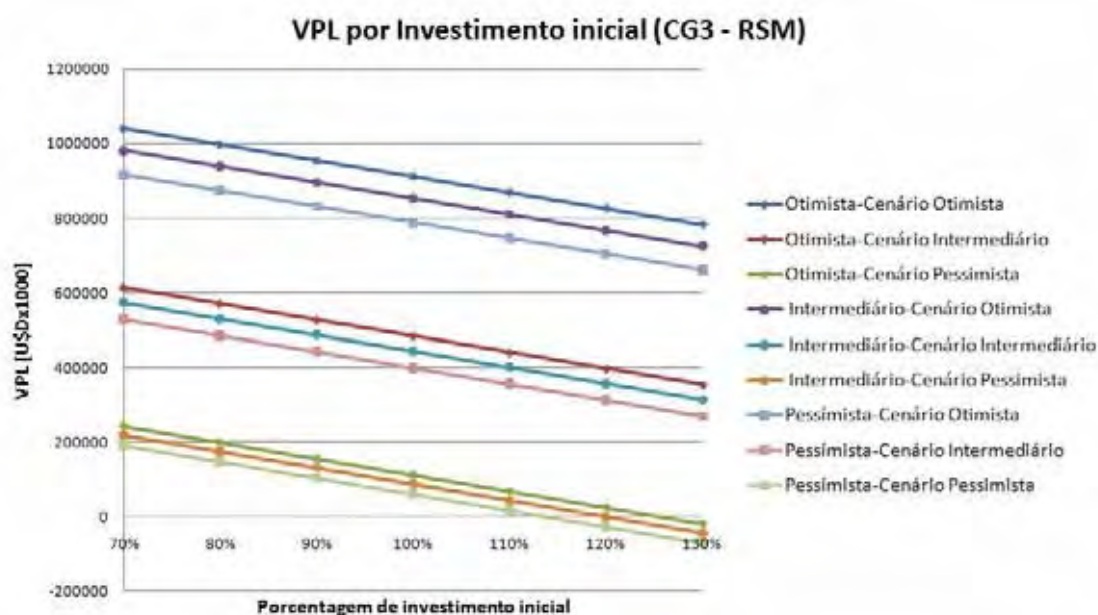


Figura 103 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

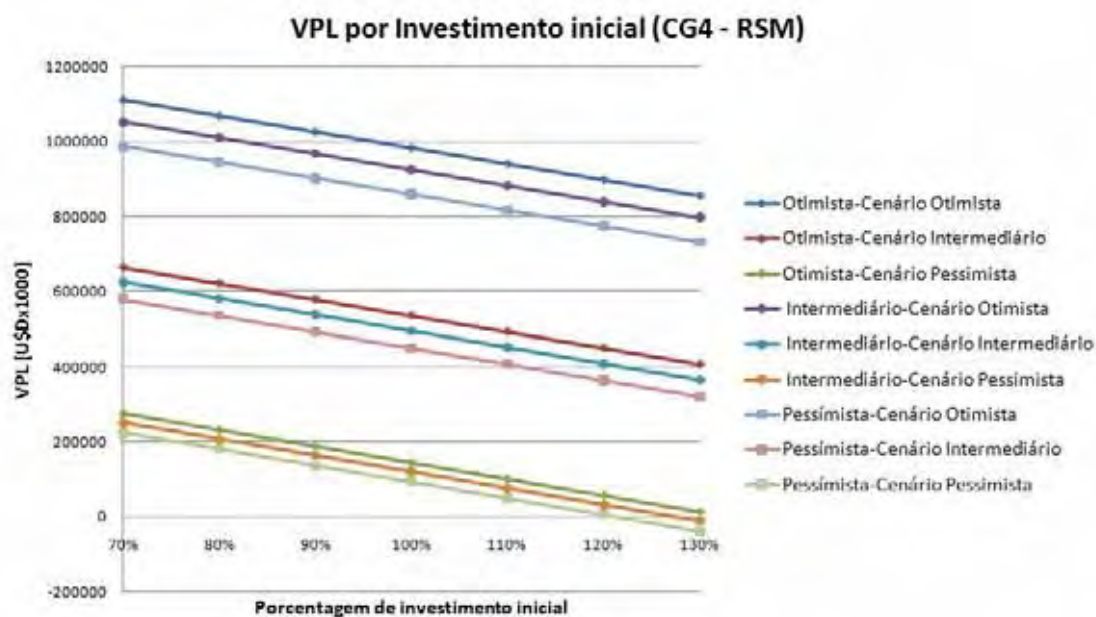


Figura 104 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RSM e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

Conclui-se que a variação da VPL é parecida para os conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4, sendo observado que a VPL é positivo em quase todos os cenários apresentados, o conjunto a gás CG2 esta um pouco abaixo dos demais conjuntos, sendo que apresenta uma queda nos cenários de pessimismo financeiro. Em

comparação com os casos que se utilizam de tarifas e venda de crédito de carbono, não houve alterações significativas.

Nas Figuras 105 a 108 serão apresentados os gráficos da TIR em função do investimento inicial com o uso do combustível derivado do resíduo, caso em que não é utilizada a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.

