

EDUARDO MANFREDINI FERREIRA

**SÍNTESE OTIMIZADA DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO E  
DESSALINIZAÇÃO**

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

Orientador: Prof. Dr. José Antônio Perrella Balestieri  
Co-orientador: Prof. Dr. Maurício Araújo Zanardi

Guaratinguetá  
2008

F3            Ferreira, Eduardo Manfredini  
83s         Síntese otimizada de sistemas de cogeração e dessalinização. /  
             Eduardo Manfredini Ferreira.- Guaratinguetá : [s.n.], 2008  
             178f.: il.

Bibliografia: f. 137-146  
Tese (doutorado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de  
Engenharia de Guaratinguetá, 2008.

Orientador: Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri

Co-orientador: Prof. Dr. Maurício Araújo Zanardi

1. Cogeração I. Título

CDU 536.72

## **DADOS CURRICULARES**

### **EDUARDO MANFREDINI FERREIRA**

NASCIMENTO	15.05.1970 – TREMEMBÉ / SP
FILIAÇÃO	Rubens Ferreira Edna Manfredini Ferreira
1991/1996	Graduação em Engenharia Industrial Química Escola de Engenharia de Lorena – USP
2000	Curso de Licenciatura Plena em Química / Res. 2 – 1997 Faculdades Oswaldo Cruz – SP
1999/2003	Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Nível de Mestrado, na área de Transmissão e Conversão de Energia, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá – UNESP.
2004/atual	Professor Efetivo da Disciplina de Química no Ensino Médio – Secretaria de Educação do Estado de São Paulo.
2004/2008	Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Nível de Doutorado, na área de Transmissão e Conversão de Energia, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá – UNESP.

À minha mulher, Geny, incentivadora e apoiadora desta jornada, e à Laura, minha filha, a qual me deu uma nova percepção de vida.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço a Deus, primeiramente, por permitir-me concluir mais uma etapa enriquecedora em minha vida.

À minha mãe, e também uma avó dedicada à minha filha, pelo carinho.

Ao amigo e colega de pós-graduação Rubens, por sua amizade e por seu conhecimento eclético.

A Paulo Augusto, pela amizade e pelo companheirismo das viagens a FEG.

A Gordon Leitner, Luis Serra e James Birket, especialistas da área de dessalinização, por seus comentários e materiais a mim enviados, para que eu pudesse ampliar meu conhecimento na área.

A Iberê Kuncevicius e Leandro Tersigni, da SABESP, Robinson Semolini, da ELEKTRO, e Flávio Pizzato, consultor da LINDO Systems no Brasil, por seus apoios técnicos e esclarecimentos quando consultados.

Aos professores, funcionários e demais amigos da FEG, por suas atenções a mim dedicadas.

A Maurício Zanardi, por seus comentários e contribuições a esta tese, além de sua orientação.

A Perrella, um orientador na acepção correta da palavra e um amigo quando um amigo é necessário.

A persistência e o foco são duas ferramentas para se ter sucesso em um empreendimento. Um Doutorado é uma boa prova de que o uso de tais ferramentas é fundamental.

Eduardo Manfredini Ferreira

Este trabalho contou com o apoio da seguinte entidade:

PROAP/CAPES – responsável pelos financiamentos para participação em eventos.

FERREIRA, EDUARDO M. **Síntese otimizada de sistemas de cogeração e dessalinização**. 2008. 178 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2008.

## RESUMO

A escassez da disponibilidade de água doce no mundo torna-se preocupante para os próximos anos e, apesar da crescente divulgação de tal situação, são poucas as pessoas que, na prática, adotam uma postura consciente acerca da economia e uso racional do bem natural mais precioso existente. A presente tese apresenta uma proposta de produção de água potável a partir da água do mar pelo uso de processos de dessalinização associados a processos de cogeração, para que produzam a energia térmica e elétrica necessária para o funcionamento da instalação. A mesma é analisada com o uso de diferentes configurações, com vistas à otimização da instalação. São analisados 04 casos, verificando-se a viabilidade de sistemas de duplo propósito e sistemas híbridos, considerando-se, pelo lado do sistema de cogeração, a disputa entre diferentes conjuntos a gás de produção comercial, queimando gás natural ou biomassa gaseificada, com geradores de vapor, queimando óleo combustível ou biomassa *in natura*; pelo lado do sistema de dessalinização, concorrem unidades de osmose reversa acionadas térmica (ORS) ou eletricamente (ORE), unidades de evaporação (MED) e de destilação (MSF); no atendimento às necessidades de vapor concorrem turbinas de contrapressão e condensação/extração. Foram analisados dados referentes à cidade litorânea de Ubatuba, SP, para avaliação do atendimento conjunto das necessidades de energia elétrica e água potável para o abastecimento de situações limítrofes, como ocorre durante os picos de consumo do verão. Concluiu-se que a proposta é viável para os casos analisados, podendo haver a possibilidade de venda de excedente energético, de acordo com o nível de produção da unidade como um todo.

**PALAVRAS-CHAVE:** dessalinização, cogeração, produção de água potável, sistema de duplo propósito, otimização.



FERREIRA, EDUARDO M. **Optimization synthesis of integrated cogeneration and desalination systems**. 2008. 178 f. Thesis (Doctorate in Mechanical Engineering) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2008.

## ABSTRACT

World's fresh water availability scarcity is becoming a concerning problem day by day, and despite the increasing of the alarming news about such situation, just a few people adopt a positive position about the economy and rational use of this precious natural resource. This thesis presents a fresh water production proposal from seawater by desalination processes associated to cogeneration processes for producing the necessary thermal and electric energy for the whole installation. The dual-purpose system is analyzed with the use of different configurations by an optimization viewpoint. Four cases are analyzed with hybrid and dual purpose systems availability verification. The considerations, with respect to cogeneration were the use different commercial gas turbines, burning natural gas or gasified biomass, with or without steam generator, burning fuel oil or biomass *in natura*. For desalination system, it was allowed the choice of reverse osmosis thermally driven (ROS), reverse osmosis electrically driven (ROE), evaporation (MED) and distillation (MSF) units. Also, the steam supply system could be constituted of backpressure and extraction-condensation turbines. The data analyzed here refers to the Ubatuba coastal city, situated in the São Paulo State – Brazil, the relationship between the electrical energy and fresh water simultaneous supplying for extreme situations, like it occurs during summer consumption peaks was analyzed. The present study concluded that the analyzed cases were feasible, with the possibility of energetic surplus selling, according to the unit production operational level.

**KEYWORDS:** desalination, cogeneration, fresh water production, dual-purpose systems, optimization.

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Quadro comparativo dos processos de destilação. ....	30
Tabela 2.2 – Características dos processos de membrana. ....	32
Tabela 2.3 – Consumo energético em sistemas de dessalinização. ....	32
Tabela 2.4 – Aplicações das tecnologias de dessalinização. ....	33
Tabela 2.5 – Comparativo entre propriedades das membranas. ....	37
Tabela 2.6 – Custos de operação de unidade MED Australiana. ....	46
Tabela 2.7 – Condições de operação para instalações MED e MSF. ....	49
Tabela 2.8 – Sais presentes nas águas minerais. ....	50
Tabela 2.9 – Padrão de potabilidade nacional (mg/ℓ). ....	51
Tabela 2.10 – Análise das amostras de água sem gás (mg/ℓ). ....	51
Tabela 2.11 – Análise das amostras de água gaseificadas artificialmente (mg/ℓ). ....	52
Tabela 2.12 – Análise das amostras de águas carbogasosas (mg/ℓ). ....	52
Tabela 3.1 – Descrição das etapas do Ciclo a gás. ....	65
Tabela 3.2 – Valores de PHR e temperatura para alguns processos industriais. ....	71
Tabela 5.1 – Composição do gás natural. ....	90
Tabela 5.2 – Custos de investimento. ....	98
Tabela 5.3 – Parâmetros de projeto. ....	101
Tabela 5.4 – Consumo mensal medido de água (m <sup>3</sup> ) da cidade de Ubatuba. ....	104
Tabela 5.5 – Demanda de eletricidade de Ubatuba, em MWh. ....	105
Tabela 6.1 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 1. ....	108
Tabela 6.2 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 2. ....	109
Tabela 6.3 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 3. ....	110
Tabela 6.4 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 4. ....	111
Tabela 6.5 – Faixa de potência gerada pelas turbinas a gás. ....	113
Tabela 6.6 – Número de conjuntos a gás em uso. ....	113
Tabela 6.7 – Distribuição da eficiência dos conjuntos a gás. ....	114
Tabela 6.8 – Distribuição da potência total gerada. ....	115
Tabela 6.9 – Distribuição de potências nas turbinas de extração e condensação. ....	116
Tabela 6.10 – Distribuição da geração de excedente energético. ....	117
Tabela 6.11 – Vazão mássica de combustível para os casos 1 e 2. ....	118
Tabela 6.12 – Vazão mássica de combustível para os casos 3 e 4. ....	118

Tabela 6.13 – Função objetivo. ....	118
Tabela 6.14 – Saldos energéticos para os casos analisados.....	124
Tabela 6.15 – Excedente energéticos para os casos analisados.....	124
Tabela 6.16 – Distribuição das tecnologias de dessalinização nos sistemas híbridos.....	125
Tabela A1 – Dados de catálogo de fabricantes de turbinas.....	148
Tabela B1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 1. ....	149
Tabela B2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 1. ....	150
Tabela B3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de extração e condensação – Caso 1.....	151
Tabela B4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 1. ....	152
Tabela B5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 1.....	153
Tabela B6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 1. ....	154
Tabela C1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 2. ....	155
Tabela C2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 2. ....	156
Tabela C3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de extração e condensação – Caso 2.....	157
Tabela C4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 2. ....	158
Tabela C5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 2.....	159
Tabela C6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 2. ....	160
Tabela D1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 3. ....	161
Tabela D2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 3. ....	162
Tabela D3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de contrapressão – Caso 3. ....	163
Tabela D4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 3. ....	164
Tabela D5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 3.....	165
Tabela D6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 3.....	166
Tabela E1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 4.....	167

Tabela E2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 4. ....	168
Tabela E3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de contrapressão – Caso 4. ....	169
Tabela E4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 4. ....	170
Tabela E5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 4. ....	171
Tabela E6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 4. ....	172
Tabela F1 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzida e de potência requerida pelo sistema de duplo propósito – Caso 1. ....	173
Tabela F2 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzida e de potência requerida pelo sistema de duplo propósito – Caso 2. ....	174
Tabela F3 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzidas pelo sistema híbrido – Caso 3. ....	175
Tabela F4 – Valores otimizados das vazões mássicas de vapor requeridas pelo sistema híbrido – Caso 3. ....	176
Tabela F5 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzidas pelo sistema híbrido – Caso 4. ....	177
Tabela F6 – Valores otimizados das vazões mássicas de vapor requeridas pelo sistema híbrido – Caso 4. ....	178

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Instalação de dessalinização por destilação MSF. ....	27
Figura 2.2 – Instalação de dessalinização por destilação MED. ....	29
Figura 2.3 – Instalação de dessalinização por destilação por compressão de vapor. ....	30
Figura 2.4 – Faixa de aplicabilidade dos processos de membrana. ....	32
Figura 2.5 – Módulo tubular. ....	34
Figura 2.6 – Fluxo no módulo tubular. ....	34
Figura 2.7 – Módulo quadro e placas. ....	35
Figura 2.8 – Módulo quadro e placas. ....	35
Figura 2.9 – Módulo da membrana espiral. ....	36
Figura 2.10 – Módulo de fibras ocas. ....	36
Figura 2.11 – Princípio de Osmose e Osmose reversa. ....	38
Figura 2.12 – Esquema do processo de Eletrodialise Reversa. ....	40
Figura 2.13 – Índice de vendas das tecnologias de dessalinização. ....	43
Figura 3.1 – Ciclo a vapor. ....	56
Figura 3.2 – Diagrama T-s do Ciclo a vapor. ....	57
Figura 3.3 – Conjunto a gás. ....	57
Figura 3.4 – Ciclo combinado Turbina a gás - Turbina a vapor. ....	58
Figura 3.5 – Caldeira aquatubular. ....	60
Figura 3.6 – Caldeira flamotubular. ....	61
Figura 3.7 – Turbinas a vapor. ....	63
Figura 3.8 – Turbinas a gás. ....	64
Figura 3.9 – Ciclo a gás regenerativo. ....	65
Figura 3.10 – Curva com carga térmica superior à elétrica. ....	68
Figura 3.11 – Curva com carga elétrica superior à térmica. ....	69
Figura 4.1 – Representação das restrições e da região factível. ....	75
Figura 4.2 – Representação matricial do <i>software</i> de otimização. ....	81
Figura 5.1 – Instalação de duplo propósito proposta. ....	83
Figura 5.2 – Fluxo mássico de vapor da instalação proposta. ....	86
Figura 5.3 – Setor 1. ....	87
Figura 5.4 – Setor 2. ....	92
Figura 5.5 – Setor 3. ....	93
Figura 5.6 – Setor 4. ....	96

Figura 5.7 – Consumo mensal de água de Ubatuba – Período 2000 – 2004. ....	104
Figura 5.8 – Demanda elétrica de Ubatuba .....	105
Figura 6.1 – Instalação de duplo propósito predominante para o Caso 1.....	109
Figura 6.2 – Distribuição de ocorrência de configurações dos Casos 1 e 2. ....	109
Figura 6.3 – Instalação de duplo propósito predominante para o Caso 2.....	110
Figura 6.4 – Instalação híbrida predominante para o Caso 3. ....	111
Figura 6.5 – Distribuição de ocorrência de configurações para os Casos 3 e 4. ....	112
Figura 6.6 – Instalação híbrida predominante para o Caso 4. ....	112
Figura 6.7 – Distribuição do número de turbinas. ....	114
Figura 6.8 – Distribuição das faixas de eficiências. ....	115
Figura 6.9 – Distribuição das faixas de potência total gerada. ....	116
Figura 6.10 – Distribuição das faixas de potências. ....	117
Figura 6.11 – Configuração otimizada para o Caso 1. ....	119
Figura 6.12 – Configuração otimizada para o Caso 2. ....	120
Figura 6.13 – Configuração otimizada para o Caso 3. ....	121
Figura 6.14 – Configuração otimizada para o Caso 4. ....	121
Figura 6.15 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 1.....	126
Figura 6.16 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 2.....	126
Figura 6.17 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 3.....	127
Figura 6.18 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 4.....	127
Figura 6.19 – Seção de banco de dados do modelo computacional. ....	129

## LISTA DE SÍMBOLOS

AguaProd	Vazão volumétrica de água produzida.	$[m^3/s]$
AguaTotal	Vazão volumétrica total de água produzida.	$[m^3/s]$
C	Custo de produção	$[US\$/kg]$
c	Custo específico	$[US\$/s]$
CI	Custo de investimento	$[US\$/m^3], [US\$/kW]$
Cp	Calor específico	$[kJ/(kg.K)]$
cTOTAL	Custo total	$[US\$/ano]$
E	Energia elétrica	$[kWh]$
FRC	Fator de recuperação de capital	$[ano^{-1}]$
h	Entalpia	$[kJ/kg]$
H	Tempo operacional	$[h/ano]$
ha	Entalpia da água	$[kJ/kg]$
hv	Entalpia do vapor d'água	$[kJ/kg]$
j	Taxa de juros	$[-]$
m	Vazão mássica	$[kg/s]$
m <sub>g</sub>	Vazão mássica do gás de exaustão	$[kg/s]$
n	Número de anos	$[ano]$
ncg	Número de turbinas a gás	$[-]$
PCI	Poder calorífico inferior	$[kJ/kg]$
Pe	Preço elétrico	$[US\$/kW]$
PHR	Razão potência-calor	$[-]$
PR	Razão de desempenho	$[kWh/m^3]$
PWR	Razão potência-água	$[kWh/m^3]$
S	Calor de processo	$[kWh]$
s	Entropia	$[kJ/(kg.K)]$
SPro	Vazão mássica de vapor de processo	$[kg/s]$
SR	Consumo específico de vapor	$[kg/kWh]$
Tg	Temperatura do gás	$[^{\circ}C]$
Tge	Temperatura do gás de exaustão	$[^{\circ}C]$
W	Potência	$[kWh]$
W <sub>e</sub>	Potência total gerada	$[kWh]$
x	Variável de decisão	$[-]$
Y	Variáveis Booleanas	$[-]$

## ABREVIATURAS

AP	Água em produção
B	Caldeira
BIG	Biomassa gaseificada
BIO	Biomassa
CC	Câmara de combustão
comb	Combustível

COND	Condensado
CP	Compressor
D	Diálise
Des	Dessalinização
ED	Eletrodiálise
EDR	Eletrodiálise reversa
elg	Gerador elétrico das turbinas
FO	Óleo combustível
GB	Gaseificador de biomassa
GE	Gerador elétrico
ger	Gerada
HR	Seção de recuperação de calor
HRSG	Caldeira recuperadora de calor
MAX	Maximização
MED	Destilação por múltiplos efeitos
MF	Microfiltração
MIN	Minimização
MSF	Destilação multi estagiada por flasheamento
NF	Nanofiltração
NG	Gás natural
PEE	<i>Price equivalent efficiency</i>
PRO	Processo
RO	Osmose reversa
ROE	Osmose reversa acionada eletricamente
ROS	Osmose reversa acionada termicamente
SDI	Índice de densidade de partículas
TC	Turbina a vapor de condensação
TDS	Sólidos dissolvidos totais
TEC	Turbina a vapor de extração e condensação
TG	Turbina a gás
TSS	Sólidos suspensos totais
TVCP	Turbina a vapor de contrapressão
UF	Ultrafiltração
V	Vapor
VC	Destilação por compressão de vapor
VE	Vapor de extração

### **LETRAS GREGAS**

$\eta$	Eficiência
$\Delta$	Diferença

### **SUBSCRITO**

AP	Água em produção
B	Caldeira
BIG	Biomassa gaseificada



BIO	Biomassa
BP	Baixa pressão
comb	Combustível
COND	Condensado
Des	Dessalinização
elg	Gerador elétrico das turbinas
FO	Óleo combustível
gás	Gás
G	Global
GB	Gaseificador de biomassa
ger	Gerada
HR	Seção de recuperação de calor
HRSG	Caldeira recuperadora de calor
MED	Destilação por múltiplos efeitos
MSF	Destilação multi estagiada por <i>flasheamento</i>
NG	Gás natural
PRO	Processo
ROE	Osmose reversa acionada eletricamente
ROS	Osmose reversa acionada termicamente
T	Turbinas
TC	Turbina a vapor de condensação
TEC	Turbina a vapor de condensação e extração
TG	Turbina a gás
TVCP	Turbina a vapor de contrapressão
V	Vapor
VE	Vapor de extração
1	Entrada da turbina a vapor, ou ponto de entrada
2	Saída da turbina a vapor, ou ponto de saída
3	Extração da turbina a vapor

### **SOBRESCRITO**

i Expoente indicador do número de ordem da turbina

## SUMÁRIO

RESUMO .....	8
ABSTRACT .....	9
LISTA DE TABELAS .....	10
LISTA DE FIGURAS .....	13
LISTA DE SÍMBOLOS .....	15
1 INTRODUÇÃO.....	19
1.1 OBJETIVOS E ESTRUTURA DA TESE .....	20
2 CONCEITOS DE DESSALINIZAÇÃO .....	23
2.1 CONDIÇÕES DE POTABILIDADE DA ÁGUA .....	23
2.2 CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DA DESSALINIZAÇÃO .....	23
2.3 AS TECNOLOGIAS ATUAIS DISPONÍVEIS PARA DESSALINIZAÇÃO E PROSPECTIVAS .....	24
2.4 CARACTERÍSTICAS DAS TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO .....	25
2.4.1 Processos térmicos de dessalinização .....	26
2.4.1.1 Destilação Multi Estagiada por Flasheamento – MSF .....	26
2.4.1.2 Destilação Multi-Efeito – MED .....	28
2.4.1.3 Compressão de Vapor – VC .....	29
2.4.2 Processos de separação por membrana .....	31
2.4.2.1 Osmose reversa – RO .....	37
2.4.2.2 Ultrafiltração – UF .....	38
2.4.2.3 Microfiltração – MF .....	39
2.4.2.4 Nanofiltração – NF .....	39
2.4.2.5 Diálise – D .....	39
2.4.2.6 Eletrodiálise/eletrodiálise reversa – ED/EDR .....	40
2.4.3 Outros processos.....	41
2.4.3.1 Energia Fotovoltaica – EF .....	41
2.4.4 Sistemas integrados de membranas .....	42
2.5 CARACTERÍSTICAS ECONÔMICAS DAS TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO ..	42
2.5.1 Custos de investimento .....	44
2.5.1.1 Sólidos Dissolvidos Totais (TDS) .....	44
2.5.1.2 Razão de recuperação .....	44
2.5.1.3 Sólidos suspensos totais (TSS) e turbidez .....	45
2.5.1.4 Especificação da água produzida.....	45
2.5.2 Custos operacionais .....	45
2.5.2.1 Energia.....	46
2.5.2.2 Uso de produtos químicos .....	47
2.5.2.3 Filtros e pré-filtros .....	47
2.5.2.4 Manutenção .....	47
2.5.2.5 Custo da água de alimentação .....	48
2.6 PRODUTIVIDADE .....	48
2.7 QUALIDADE DAS ÁGUAS .....	49
2.8 DESPEJO DA SALMOURA .....	52
3 CONCEITOS DE CICLOS TÉRMICOS .....	55
3.1 INTRODUÇÃO.....	55
3.2 CICLOS TÉRMICOS.....	55
3.2.1 Ciclo a vapor .....	55

3.2.2 Ciclo a Gás.....	57
3.2.3 Ciclo Combinado.....	58
3.3 ANÁLISE DOS EQUIPAMENTOS TÉRMICOS.....	59
3.3.1 Caldeiras.....	59
3.3.2 Turbinas.....	61
3.3.2.1 Turbinas a vapor.....	62
3.3.2.2 Turbinas a gás.....	63
3.4 COGERAÇÃO.....	66
3.4.1 Conceitos Gerais.....	66
3.4.2 Condições operacionais dos ciclos de cogeração.....	67
3.4.2.1 Estratégia por demanda térmica (ou por paridade térmica).....	68
3.4.2.2 Estratégia por demanda elétrica (ou por paridade elétrica).....	68
3.4.2.3 Estratégia por despacho econômico.....	69
3.5 PROCESSOS CONSUMIDORES DE ENERGIA.....	69
4 MODELAGEM MATEMÁTICA.....	72
4.1 CONCEITOS DE OTIMIZAÇÃO.....	72
4.1.1 Programação linear.....	73
4.1.2 Programação inteira.....	76
4.1.3 Programação não-linear.....	77
4.1.4 Programação mista.....	78
4.2 <i>SOFTWARE</i> DE OTIMIZAÇÃO.....	79
4.3 MODELAGEM MATEMÁTICA – MSF.....	81
5 ANÁLISE TÉCNICA.....	83
5.1 AVALIAÇÃO INICIAL DA CONFIGURAÇÃO.....	83
5.2 FORMULAÇÃO.....	85
5.2.1 Setor 1.....	86
5.2.1.1 Conjunto a gás.....	87
5.2.1.2 Caldeira Convencional.....	90
5.2.2 Setor 2.....	91
5.2.3 Setor 3.....	93
5.2.4 Setor 4.....	95
5.2.5 Setor 5.....	96
5.3 ESTUDO DE CASOS.....	101
5.3.1 Caso (1) – Sistema de duplo propósito.....	102
5.3.2 Caso (2) – Sistema de duplo propósito, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 4.000 US\$/kW.....	106
5.3.3 Caso (3) – Sistema híbrido, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 2100 US\$/kW.....	106
5.3.4 Caso (4) – Sistema híbrido, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 4.000 US\$/kW.....	107
6 RESULTADOS.....	108
6.1 ANÁLISES DOS RESULTADOS OBTIDOS.....	108
6.2 HEURÍSTICA.....	127
7 CONCLUSÕES.....	132
REFERÊNCIAS.....	137
ANEXOS.....	147

## 1 INTRODUÇÃO

A água potável é o insumo essencial para a existência de vida sobre a Terra. Um grande problema da humanidade neste século que se inicia refere-se à disponibilidade de água potável. Cada vez mais este se torna um assunto preocupante, uma vez que há um crescimento populacional mundial que consome cada vez mais recursos naturais, os quais não são satisfatoriamente repostos ou, pelo menos, sustentavelmente consumidos.

O Brasil é um país dotado de vastos recursos naturais, o que lhe permitiria, em princípio, alguma tranquilidade no que diz respeito à disponibilidade de água potável. Entretanto, esta questão vem sendo discutida em diferentes foros, com vistas ao planejamento de longo prazo para os recursos hídricos, num momento em que a cobrança de taxa para o uso de água já se torna uma realidade em algumas localidades. A questão, além disto, apresenta momentos críticos ao longo do tempo em face da variabilidade das influências hidrológicas naturais, bem como os constantes problemas de falta de água potável em períodos de férias nas cidades litorâneas.

A distribuição de água no planeta não é tão favorável ao ser humano. De acordo com Pegorim (2005), 97,5% da água do mundo é salgada, sendo que dos 2,5% restantes, 68,7% deste percentual está em geleiras e apenas 0,27% (ou 0,007% do total) é aproveitável como água potável. Ainda segundo a autora, no Brasil apresenta-se 13,7% das fontes de água doce do planeta, mas 70% desta parcela é de difícil acesso, por localizar-se na Amazônia, região de baixa densidade demográfica. Apesar de ter uma relativa abundância de água, 40% da água produzida no Brasil é desperdiçada, tornando comprometedor a situação brasileira.

Diversos países, nos quais a questão do abastecimento de água potável é mais crítica, investem em pesquisas voltadas à busca de soluções que viabilizem sua produção a partir de água salgada. A dessalinização da água por sistemas de cogeração é uma das soluções apontadas para este problema, pois a partir desta tecnologia torna-se possível produzir-se simultaneamente água potável e energia elétrica, entre outras formas de atendimento de necessidades energéticas.

As experiências internacionais revelam uma tendência ao aumento do preço da água potável a partir do emprego das tecnologias de cogeração, fator esse impeditivo para o presente momento em termos nacionais. Entretanto, deve-se conceber que o domínio da técnica de dessalinização por cogeração, em associação com outras formas de energia, é fator importante para o desenvolvimento tecnológico nacional. Além disto, o país precisa desenvolver o estudo de alternativas que possam ser empregadas caso o quadro de suprimento de água potável venha a se modificar, nas próximas décadas, de modo desfavorável.

Assim como acontece com a água, verifica-se em todo o planeta um aumento no consumo de energia elétrica, seja pelo aumento de produção da indústria, seja pelo aumento populacional. Mas, independente dos fatores que pesem neste aumento, é certo que para o aumento da demanda de energia, algum impacto ambiental será provocado. Este fato fica evidente na tentativa do governo brasileiro de leiloar a Usina Hidrelétrica Dardanelos, em setembro de 2006, que culminaria com o sepultamento das cachoeiras de Aripuanã, no noroeste de Mato Grosso (ANGELO, 2006). Desconsiderando-se os fatores que levam a tal decisão, mais relevante para o Brasil, em termos energéticos, é que se aumenta cada vez mais a dependência hidrelétrica.

Tal dependência pode se revelar um grande problema se for levado em conta que, em 2001, o Brasil teve sérios problemas com a “crise do apagão”, devido à redução de cota dos reservatórios das hidrelétricas; este é um problema que pode ser resolvido pela expansão do sistema com base na diversificação tecnológica e pela ampliação, na matriz energética, da participação de fontes renováveis de energia na produção elétrica. Neste contexto, a água utilizada para a produção elétrica poderia ser deslocada em maior quantidade para seu emprego no abastecimento humano, o que reduziria sua carência.

## 1.1 OBJETIVOS E ESTRUTURA DA TESE

O presente trabalho destina-se à análise da produção de água potável por meio de processos baseados em dessalinização, os quais podem ser classificados de acordo com

o tipo de tecnologia em que se baseia. Classificam-se, portanto, em tecnologias de dessalinização por destilação e por membrana, principalmente, dentre outros de menor participação no atual estado do conhecimento.

Como os processos de dessalinização demandam energia térmica e/ou elétrica, avalia-se a sua integração a um sistema de cogeração, que pode ser atendido por turbina a gás associada à caldeira de recuperação térmica ou de modo alternativo por caldeira convencional. Em ambas as estruturas, os sistemas de cogeração estariam associados a turbinas a vapor, compondo-os em ciclos combinados.

Para impulsionar a unidade de cogeração estuda-se, ainda, o uso de 4 combustíveis. Tais combustíveis podem tanto ser o gás natural quanto a biomassa gaseificada (tecnologia ainda em desenvolvimento, mas que pode representar significativos ganhos ambientais), os quais serão admitidos na turbina a gás, e o óleo combustível e a biomassa *in natura* sendo admitidos na caldeira convencional.

Há, ainda, a análise de produtividade elétrica, para a possibilidade da compra ou venda de energia, e de custos de seus equipamentos individualizados, dos combustíveis e da instalação como um todo.

A principal contribuição da presente tese é a elaboração e disponibilização de uma ferramenta que analise as diversas opções de integração de ciclos térmicos de cogeração com as diferentes unidades de dessalinização.

No capítulo a seguir são analisadas as condições de potabilidade da água, as tecnologias disponíveis para a produção de água potável e suas características tecnológicas e de custos.

No capítulo 3 são estudados os ciclos térmicos, bem como a análise dos equipamentos utilizados no presente trabalho. São descritos, ainda, os conceitos de cogeração e as estratégias de demanda energética.

No capítulo 4 são apresentados os conceitos pertinentes à análise de otimização e suas principais características, bem como do funcionamento de um *software* comercial utilizado para resolver problemas de otimização.

No capítulo 5 é feita uma análise de otimização de uma instalação de duplo propósito, ou seja, uma instalação na qual foi associado um sistema de dessalinização

e de cogeração, para a produção de água potável, energia térmica e energia elétrica. Nesta primeira análise, os sistemas são contemplados de forma concentrada, com o objetivo de delinear as condições gerais nas quais instalações desse tipo podem ser organizadas. Em tal análise estuda-se a configuração proposta para uma situação hipotética para a cidade de Ubatuba, na qual são analisados os dados de fornecimento de água da mesma, com vistas à obtenção de uma estrutura que atenda tais necessidades.

A função objetivo, em uma primeira análise, visa à minimização dos custos totais da instalação, quais sejam, os custos de instalação dos equipamentos e dos combustíveis associado a um aumento da produção elétrica na instalação, de tal modo que eventuais excedentes elétricos possam ser vendidos à concessionária local. Para tanto, consideram-se diversas funções de restrição, que levam em conta condições tecnológicas, de disponibilidade de combustíveis, de atendimento às necessidades dos processos, dentre outras. O sistema é analisado, também, com uma variação no custo de investimento no gaseificador de biomassa, considerando-se projeções mais conservadoras (de maior valor) e de valor prospectivo, que torne tal tecnologia atraente do ponto de vista econômico.

Ainda no capítulo 5, uma segunda análise é realizada no intuito de se obter uma instalação híbrida cuja característica é contemplar a utilização de dois processos diferentes de dessalinização em uma mesma instalação, tendência mais recente que se observa em projetos desenvolvidos em alguns países.

No capítulo 6 apresentam-se os resultados obtidos para os estudos em questão, com análises variadas sobre as configurações e dados de processo que possam auxiliar na escolha de uma ou outra configuração de interesse.

O capítulo final destina-se as conclusões do trabalho proposto, com recomendações e sugestões para trabalhos futuros.

## 2 CONCEITOS DE DESSALINIZAÇÃO

### 2.1 CONDIÇÕES DE POTABILIDADE DA ÁGUA

As condições de potabilidade da água são aquelas que indicam sua boa qualidade para o consumo humano. Normalmente são definidos os padrões nacionais e internacionais a serem obedecidos para sua comercialização, bem como com qual índice deverá ser fornecido pela estação de tratamento local para que chegue a seu destino, que é o consumo por parte da população.

As normas e padrões de potabilidade de água são atestados pela Portaria MS 518, da Agência Nacional de Vigilância Sanitária (ANVISA), além da Portaria MS 1469/2000 e Portaria MS 36GM/90, disponibilizados pela Companhia de Saneamento do Estado de São Paulo (SABESP) e, também, pela Resolução CONAMA 357/2005, disponibilizado pelo Ministério do Meio Ambiente (MMA).

### 2.2 CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DA DESSALINIZAÇÃO

Os processos de dessalinização apresentam termos técnicos que, para uma melhor compreensão, são citados a seguir.

O primeiro diz respeito ao suprimento energético do sistema, sendo definido como razão de desempenho, ou PR (*performance ratio*), que indica a razão entre a quantidade de água produzida e o consumo de vapor (JUNJIE *et al.*, 2007).

Para um melhor aproveitamento dos recursos disponíveis para a produção de água potável utiliza-se o conceito da razão energia-água, ou PWR (*power to water ratio*), o qual indica a razão entre a quantidade de energia elétrica consumida e a de água produzida, sendo indicada em kWh/m<sup>3</sup>.

As tecnologias de dessalinização estão com suas técnicas bem dominadas e com possibilidades de expansão de uso, de tal modo que pesquisas a respeito do tema vêm se ampliando cada vez mais, dado o crescente número de trabalhos referentes ao assunto. Embora pouco frequentes no Brasil, estudos acerca da dessalinização ocupam



de longa data a agenda da pesquisa sobre a produção de água potável em todo o mundo. A existência de um periódico destinado a este tema, a revista *Desalination*, há mais de 40 anos atesta este fato. Uma busca sobre os usos e avanços da dessalinização no mesmo revela que há uma grande diversidade de estudos e de campos de pesquisa neste tema.