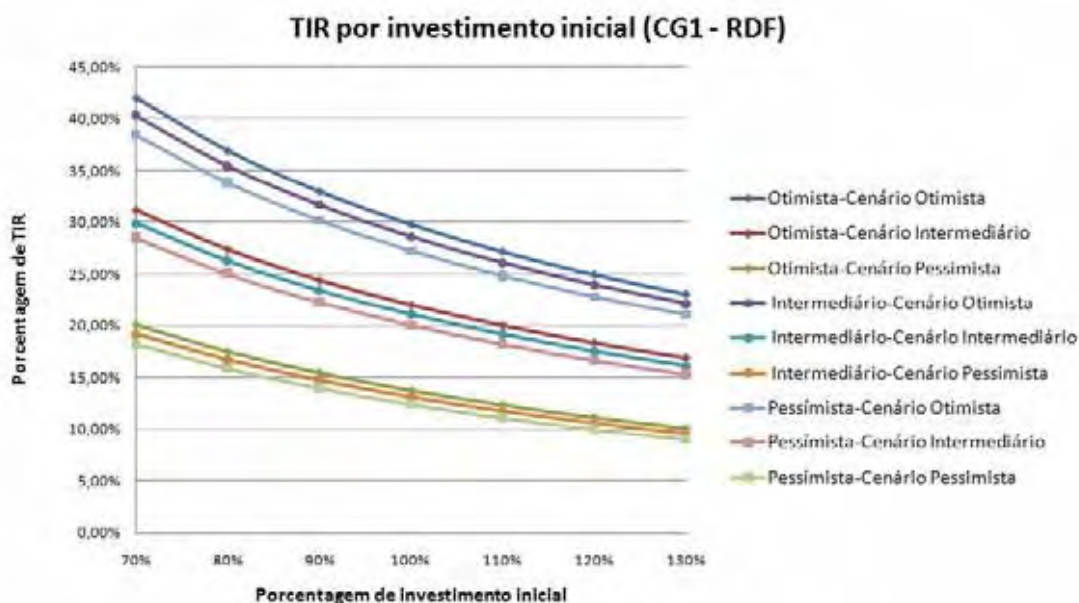


Figura 105 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

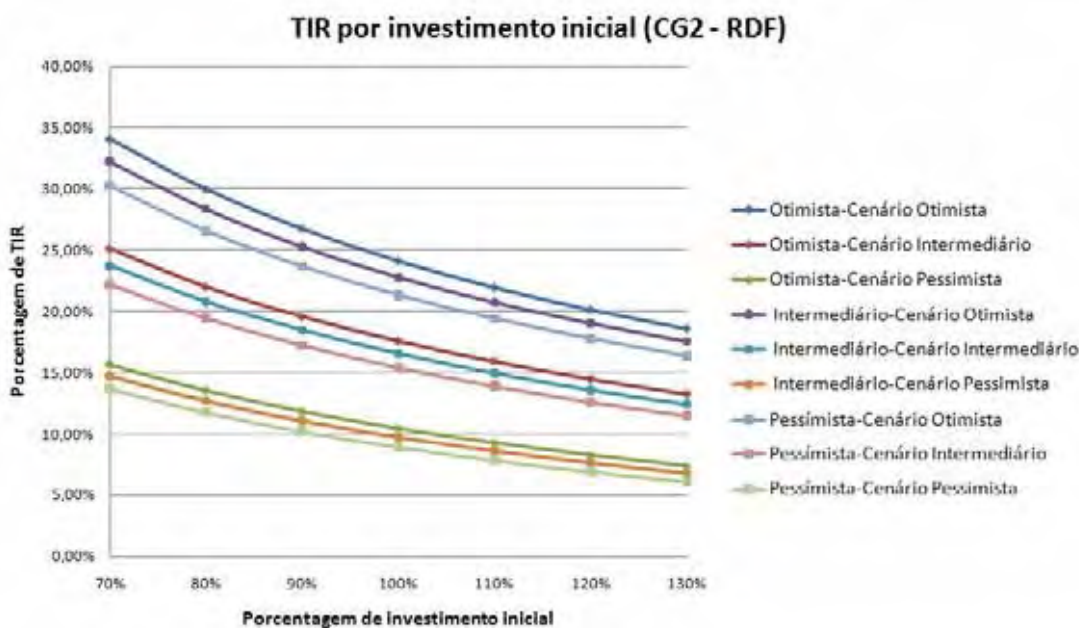


Figura 106 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

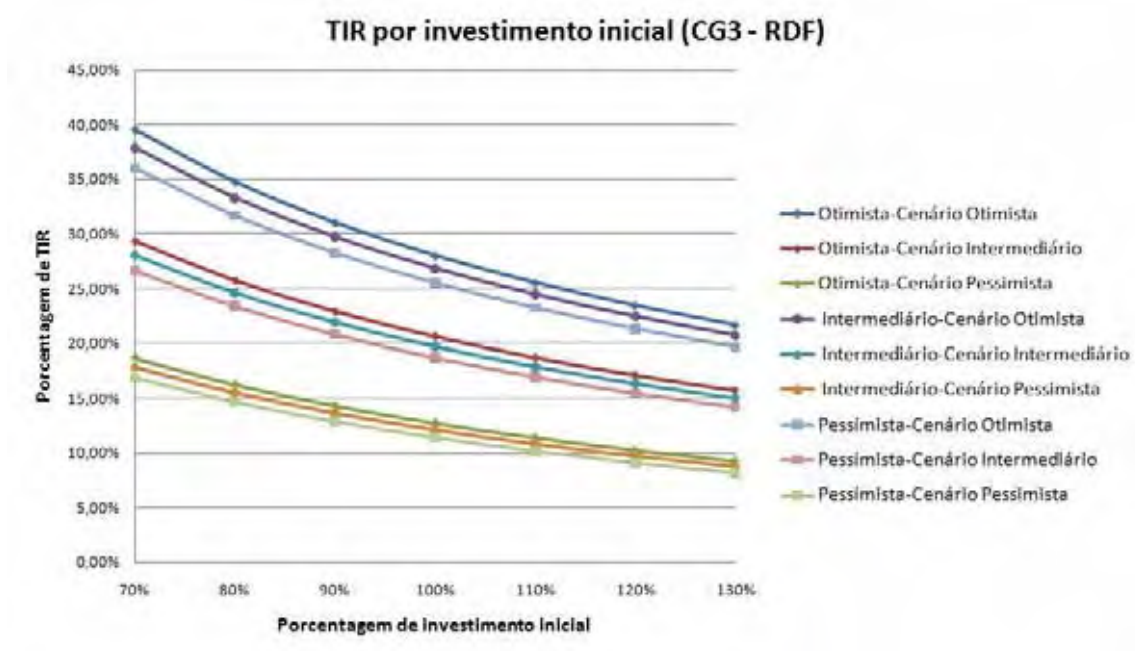


Figura 107 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

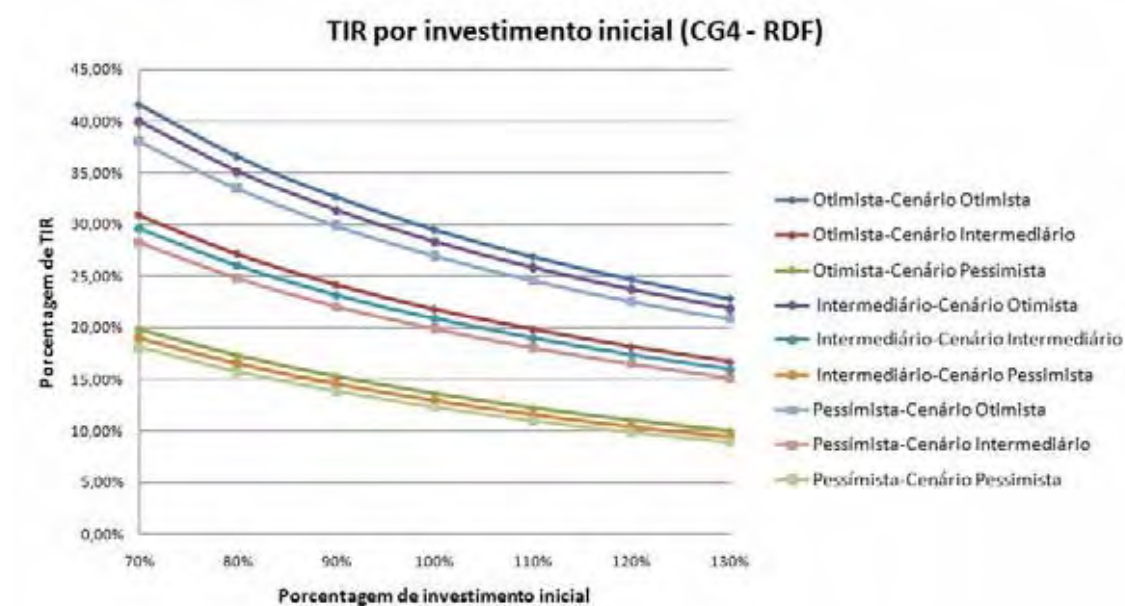


Figura 108 – Gráfico da TIR por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

Pode-se concluir que houve uma variação da TIR utilizando RDF é parecida com a análise utilizando RSM; os conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4 apresentam uma TIR superior a TMA do investimento, sendo que o conjunto a gás CG2 está um pouco abaixo dos demais conjuntos, sendo que apresenta uma pequena queda nos cenários de pessimismo financeiro, atendendo parcialmente as expectativas. Em comparação com

os casos que se utilizam de tarifas e venda de crédito de carbono, não houve alterações significativas. Nas Figuras 109 a 112 serão apresentados os gráficos da VPL por Investimento inicial com o uso do combustível derivado do resíduo (onde este predomina com menor quantidade volumétrica e maior poder calorífico), não é utilizando a taxa de recolhimento de resíduos e o crédito de carbono.

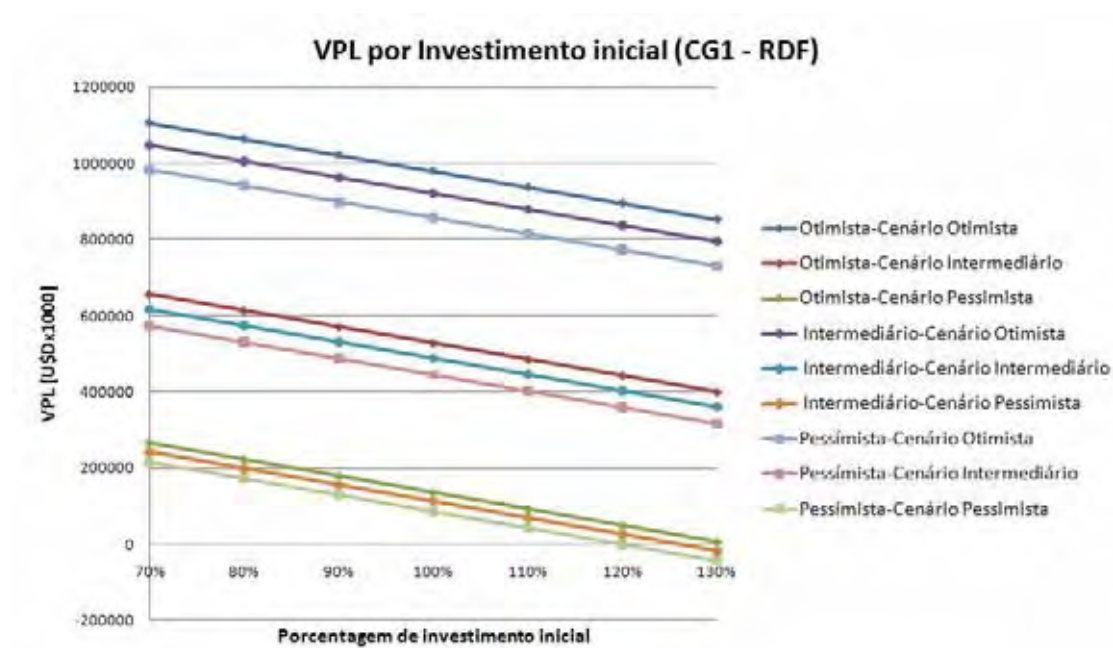


Figura 109 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 1, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

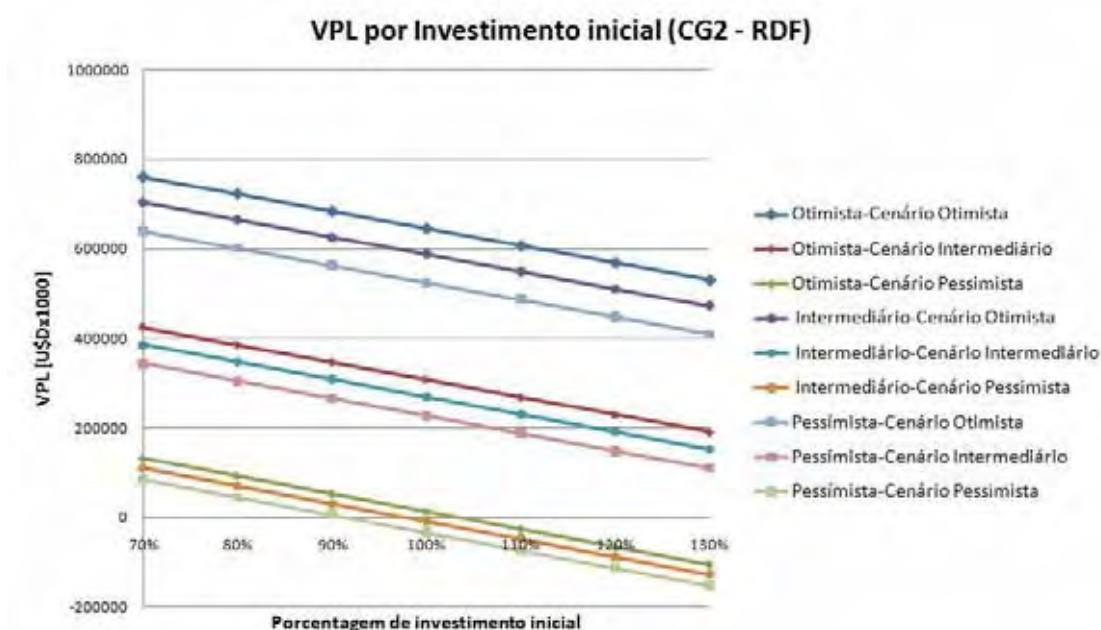


Figura 110 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 2, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