Algumas das pesquisas realizadas em âmbito nacional incluem estudos referentes a uma possível solução para os recorrentes problemas de seca que assolam o nordeste brasileiro (FERNANDES et al., 2004; BARROS; SILVA; SOBRAL, 2007), ao uso conjunto de dessalinização associada à energia eólica (FADIGAS; DIAS, 2004), bem como da análise exergoeconômica de sistemas de cogeração-dessalinização (SANTOS, 2005).

Um destes campos de estudo refere-se a instalações de duplo propósito, as quais se destinam à produção de água potável e energia mecânica (FERREIRA et al., 2005), e que é o escopo do presente trabalho. Segundo Buros (2000, p.23), “*a maioria das plantas de destilação instaladas no Oriente Médio e no norte da África operam segundo este princípio desde 1960*”.

Um sistema que está se tornando uma boa alternativa às plantas de dessalinização já existentes, para que se aumente sua eficiência como um todo, é baseado em instalações híbridas, que contemplam dois tipos de tecnologia de dessalinização diferentes, acopladas, “*podendo tratar de unidades RO/MED, RO/MSF ou outras composições*” (FERREIRA et al., 2005).

### 2.3 AS TECNOLOGIAS ATUAIS DISPONÍVEIS PARA DESSALINIZAÇÃO E PROSPECTIVAS

As tecnologias de dessalinização vêm se desenvolvendo com rapidez, seja pelos novos métodos, seja pelos avanços das tecnologias em uso, de modo a obter melhorias nos equipamentos ou de aumentar a eficiência do ciclo em questão, com a respectiva melhora de montante de produto obtido. Como o preço da energia é um fator preponderante na viabilidade da instalação, estudos têm apontado para diversas

melhorias no quesito produto/energia, ou seja, obtém-se uma melhor produtividade, com menor consumo de energia térmica ou elétrica.

Há alguns anos as tecnologias usadas predominantemente eram as de destilação multi estagiada por *flasheamento* (MSF), destilação por múltiplos efeitos (MED), destilação por compressão de vapor (VC) e a osmose reversa (RO). Embora pouco utilizadas, e mesmo com algumas delas ainda em estudos, tecnologias como a diálise, a eletrodiálise/eletrodiálise reversa (ED/EDR), a ultrafiltração (UF), a microfiltração (MF) e a nanofiltração (NF) abrem novos caminhos para o processo de dessalinização, seja de água do mar, ou de água salobra, como processo principal ou acoplado aos processos já estabelecidos.

Nos itens a seguir serão relatadas as principais características dos processos supracitados, bem como suas aplicações, vantagens e outras informações pertinentes.

## 2.4 CARACTERÍSTICAS DAS TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO

De acordo com os tipos de tecnologia de dessalinização, citados anteriormente, pode-se classificá-las em:

- a- Processos térmicos:** compreendendo os processos de destilação multi estagiada por *flasheamento* (MSF, *multi stage flash*), a destilação multi efeito (MED, *multi effect distillation*) e a destilação por compressão de vapor (VC, *vapour compression*).
- b- Processos de separação por membrana:** os quais utilizam uma membrana de separação, dentro dos quais figuram a osmose reversa (RO, *reverse osmosis*), a ultrafiltração (UF, *ultrafiltration*), a microfiltração (MF, *microfiltration*), a nanofiltração (NF, *nanofiltration*) e a eletrodiálise / eletrodiálise reversa (ED/EDR, *electrodialysis / electrodialysis reversal*).
- c- Outros processos:** incluem a dessalinização utilizando fontes alternativas de energia, como no caso da energia nuclear como fonte de calor para aquecimento da água, e da energia solar, a qual pode ser utilizada para pequenas comunidades. Outros processos de separação, mas não usados para processos de dessalinização, incluem a pervaporação e a permeação de gases.

### 2.4.1 Processos térmicos de dessalinização

Os processos térmicos de dessalinização podem ser divididos em 3 principais processos, conforme descritos anteriormente, sendo os mesmos detalhados a seguir.

#### 2.4.1.1 Destilação Multi Estagiada por *Flasheamento* – MSF

A destilação MSF é a técnica mais comum e a mais simples em uso, conforme Semiat (2000), sendo responsável pela maior quantidade de água potável dessalinizada produzida atualmente, de acordo com DAFF (2002).

A técnica consiste no aquecimento de água do mar pressurizada a uma temperatura máxima permissível. A água de alimentação pressurizada flui através de tubos, nos quais irá trocar calor, conforme mostrado na Figura 2.1 (a), com o vapor de água proveniente da seção de aquecimento. O líquido aquecido será fracionado (*flash*) em vapor e condensará na parte superior da câmara de *flasheamento*. O vapor condensado é depositado nas chamadas bandejas coletoras, sendo que tais bandejas passam pelos vários estágios de destilação, servindo para a coleta e retirada da água doce produzida.

O processo MSF é dividido em seções, denominadas seção de aquecimento, seção de recuperação de calor e *flasheamento* e seção de rejeição de calor.

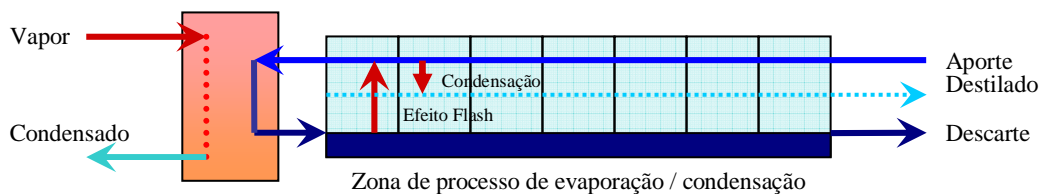
A seção de aquecimento, ou seção de aquecimento de salmoura (MARCUELLO, 2000), é composta de um aquecedor ou queimador, o qual utiliza combustível ou vapor para aquecer a água de alimentação proveniente da seção de recuperação de calor. Essa seção serve para preparar a água para o *flasheamento* e posterior condensação.

A seção de recuperação de calor e de *flasheamento* é composta de uma câmara de aquecimento nas quais há tubulações na parte superior, por onde circula a água de alimentação antes do aquecimento e, na parte inferior, a água aquecida muda para a forma de vapor, condensando ao entrar em contato com os tubos na parte superior. A água condensada é retirada por bandejas coletoras, colocadas a meia altura na câmara.

A seção de rejeição de calor é composta pelas câmaras de *flasheamento*, assim como pela seção de recuperação, na qual o vapor será condensado. Nessa seção haverá a rejeição do calor excedente e a conseqüente refrigeração da salmoura e da água para que alcancem os menores valores possíveis de temperatura ao chegarem ao último estágio (MARCUELLO, 2000).

O número de estágios no processo MSF pode estar compreendido entre 15 a 25 estágios, de acordo com Buross (2000), ou em uma faixa de estágios maior, como aquela que opera entre 24 e 30 estágios, com capacidade produtiva entre 450 - 56000 m<sup>3</sup>/dia, descrito em El-Dessouky *et al.* (2000). A razão de desempenho de uma unidade MSF pode variar normalmente entre 7 e 9, conforme pode ser observado por vários autores, como em Marcuello (2000), Al-Mutaz (1996), Hamed *et al.* (2000), entre outros.

Na Figura 2.1 (b) pode ser visto uma imagem de um conjunto de 6 unidades MSF, situada em Taweelah B, Abu Dhabi, Emirados Árabes Unidos, cada uma contando com 57.600 m<sup>3</sup>/dia de água dessalinizada (WANGNICK, 2008).



(a) Esquema do processo MSF.



(b) Unidade MSF em Abu Dhabi.

Figura 2.1 – Instalação de dessalinização por destilação MSF.

#### 2.4.1.2 Destilação Multi-Efeito – MED

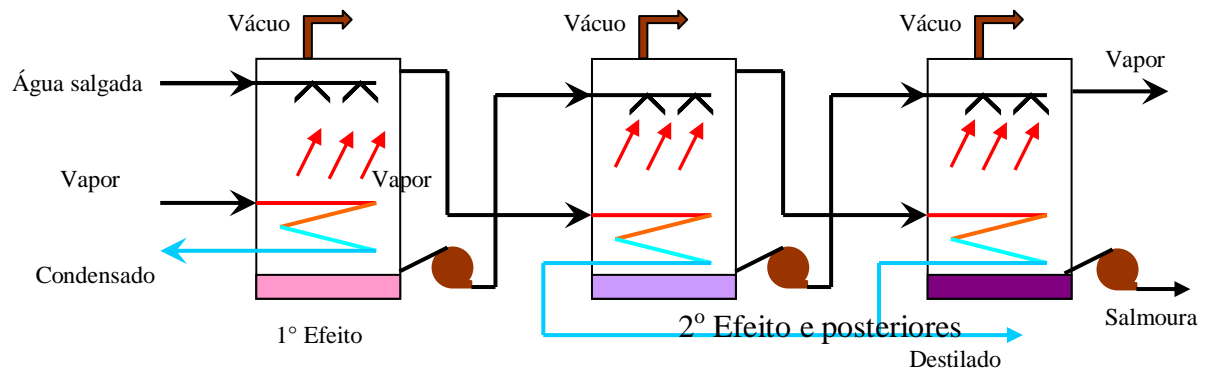
Segundo Semiat (2000) a técnica de destilação por múltiplos efeitos consiste na mais promissora atualmente, principalmente para processos envolvendo evaporação em larga escala, sendo usada desde o início da década de 1970. Na Figura 2.2 (a) pode-se ver um esquema de uma unidade MED, sendo que poderá ter a disposição de seus tubos no sentido horizontal ou vertical.

Conforme DAFF (2002), o princípio da destilação MED consiste na redução da pressão ambiente em cada estágio subsequente, fazendo com que não seja necessária adição de mais calor nas sucessivas ebulições da água de alimentação.

Uma fonte externa geradora de vapor irá fornecer o calor necessário para a realização da destilação. O vapor gerado passa por uma série de tubos onde condensa e aquece a superfície do tubo, fazendo com que haja transferência de calor superficial entre a parede do tubo e a água de alimentação, a qual é fornecida por meio de duchas na parte superior do destilador. A água salina evaporada encontra-se com menor teor de sal e ligeiramente mais fria, saindo por cima do evaporador e entrando no segundo estágio. Sua energia irá evaporar uma porção remanescente da água de alimentação e assim será feito estágio a estágio, sendo separada uma parte como salmoura e a outra como água potável produzida, com baixo teor de sal (DAFF, 2002).

A razão de desempenho de uma unidade MED será igual ao número de efeitos menos um (WADE, 2001). Esta definição torna o processo interessante ao ponto que, para se ter uma faixa de razão de desempenho igual ao processo MSF, necessitar-se-á de menos efeitos e, conseqüentemente, a economia do processo como um todo será maior, em relação à unidade MSF. Ou seja, para razões de desempenho na faixa entre 7-9 deve-se ter entre 8-10 efeitos, o que é muito menor que os 24 efeitos necessários à destilação MSF.

A Figura 2.2 (b) ilustra 4 unidades MED, cada uma com capacidade de produzir 48.000 m<sup>3</sup>/dia de água dessalinizada em Jamnagar, Índia (WANGNICK, 2008).



(a) Esquema do processo MED.



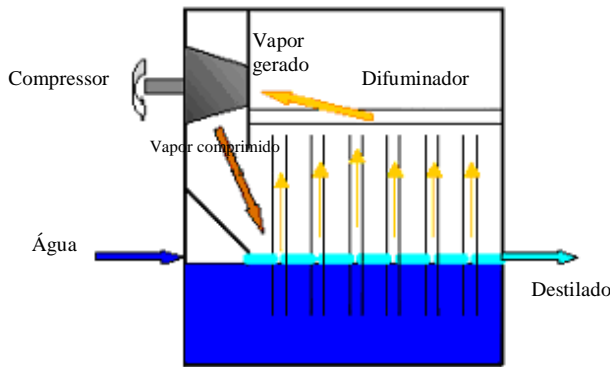
(b) Unidade MED em Jamnagar.

Figura 2.2 – Instalação de dessalinização por destilação MED.

### 2.4.1.3 Compressão de Vapor – VC

A técnica de destilação por compressão de vapor, além de ser um método simples, é bastante confiável e eficiente devido à baixa energia requerida para o bombeamento de calor na recirculação do calor latente trocado no processo condensação - evaporação (DAFF, 2002).

A diferença deste sistema em relação aos outros processos de destilação consiste no vapor produzido. Enquanto nas destilações MSF e MED a geração de calor é externa, na compressão de vapor o vapor primário é produzido por compressão. Outra diferença consiste no fato da salmoura não ser condensada em um condensador separado, mas ser recirculada pelo compressor para o vapor do mesmo compressor para que possa aproveitar seu calor latente para a evaporação de mais uma porção de salmoura. A Figura 2.3 (a) ilustra este processo e a Figura 2.3 (b) ilustra uma unidade de destilação por compressão de vapor.



(a) Esquema do processo VC.



(b) Unidade VC (IDE Technologies, 2008).

Figura 2.3 – Instalação de dessalinização por destilação por compressão de vapor.

As vantagens e desvantagens de se adotar os métodos de destilação sejam eles por *flasheamento*, multi-efeito ou compressão de vapor, podem ser vistos na Tabela 2.1 (DAFF 2002), comparativamente.

Tabela 2.1 – Quadro comparativo dos processos de destilação.

<b>PROPRIEDADES</b>	<b>MSF</b>	<b>MED</b>	<b>VC</b>
Capacidade de produção (m <sup>3</sup> /dia) <sup>1</sup>	4.000 - 57.000	2.000 - 20.000	≤ 3.000
Qualidade da água produzida (mg/ℓ TDS)	< 10	< 10	< 10 (< 2, em alguns casos).
Pré-tratamento	Uso mínimo	Uso mínimo	Uso mínimo requerido
Custo	Alto	Alto	< MSF e MED
Uso energético	Elevado	Elevado	< MSF e MED
Recuperação água de alimentação/produzida	10 - 50% (para unidades modernas)	40 - 65%	50 %
Operação	- Pode combinar-se com outros processos; - Alto nível de conhecimento técnico; - Não pode operar abaixo de 70 - 80% de sua capacidade.	- Pode combinar-se com outros processos; - É cara para construir e operar; - Pode corroer; - A água deve ser resfriada antes do uso final.	- Custo razoável e operação simples e confiável; - <i>Start up</i> difícil; - Requer caros compressores de vapor.

Fonte: DAFF (2002); <sup>1</sup> Buross (2000).

### 2.4.2 Processos de separação por membrana

Os processos de separação por membrana objetivam a passagem de uma solução por uma membrana, contendo poros de tamanho conhecido, para a separação de uma fase de menor interesse. Os principais processos de membrana são a osmose reversa (RO), a ultrafiltração (UF), a microfiltração (MF), a nanofiltração (NF), a diálise (D) e a eletrodialise/eletrodialise reversa (ED/EDR).

Antes de se determinar qual método deverá ser usado, é necessário conhecer as vantagens e desvantagens destes processos e, principalmente, sua faixa de aplicação. Maldonado (1991) apresenta as diferenças de características e uso entre um processo e outro, tal como força motriz necessária para sua execução, qual o material retido e para qual tipo de permeado é indicado (Tabela 2.2). Tal força motriz pode ser relativa à diferença de pressão ( $\Delta P$ ), de concentração ( $\Delta C$ ) ou pela diferença de potencial elétrico ( $ddp$ ).

Maldonado (1991) apresenta também as diferenças de consumo energético entre as diferentes tecnologias de dessalinização por ele estudadas (Tabela 2.3). Dados mais recentes apontam para valores menores de PWR, como são mostrados em Maheshwari *et al.* (1995) (atingindo a faixa de 16-22 kWh/m<sup>3</sup>), Darwish e Najem (2004) (com valores entre 22-40 kWh/m<sup>3</sup>), e Andrianne e Alardin (2002) (para faixas entre 5-18 kWh/m<sup>3</sup>). Segundo os autores, tais variações dependem do tipo de destilação utilizada, associada a turbinas ou não, e podendo chegar a 40 kWh/m<sup>3</sup>, se utilizando vapor diretamente de caldeiras convencionais.

Em DAFF (2002) são comparadas as dessalinizações por osmose reversa, MED e eletrodialise em relação à salinidade da água de alimentação e custos (Tabela 2.4).

Uma boa visualização das faixas de diâmetros de partículas (em Angstrom), utilizadas para os processos de membrana, podem ser vistos na Figura 2.4 (ZEK, 2004). No quadro apresentado, pode-se perceber que a osmose reversa consegue eliminar os menores tipos de partículas de uma dada solução, as quais se encaixam na faixa de 1-10 Å.



Tabela 2.2 – Características dos processos de membrana.

Processo	Força motriz	Material Retido	Material Permeado
Osmose Reversa	$\Delta P$ (7-60 atm)	Material solúvel ou suspenso; Massa Molecular (MM) $\leq 50$	Água
Ultrafiltração	$\Delta P$ (1-7 atm)	Colóides e macromoléculas; MM $> 5.000$	Água e sais
Microfiltração	$\Delta P$ (1-5 atm)	Sílica em suspensão; bactérias; MM $> 500.000$	Água e sólidos dissolvidos
Diálise	$\Delta C$	Moléculas de alta MM em suspensão; MM $> 1.000$	Íons e orgânicos de baixa MM
Eletrodiálise	ddp	Não iônicos e macromoléculas	Íons

Fonte: Maldonado (1991).