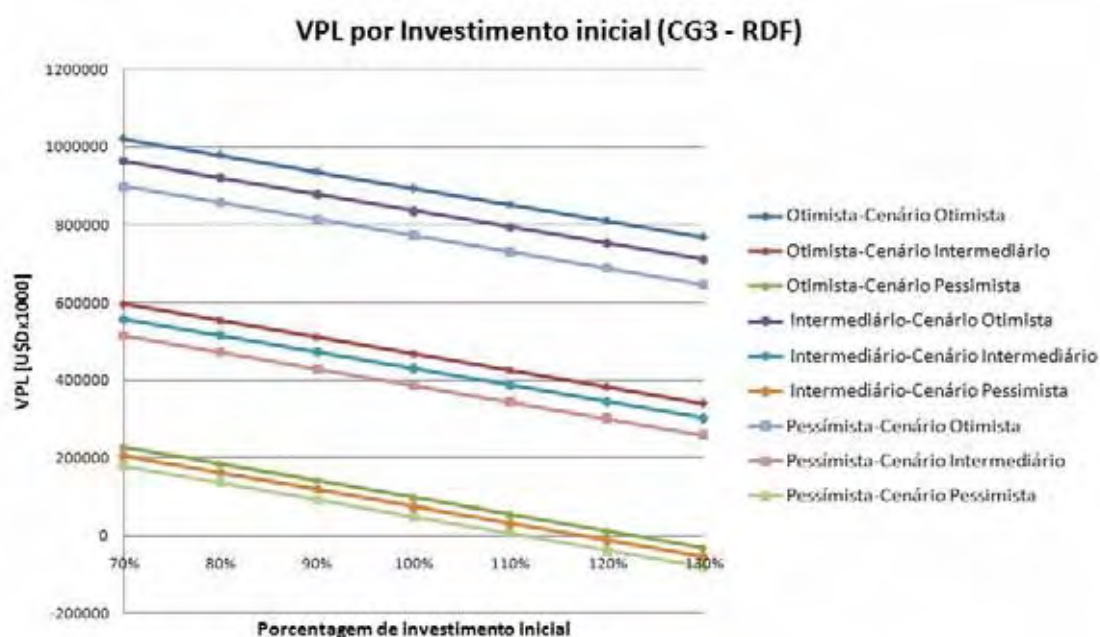


Figura 111 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 3, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

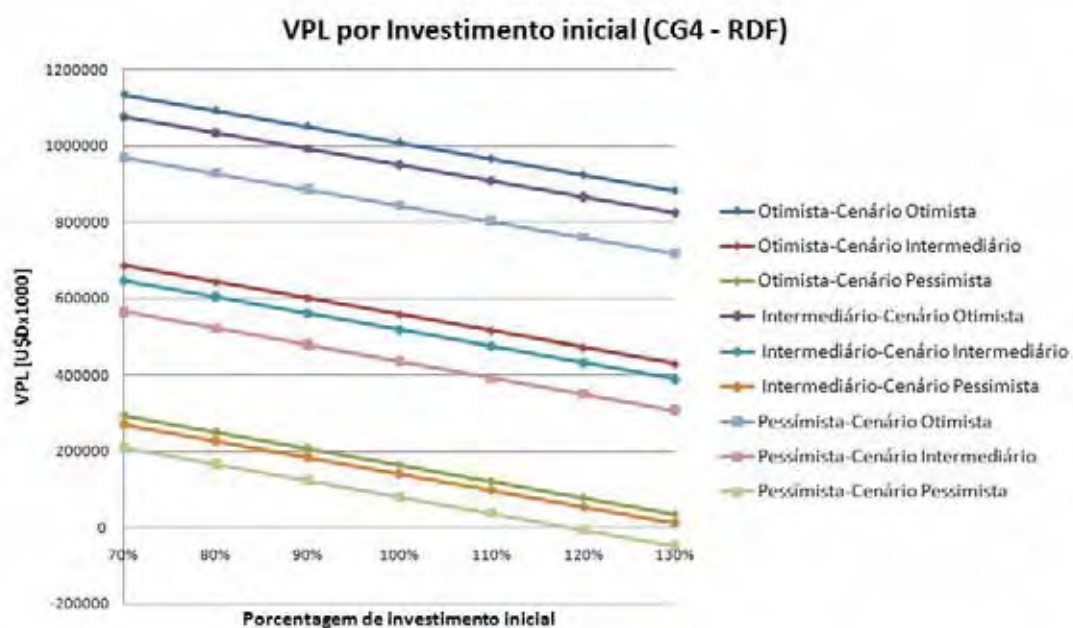


Figura 112 – Gráfico da VPL por variação percentual do investimento inicial, para o uso de RDF e do conjunto a gás 4, não utilizando taxa de recolhimento de resíduo e crédito de carbono.

Conclui-se que houve uma variação na VPL utilizando RDF é similar com a análise utilizando RSM; os conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4 apresentam uma VPL uma margem de lucro positivo em quase todos os cenários de investimento.

Sendo que o conjunto a gás CG2 está um pouco abaixo dos demais conjuntos, apresentando uma pequena queda nos cenários de pessimismo financeiro, atendendo

parcialmente as expectativas. Em comparação com os casos que se utilizam de tarifas e venda de crédito de carbono, não houve alterações significativas.

Nas análises utilizando a TIR e o VPL observou-se leves melhorias e atratividades nos acréscimos do crédito de carbono e na taxa de recolhimento de resíduos, o elevado potencial de geração e o preço de venda fizeram que este investimento apresentasse atratividade financeira.

Ao utilizar o *payback*, sem a utilização da venda do crédito de carbono e a taxa de recolhimento de resíduos houve uma variação significativa, elevando de 2 a 4 anos o período de amortização dos conjuntos a gás CG1, CG3 e CG4, sendo que o CG2 sofrera mais com a não inclusão desses benefícios.

Os cenários térmicos e econômicos influenciaram bastante nas análises financeiras utilizando a TIR e VPL, apresentando patamares de elevada retorno até déficit de investimento.

Na análise utilizando *payback* os cenários térmicos seguiram um padrão aceitável, sendo que a condição que produzisse uma quantidade inferior teria seu período de amortização mais elevado.

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

As oportunidades de geração de energia elétrica e térmica com o uso de resíduos sólidos municipais ou com o combustível derivado do resíduo são uma realidade; a incineração é um processo tecnologicamente possível e utilizado em alguns países com sucesso, sendo que a atratividade econômica deve ser considerada levando-se em conta a necessidade de equacionamento da questão ambiental relativa à disposição do resíduo sólido municipal.

Diversos países com limitação territorial e com leis ambientais mais severas se utilizam da tecnologia de incineração como forma de geração de energia, em unidades denominadas *waste-to-energy*, nas quais a prioridade é a eficiência de processamento e destruição dos resíduos, sendo a energia gerada a partir dos gases de combustão um subproduto do processo, ainda que com baixa eficiência.

A limitação de espaço dos países europeus não permite que sejam autorizadas diversas concepções de aterros sanitários controlados, devido a algumas características do aterro sanitário, como a ocupação de uma considerável área, o preparo do terreno com manta impermeabilizante, bem como o tempo após o fechamento do mesmo que deve ser elevado para não ocorrer acidentes, como deslizamento ou explosões devido ao acúmulo de gases de processos anaeróbicos.

Neste trabalho observou-se que a utilização de incineradores integrados a ciclos combinados é um processo atrativo devido à sua elevada produção de energia mecânica, à oxidação de resíduos e geração de cinzas com elevada densidade, ocupando um menor volume em um aterro sanitário, elevando a vida útil do mesmo.

Foi proposta a utilização de dois tipos de resíduos, o resíduo sólido municipal e o combustível derivado do resíduo, ambos com uma porcentagem de umidade; devido à baixa diferença do poder calorífico inferior do mesmo nas condições seco e úmido, optou-se por utilizar os resíduos úmidos, uma vez que os processos de secagem acarretam um gasto energético elevado, não necessariamente atrelado a uma maior atratividade econômica para tais processos.

Os resultados mostraram um possível comportamento da geração dos gases de efeito estufa (dióxido de carbono equivalente) gerados caso os resíduos fossem

dispostos em aterros sanitários sem processos e equipamentos de coleta e tratamento de gases de processos anaeróbicos.

Foi avaliada a sensibilidade do sistema a partir da variação de pressão de 10 até 12 MPa e da temperatura de 480 a 520 °C e detectou-se que os parâmetros de eficiência térmica da planta, do ciclo a vapor, do ciclo combinado e da eficiência isentrópica da turbina a vapor estavam condizentes com o estado da arte.

Os resultados mostraram um considerável aporte térmico com a utilização dos ciclos combinados, elevando a eficiência da planta e a produção de energia elétrica. Devido a esse auxílio é válido supor que a planta em ciclo combinado apresenta uma atratividade financeira para a venda de energia elétrica, como mostram os gráficos das análises financeiras utilizando a metodologia do período de amortização, taxa interna de retorno e valor presente líquido.

Pela análise dos gráficos depreende-se que a planta com menor potência instalada (correspondente ao conjunto a gás CG2) apresenta menor atratividade financeira que as demais, que apresentam características semelhantes. Essa atratividade é acentuada com a utilização de dois mecanismos, a implantação de uma taxa de recolhimento e processamento de resíduos e o ganho ao fazer uso das reduções certificadas de emissões.