Tabela 2.3 – Consumo energético em sistemas de dessalinização.

Processos	Energia (kWh/m <sup>3</sup> )
Destilação	43,3
Osmose reversa	8,0
Eletrodiálise	16,5

Fonte: Maldonado (1991).

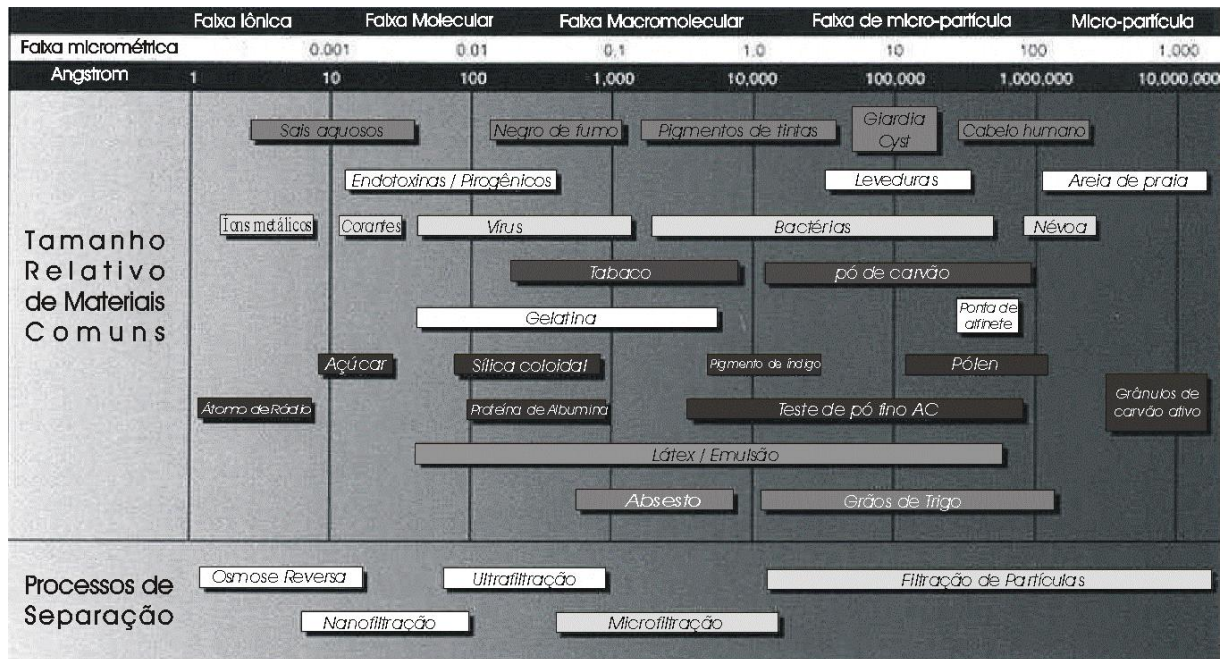


Figura 2.4 – Faixa de aplicabilidade dos processos de membrana.

Tabela 2.4 – Aplicações das tecnologias de dessalinização.

Parâmetros	Osmose reversa		Destilação	Eletrodiálise
	Marinha	Salobra	MED	EDR
Salinidade na água de alimentação (mg/ℓ)	> 32.000	< 32.000	> 35.000	3.000-12.000
Salinidade na água produzida (mg/ℓ)	< 500	< 200	< 10	< 10
Custo de investimento (A\$/ m <sup>3</sup> /dia de água produzida)	1,80-2,50	0,60-1,80	3,90-2,50	3,25-0,57
Custo de operação (A\$/m <sup>3</sup> /dia de água produzida)	0,65-1,50	1,89-2,20	Perda de calor: Com: 0,55-0,95 Sem: 1,80-2,80	1,00-2,80

Fonte: DAFF (2002); A\$ – Dólar Australiano (A\$ 1,00 = US\$ 0,907).

Os processos de dessalinização por membranas requerem a utilização de alguns aparatos para seu bom funcionamento, que compreendem os diversos tipos de módulos e de suportes, brevemente descritos a seguir.

A- SUPORTES – devido à dificuldade do manuseio das membranas, as quais não possuem resistência suficiente para tanto, são necessários suportes que permitam que o transporte seja efetivado sem prejuízo à mesma. Se a membrana é diretamente posta no suporte, têm-se as membranas integrais. Caso a membrana seja fixada por laminação ou colagem, têm-se os suportes não integrais (MALDONADO, 1991).

B- MÓDULOS – os módulos são utilizados para permitir um melhor escoamento do fluxo. Em geral, os módulos podem se classificar em módulos tubulares, de quadro e placas (*plate-and-frame*), em espiral (*spiral-wound*) e de fibras-ocas (*hollow-fiber*). Estes módulos são mostrados nas Figuras 2.5 a 2.10, baseando-se nos detalhamentos a seguir descritos por Maldonado (1991).

O módulo tubular, conforme visualizado na Figura 2.5, é constituído por um conjunto de tubos em paralelo nos quais o fluxo escoava internamente. Este fluxo atravessará a parede interna do tubo, no qual está a membrana, fazendo com que o

permeado goteje e seja coletado do lado externo dos tubos, conforme apresentado pela Figura 2.6. Embora de baixa conversão, oferece boa facilidade de limpeza e de troca de tubos, em caso de necessidade.

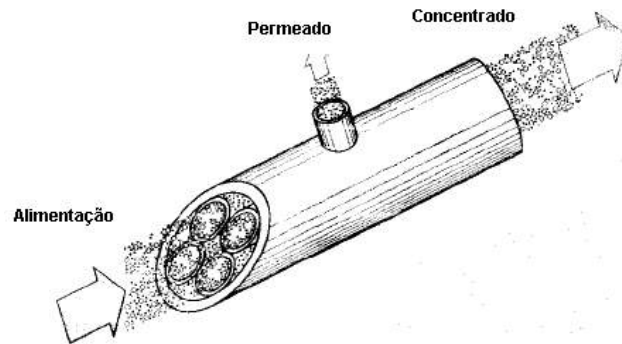


Figura 2.5 – Módulo tubular.

Fonte: Salyer (1996).

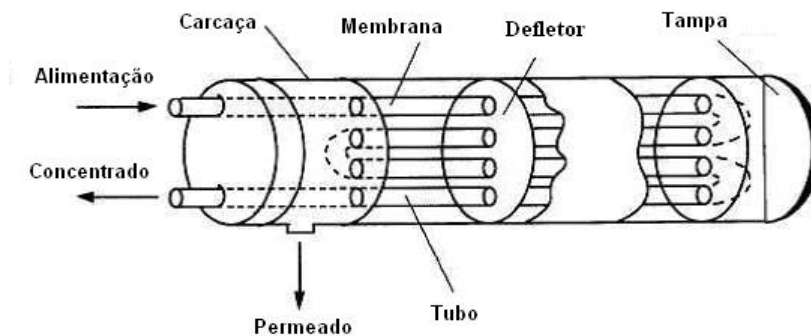


Figura 2.6 – Fluxo no módulo tubular.

Fonte: EPA (1996).

O módulo de quadro e placas, visto nas Figuras 2.7 e 2.8, consiste de diversas placas recobertas pelas membranas, em ambas as faces, com as bordas seladas. O concentrado flui pelo módulo e o permeado é obtido perpendicularmente ao fluxo, sendo recolhido em um tubo central do módulo. Com maior capacidade de processamento que o módulo tubular, é provavelmente o módulo mais usado em ultrafiltração.

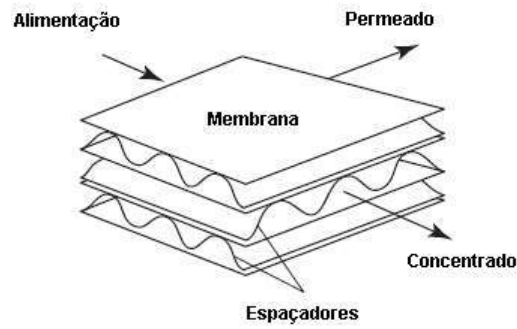


Figura 2.7 – Módulo quadro e placas.

Fonte: Ali et al. (2006).

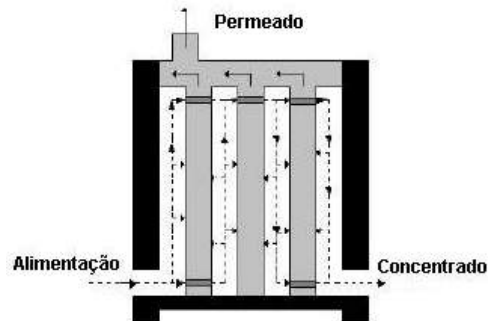


Figura 2.8 – Módulo quadro e placas.

Fonte: Giorno e Drioli (2000).

O módulo espiral, que é visto na Figura 2.9, consiste em uma membrana envoltória em torno de um espaçador, sendo enrolado em torno de um tubo interno. A solução flui através do módulo, escoando sobre a membrana e o permeado flui para um sistema coletor, para ser retirado pelo tubo interno. Embora com capacidade de processamento 1,5 vezes maior que o módulo quadro e placas, têm sua limpeza dificultada.

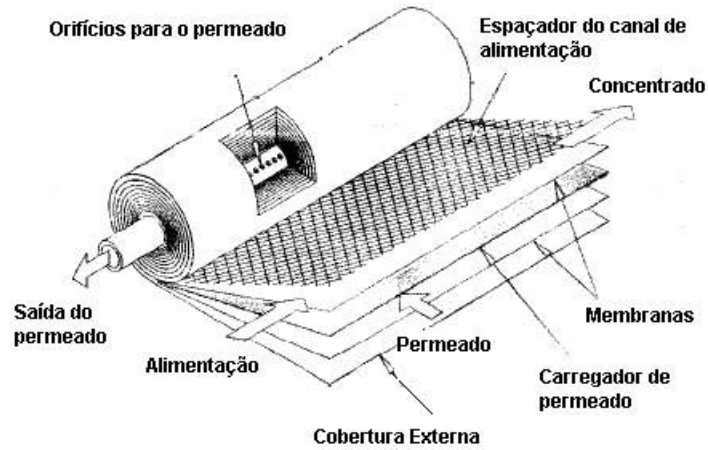


Figura 2.9 – Módulo da membrana espiral.

Fonte: Salyer (1996).

No módulo de fibras ocas, visto na Figura 2.10, a água é introduzida sob alta pressão, fazendo com que o permeado escoe pela base das fibras, sendo coletada como produto. Por apresentar maior área de membrana por volume, tem sua produtividade melhorada. Uma utilização prática das membranas de fibras ocas, no mercado brasileiro, reside em seu uso em purificadores de água domésticos (EUROPA, 2006).

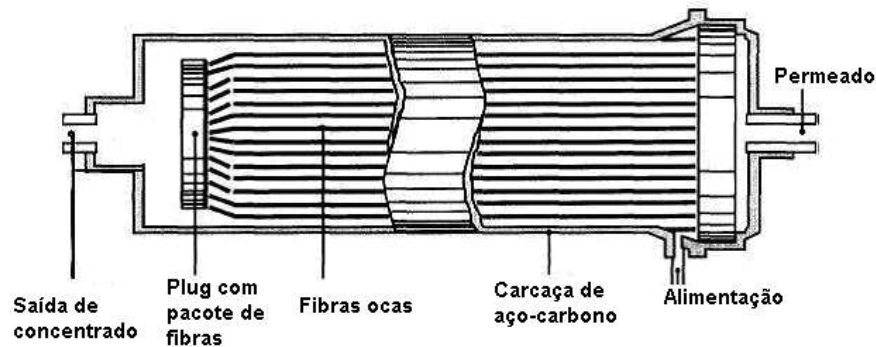


Figura 2.10 – Módulo de fibras ocas.

Fonte: EPA (1996).

De acordo com as características que apresentam e do método no qual eles serão empregados, um ou outro módulo pode ser escolhido, em função das necessidades, facilidades e custos, além dos parâmetros de projeto, que o módulo possa apresentar.

Algumas características comparativas entre os diferentes módulos podem ser vistas no esquema na Tabela 2.5 (MALDONADO, 1991).

Tabela 2.5 – Comparativo entre propriedades das membranas.

<b>PROPRIEDADES</b>	<b>ESPIRAL</b>	<b>FIBRAS OCAS</b>	<b>TUBULAR</b>	<b>QUADROS E PLACAS</b>
Custo	Baixo	Baixo	Alto	Alto
Densidade do empacotamento	Alto	UF - alto RO - muito alto	Baixo	Moderado
Capacidade de pressão	Alto	UF - baixo RO - alto	UF - baixo RO - médio	Alto
Opção de membranas poliméricas	Muitas	Poucas	Poucas	Muitas
Resistência à incrustação	Moderado	UF - boa RO - pobre	Muito boa	Moderado
Limpeza	Boa	UF - muito boa RO - pobre	Muito boa	Boa
Área para instalação	Menor	Menor	Maior	Média

#### 2.4.2.1 Osmose reversa – RO

O descobrimento do processo de osmose remonta há cerca de 200 anos, “*como um processo natural envolvendo o fluxo de um fluido através de uma membrana semipermeável*” (APPLEGATE, 1984, p.65).

O processo de osmose ocorre quando existe uma diferença de concentrações entre o soluto e o solvente, os quais são separados por uma membrana semipermeável. Esta membrana é seletiva, ou seja, retém somente certos íons presentes no soluto e permite a passagem do solvente, o que faz ocorrer uma diferença entre as pressões existentes nos dois lados da membrana. Esta diferença de pressão é chamada de pressão osmótica.

A osmose reversa consiste em se aplicar uma pressão superior à pressão osmótica do lado do soluto, o qual é mais concentrado, gerando a ocorrência de um fluxo no sentido contrário à osmose (MALDONADO, 1991).

Um esquema exemplificando os casos de osmose, equilíbrio osmótico e osmose reversa são apresentados na Figura 2.11, na qual a osmose reversa apresenta-se ocorrendo por meio de uma pressão externa atuando contra o meio mais concentrado, forçando a passagem do solvente pela película, retendo, assim, o soluto e outras partículas.

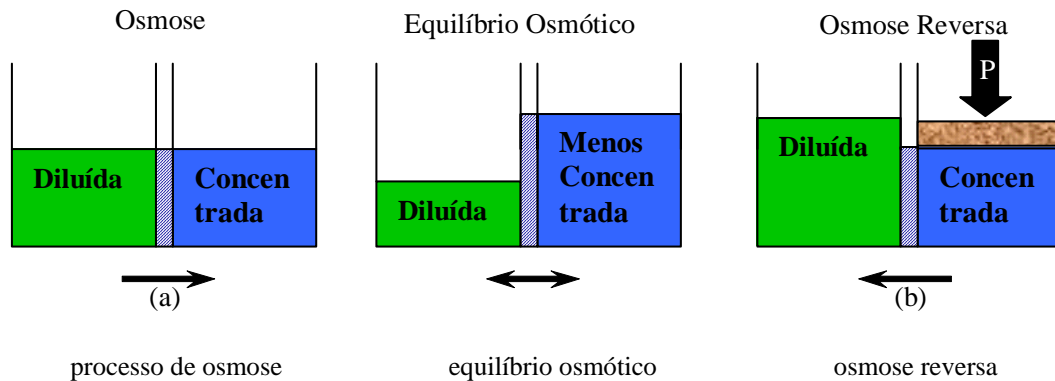


Figura 2.11 – Princípio de Osmose e Osmose reversa.

#### 2.4.2.2 Ultrafiltração – UF

A ultrafiltração é um processo de separação por membranas, as quais irão reter moléculas de alta massa molecular, deixando passar apenas as de baixa massa molecular, água e sais inorgânicos. A diferença em relação à osmose reversa, conforme pode ser visto na Tabela 2.2, reside na diferença da força motriz aplicada, no tamanho do material retido e do produto permeado. De acordo com Maldonado (1991), as substâncias retidas são proteínas, colóides, contaminantes biológicos e grandes moléculas orgânicas. Os materiais que normalmente não são retidos são água, açúcares e íons metálicos.

Assim como ocorre com a osmose reversa, os módulos utilizados na ultrafiltração obedecem aos mesmos modelos e princípios já apresentados, a saber, tubular, quadro-e-placas, espiral e fibras-ocas – além do módulo de películas finas, o qual não será aqui explorado.

#### 2.4.2.3 Microfiltração – MF

A microfiltração é um processo análogo a ultrafiltração, sendo o fator preponderante à produção o tamanho dos componentes da solução. A força motriz atuante é da ordem de  $1.10^5$  a  $5.10^5$  Pascal, retendo apenas partículas de alta massa molecular e permitindo a passagem, além da água, de sais dissolvidos e macromoléculas, conforme já mostrado na Figura 2.4.