Como sugestão para trabalhos futuros propõe-se que sejam consideradas:

1. Análises qualitativa e quantitativa dos resíduos de centros urbanos com elevada densidade demográfica;
2. Análise de tecnologias incipientes (como a gaseificação, pirólise e conversão a baixa temperatura) como novas tecnologias a serem possíveis de utilização em série e/ou em substituição de outros equipamentos em centrais térmicas do tipo *waste-to-energy* aqui analisadas;
3. Utilização de modelos de otimização empregando diversas tecnologias de *waste-to-energy* para o estabelecimento de melhores rotas integração dos processos de geração de energia, coleta e disposição de resíduos sólidos, em diversos cenários e contemplando regiões densamente povoadas.

REFERÊNCIAS

AALBORG INDUSTRIES S. A. **Poder calorífico inferior**. Disponível em: <<http://www.aalborg-industries.com.br/downloads/poder-calorifico-inf.pdf>>. Acesso em: 30 abr. 2010.

ALMEIDA, I. T. **A poluição atmosférica por material particulado na mineração a céu aberto**. 1999. 194 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mineral, Departamento de Engenharia de Minas, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999. Disponível em: <<http://www.lepa.ufrj.br/cursox/ita.pdf>>. Acesso em: 04 mar. 2010.

AFGAN, N; SCHLÜNDER, E. U. **Heat Exchangers: Design and Theory Sourcebook**. Washington: Mcgraw-hill Book Company, 1974.

BABCOCK & WILCOX, The Babcock & Wilcox Company. **Steam: Its generation and use**. 41. ed. Barberton: The Babcock & Wilcox Company, 2005.

BALESTIERI, J. A. P. **Otimização de centrais de cogeração com o emprego de indicadores ambientais**: Relatório final. Guaratinguetá: Bolsa de Produtividade (pq-2), 2005. 184 p. Processo 01503/2005-2.

BARJA, G. J. A. **A cogeração e sua inserção ao sistema elétrico**. 2006. 157 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciências Mecânicas, Universidade de Brasília, Brasília, 2006. Disponível em: <http://www.aneel.gov.br/biblioteca/trabalhos/trabalhos/Dissertacao_Gabriel_de_Jesus.pdf>. Acesso em: 22 set. 2010.

BERNESSON, S.; NILSSON, D.; HANSSON, P.A. A limited LCA comparing large- and small-scale production of ethanol for heavy engines under Swedish conditions. **Biomass And Bioenergy**, Sweden, v. 30, n. 1, p.46-57, 2006.

BOYCE, M. P. **Gas turbine engineering handbook**. 3. ed. Oxford: Gulf Professional Publishing, 2001.

CARVALHO JUNIOR, J. A.; MCQUAY, M. Q. **Princípios de combustão aplicada**. Florianópolis: UFSC, 2007. 176 p.

CARVALHO JUNIOR, J. A.; LACAVA, P. T. **Emissões em processos de combustão**. Florianópolis: UNESP, 2003. 135 p. Disponível em: <<http://www.dominiopublico.gov.br/download/texto/up000012.pdf>>. Acesso em: 01 mar. 2010.

CENTRO DE ESTUDOS EM ECONOMIA DA ENERGIA DOS TRANSPORTES E DO AMBIENTE (Org.). **Centrais a vapor**. Disponível em: < http://www.ceeeta.pt/prodenerg/centrais_vapor.htm >. Acesso em: 19 abr. 2010

CERRI, C. C.; CERRI, C. E. P. **Agricultura e aquecimento global**. São Paulo: Embrapa Monitoramento Por Satélite, 2007. Disponível em: <http://www.aquecimento.cnpem.embrapa.br/bibliografia/agr_e_aquec_Cerri_2007.pdf>. Acesso em: 19 fev. 2010.

CEWEP (CONFEDERATION OF EUROPEAN WASTE-TO-ENERGY PLANTS) (União Européia). 2006a. **131_germany_2006_.pdf**. Disponível em: <http://www.cewep.eu/storage/med/media/data/131_germany_2006_.pdf>. Acesso em: 13 maio 2009.

CEWEP (CONFEDERATION OF EUROPEAN WASTE-TO-ENERGY PLANTS) (União Européia). 2006c. **138_sweden_2006_.pdf**. Disponível em: <http://www.cewep.com/storage/med/media/data/138_sweden_2006_.pdf>. Acesso em: 28 jul. 2009.

CEWEP (CONFEDERATION OF EUROPEAN WASTE-TO-ENERGY PLANTS) (União Européia). 2006d. **130_gb_2006_.pdf**. Disponível em: <http://www.cewep.com/storage/med/media/data/130_gb_2006_.pdf>. Acesso em: 28 jul. 2009.

COMGÁS NATURAL. **Benefícios e vantagens do gás natural**. 2009. Disponível em: <http://www.comgas.com.br/sou_industrial/gasnatural/beneficios.asp>. Acesso em: 08 fev. 2011.

CONNETT, P.; Traduzido por: VIDAL, C. E. S.; PAIVA, D. P. Incineração do lixo municipal – Uma solução pobre para o século 21. In: Conferência anual de administração internacional de lixo-para-energia. 4., 1998, Amsterdã. **INCINERAÇÃO-DO-LIXO-MUNICIPAL-5**. Amsterdã: Cantão, 1998. p. 1 - 31. Disponível em: <<http://noalaincineracion.org/wp-content/uploads/INCINERA%C3%87%C3%83O-DO-LIXO-MUNICIPAL-5.pdf>>. Acesso em: 22 set. 2010.

CONSONNI, S.; SILVA, P. Off-design performance of integrated waste-to-energy, combined cycle plants. **Applied Thermal Engineering**, Milano, v. 27, n. 4, p.712-721, 2007.

CONSONNI, S.; GIUGLIANO, M.; GROSSO, M.. Alternative strategies for energy recovery from municipal solid waste Part A: Mass and energy balances. **Waste Management**, Milano, v. 25, n. 2, p.123-135, 2005.

DANISH ENERGY AGENCY. **Technology data for energy plants**. Copenhagen, 2010. Disponível em: <http://www.ens.dk/Documents/Netboghandel%20-%20publikationer/2010/Technology_data_for_energy_plants.pdf>. Acesso em: 08 out. 2010.

DIAS, R. A.; MATTOS, C. R.; BALESTIERI, J. A. P. **Uso racional da energia: ensino e cidadania**. São Paulo: Editora UNESP, 2006.

DUARTE, J. B. F. et al. Sistema compacto de geração de energia elétrica. **Revista Tecnológica de Fortaleza**, Fortaleza, v. 30, n. 2, p.219-228, 2009

DUTRA, A. F. A. **Padronização de modelos matemáticos de turbinas térmicas em ciclo combinado para estudos de transitórios eletromecânicos**. 2006. 230 f. Dissertação (Mestrado) - Departamento de Programa De Pós-graduação Em Engenharia Elétrica, Universidade Federal De Itajubá, Itajubá, 2006.

(EPA) ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY U.S. **Draft Technical Support Document for HWC MACT Standards**: Volume I: Description of Source Categories. Washington, D.c, 1996. Disponível em: <http://www.epa.gov/osw/hazard/tsd/td/combust/tech/tsd_v1.pdf>. Acesso em: 15 abr. 2010.

FINNVEDEN, G.; ALBERTSSON, A. C.; BERENDSON, J.; ERIKSSON, E.; HÖGLUND, L. O.; KARLSSON, S.; SUNDQVIST, J. O. Solid waste treatment within frame-work of life-cycle assessment. **Journal of Cleaner Production**, v. 3, n. 4, p. 189-199, 1995.

FLORES, J. M. M.; NÚÑEZ, M. P. Modelling the power production of single and multiple extraction steam turbines. **Chemical Engineering Science**, Cortazar, v. 65, p.2811-2820, 2010.

FONTAINE, N; VÉDRINE, H. **Directiva 2000/76/CE do parlamento Europeu e do conselho de 4 de Dezembro de 2000 relativa à incineração de resíduos**. Bruxelas. 2000. pág. 21. Disponível em:<<http://eurlex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=OJ:L:2000:332:0091:0111:PT:PDF>>. Acesso em: 17 mar 2010.

GAZETA MERCANTIL (Brasil). **Créditos de carbono brasileiros têm melhor preço no mercado**. 2008. Disponível em: <<http://www.financialweb.com.br/noticias/index.asp?cod=47221>>. Acesso em: 22 dez. 2010.

GONÇALVES SOBRINHO , G. K.; DEUSDARÁ FILHO, R. **Resolução Nº 237 , de 19 de dezembro de 1997.** Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res97/res23797.html>>. Acesso em: 03 mar. 2010.

GUELBERT, T. F. et al. O desenvolvimento sustentável e a viabilidade econômica no manejo do lixo urbano em uma cidade de pequeno porte: Um estudo de caso. In: Encontro nacional de engenharia de produção, 28. 2008, Rio de Janeiro. **Enegep2008_TN_STO_079_550_12046.** Rio de Janeiro: Abepro, 2008. p. 1 - 14. Disponível em: <http://www.abepro.org.br/biblioteca/enegep2008_TN_STO_079_550_12046.pdf>. Acesso em: 11 fev. 2010.

GTW. **Gas turbine world handbook.** Fairfield: Pequot Publishing Inc, 2009.

HIRANO, E. W.; MAMANI, L. A. G. **Algoritmos evolucionários para otimização multi-objetivo no projeto de sistemas térmicos:** (Evolutionary Algorithms for Multi-objective Energetic and Economic Optimization in Thermal Systems Design) . DAS 6652 - Tópicos Especiais em Informática: Inteligência Computacional . Disponível em: <<http://www.das.ufsc.br/~gb/pg-ic/multiGA/DAS%206652%20%20Apresenta%E7%E3o.ppt>>. Acesso em: 26 abr. 2010.