#### 2.4.2.4 Nanofiltração – NF

A nanofiltração é um processo similar à ultrafiltração, mas com o uso de menor conteúdo energético que a osmose. Em vista disto, cresce seu uso em certas aplicações, pois tem um melhor custo efetivo. Assim como na osmose, partículas grandes, especialmente com massas moleculares maiores que  $1.000$  Dalton<sup>1</sup> (que corresponde à massa atômica, ou molecular, das partículas em questão), são facilmente rejeitadas ao passar pela membrana. Da mesma maneira, partículas mais carregadas são também rejeitadas pelo sistema (ZEK, 2004).

#### 2.4.2.5 Diálise – D

Os processos citados anteriormente são processos de separação em que uma diferença de pressão atua no sentido de forçar a passagem de uma solução através de uma membrana para que haja a remoção de certo nível de contaminantes ou de substâncias indesejadas.

No caso da diálise, a força que move o processo é uma diferença de concentrações entre os lados da membrana, fazendo com que apenas material de baixa massa molecular atravesse a membrana, como pode ser visto na Tabela 2.2.

---

<sup>1</sup> A unidade Dalton é aceita pelo Sistema Internacional de Unidades, mas não é uma unidade que pertença a tal sistema. 1 Dalton equivale a  $1,66057 \times 10^{-27}$  kg. Fonte: Inmetro (2008).



#### 2.4.2.6 Eletrodiálise/eletrodiálise reversa – ED/EDR

O conceito da eletrodiálise reside na difusão seletiva de íons acelerados por uma diferença de potencial, ou ddp, em uma membrana semipermeável.

Embora a eletrodiálise seja uma derivação da diálise, apresenta vários pontos de diferença, a começar pela força motriz. Enquanto na diálise esta ocorre por uma diferença de concentração, e o fluxo do processo se dá do lado mais concentrado para o mais diluído, diminuindo-se o grau de concentração, a eletrodiálise ocorre por uma diferença de potencial, havendo um fluxo de íons para ambos os lados dependendo da carga, sendo que o potencial elétrico pode ser mantido até a obtenção do produto desejado (MALDONADO, 1991). O material permeado é mais seletivo na eletrodiálise, pois apenas íons passam pela membrana, conforme mostrado na Tabela 2.2 e visualizado na Figura 2.12.

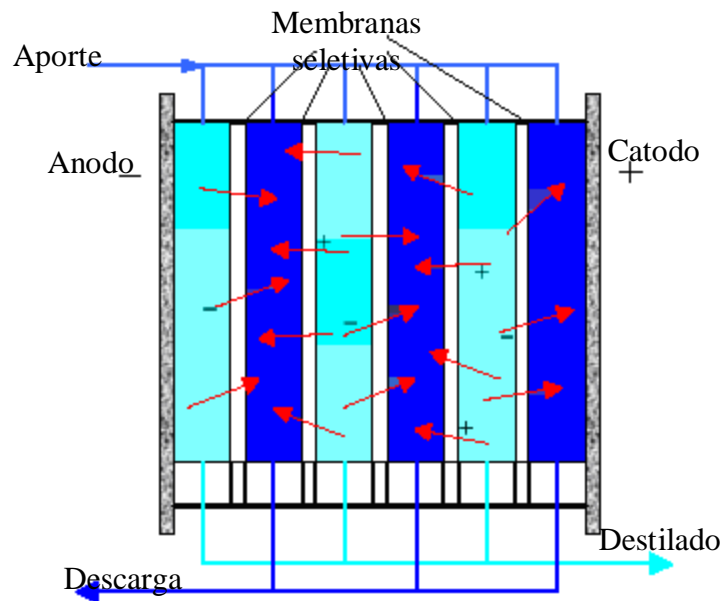


Figura 2.12 – Esquema do processo de Eletrodiálise Reversa.

### 2.4.3 Outros processos

Outros métodos atualmente em estudo, e de possível implantação, são as técnicas de dessalinização utilizando energia solar, para a obtenção de energia necessária para o bombeamento, e energia nuclear, a qual irá prover vapor para os processos de destilação, sendo que esta última não será aqui discutida.

#### 2.4.3.1 Energia Fotovoltaica – EF

De acordo com Carvalho (2000), a energia fotovoltaica, ou solar, é obtida através da exposição à luz de células fotovoltaicas, as quais são formadas por semicondutores capazes de produzir corrente elétrica.

Para o caso particular da dessalinização, mais especificamente a osmose reversa, a corrente elétrica gerada pelos painéis fotovoltaicos é utilizada para o acionamento de bombas necessárias ao funcionamento do sistema de osmose reversa. O nordeste brasileiro utiliza esse procedimento com sucesso, na dessalinização de águas salobras. O uso da energia solar tem sua viabilidade efetivada quando aplicado em regiões sem abastecimento convencional da rede elétrica e com consumo diário local inferior a 12 m<sup>3</sup>, realidade comum no sertão brasileiro.

Embora venha ganhando espaço na literatura específica, ainda não se apresenta economicamente viável para grandes quantidades de água potável produzida, por apresentar uma baixa conversão, estimada em 3 litros de água produzida por metro quadrado de painel solar (VAN DER BRUGGEN e VANDECASTEELE, 2002).

Um fator preocupante para o uso deste tipo de recurso é referente à área necessária, pois uma instalação de 4.000 m<sup>3</sup>/dia, de acordo com Buros (2000), necessitaria de aproximadamente 100 ha, inviabilizando sua localização perto de centros urbanos, onde os terrenos são caros e escassos.

#### 2.4.4 Sistemas integrados de membranas

Como os sistemas de osmose reversa e de nanofiltração necessitam de um pré-tratamento antes da admissão na membrana, algumas alternativas de processo tornam-se interessantes, como é o caso do sistema integrado de membranas (IMS), descrito por Battes e Cuozzo (2000).

Neste sistema, os autores explicam a importância de se trabalhar com um sistema integrado de micro e ultrafiltração como pré-tratamento, citando suas vantagens em relação aos sistemas convencionais de pré-tratamento.

Entre suas características, os autores citam uma melhor qualidade do filtrado, redução de incrustação, menor turbidez e menor Índice de Densidade de Partículas, ou Silt (o qual é indicativo da velocidade de incrustação da membrana, sendo aceitável para osmose um valor de SDI, *Silt density index*, menor que 5). Tal índice, de acordo com Nascimento (2007), relaciona-se “*ao total de colóides e partículas em suspensão em uma água de abastecimento com baixa turbidez. Este teste foi desenvolvido em resposta à necessidade de medição da tendência à incrustação, presente na maioria das águas de alimentação dos sistemas de Osmose Reversa*”.

Em consequência, reduz-se a necessidade de limpeza, é mais fácil de operar e requer um menor tempo para tal feito, utiliza uma menor área e apresenta uma possibilidade futura de expansão. Os custos operacionais e de investimento são competitivos e, em alguns casos, menores que aqueles praticados para os processos de pré-tratamento convencionais.

### 2.5 CARACTERÍSTICAS ECONÔMICAS DAS TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO

Wenten (2002) apresenta, através de um gráfico de barras, conforme Figura 2.13, as vendas anuais de membranas e seus módulos para os diversos tipos de processos de membranas utilizados mundialmente. Os valores apresentados apontam para um

crescimento em todos os processos, havendo mesmo assim flutuações de vendas em um ou outro sistema.

Em DAFF (2002), apresenta-se uma análise comparativa dos custos de dessalinização entre as tecnologias de osmose reversa (RO), eletrodialise reversa (EDR) e destilação multi-efeito (MED) para plantas com capacidade comercial para um ciclo de 30 anos.

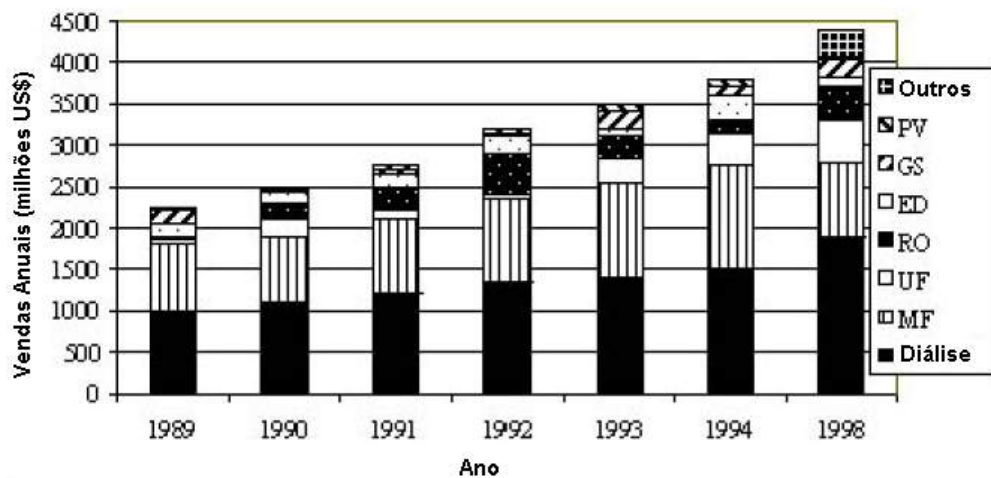


Figura 2.13 – Índice de vendas das tecnologias de dessalinização.

Fonte: Wenten (2002).

Os custos de instalações com osmose reversa são menores que os de destilação, sobretudo para unidades com produtividades menores que 300 - 400 m<sup>3</sup>/dia. As análises de custos indicam que as unidades EDR são normalmente mais caras que as de RO, mas estes custos caem à medida que sua capacidade aumenta. Para unidades com produção superiores a 100 m<sup>3</sup>/dia, seus custos são apenas 10% maiores que os da osmose reversa.

Os fatores que influenciam no custo da osmose reversa, destilação multi-efeito e eletrodialise reversa podem ser sumarizados a seguir, com seus respectivos detalhamentos técnicos (DAFF, 2002). Serão abordados, inicialmente, os custos de investimento e, a seguir, os operacionais.

## 2.5.1 Custos de investimento

Este tópico relata o impacto nos custos de investimento que as propriedades a seguir representam no planejamento de uma unidade de dessalinização, bem como suas respectivas importâncias na mesma, não sendo tratado, portanto, formulações envolvendo custos.

### 2.5.1.1 Sólidos Dissolvidos Totais (TDS)

Este índice indica o nível de materiais dissolvidos na água, determinando suas características. Para a unidade de osmose reversa, um aumento neste índice indica uma necessidade maior de bombeamento, tendo um impacto significativo em seus custos. Para a unidade MED, este índice pode representar um aumento no investimento da unidade, mas não tão significativo quanto para a osmose reversa. Entretanto, maiores cuidados quanto à corrosão devem ser tomados. Para a unidade EDR, o impacto no investimento é similar ao da osmose reversa, sendo que para maiores índices TDS há um requerimento de células adicionais. De um modo geral, um decréscimo no índice TDS das águas de alimentação favorece um decréscimo no custo de investimento.

### 2.5.1.2 Razão de recuperação

A razão de recuperação indica a quantidade de permeado produzido em relação à alimentação fornecida. Em relação às 3 tecnologias abordadas, esta propriedade apresenta comportamento diverso. Para a osmose reversa, maximizar a razão de recuperação implicará em uma redução dos custos capitais. Para a destilação MED o comportamento é inverso, pois uma alta taxa de recuperação implica aumento nos custos capitais. E para a eletrodialise reversa deve-se aceitar que um custo mínimo será obtido para uma taxa de recuperação da ordem de 40 - 50%.

### 2.5.1.3 Sólidos suspensos totais (TSS) e turbidez

O índice TSS descreve o nível de sólidos suspensos presentes na água e é dimensionado em mg/l. É normalmente associado com a turbidez, que indica o tamanho e a quantidade das partículas suspensas. Nos sistemas de membrana, quanto maior o índice TSS menor será a vida útil da membrana, pois a filtração deverá ser mais severa. Para a destilação, maiores índices de TSS indicam a necessidade de um pré-tratamento mais intenso. Assim um decréscimo em TSS diminui o custo de investimento.

### 2.5.1.4 Especificação da água produzida

De um modo geral, o fato de se aceitar baixas qualidades de permeado (na ordem de 65 - 75%) reduzirá o custo de investimento. Para a osmose, a eliminação de sólidos dissolvidos chega normalmente à ordem de 97 - 99%. Para valores maiores, somente com o uso de membranas específicas de maior custo. Para a destilação, a água produzida tem um alto grau de pureza, independente da salinidade. No caso da EDR, quanto maior a pureza exigida, maior o número de membranas requeridas para atingir tal objetivo. Em consequência, há a elevação de seu custo.

## 2.5.2 Custos operacionais

As informações a seguir podem ser encontradas em DAFF (2002), quando do estudo das comparações de custos. Apesar de não se falar em destilação MSF, associações podem ser facilmente feitas quando do uso da tecnologia MED.

### 2.5.2.1 Energia

A influência do consumo de energia elétrica na osmose reversa dependerá dos seguintes fatores:

- Salinidade da água de alimentação – altas taxas de salinidade aumentam o consumo energético.
- Pré-tratamento – quanto maior o número de estágios de pré-tratamento, maior o consumo energético.
- Membranas – algumas membranas operam bem à baixa pressão. Com isto, diminuem a energia necessária ao bombeamento.
- Elevação – uma boa estratégia passa a ser a instalação em diferentes alturas, seja da unidade de pré-tratamento, seja a de osmose reversa, pois devido às diferenças de carga pode haver uma redução na energia de bombeamento.

Na destilação, embora sempre se utilize energia elétrica, há a necessidade da energia térmica para o pré-aquecimento da água, que pode ser oriundo de perdas de calor do processo. Este tipo de operação reduz significativamente os custos de operação, como pode ser visto na Tabela 2.6, que retrata os custos de uma unidade MED, na Austrália, operando com capacidades produtivas de 300 e 1.000 m<sup>3</sup>/dia.

Tabela 2.6 – Custos de operação de unidade MED Australiana.

	<b>Capacidade Produtiva</b>			
	<b>300 m<sup>3</sup>/dia</b>		<b>1.000 m<sup>3</sup>/dia</b>	
<b>Salinidade da água (mg/l TDS)</b>	<b>Com recuperação de calor</b>	<b>Sem recuperação de calor</b>	<b>Com recuperação de calor</b>	<b>Sem recuperação de calor</b>
10.000	A\$ 0,85	A\$ 2,60	A\$ 0,55	A\$ 1,80
35.000	A\$ 0,90	A\$ 2,70	A\$ 0,60	A\$ 2,00
60.000	A\$ 0,95	A\$ 2,80	A\$ 0,65	A\$ 2,20

A\$ - dólar australiano (A\$ 1,00 = US\$ 0,907). Fonte: DAFF (2002).

### 2.5.2.2 Uso de produtos químicos

O uso de produtos químicos, tanto nos processos de destilação quanto de membrana devem ser otimizados, pois seu custo geralmente é alto. Os custos dos produtos químicos advêm do uso no pré-tratamento da água de alimentação, bem como para inibir a formação de incrustação, em ambos os processos. Na osmose reversa, uma manutenção especial, a qual impacta com o aumento do uso de produtos químicos, é a da limpeza e do saneamento dos elementos da membrana, bem como a inibição de formação de material não-orgânico.

### 2.5.2.3 Filtros e pré-filtros

Os custos dos filtros, de modo geral, não estão restritos ao seu uso somente, mas a vida útil da membrana usada na RO (e sua conseqüente reposição) e o uso dos destiladores, que deverão sofrer interrupção para a manutenção.

### 2.5.2.4 Manutenção

Uma manutenção preditiva previne altos custos associados a uma produção insuficiente de água, sendo que envolve os parâmetros a seguir.

- Limpeza das membranas, checagem e recalibração de bombas e instrumentos, de um modo geral, bem como ajustes para compensação de variação da água de alimentação, para a osmose reversa.
- Os mesmos cuidados devem ser tomados para os destiladores, além do cuidado extra de se formar incrustação nos tubos trocadores de calor, fazendo os ajustes necessários o que minimizará, inclusive, o uso de produtos químicos, garantindo uma produção de água consistente.



### 2.5.2.5 Custo da água de alimentação

O nível de qualidade da água de alimentação que chega aos dessalinizadores é de fundamental importância para uma boa produção de água potável. Tais custos podem incluir o de se formar uma entrada de captação da água, da instalação, operação e controle das bombas, os trabalhos civis e manutenção dos equipamentos.

## 2.6 PRODUTIVIDADE

A produtividade de uma instalação de dessalinização deve ser levada em conta na fase de projeto, pois sua viabilidade tornará fundamental sua aplicabilidade. Para tanto, é necessário conhecer os limites de produtividade de cada uma das tecnologias, principalmente as de destilação e de osmose reversa, que são o objeto de estudo do presente trabalho.

No caso da destilação, segundo Buros (2000), conforme anteriormente descrito, uma instalação MSF pode conter de 15 a 25 estágios, sendo que sua faixa de operação situa-se entre 90 a 110 °C, e os vasos de operação operam com pressões reduzidas, o que faz com que a água se vaporize em menores temperaturas. Caso a instalação opere a temperaturas maiores que 110°C, haverá um aumento de sua eficiência, mas com os riscos de formação de crostas e de corrosão aumentados significativamente.