HOLANDA, M. R.; BALESTIERI, J. A. P.. Optimisation of environmental gas cleaning routes for solid wastes cogeneration systems: Part I - Analysis of waste incineration steam cycle. **Energy Conversion And Management**, v. 49, p.791-803, 2008.

HOLANDA, M. R.. **Perspectivas da co-geração com resíduos sólidos municipais sob a ótica da gestão ambiental.** 2003. 232 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica – Transmissão e Conversão de Energia) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2003.

IBGE. **Cidades@**. São Paulo, 2009. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br/cidadesat/link.php?uf=sp>>. Acesso em: 08 nov. 2010.

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P. **Fundamentos de transferência de calor e massa**. 5.ed. Rio de Janeiro: LTC editora, 2003. 698p.

JORNALCIDADE UOL. Duas empresas de Rio Preto avançam na licitação do aterro sanitário. 2009. Disponível em: <<http://jornalcidade.uol.com.br/rioclaro/politica/ultima-pagina/45432-Duas-empresas-de-Rio-Preto-avancam-na-licitacao-do-aterro-sanitario>>. Acesso em: 08 ago. 2010.

KAYS, W.M.; LONDON, A.L. **Compact heat exchangers**. New York: McGraw-hill, 1964. 272 p.

KAKAÇ, S.; LIU, H. **Heat exchangers: Selection, rating, and thermal design**. 2. ed. Florida: CRC Press, 2002.

KALISZ, S.; PRONOBIS, M.; BAXTER, D. Co-firing of biomass waste-derived syngas in coal power boiler. **Energy**, Petten, v. 33, p.1770-1778, 2008.

KERN, D. Q. **Processos de Transmissão de Calor**. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Koogan S.A., 2004.

KLEIS, H.; SØREN, D. **100 Years of waste incineration in Denmark**: From refuse destruction plants to high-technology energy works. Dinamarca: Copyright ©, 2004. 50p. Disponível em: <<http://www.wte.org/docs/100YearsofWasteIncinerationinDenmark.pdf>>. Acesso em: 07 abr 2008.

KOROBITSYN, M. A.; JELLEMA, P.; HIRS, G. G. Possibilities for gas turbine and waste incinerator integration. **Energy**, Petten, v. 24, n. 9, p.783-793, 1999.

LEAL JÚNIOR, A. M. **Projeto de um incinerador tipo forno rotativo para resíduos hospitalares**. 2003. 93 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2003.

LIXO. Você sabe a diferença entre lixão, aterro controlado e aterro sanitário? 2009. Disponível em: <http://www.lixo.com.br/index.php?option=com_content&task=view&id=144&Itemid=251>. Acesso em: 08 ago. 2010.

LORA, E. E. S.; NASCIMENTO, M. A. R. **Geração termelétrica**: planejamento, projeto e operação. 1º edição. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2004. 2 volumes (1296p).

MACINTYRE, A. J. **Bombas e Instalações de Bombeamento**. 2º edição revista. Rio de Janeiro: LTC – Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., 1997.

MANCINI, S. D. et al. CARACTERIZAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS DOMÉSTICOS DE INDAIATUBA/SP. In: Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental, 23., 2005, Campo Grande/MS. **III-128**. Campo Grande/MS: Abes, 2005. p. 1 - 16. Disponível em: <<http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/abes23/III-128.pdf>>. Acesso em: 09 set. 2010.

MARIA, F. D.; PAVESI, G. RDF to energy plant for a central Italian region SUW management system: Energetic and economical analysis. **Applied Thermal Engineering**, Perugia, v. 26, n. , p.1291-1300, 2006.

MATTOS, E. E.; FALCO. R. **Bombas e Industriais**. 2º edição. Rio de Janeiro: Interciência, 1998.

MENDES, M.R.; ARAMAKI, T.; HANAKI, K. Comparison of the environmental impact of incineration and landfilling in São Paulo City as determined by LCA. **Resources, Conservation And Recycling**, Tokyo, v. 41, p.47-63, 2004.

MENEZES, R. A. A.; GERLACH, J. L.; MENEZES, M. A. **Estagio atual da incineração do Brasil**. Curitiba. 2000. 18p. Disponível em: <<http://www.kompac.com.br/produtos/000407%20Estado%20Atual%20da%20Incineracao%20no%20Brasil.pdf>>. Acesso em: 11 mar 2009.

MITCHELL, J. F. B. The "greenhouse" effect and climate change. **Reviews Of Geophysic**, Bracknell, v. 21, n. 1, p.115-139, fev. 1989. American Geophysical Union. Disponível em: <http://astrosun2.astro.cornell.edu/academics/courses/astro202/Mitchell_GRL89.pdf>. Acesso em: 26 fev. 2010.

MOREIRA, A. R. B.; DAVID, P. A. M-S.; ROCHA, K. **Regulação do preço da energia elétrica e viabilidade do investimento em geração no Brasil**. Rio de Janeiro: Ipea, 2003. Disponível em: <http://www.dominiopublico.gov.br/download/texto/td_0978.pdf>. Acesso em: 22 dez. 2010.

NEGOI, R. M. et al. Bio-drying of romanian municipal solid waste: An analysis of its viability. **U.p.b.sci. Bull.**, Romania, v. 71, n. 4, p.193-204, 2009. Disponível em: <http://www.scientificbulletin.upb.ro/rev_docs/arhiva/full2678.pdf>. Acesso em: 28 abr. 2010.

NORMAN, W. S. **Absortion, Distillation and Cooling Towers**. New York: Wiley, 1962.

OLIVEIRA, M. L. **Caracterização e pirólise dos resíduos da bacia de campos**: Análise dos Resíduos da P - 40. 2006. 192 f. Dissertação (Mestrado) - Departamento de Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006.

OPEX ENERGY. **Turbina de vapor termosolar**. Disponível em: <<http://www.opexenergy.com/termosolares/turbina%20de%20vapor%20termosolar.jpg>>. Acesso em: 19 abr. 2010.

PAGLIUSO, J. D.; REGATTIERI, C. R. Estudo do aproveitamento da energia do biogás proveniente da incineração do chorume para a geração de eletricidade. **Revista Brasileira de Ciências Ambientais**, São Carlos, v. 16, n. , p.32-38, 2008. Disponível em: <http://www.rbciamb.com.br/images/online/10_artigo_5_artigos102.pdf>. Acesso em: 20 set. 2010.

PEREIRA, W. A.; ALMEIDA, L. S. **Método manual para cálculo da taxa interna de retorno**. Disponível em: <<http://www.faculdadeobjetivo.com.br/arquivos/MetodoManual.pdf>>. Acesso em: 30 ago. 2010.

PGEE – Protocolo de Gases Com Efeito de Estufa (Org.). **Normas corporativas de transparência e contabilização**. Disponível em: <http://www.ghgprotocol.org/files/ghg_protocol_portuguese.pdf>. Acesso em: 19 fev. 2010.

RENOVE (Org.). **Camada3**. Disponível em: <<http://www.renove.org.br/oldsite/images/camada3.gif>>. Acesso em: 20 abr. 2010.

ROSA, L. P.. Geração hidrelétrica, termelétrica e nuclear. **Estudos Avançados**, Rio de Janeiro, v. 21, n. 59, p.39-58, 2007.

SANTOS, E.M. et al. **Gás natural**: Estratégias para uma energia nova no Brasil. São Paulo: Annablume, 2002. 352 p.

SELUR (Sindicato das Empresas de Limpeza Urbana no Estado de São Paulo) & ABLP (Associação Brasileira de Resíduos Sólidos e Limpeza Pública). **Gestão da limpeza urbana**: Um investimento para o futuro das cidades. São Paulo: Oi, 2010. Disponível em: <http://www.selurb.com.br/upload/estudo_selur_2010.pdf>. Acesso em: 06 out. 2010.

SILVEIRA, J.L.. **Estudo de sistema de co-geração aplicado a fabricação de papel e celulose.** 1990. 138 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica – Transmissão e Conversão de Energia) – Escola Federal de Engenharia de Itajubá, Itajubá, 1990.

SILVEIRA, J.L.; TUNA, C.E. Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power systems. Part I. **Progress In Energy And Combustion Science**, São Paulo, v. 29, n. , p.479-485, 2003.

STANFORD, W.; HILL, G. B. **Cooling Towers:** Principles and Practice. England: Carter Industrial Products Limited, 1972.

SWITHENBANK, J. et al. Future integrated waste, energy and pollution management (wep) systems exploit pyrotechnology. **Trans Icheme**, Sheffield, v. 78, p.383-398, set. 2000.

TABOREK, J.; HEWITT, G.H.; AFGAN, N. **Heat Exchangers:** Theory and practice. Dubrovnik: Mcgraw-hill Book Company, 1981.

TAXA INTERNA DE RETORNO Disponível em:
<<http://www.financasnaweb.hpg.com.br/tir.htm>>. Acesso em: 05 ago. 2010.

TCHOBANOGLIOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S. **Integrated solid waste management:** Engineering principles and Management issues. New York: Mcgraw-hill, 1993.

TUNA, C. E. **Um método de análise exergoeconômica para otimização de sistemas energético.**1999. 154 f. Tese (Doutorado) - Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 1999.

VON ROLL. **Combination of a waste incineration plant and a combined cycle power plant.** Holanda. 1997. pág. 4. Disponível em: <http://ec.europa.eu/energy/res/sectors/doc/bioenergy/incineration/02bm_349_93.pdf>. Acesso em: 07 abr 2008.

VON ROLL INOVA. **Semi-dry flue gas purification.** Disponível em: <<http://www.aee-vonroll.us/downloads/semidry.pdf>>. Acesso em: 03 abr. 2009a.