Em relação à capacidade produtiva das unidades, a destilação MSF é empregada quando a vazão de água produzida estiver na faixa de 20.000 a 60.000 m<sup>3</sup>/dia, enquanto que para as unidades MED sua capacidade máxima restringe-se à cerca de 20.000 m<sup>3</sup>/dia. Para as instalações de osmose reversa, suas unidades são mais modulares, o que permite construções em paralelo. O tamanho de tais unidades dependerá do tamanho das bombas e dos sistemas de recuperação de energia disponíveis. Tais informações conferem com a literatura (BUROS, 2000), bem como com as informações disponibilizadas por Birkett (2005). Este último afirma que unidades MSF abaixo de 20.000 m<sup>3</sup>/dia são consideradas, atualmente, fora de

mercado. A Tabela 2.7 mostra as condições de operação explicitadas anteriormente, para os processos MED e MSF.

Tabela 2.7 – Condições de operação para instalações MED e MSF.

<b>Condições</b>	<b>MED</b>	<b>MSF</b>
Efeitos / Estágios	8 - 16	15 - 25
Aplicação (m <sup>3</sup> /dia)	2.000 - 20.000	4.000 - 57.000
T (°C)	70	90 - 110

Fonte: Buros (2000).

## 2.7 QUALIDADE DAS ÁGUAS

Independente do processo de dessalinização utilizado como alternativa para a produção de água potável deve-se atentar que a água produzida deve atender padrões de potabilidade, os quais devem ser elaborados por órgãos relativos à área da saúde.

Para as condições brasileiras, as normas vigentes são elaboradas pelo Ministério da Saúde e pelo Ministério do Meio Ambiente, como exposto no item 2.1, sendo as normas vigentes a Portaria MS 518 e a Resolução nº 309 de 16/07/99, da Agência Nacional de Vigilância Sanitária (ANVISA), além da Portaria MS 1469/2000 e Portaria MS 36GM/90, e pela Resolução CONAMA 357/2005.

As águas minerais comercializadas no Brasil apresentam características próprias, sendo que os sais presentes, ou outras propriedades, podem variar significativamente. Suas características físico-químicas podem ter propriedades terapêuticas, conforme mostrado em Rioserv (2005), sendo que algumas são visualizadas a seguir pela Tabela 2.8.

Sob as características de uma água mineral, elas podem ser:

- Radioativas – contêm inúmeros benefícios, atuando como sedativo. São, ainda, muito eficientes contra alergias e mau funcionamento das glândulas. Atuam na correção da hipertensão e obesidade, pela eliminação do NaCl em excesso.
- Gasosas e carbogosas – às águas gasosas foram adicionadas, artificialmente, o gás carbônico, enquanto as carbogosas o contêm naturalmente.

- Alcalinas – são excelentes contra acidez estomacal, atuando na prevenção da gastrite e de úlceras.

As propriedades físico-químicas das águas apresentam limites como os apresentados na Tabela 2.9, segundo as legislações supracitadas. Mas para vários sais presentes na Tabela 2.8 não foram localizados parâmetros nas literaturas pertinentes ao assunto, sendo assim não considerados em tal tabela.

Tabela 2.8 – Sais presentes nas águas minerais.

<b>SAIS</b>	<b>EFEITO</b>
Bicarbonatos	Digestivo para anomalias estomacais, gastrites e úlceras.
Brometos	Sedativo e tranqüilizante, combatendo a insônia, nervosismo, desequilíbrios emocionais, epilepsia e histeria.
Cálcio	Previne a osteoporose, regulando a coagulação sanguínea e os batimentos cardíacos.
Cloreto de Sódio	Auxilia na formação óssea e também na digestão.
Fluoretos	Para saúde dos dentes e ossos (máximo 1ppm).
Lítio	Alivia o stress e a depressão.
Magnésio	Relaxante muscular e indicado para pressão alta. Reduz a asma, bronquite e previne pedra nos rins.
Manganês	Prevenção de cáries e osteoporose.
Nitrato de Sódio	Torna a água diurética e favorece a digestão.
Potássio	Controla a água nas células e os ritmos cardíacos. Necessário para o funcionamento dos tecidos, dos músculos e do sistema nervoso. Limpa e desintoxica as veias e artérias da possível acumulação de graxas saturadas. Proporciona elasticidade evitando câimbras.
Silício	Ajuda a combater cáries e osteoporose.
Sódio	Equilibra o organismo e os impulsos nervosos.
Sulfato	Auxilia no trato de reumatismo, doenças de pele e inflamações.
Vanádio	Moderador das oxidações orgânicas atua no rejuvenescimento; nas infecções do aparelho respiratório; favorece ao diabético, atuando no mecanismo da insulina; proporciona diminuição do colesterol e triglicérides, prevenindo doenças cardiovasculares; usa a mesma via de transporte e absorção do ferro, atuando nas anemias globulares; é ótimo antiestressante; evita modificação celular e possui efeito dermatológico cicatrizante.

Fonte: adaptada de Rioserv (2005).

Tabela 2.9 – Padrão de potabilidade nacional (mg/ℓ).

<b>Sal</b>	<b>Padrão Nacional</b>	<b>Sal</b>	<b>Padrão Nacional</b>
Bário	0,700	Nitratos	10,000
Cálcio	50,000	Potássio	175,000
Cloretos	250,000	Sódio	200,000
Ferro	0,300	Sulfatos	250,000
Fluoretos	1,400	Zinco	0,180
Magnésio	20,000		

Fontes: ANVISA (1999); MMA (2005).

As Tabelas 2.10 a 2.12 apresentam as análises efetuadas com vários tipos de águas minerais, disponibilizadas pelo endereço eletrônico da Rioserv (2005) e através de análise de rótulos, disponibilizados comercialmente, sendo 79 delas águas minerais sem gás, 5 gaseificadas artificialmente e 8 carbogasosas. O objetivo inicial de tal análise é o da verificação destas águas com o padrão nacional e quais características deverão ter as águas obtidas pelos processos de dessalinização, para que se adaptem a tais padrões.

Tabela 2.10 – Análise das amostras de água sem gás (mg/ℓ).

	<b>Padrão Nacional</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>	<b>Média</b>
Bário	0,700	0,006	0,302	0,059
Cálcio	50,000	0,220	60,120	8,550
Magnésio	20,000	0,010	12,900	2,697
Potássio	175,000	0,280	6,300	1,974
Sódio	200,000	0,010	96,430	8,854
Sulfatos	250,000	0,020	120,140	4,680
Fluoretos	1,400	0,010	0,550	0,116
Nitratos	10,000	0,100	18,400	4,222
Cloretos	250,000	0,013	31,680	3,374
Ferro	0,300	0,230	0,230	0,230
Zinco	0,180	0,002	0,002	0,002

Fonte: adaptada de Rioserv (2005).

De modo geral, são poucas as águas minerais que têm um ou outro índice que não estão de acordo com o padrão nacional. Em relação às águas sem gás, apenas uma ultrapassa o limite de cálcio e 9 delas o de nitratos, enquanto que, para as artificialmente gaseificadas, somente uma ultrapassa o limite de fluoretos e, para as

carbogasosas nenhuma ultrapassa os limites estabelecidos. Os valores referentes à média, valores máximo e mínimo indicam os teores encontrados nos rótulos das respectivas classes de águas.

Tabela 2.11 – Análise das amostras de água gaseificadas artificialmente (mg/ℓ).

	<b>Padrão Nacional</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>	<b>Média</b>
Bário	0,700	0,042	0,092	0,067
Cálcio	50,000	0,420	26,400	13,046
Magnésio	20,000	0,010	10,300	4,404
Potássio	175,000	0,280	4,380	2,702
Sódio	200,000	5,760	96,430	41,094
Sulfatos	250,000	0,100	43,430	15,704
Fluoretos	1,400	0,050	1,590	0,516
Nitratos	10,000	0,160	9,650	5,855
Cloretos	250,000	1,020	28,190	7,704

Fonte: adaptada de Rioserv (2005).

Tabela 2.12 – Análise das amostras de águas carbogasosas (mg/ℓ).

	<b>Padrão Nacional</b>	<b>Máximo</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Média</b>
Cálcio	50,000	1,650	27,240	13,875
Magnésio	20,000	0,610	11,960	4,148
Potássio	175,000	1,600	30,400	12,388
Sódio	200,000	2,560	33,600	12,500
Sulfatos	250,000	0,100	3,300	1,250
Fluoretos	1,400	0,160	0,160	0,160
Nitratos	10,000	1,200	1,200	1,200
Cloretos	250,000	0,100	0,140	0,120

Fonte: adaptada de Rioserv (2005).

## 2.8 DESPEJO DA SALMOURA

O despejo da salmoura, a qual é o resíduo do processo de dessalinização, deve ser levado em conta quando do estudo de viabilidade da unidade de dessalinização. No presente trabalho este estudo não foi abordado, mesmo porque, conforme Raluy, Serra e Uche (2006), os parâmetros para tais análises, normalmente, não são confiáveis.

O despejo pode ser classificado de acordo com a origem da salmoura, quer seja de água marinha, quer seja de água salobra.

No caso da dessalinização da água do mar, Buros (2000), Raluy, Serra e Uche (2006), Miller (2003) e Semiat (2000), relatam que os descartes da salmoura geram problemas mínimos, devido à proporção de tal descarte na água do mar. Mas deve-se tomar cuidado quando do aumento da produtividade de água, pois os problemas ambientais podem aumentar, sendo reduzidos pela diluição da salmoura (SEMIAT, 2000). Assim, dependendo das agências reguladoras em cada país, o projeto poderá ser inviabilizado se não estiver muito bem definido. Outro detalhe alentado pelos autores refere-se ao uso de produtos químicos nos pré e pós-tratamentos, que merecerão cuidados específicos para cada uma das situações, bem como os níveis de oxigênio dissolvido e controle de temperatura.

Para o caso do descarte da água salobra, maiores cuidados devem ser tomados, pois há uma maior concentração de íons  $\text{Ca}^{2+}$  e  $\text{Mg}^{2+}$ , entre outros (SEMIAT, 2000), que estão presentes e podem trazer sérios problemas para o local de descarte. Um consenso refere-se à possibilidade do descarte da salmoura no oceano, conforme Semiat (2000) e Buros (2000), pois minimizaria os problemas ambientais. Alternativas consistem na diluição da salmoura, injeção da salmoura em um aquífero salino, evaporação – o qual é um processo caro, de acordo com Semiat (2000) – ou transporte para local apropriado (BUROS, 2000). Tais processos são brevemente descritos por Miller (2003), o qual cita uma nova opção, que é o descarte em esgotos sanitários:

- a) Injeção subterrânea profunda – necessita de permissão, devido aos riscos que tal injeção pode causar ao solo, bem como da necessidade de conhecimento da classe de risco a que tal água é associada para que não cause impactos no aquífero selecionado.
- b) Despejo em esgotos sanitários – só deve ser empregado para pequenos fluxos de salmoura, sendo que pode provar ser a melhor escolha econômica, se utilizada uma pequena unidade de dessalinização associada a comunidades servidas por redes de esgoto.
- c) Tanques alinhados de evaporação – funcionam como depósitos de salmoura, no qual há suficiente quantidade de terra disponível. A situação hidrológica do local

deve ser levada em conta, principalmente devido ao respeito às leis ambientais, por uma provável contaminação do lençol freático.

- d) Cristalização e despejos dos sais em aterros sanitários – modalidade em crescente uso, devido aos altos custos regulatórios de despejos da salmoura, superficial ou subterrânea.

## 3 CONCEITOS DE CICLOS TÉRMICOS

### 3.1 INTRODUÇÃO

O presente capítulo visa conceituar os ciclos térmicos mais utilizados e os equipamentos térmicos que os compõem. São apresentados, ainda, os conceitos de cogeração, os quais serão de importância para esta tese.

Será dada uma maior ênfase aos ciclos a vapor, a gás, e ao ciclo combinado. Quanto aos componentes dos ciclos, serão apresentados comentários referentes às caldeiras e turbinas, tanto a gás quanto a vapor.

Ao se abordar o tópico referente a cogeração, será apresentado o conceito desta tecnologia por estar diretamente relacionado com o trabalho proposto e por contar com um uso crescente e de significativo impacto positivo tanto ambiental quanto econômico.

### 3.2 CICLOS TÉRMICOS

Os ciclos térmicos recebem esta denominação por terem como característica principal a produção, a partir de um combustível e fluido adequado para o ciclo, de energia elétrica e energia térmica, podendo haver a produção de qualquer uma destas formas de energia em detrimento da outra.

Os ciclos a seguir estudados são os mais utilizados para a cogeração, podendo apresentar variações em sua estruturação, de acordo com a finalidade a que se destinam.

#### 3.2.1 Ciclo a vapor

O ciclo Rankine, representado na Figura 3.1, apresenta-se como um ciclo a vapor contendo uma caldeira, uma turbina, o condensador e uma bomba, na sua forma de geração termelétrica. A caldeira completa o percurso do ciclo Rankine, pois recebe a



água de alimentação proveniente da bomba e provê o vapor superaquecido necessário ao funcionamento da turbina.

A turbina recebe o vapor de alta pressão, expandindo-o, fazendo com que a pressão e temperatura do fluido diminuam. Na saída da turbina, o fluido pode se apresentar sob duas formas: vapor superaquecido ou com ligeiro grau de saturação (ou seja, com título superior a 87%). Para o primeiro caso, a turbina usada é de contrapressão e, para o segundo caso, de condensação; em ambas as situações, podem ser previstas extrações de vapor.

O objetivo principal da turbina é produzir potência de eixo, a qual é a base para a geração de eletricidade e vapor em condições adequadas de uso, diferente das condições de entrada. O fluido proveniente da turbina é admitido em um condensador, sendo refrigerado e passando totalmente para a fase líquida para poder ser novamente admitido na bomba e assim reiniciar-se o ciclo.

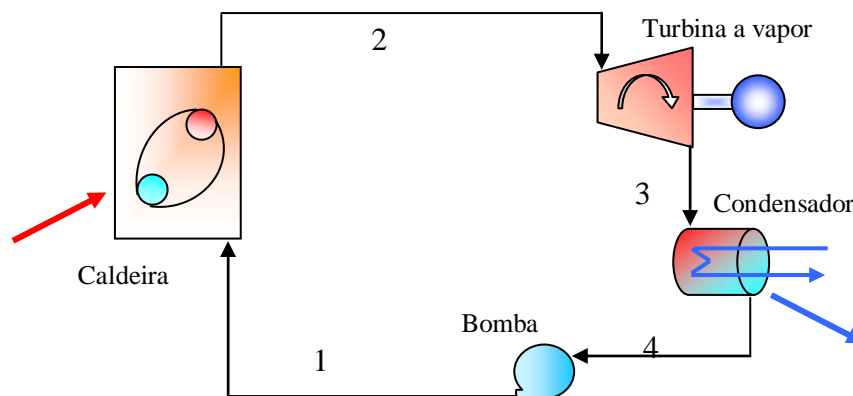


Figura 3.1 – Ciclo a vapor.

O comportamento das propriedades termodinâmicas do ciclo a vapor pode ser visto no diagrama temperatura versus entropia, representado pela Figura 3.2. Deve ser observado que, pela posição do ponto 3 na figura, está se considerando uma turbina de condensação. Caso fosse utilizada a turbina de contrapressão esse ponto estaria na região superaquecida, caracterizando a presença de vapor superaquecido.

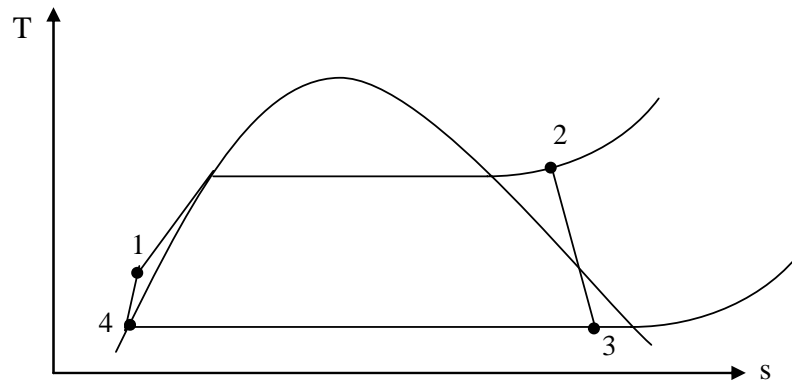


Figura 3.2 – Diagrama T-s do Ciclo a vapor.

De acordo com Moran e Shapiro (2002), o fluido de trabalho mais utilizado nos sistemas a vapor é a água, devido ao seu baixo custo e abundância, por ser relativamente não-corrosivo e possuir uma grande variação de entalpia quando se vaporiza. Quando há diferenças entálpicas elevadas, os valores de calor e trabalho tendem a se elevar. Uma grande diferença entálpica na turbina faz com que haja uma maior produção de energia mecânica e, dessa maneira, pode-se ter uma maior produção elétrica, que fica restrita, ainda, à vazão mássica que passa pela turbina.