VON ROLL INOVA. **DeNOx processes.** Disponível em: <<http://www.aee-vonroll.us/downloads/denox.pdf>>. Acesso em: 03 abr. 2009b.

VON ROLL INOVA. **Flue gas scrubbing:** the multistage route to clean air. Disponível em: <<http://www.aee-vonroll.us/downloads/fluegas.pdf>>. Acesso em: 03 abr. 2009c.

WORLD BANK. **Municipal solid waste incineration:** Technical Guidance Report. Washington, D.c: Clearance Center, 1999. 111 p. Disponível em: <http://www.worldbank.org/urban/solid_wm/erm/CWG%20folder/Waste%20Incineration.pdf>. Acesso em: 10 set. 2010.

WORLD BANK/ESMAP. **Handbook for the preparation of landfill gas to energy projects in Latin America and the Caribbean:** Relatório Técnico Ref. 019399(6). Ontário, 2004. Disponível em: <<http://www.bancomundial.org.ar/lfg/Archivos/handbook.pdf>>. Acesso em: 11 ago. 2010.

XAVIER, M. E. R.; KERR, A. S. A análise do efeito estufa em textos para-didáticos e periódicos jornalísticos. **Caderno Brasileiro de Ensino de Física**, São Paulo, v. 21, n. 3, p.325-349, ago. 2004.

YANG, W. et al. CO₂ emission reduction and energy recovery from straw cogeneration project: eo. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON BIOINFORMATICS AND BIOMEDICAL ENGINEERING, 3., 2009, Beijing. **05162519**. Beijing: Icbbe, 2009. p. 1 - 3. Disponível em: <<http://ieeexplore.ieee.org/stamp/stamp.jsp?tp=&arnumber=5162519>>. Acesso em: 22 set. 2010.

ZSIGRAIOVÁ, Z. et al. Integrated waste-to-energy conversion and waste transportation within island communities. **Energy**, Košice, v. 34, n. 5, p.623-635, maio 2009.

APÊNDICE A – Planilha utilizada para o cálculo do *payback*, TIR e VPL

Nas Tabelas A.1 a A.5 serão apresentados parâmetros operacionais da planta para o cálculo do período de amortização (*Payback*).

Tabela A.1 – Informações sobre o custo do gás natural.

Gás Natural		
Custo GN	0,046301	R\$/m³
densidade relativa	0,64	(kg/m³gás)/(kg/m³ar)
massa específica do ar	1,2928	(kg/m³ar)
massa específica do GN	0,827392	(kg/m³gás)
taxa de cambio	1,681	R\$/US\$
Custo GN	0,027543724	US\$/m³

Tabela A.2 – Informações sobre o custo do resíduo a ser incinerado.

Resíduos	
Custo Resíduo	0,207629428 R\$/kg

Tabela A.3 – Informações sobre o combustível do conjunto a gás, o gás natural.

Dados do resíduo	RSM ou RDF	Unidade
m (RSM)	24,45	kg/s
PCI (RSM)	9070	kJ/kg
Dados do CG	GN	-
m	4,280685614	kg/s
PCI	50000	kJ/kg
Dados do CR	Gases	-
T	431,1111111	kg/s
cp	1,014	kJ/kg°C
Massa de CO ₂ (RSM-úmido)	16,55	kgCo2/kgRSM
Massa de CO ₂ (GN)	2,7	kgCo2/kgGN
Dados do resíduo	RDF	-
m	12,98	kg/s
PCI	9960	kJ/kg

Tabela A.4– Custo dos combustíveis utilizados na planta.

Parâmetros dos combustíveis	Valor	Unidade
Ccomb gn	0,002396866	USD/kWh
Ccomb rsm	0,082410798	USD/kWh
Ccomb*	0,043113207	USD/kWh
Ecomb gn	214034,2807	kW
Ecomb rsm	221761,5	kW
Ecomb*	435795,7807	kW

Tabela A.5 – Potência instalada dos equipamentos da planta.

Componentes	Valor	Unidade
Eptv (otimista)	140045	kW
Eptv (intermediário)	125201	kW
Eptv (pessimista)	108648	kW
Epombas (otimista)	1361	kW
Epombas (intermediário)	1337	kW
Epombas (pessimista)	1310	kW
Eptg	219450	kW
Ecci	177409,2	kW
Eccr	65294,84901	kW

Na Tabela A.6 são apresentados parâmetros operacionais da planta. Nas Tabelas A.7 a A.8 serão apresentados os fatores de ponderação das parcelas de geração termelétrica e dos ganhos com a venda de crédito de carbono e taxas de tratamento de resíduos

Tabela A.6 – Parâmetros operacionais da planta.

Parâmetros operacionais	Valor	Unidade
H	8000	horas/ ano
CMtg	0,00416	USD/kWh
CMtv	0,00278	USD/kWh
CMcr	0,00419	USD/kWh
Cmci	0,00237	USD/kWh
Cpo	468000	USD/ano
Empregados	15	-
Salário	2000	USD/mês

Tabela A.7 – Fator de ponderação das parcelas de geração termelétrica.

Fator de ponderação	Valor	Unidade
Fpeptv (otimista)	0,23308	adimensional
Fpeptv (intermediário)	0,21365	adimensional
Fpeptv (pessimista)	0,19078	adimensional
Fpeptg (otimista)	0,36524	adimensional
Fpeptg (intermediário)	0,37448	adimensional
Fpeptg (pessimista)	0,38534	adimensional
Fpeccr (otimista)	0,10867	adimensional
Fpeccr (intermediário)	0,11142	adimensional
Fpeccr (pessimista)	0,11465	adimensional
Fpecci (otimista)	0,29527	adimensional
Fpecci (intermediário)	0,30274	adimensional
Fpecci(pessimista)	0,31152	adimensional

Tabela A.8 – Ganho com os benefícios da venda de crédito de carbono e taxa de tratamento de resíduos.

Benefícios extras	
crédito de carbono	TTR
3225146,014	543333,33
6526873,813	543333,33
9828601,611	543333,33
13130329,41	543333,33
16432057,21	543333,33
19733785,01	543333,33
23035512,81	543333,33
26337240,6	543333,33
29638968,4	543333,33
32940696,2	543333,33
40250812,61	543333,33
38284022,38	543333,33
36413153,64	543333,33
34633528,24	543333,33
32940696,2	543333,33
31330424,55	543333,33
29798686,78	543333,33
28341652,74	543333,33
26955679,09	543333,33
25637300,17	543333,33

Na Tabela A.9 são apresentados os valores das parcelas de custo de cada setor da planta, onde apresenta características diversas.

Tabela A.9 – Planilha com valores de f e custos da produção de vapor e energia elétrica da planta.

Anos	r = 4%										r = 8%										r = 12%									
	f	Celtg	Celtv	Cvaporcr	Cvaporci	Cel	Cvapor	Celtg	Celtv	Cvaporcr	Cvaporci	Cel	Cvapor	Celtg	Celtv	Cvaporcr	Cvaporci	Cel	Cvapor	Celtg	Celtv	Cvaporcr	Cvaporci	Cel	Cvapor					
1	1,0400	0,1155	0,1446	0,1156	0,1433	0,1269	0,1359	0,1198	0,1488	0,1198	0,1476	0,1311	0,1401	0,1240	0,1531	0,1241	0,1518	0,1354	0,1444											
2	0,5302	0,0614	0,0904	0,0614	0,0892	0,0727	0,0817	0,0647	0,0937	0,0647	0,0924	0,0760	0,0850	0,0679	0,0970	0,0680	0,0957	0,0793	0,0883											
3	0,3603	0,0434	0,0724	0,0434	0,0712	0,0547	0,0637	0,0463	0,0754	0,0464	0,0741	0,0576	0,0666	0,0493	0,0784	0,0494	0,0771	0,0606	0,0696											
4	0,2755	0,0344	0,0634	0,0344	0,0621	0,0457	0,0547	0,0372	0,0662	0,0372	0,0649	0,0485	0,0575	0,0401	0,0691	0,0401	0,0678	0,0514	0,0604											
5	0,2246	0,0290	0,0580	0,0290	0,0567	0,0403	0,0493	0,0317	0,0607	0,0317	0,0595	0,0430	0,0520	0,0346	0,0636	0,0346	0,0623	0,0459	0,0549											
6	0,1908	0,0254	0,0544	0,0254	0,0531	0,0367	0,0457	0,0281	0,0571	0,0281	0,0559	0,0394	0,0484	0,0309	0,0600	0,0310	0,0587	0,0422	0,0513											
7	0,1666	0,0228	0,0518	0,0228	0,0506	0,0341	0,0431	0,0255	0,0545	0,0255	0,0533	0,0368	0,0458	0,0284	0,0574	0,0284	0,0562	0,0397	0,0487											
8	0,1485	0,0209	0,0499	0,0209	0,0487	0,0322	0,0412	0,0236	0,0526	0,0236	0,0514	0,0349	0,0439	0,0265	0,0555	0,0265	0,0543	0,0378	0,0468											
9	0,1345	0,0194	0,0484	0,0194	0,0472	0,0307	0,0397	0,0221	0,0511	0,0221	0,0499	0,0334	0,0424	0,0250	0,0541	0,0251	0,0528	0,0364	0,0454											
10	0,1233	0,0182	0,0472	0,0182	0,0460	0,0295	0,0385	0,0209	0,0500	0,0210	0,0487	0,0322	0,0412	0,0239	0,0529	0,0239	0,0517	0,0352	0,0442											
11	0,1141	0,0172	0,0463	0,0173	0,0450	0,0285	0,0375	0,0200	0,0490	0,0200	0,0478	0,0313	0,0403	0,0230	0,0520	0,0230	0,0508	0,0343	0,0433											
12	0,1066	0,0164	0,0455	0,0165	0,0442	0,0277	0,0367	0,0192	0,0482	0,0192	0,0470	0,0305	0,0395	0,0223	0,0513	0,0223	0,0500	0,0336	0,0426											
13	0,1001	0,0157	0,0448	0,0158	0,0435	0,0271	0,0361	0,0185	0,0476	0,0186	0,0463	0,0299	0,0389	0,0216	0,0507	0,0217	0,0494	0,0330	0,0420											
14	0,0947	0,0152	0,0442	0,0152	0,0429	0,0265	0,0355	0,0180	0,0470	0,0180	0,0458	0,0293	0,0383	0,0211	0,0502	0,0212	0,0489	0,0324	0,0414											
15	0,0899	0,0147	0,0437	0,0147	0,0424	0,0260	0,0350	0,0175	0,0466	0,0176	0,0453	0,0288	0,0378	0,0207	0,0497	0,0207	0,0485	0,0320	0,0410											
16	0,0858	0,0142	0,0433	0,0143	0,0420	0,0255	0,0345	0,0171	0,0461	0,0171	0,0449	0,0284	0,0374	0,0203	0,0494	0,0204	0,0481	0,0316	0,0406											
17	0,0822	0,0138	0,0429	0,0139	0,0416	0,0252	0,0342	0,0168	0,0458	0,0168	0,0445	0,0281	0,0371	0,0200	0,0491	0,0201	0,0478	0,0313	0,0403											
18	0,0790	0,0135	0,0425	0,0135	0,0413	0,0248	0,0338	0,0164	0,0455	0,0165	0,0442	0,0278	0,0368	0,0198	0,0488	0,0198	0,0475	0,0311	0,0401											
19	0,0761	0,0132	0,0422	0,0132	0,0410	0,0245	0,0335	0,0162	0,0452	0,0162	0,0439	0,0275	0,0365	0,0195	0,0486	0,0196	0,0473	0,0308	0,0398											
20	0,0736	0,0129	0,0420	0,0130	0,0407	0,0242	0,0332	0,0159	0,0450	0,0160	0,0437	0,0272	0,0362	0,0193	0,0484	0,0194	0,0471	0,0306	0,0396											

Na Tabela A.10 são apresentados os valores da receita esperada para um período de vinte anos de operação da planta, com variação da taxa de juros empregada e dos cenários térmicos apresentados (este exemplo é do conjunto a gás 1 com RSM).

Tabela A.10 – Receita esperada ao longo de vinte anos de operação da planta com variação da taxa de juros praticada por bancos com práticas em operações desta natureza.

ano	Receita									
	r = 4% otimista	r = 8% otimista	r = 12% otimista	r = 4% intermediário	r = 8% intermediário	r = 12% intermediário	r = 4% pessimista	r = 8% pessimista	r = 12% pessimista	
1	-423545528,21	-444008640,84	-464471753,46	-432981748,13	-453816056,41	-474650364,70	-442671268,42	-463898320,20	-485125371,97	
2	-159439423,82	-175079970,31	-190902500,42	-164144718,65	-180068980,67	-196178527,47	-168828684,61	-185053131,80	-201466356,53	
3	-69247462,91	-83410481,86	-97896046,37	-72376591,01	-86796523,52	-101544852,49	-75392894,07	-90084653,93	-105111000,78	
4	-22534012,19	-36055402,19	-50028450,31	-24875662,67	-38642327,25	-52868842,91	-27058775,20	-41084952,50	-55579649,44	
5	6788063,19	-6425654,70	-20214353,46	4918415,20	-8534996,17	-22573818,42	3234704,81	-10472314,20	-24775779,56	
6	27414481,65	14341886,26	575157,30	25859099,14	12549370,20	-1467083,72	24507897,28	10947269,23	-3333406,14	
7	43071985,45	30045787,27	16209994,14	41740733,58	28478243,48	14391472,58	40626673,09	27114174,37	12761856,49	
8	55623950,76	42585403,53	28625426,76	54460495,85	41185432,68	26972225,49	53523972,89	39998664,09	25517526,50	
9	66105591,01	53015994,49	38896866,48	65072377,89	51745339,41	37370094,01	64273657,23	50695393,34	36049162,99	
10	75138038,25	61970769,94	47669778,13	74208778,91	60802659,71	46242251,54	73520046,55	59861211,20	45026327,61	
11	87124950,49	73861117,51	59363482,00	86280527,04	72776091,51	58015472,57	85681555,27	71922550,25	56883681,75	
12	89044548,66	75670449,51	60966787,02	88270623,31	74653921,40	59683538,22	87746242,04	73872854,33	58620267,36	
13	90452098,15	76957658,94	62042408,25	89737642,47	75998417,57	60812608,03	89276183,07	75277962,71	59805888,43	
14	91473235,83	77851003,26	62721399,75	90809585,29	76940248,88	61536198,21	90401880,24	76271095,68	60576666,24	
15	92199078,57	78443546,83	63098926,43	91579302,17	77574248,59	61951280,67	91218018,16	76948958,03	61031484,59	
16	92697070,85	78804217,20	63245526,38	92115537,82	77970671,34	62129749,82	91794717,20	77383208,59	61243672,94	
17	93018000,43	78984955,72	63214394,96	92470074,32	78182473,74	62125839,02	92184811,49	77627878,13	61268562,92	
18	93200672,51	79025481,62	63046238,29	92682490,25	78250165,01	61981062,26	92428697,89	77724311,69	61148523,26	
19	93275105,03	78956548,90	62772591,62	92783414,17	78205123,07	61727592,91	92557651,03	77704547,40	60916402,53	
20	93264763,09	78802223,69	62418140,35	92796799,69	78071913,50	61390627,05	92596141,38	77593679,23	60597937,09	

Na Tabela A.11 são apresentados os valores eficiência, capacidade, investimento específico, custo de manutenção e operação e a disponibilidade da planta. Na Tabela A.12 são apresentados os valores de taxa mínima de atratividade e os cenários financeiros.

Tabela A.11 – Parâmetros utilizados para a análise financeira utilizando a TIR e VPL, contendo o tipo de planta, porcentagem de investimento inicial, eficiência, capacidade instalada, investimento específico, custo de investimento, custo de operação e manutenção (O&M) e a disponibilidade anual.

Equipamento	% I _o	Eficiência		Capacidade Instalada	Investimento Específico	Custo de Investimento	Custo de O&M	Disponibilidade anual
		kJ/kWh	%					
Incineração - Ciclo Combinado	70,00%				1.420	357.295.137	109,33	91,32%
	80,00%					408.337.299		
	90,00%					459.379.462		
	100,00%					510.421.624		
	110,00%	8674,6988	41,50%	359495,0	1.420	561.463.787	109,33	91,32%
	120,00%					612.505.949		
	130,00%					663.548.111		

Tabela A.12 – Parâmetros dos cenários financeiros (otimista, intermediário e pessimista), taxa mínima de atratividade (TMA) e o custo de venda de eletricidade.

Cenários	TMA		Custo de Eletricidade
	%	USD/kWh	
Otimista	8%	0,09	
Intermediário	9%	0,07	
Pessimista	10%	0,05	
Período de operação	20	anos	

Na Tabela A.13 são apresentados as planilhas utilizadas para o cálculo da TIR, VPL e outros parâmetros financeiros de interesse.

Tabela A.13 – Resultados das análises da TIR e VPL, do ganho, da porcentagem de investimento inicial tomada em empréstimos e a eficiência da VPL.

Otimista-Cenário Otimista									
% I _o	[-]	70,00%	80,00%	90,00%	100,00%	110,00%	120,00%	130,00%	
VPL	USD x 1000	1124799,76	1082276,97	1039754,18	997231,39	954708,59	912185,80	869663,01	
TIR	%	42,21%	37,11%	33,13%	29,92%	27,28%	25,06%	23,17%	
Ganho	USD	258836400,00	258836400,00	258836400,00	258836400,00	258836400,00	258836400,00	258836400,00	
índice de Eficiência	VPL/VPI	4,35	4,18	4,02	3,85	3,69	3,52	3,36	
Otimista-Cenário Intermediário									
% I _o	[-]	70,00%	80,00%	90,00%	100,00%	110,00%	120,00%	130,00%	
VPL	USD x 1000	674157,19	631036,02	587914,85	544793,68	501672,51	458551,34	415430,17	
TIR	%	31,49%	27,67%	24,67%	22,24%	20,22%	18,51%	17,05%	
Ganho	USD	201317200,00	201317200,00	201317200,00	201317200,00	201317200,00	201317200,00	201317200,00	
índice de Eficiência	VPL/VPI	3,35	3,13	2,92	2,71	2,49	2,28	2,06	
Otimista-Cenário Pessimista									
% I _o	[-]	70,00%	80,00%	90,00%	100,00%	110,00%	120,00%	130,00%	
VPL	USD x 1000	281471,55	237816,75	194161,95	150507,14	106852,34	63197,54	19542,74	
TIR	%	20,49%	17,90%	15,83%	14,13%	12,70%	11,48%	10,43%	
Ganho	USD	143798000,00	143798000,00	143798000,00	143798000,00	143798000,00	143798000,00	143798000,00	
índice de Eficiência	VPL/VPI	1,96	1,65	1,35	1,05	0,74	0,44	0,14	

Na Tabela A.14 a A.16 serão apresentados os valores presentes das entradas de caixa para os cenários financeiros estudados, com os anos de funcionamento da planta e com a porcentagem de investimento inicial advinda de empréstimos desta natureza.

Tabela A.14– Valores do FC_i para o cenário Otimista.