### 3.2.2 Ciclo a Gás

O ciclo a gás é um conjunto de equipamentos disposto de tal forma a obter uma maior produção mecânica que os ciclos a vapor. É constituído de um compressor interligado por um eixo com a turbina a gás e, unido aos dois aparelhos, a câmara de combustão, que irá fornecer o gás na temperatura de trabalho desejada, como é apresentado na Figura 3.3.

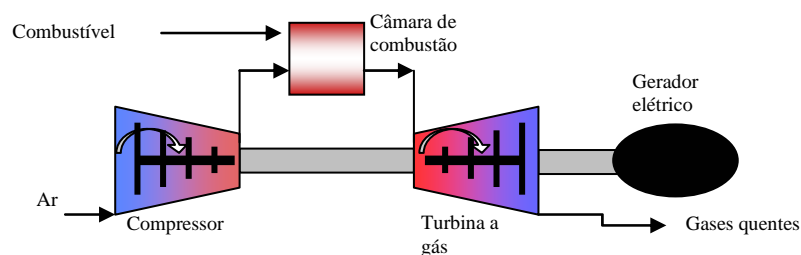


Figura 3.3 – Conjunto a gás

Da Figura 3.3 pode-se observar que ar entra no compressor, tendo sua pressão elevada pela passagem neste equipamento, o qual é admitido na câmara de combustão e misturado ao combustível. Neste ponto, a combustão ocorre gerando os produtos de combustão à temperatura elevada, expandindo-se através da turbina e sendo descarregados na vizinhança do sistema. Ao passar pela turbina, os gases quentes decorrentes da combustão produzirão potência de eixo. Uma parte da potência gerada é usada para acionar o compressor e o restante para acionar o gerador elétrico. A eletricidade gerada pode ser usada para diversos fins, desde o uso para os processos internos da instalação até a venda para concessionárias locais de eletricidade.

### 3.2.3 Ciclo Combinado

Normalmente o ciclo combinado é composto por um conjunto a gás e uma turbina a vapor. Os gases provenientes do conjunto a gás são transportados para uma caldeira de recuperação de calor, aquecendo a água de alimentação, fazendo com que entre em condição de vapor superaquecido na turbina a vapor. Este procedimento faz com que haja uma maior produção de energia mecânica e, por conseguinte, de energia elétrica.

Um ciclo combinado básico pode ser visto na Figura 3.4, a qual acopla um ciclo a gás e um ciclo a vapor.

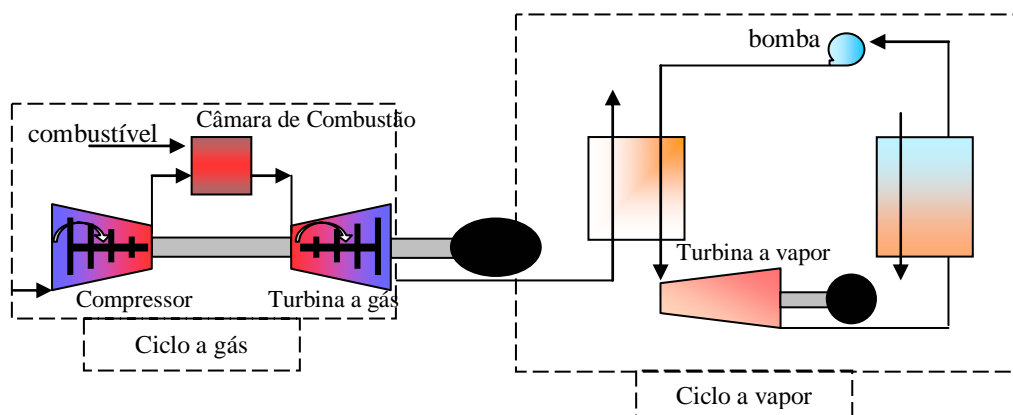


Figura 3.4 – Ciclo combinado Turbina a gás - Turbina a vapor.

### 3.3 ANÁLISE DOS EQUIPAMENTOS TÉRMICOS

Os equipamentos térmicos podem se enquadrar em 2 classes distintas, de acordo com sua finalidade. Estas classes são denominadas máquinas térmicas e aparelhos térmicos. Uma máquina térmica é todo equipamento capaz de transformar alguma forma de energia, interagindo com o meio ambiente por meio da troca de formas úteis de energia (como calor e trabalho), normalmente a partir de um fluido de trabalho que retorna às condições iniciais, realizando dessa forma um ciclo; são exemplos de máquinas térmicas os compressores, turbinas a vapor e turbinas a gás. Aparelhos térmicos são os equipamentos que realizam apenas a troca de calor com o meio externo, de modo diverso ao das máquinas térmicas, que além da troca de calor ainda realizam trabalho mecânico; são exemplos de aparelhos térmicos as caldeiras e os trocadores de calor.

Nas seções seguintes, serão abordadas como aparelhos térmicos somente as caldeiras e, como máquinas térmicas, as turbinas tanto a gás como quanto a vapor, por serem equipamentos de fundamental importância ao se tratar de projetos de cogeração e, de acordo com suas eficiências, podem viabilizar ou não o projeto de cogeração.

#### 3.3.1 Caldeiras

As caldeiras são aparelhos térmicos que tem como função principal uma produção de vapor com o máximo de aproveitamento térmico do combustível utilizado. A caldeira consta de uma admissão pela qual a água entra, é aquecida no conjunto de tubos subsequentes e sai na forma de vapor, para o aproveitamento no processo ou para admissão em turbinas e conseqüente produção mecânica. O calor que é utilizado para aquecer, evaporar e superaquecer a água de alimentação provém de uma fonte quente, resultado da queima de combustível, o qual pode gerar uma maior ou menor taxa de transferência de calor devido, principalmente, ao seu poder calorífico inferior (PCI). Há dois tipos de caldeiras, sendo chamadas de aquatubulares e flamatubulares.

Nas caldeiras aquatubulares, apresentada na Figura 3.5, a água a ser aquecida passa por dentro de diversos tubos, sofrendo o aquecimento proveniente do combustível que foi posto a queimar. Estes tubos são interligados a dois “vasos”, um superior e outro inferior; no superior circula o vapor e, no inferior, a água que sofrerá a evaporação até chegar ao vaso superior. De acordo com Azzolini, Frinhani e Zardo (2007), “operam a média e alta pressão, resultando em alta produção de vapor”.



Figura 3.5 – Caldeira aquatubular.

Fonte: Azzolini, Frinhani e Zardo (2007).

As caldeiras flamotubulares, apresentada na Figura 3.6, e de acordo com Azzolini, Frinhani e Zardo (2007), “são aquelas em que os gases provenientes da combustão (gases quentes) circulam no interior dos tubos, ficando por fora a água a ser aquecida ou vaporizada”. Ainda segundo os autores, apresenta uma pequena superfície de aquecimento, com baixa vaporização específica (em torno de 12-14 kg de vapor gerado por metro quadrado), maior espaço ocupado e com seu uso limitado à pequenas instalações, cujas pressões devem ser inferiores a 1,5 MPa e, ainda, sua produtividade deve ser inferior a 15 ton/h de vapor saturado. Devido aos fatores acima mencionados, as caldeiras flamotubulares estão em uso somente em situações em que o nível de pressão requerido não seja muito elevado.

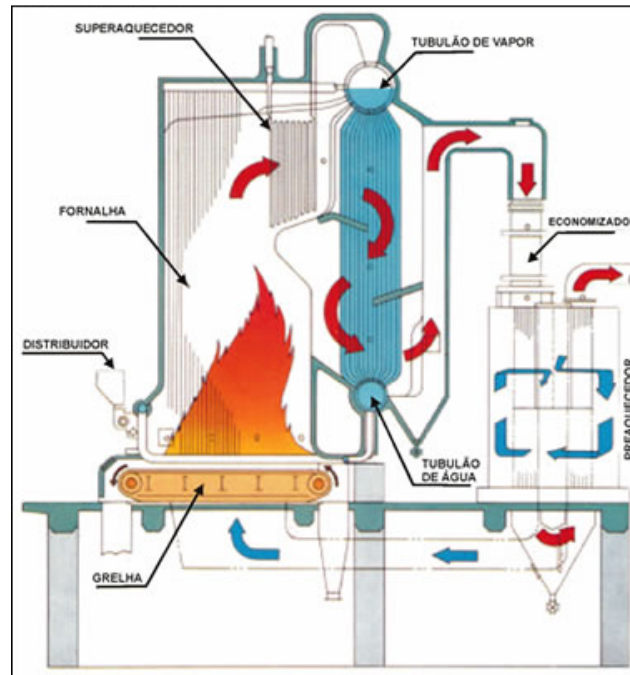


Figura 3.6 – Caldeira flamotubular.

Fonte: Azzolini, Frinhan e Zardo (2007).

De acordo com Alves (2004), para o rendimento térmico das caldeiras aquatubulares é possível atingir-se a faixa de 80 - 82%, principalmente se usados superaquecedores e economizadores. Para as caldeiras flamotubulares, o rendimento térmico não ultrapassa a faixa de 75 - 78%.

### 3.3.2 Turbinas

As turbinas térmicas são máquinas térmicas cujo principal uso é o da produção de potência de eixo. As turbinas térmicas podem ser divididas em duas classes: as turbinas a vapor e as turbinas a gás.

As turbinas a vapor são denominadas motores de combustão externa, devido ao fato dos produtos da queima do combustível não entrarem em contato com o fluido de trabalho.

A seguir será descrito e detalhado o funcionamento destes dois tipos de turbinas, bem como suas características gerais.

### 3.3.2.1 Turbinas a vapor

As turbinas a vapor devem operar com vapor de alta pressão na entrada, em condição superaquecida, e na saída pode ser superaquecido ou em condição saturada, mas com título superior a 87%. Ao entrar na turbina, o vapor movimentará um eixo produzindo trabalho, o qual estará conectado a um gerador elétrico. O vapor que passa pela turbina é desviado pelas palhetas, formando um canal divergente, causando uma expansão do vapor, fazendo com que caiam os níveis de temperatura e pressão. As turbinas a vapor operam, sobretudo, em regime permanente, de modo a garantir a estabilidade da geração elétrica.

O nível de pressão na saída da turbina a vapor é importante devido à aplicação que o vapor que dela sai pode oferecer. Em decorrência disto, pode haver dois tipos de turbinas a vapor: as de contrapressão e as de condensação.

Nas turbinas de contrapressão, a vazão de vapor que entra na turbina é a mesma entregue aos processos e equipamentos após a saída do vapor, sendo que o vapor resultante encontra-se em pressões acima da atmosférica.

Nas turbinas de condensação, o vapor rejeitado encontra-se em pressões inferiores à atmosférica. A vantagem disto encontra-se na diferença de entalpia entre os dois estados termodinâmicos, fazendo com que haja uma maior potência de eixo produzida e conseqüente maior produção elétrica.

Tanto as turbinas a vapor de contrapressão quanto às turbinas de condensação podem conter extrações, ou seja, retiradas de vapor em determinado ponto da turbina, num nível de pressão de interesse do processo, podendo vir a serem chamadas de turbinas de contrapressão e extração e turbinas de condensação e extração, respectivamente. A Figura 3.7 ilustra os tipos de turbinas de contrapressão e turbinas de condensação.

De acordo com o exposto, ao se projetar uma instalação que contenha um ciclo térmico, mediante condições elétricas conhecidas, deve-se selecionar a turbina requerida. Para isto, deve-se considerar uma variável importante, a qual é chamada de *steam rate (SR)*, ou consumo específico de vapor, dado em kg/kWh, definida como a

vazão mássica de vapor ( $\dot{m}$ , em kg/s) requerida por unidade de potência gerada ( $\dot{W}$ , em kW) em uma turbina, conforme Equação 3.1.

$$SR = \frac{3600 \sum \dot{m}_i}{\dot{W}_e} \quad (3.1)$$

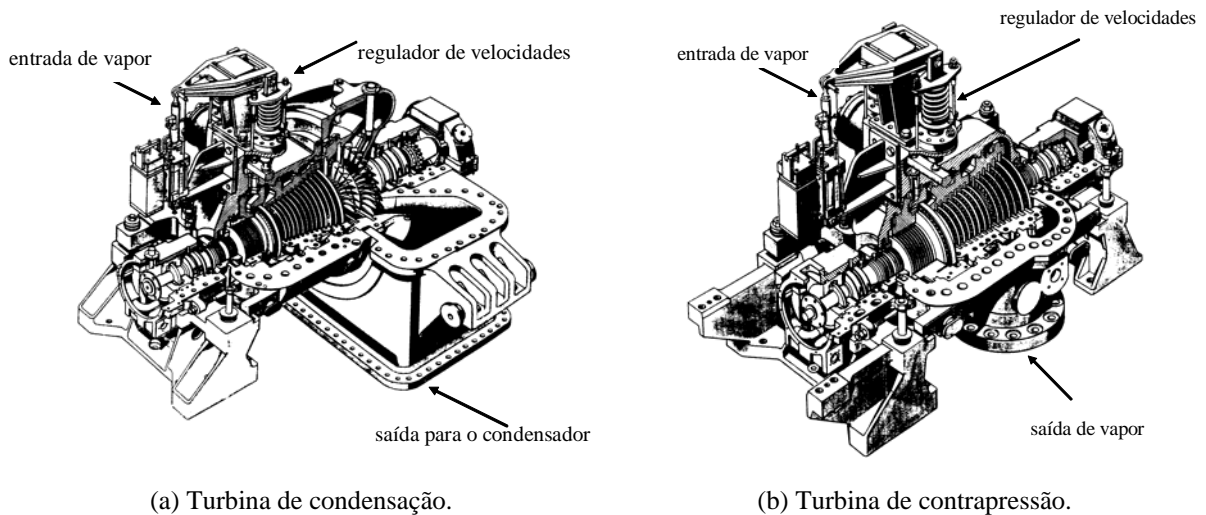


Figura 3.7 – Turbinas a vapor.

### 3.3.2.2 Turbinas a gás

As turbinas a gás diferem-se das turbinas a vapor pelos equipamentos que as compõem. Enquanto nas turbinas a vapor o único componente presente é a própria turbina, com seus componentes internos, nas turbinas a gás isto não ocorre.

Quando se cita o termo “turbinas a gás” fica compreendido todo o seu aparato envolvido, ou seja, o compressor (CP), a câmara de combustão (CC) e a própria turbina a gás (TG), cujo eixo é usado para movimentar o compressor e gerar trabalho, que será convertido em energia elétrica através do gerador elétrico (GE). Portanto, a turbina a gás é apenas uma parte do que se pode chamar conjunto a gás, o qual é apresentado esquematicamente pela Figura 3.8 (a) e ilustrado pela Figura 3.8 (b), apresentada por d’Asturies (2008). Neste estudo, portanto, quando for citado o termo turbinas a gás a referência será ao conjunto todo, a menos que seja especificado o contrário, em relação a alguma análise da turbina em si.



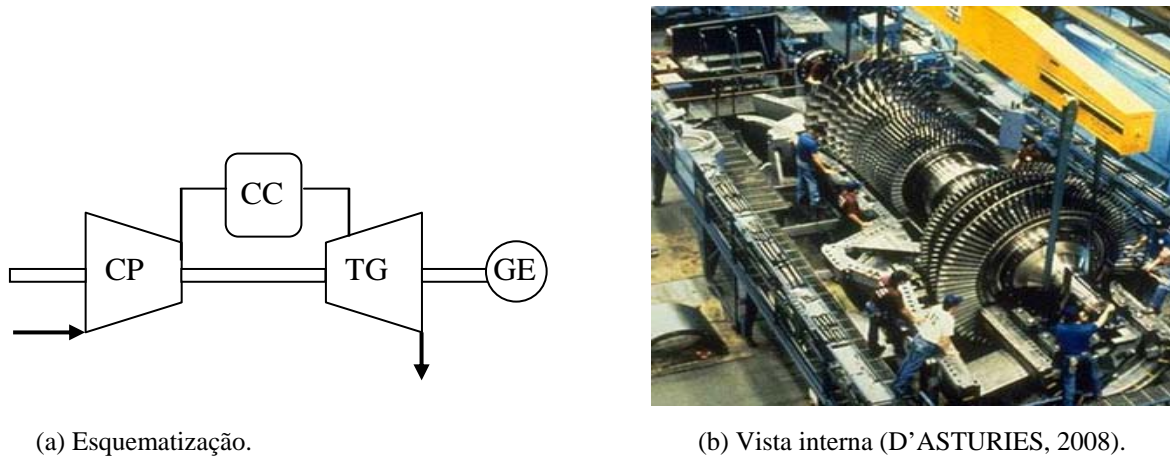


Figura 3.8 – Turbinas a gás.

O ciclo a gás referente ao ciclo termodinâmico formado pelo compressor, câmara de combustão e pela turbina a gás é comumente chamado de Ciclo Brayton. Mais do que a diversidade dos equipamentos, a grande diferença entre os conjuntos a gás e as turbinas a vapor reside na elevada temperatura presente na entrada da turbina a gás. Embora se tratem de vetores energéticos distintos, a diferença de entalpia entre a entrada e a saída da turbina é maior nos conjuntos a gás em decorrência da temperatura de entrada (gases de combustão com cerca de 1.000 a 1.300°C) e, conseqüentemente, uma possibilidade de maior geração de energia mecânica.