	Cenário Otimista					
	0,7	0,8	0,9	1	1,1	1,2
anos	-3,57E+08	-4,08E+08	-4,59E+08	-5,10E+08	-5,61E+08	-6,13E+08
1	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
2	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
3	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
4	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
5	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
6	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
7	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
8	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
9	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
10	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
11	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
12	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
13	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
14	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
15	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
16	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
17	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
18	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
19	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08
20	1,51E+08	1,52E+08	1,53E+08	1,54E+08	1,54E+08	1,55E+08

Tabela A.15– Valores do FC_i para o cenário intermediário

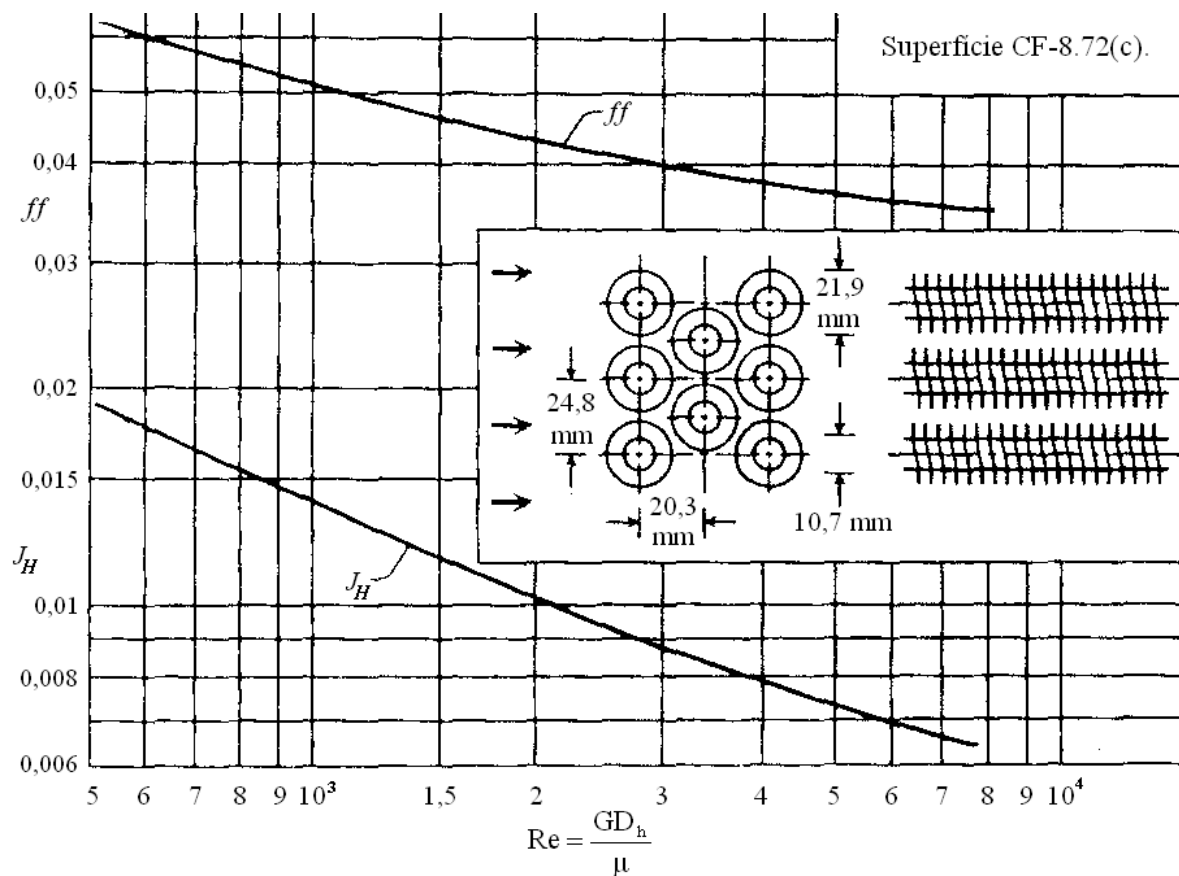
	Cenário Intermediário					
	0,7	0,8	0,9	1	1,1	1,2
anos	-3,57E+08	-4,08E+08	-4,59E+08	-5,10E+08	-5,61E+08	-6,13E+08
1	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
2	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
3	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
4	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
5	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
6	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
7	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
8	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
9	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
10	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
11	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
12	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
13	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
14	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
15	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
16	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
17	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
18	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
19	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08
20	1,13E+08	1,14E+08	1,15E+08	1,16E+08	1,16E+08	1,17E+08

Tabela A.16– Valores do FC_t para o cenário pessimista.

	Cenário Pessimista					
	0,7	0,8	0,9	1	1,1	1,2
anos	-3,57E+08	-4,08E+08	-4,59E+08	-5,10E+08	-5,61E+08	-6,13E+08
1	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
2	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
3	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
4	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
5	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
6	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
7	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
8	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
9	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
10	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
11	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
12	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
13	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
14	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
15	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
16	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
17	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
18	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
19	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07
20	7,50E+07	7,59E+07	7,68E+07	7,76E+07	7,85E+07	7,94E+07

ANEXO A – Figuras do dimensionamento do trocador de calor

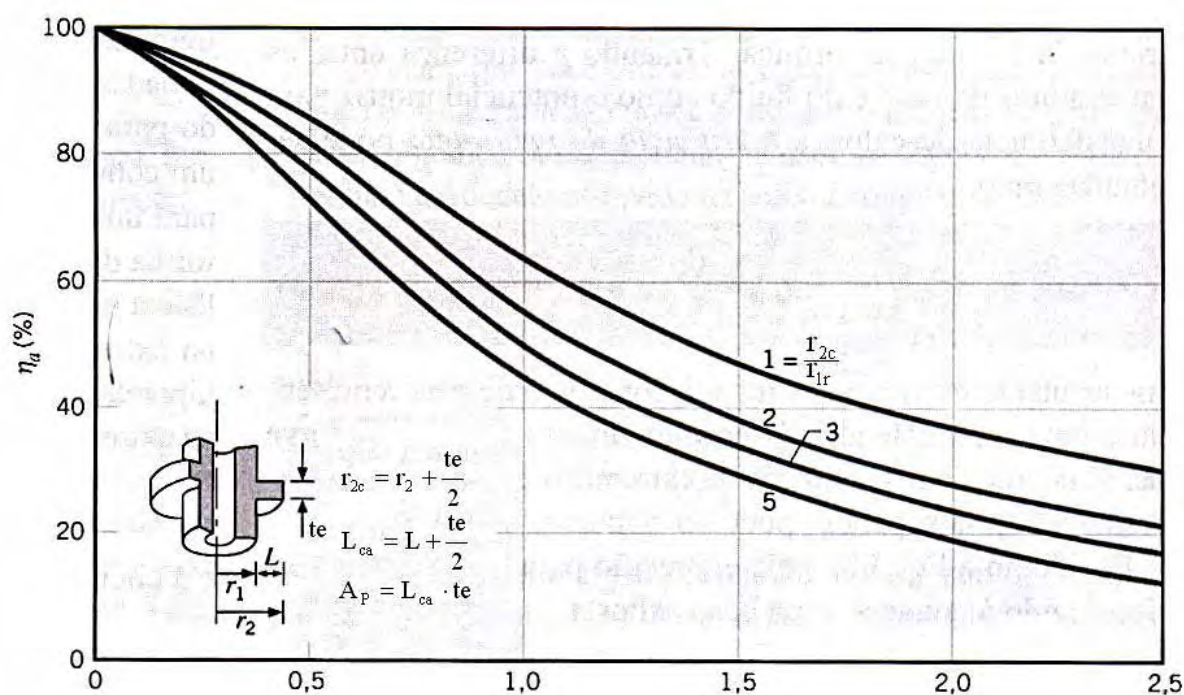
Na Figura A.1 é apresentado um gráfico da superfície CF -8.72 (c) com o fator de atrito (ff) e fator de Colburn (J_H) em função do número de Reynolds do fluido externo e perpendicular aos tubos do trocador de calor.



Fonte: Kays e London (1964)

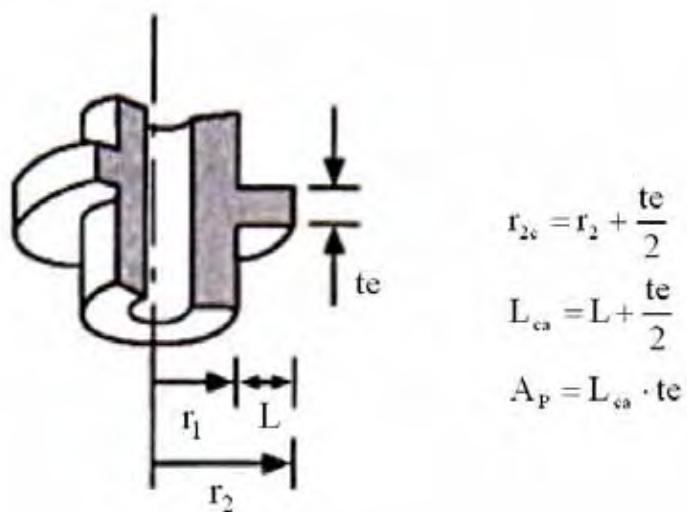
Figura A.1 – Trocador de calor compacto com tubos aletados, Superfície CF-8.72(c).

Na Figura A.2 a A.3 são representados os gráficos de eficiência de uma aleta em função das características físicas de mesma e os parâmetros dimensionais de uma aleta circular em um tubo.



Fonte: Incropera e Dewitt (2003).

Figura A.2 – Eficiência de uma aleta de secção retangular num tubo.



Fonte: Incropera e Dewitt (2003).

Figura A.3 – Esquema de um tubo aletado com secção retangular.