No conjunto a gás, ar atmosférico entra continuamente pelo compressor sendo comprimido e elevando, desta maneira, sua pressão. Na seqüência, o ar entra em uma câmara de combustão, misturando-se com combustível e ocorrendo a combustão. Como resultado, os produtos da combustão saem do combustor a elevada temperatura, para entrar na turbina e se expandirem. Ao passar pela turbina, os gases movimentam as pás da turbina, fazendo com que haja a produção de potência de eixo. Uma parte desta potência é disponibilizada para o acionamento do compressor e o restante para produzir potência de eixo, ou na propulsão de aviões, movimentação de veículos, entre outros (Moran; Shapiro, 2002).

Os gases quentes saem da turbina com temperaturas da ordem de 400 a 600 °C e podem, ainda, serem aproveitados, passando-se por uma caldeira de recuperação para produção de vapor superaquecido a ser aproveitado em uma turbina a vapor, ou

utilizado em um trocador de calor para pré-aquecimento do fluido de trabalho, por exemplo. Este último caso é apresentado na Figura 3.9, recebendo o nome de ciclo regenerativo.

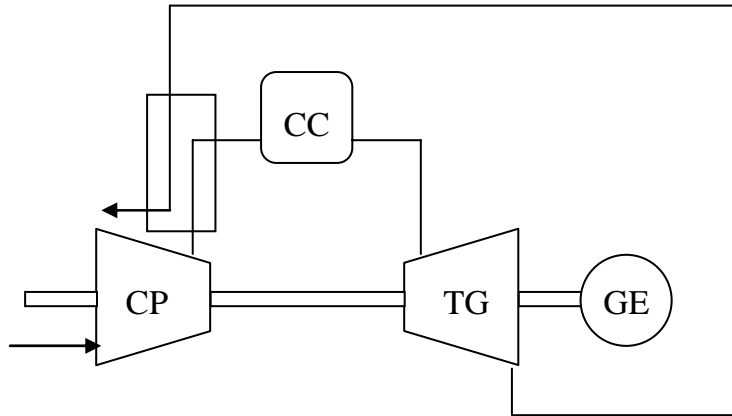


Figura 3.9 – Ciclo a gás regenerativo.

Pelo exposto no parágrafo anterior, pode-se notar uma maior versatilidade das turbinas a gás em relação às turbinas a vapor, pois podem ser projetadas em tamanhos mais compactos. Para um ciclo a gás simples, constituído apenas do conjunto compressor, turbina a gás e câmara de combustão, apresentado na Figura 3.9, têm-se as seguintes relações:

Tabela 3.1 – Descrição das etapas do Ciclo a gás.

Processo	Descrição
1 – 2	Compressão e elevação da T do ar
2 – 3	Elevação da T do ar pela queima de combustível
3 – 4	Diminuição da P e T, pela passagem na turbina a gás

A potência total fornecida pelo ciclo ( $\dot{W}_G$ ) é a diferença entre a potência consumida pelo compressor ( $\dot{W}_{CP}$ ) e a produzida pela turbina a gás, ( $\dot{W}_{TG}$ ) e dada por:

$$\dot{W}_G = \dot{W}_{TG} - \dot{W}_{CP} \quad (3.2)$$

## 3.4 COGERAÇÃO

### 3.4.1 Conceitos Gerais

A cogeração relaciona-se diretamente com o melhor uso das produções energéticas presentes em uma instalação produtora e conseqüente economia dos diferentes tipos de combustíveis usados para a produção de vapor.

De acordo com Balestieri (2002), “*a cogeração é a geração combinada de eletricidade e calor para suprir as necessidades do processo a partir de uma mesma fonte energética primária*”.

Atualmente, a cogeração vem ganhando espaço cada vez maior no meio industrial e acadêmico; no primeiro caso, pela necessidade de redução de custos e melhor aproveitamento energético para um ou mais de um processo. No segundo caso, as pesquisas em torno da cogeração ganham destaque, propiciando a criação de novas metodologias e avanços tecnológicos.

Na seqüência, apresentam-se exemplos de processos que usam sistemas de cogeração associados a sistemas de dessalinização, que é o objeto desta tese.

Hajeeh *et al.* (2003) fazem uma descrição detalhada de um sistema de cogeração de duplo propósito, para a produção de eletricidade e água fresca na região do Golfo Pérsico. Apresenta-se, ainda, um modelo de otimização para a minimização do custo operacional, para um determinado intervalo de tempo.

Altmann (1997) descreve o resultado de um trabalho visando definir uma técnica mais adequada para a produção de água dessalinizada com o menor uso de energia primária. Nesse estudo, além do emprego do vapor e da eletricidade produzida pela cogeração, o autor cita 2 possibilidades do uso da osmose reversa, sendo a primeira com o uso de unidades acionadas eletricamente e a segunda pelo uso de unidades acionadas por turbinas a vapor. O acionamento dessas unidades é feito pelos produtos da cogeração, eletricidade e vapor, respectivamente, a partir de turbinas a gás.

### 3.4.2 Condições operacionais dos ciclos de cogeração

Do ponto de vista do projeto, os ciclos de cogeração podem ser concebidos de acordo com duas concepções distintas, sendo então consideradas as condições *topping* e *bottoming* para o projeto.

Quando há a prioridade da energia mecânica em detrimento à térmica, diz-se que o ciclo opera no regime *topping*, ou seja, o ciclo visa priorizar a produção de energia elétrica. Em caso contrário, quando há uma maior necessidade de energia térmica, diz-se que o ciclo está operando no regime *bottoming*, sendo que a produção da energia térmica é feita prioritariamente.

O ciclo Rankine se adapta tanto ao regime *topping* quanto ao *bottoming*; este último se caracteriza pelo aproveitamento do calor da caldeira diretamente na unidade de processo, sendo o calor rejeitado aproveitado em uma turbina a vapor para uma possível produção de eletricidade, mesmo que em pequena proporção, para uso na unidade de processo. Para o regime *topping*, o ciclo Rankine utiliza o calor proveniente da caldeira diretamente na turbina a vapor para promover uma maior produção elétrica e, ainda, uma parcela de energia térmica, sendo ambos enviados as unidades de processo.

Do ponto de vista operacional, um sistema de cogeração deve ser projetado para produzir potência elétrica (ou mecânica) e atender às necessidades térmicas (na forma de vapor, água quente ou resfriamento) concomitantemente a partir de uma mesma fonte de energia. No entanto, nem sempre é possível satisfazer estas duas necessidades em sua plenitude. Quando isto ocorre, é necessário avaliar o que se costuma chamar de estratégia de operação de ciclos de cogeração.

As estratégias de operação, de acordo com Balestieri (2002), podem ser:

- a- estratégia por demanda térmica;
- b- estratégia por demanda elétrica;
- c- estratégia por despacho econômico.

A título de exemplo, Balestieri (2002) empregou as mesmas curvas, ora representando a demanda térmica, ora a demanda elétrica, de forma a caracterizar os conceitos de estratégias por paridade térmica e paridade elétrica, ilustradas a seguir.

#### 3.4.2.1 Estratégia por demanda térmica (ou por paridade térmica)

Na paridade térmica é prioritário o atendimento da energia térmica, seja pela produção de vapor, de água quente ou de água fria, para servir unidades de processo ou conforto humano. Em vista da pouca disponibilidade comercial da energia térmica, é usual o emprego da paridade térmica para atendimento integral das unidades. O modo como a central de cogeração irá operar depende da curva de demanda térmica do processo em operação. A Figura 3.10 apresenta uma situação em que a demanda térmica prevalece à elétrica.

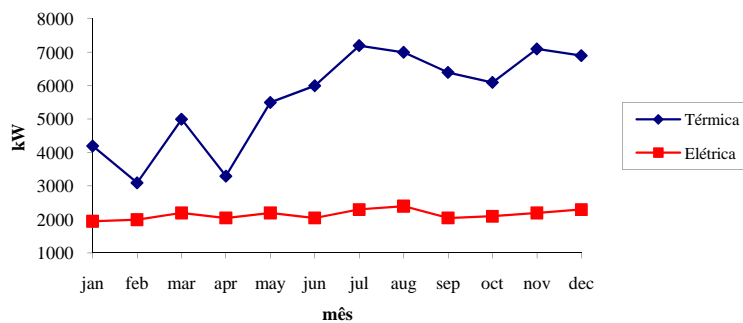


Figura 3.10 – Curva com carga térmica superior à elétrica.

Fonte: Balestieri (2002)

#### 3.4.2.2 Estratégia por demanda elétrica (ou por paridade elétrica)

Na paridade elétrica a situação é inversa à paridade térmica. Ou seja, há uma maior necessidade ao atendimento elétrico. Do mesmo modo como na paridade térmica, na paridade elétrica também deve ser levada em conta a curva de demanda elétrica, a qual é apresentada na Figura 3.11, que fornecerá as informações necessárias

à implantação de um projeto adequado de cogeração. Em decorrência deste projeto, poderá haver um déficit ou excesso de energia térmica gerada. Nos casos em que há excedente da demanda térmica e o excedente possa ser empregado, este modelo torna-se uma boa opção de uso.

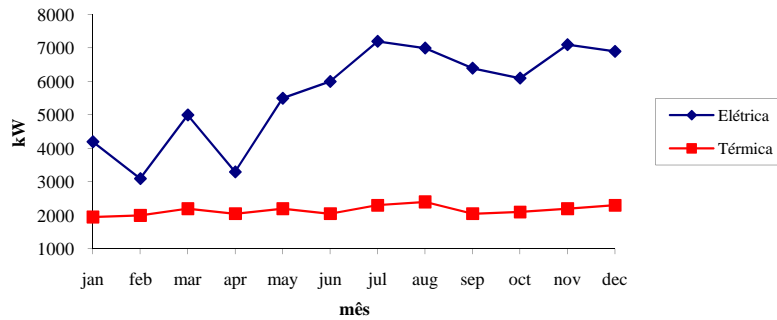


Figura 3.11 – Curva com carga elétrica superior à térmica.  
Fonte: Balestieri (2002)

### 3.4.2.3 Estratégia por despacho econômico

No despacho econômico, a operação da unidade de cogeração visa atender a períodos em que o excedente de energia gerada apresente algum retorno de consumado interesse ao controlador da unidade, independente dos custos pelo ócio dos equipamentos. A estratégia adotada deve ser bem ponderada, visto o investimento poder não apresentar o retorno desejado.

## 3.5 PROCESSOS CONSUMIDORES DE ENERGIA

Todo o conceito anteriormente detalhado sobre cogeração, seus ciclos e seus possíveis equipamentos não teriam sua razão se não existissem suficientes e diferentes processos que exigissem tal demanda de tecnologia.

Em algum momento, os diversos processos industriais podem necessitar de energia térmica, elétrica ou de ambas. Para relacionar a proporção entre a energia

elétrica (E) e a energia térmica (S), utiliza-se o termo conhecido como razão eletricidade/calor de processo, também conhecido como *power to heat ratio* (PHR), sendo dado por:

$$PHR = \frac{E}{S} \quad (3.3)$$

Os valores desta razão são, de acordo com Balestieri (2002), característicos de cada setor/indústria, podendo variar de acordo com sazonalidades, tipos de processos em uso, entre outros fatores. O conhecimento de PHR é importante, pois permite uma melhor avaliação da carga energética necessária ao processo como um todo e, também, uma aproximação mais real possível no projeto de implantação do sistema de cogeração.

Outra variável importante a se conhecer em projetos de cogeração é a temperatura de processo; tal variável permite identificar qual será a necessidade aproximada de calor que deverá ser atendida pelo processo de cogeração, bem como planejar o que pode ser feito com a falta ou excedente de calor de processo e conseqüente energia elétrica produzida.

Alguns valores de PHR e de temperatura são apresentados na Tabela 3.2, em referência aos processos igualmente descritos, segundo Balestieri (2002). Deve ser observado que um baixo valor de PHR identifica um processo com necessidades energéticas altamente térmicas, comparativamente à necessidade elétrica. Isto pode ser evidenciado no caso da produção do ferro-gusa, na qual há o emprego de grande parte de carvão, sendo usado como combustível para a produção de calor. Similar efeito ocorre para a produção de ferro-liga, mas nota-se um consumo elétrico e/ou mecânico maior.

Valores relativamente altos para PHR podem indicar a não viabilidade da cogeração, devido ao preço para a instalação dessa unidade de cogeração tornar-se demasiado alto.

Tabela 3.2 – Valores de PHR e temperatura para alguns processos industriais.

<b>Setor</b>	<b>PHR</b>	<b>T (°C)</b>
Ferro-gusa	0,05 - 0,10	> 1700
Ferro-liga	0,65 - 1,63	> 1700
Têxtil	0,44 - 1,31	80 – 200
Alimentos	0,03 - 0,14	80 – 200
Ind. química	0,23 - 0,50	200 - 600

Fonte: Balestieri (2002).

Outro fator existente para avaliar a capacidade de viabilidade de cogeração é o chamado *Price Equivalent Efficiency*, ou PEE, (MILOSEVIC; OWENS; WELL, 2003), sendo uma razão de preços entre o combustível e energia elétrica, em valores percentuais, conforme a Equação 3.4.

$$PEE = \frac{\text{custo do combustível}}{\text{custo da energia adquirida}} \cdot 100\% \quad (3.4)$$

Este índice apresenta a relação existente entre o custo marginal do combustível e o custo marginal de energia adquirida, podendo ser um fator importante na elaboração de um projeto de cogeração. Se ocorrerem valores altos de PEE, significa que há uma grande diferença entre o custo do combustível e da energia, tornando não atrativa a opção de cogeração e sendo, portanto, mais barato comprar a energia elétrica necessária da concessionária local do que produzi-la.



## 4 MODELAGEM MATEMÁTICA

### 4.1 CONCEITOS DE OTIMIZAÇÃO

A modelagem matemática, recurso indispensável em análises de otimização, devido a seus recursos que contribuem para a resolução de problemas nas quais há a presença de diversas variáveis que possam influenciar no resultado dessas análises, pode ser dividida de acordo com as características que o modelo a ser estudado, ou proposto, possa ter.

Independente do modelo a ser adotado como ferramenta de otimização, a modelagem matemática apresenta termos e definições comuns, a seguir relatadas. Deve-se levar em conta que o problema a ser resolvido deverá conter informações suficientes que o aproximem da condição real analisada e possam ser transformadas em uma relação matemática.

- Variáveis de decisão: de acordo com Hillier e Lieberman (2001, p.11) “*se houver  $n$  decisões quantificáveis relacionadas a serem feitas, essas serão chamadas de variáveis de decisão ( $x_1, x_2, x_3... x_n$ )*”. Ou seja, serão as variáveis que afetarão diretamente a análise matemática, influenciando seu resultado.
- Função objetivo: é a equação expressa em função das variáveis de decisão. Tal equação determina a que se destina o modelo em questão. De acordo com o conjunto de equações que regem o modelo, a função objetivo demonstrará qual é a intenção da análise proposta. Pode ser uma função objetivo de minimização (quando se trata de custos, por exemplo) ou de maximização (quando se tratar de produtividade, por exemplo).
- Restrições: ocorre quando se atribuem condições que afetem diretamente as variáveis de decisão, podendo ser escritas sob a forma de expressões matemáticas, seja por equações ou por inequações (HILLIER e LIEBERMAN, 2001). Ou seja, são equações que delimitarão a região de respostas dentro da qual o modelo pode percorrer. Com as restrições bem delineadas, evita-se, por exemplo, que uma

determinada variável tenda ao infinito ou a valores que extrapolem sua condição real.

- Parâmetros – os parâmetros do modelo referem-se aos coeficientes presentes nas relações de restrições e da função objetivo.
- Região factível – a região viável, ou factível, é aquela que apresenta uma região de interesse de acordo com as equações atribuídas ao modelo. Pode ser representada graficamente, para poucas equações e variáveis de decisão. Quando se tem número elevado nas variáveis de decisão, somente *softwares* específicos estarão aptos a representar graficamente um modelo de tal magnitude.

Aplicando-se os conceitos acima e transportando para uma linguagem matemática, um problema de otimização apresentará a estrutura a seguir, com uma função objetivo a ser maximizada ou minimizada, estando sujeita às restrições, todas em função das variáveis de decisão, bem como das restrições de não-negatividade.

$$\begin{array}{ll} \text{Min (ou Max)} & f(x_1, x_2, \dots) \\ \text{Sujeito a:} & f_1(x_1, x_2, \dots) > 0; \\ & f_2(x_1, x_2, \dots) < 0; \\ & x_i > 0 \end{array}$$

Diferentes técnicas existem para a resolução de problemas de otimização, de acordo com características que o mesmo possa apresentar, sendo os principais os listados a seguir:

- programação linear;
- programação não-linear;
- programação inteira;
- programação mista.

#### 4.1.1 Programação linear

São tratados problemas que apresentam, como característica principal, sua modelagem totalmente baseada em equações lineares. A função objetivo e as restrições

são representadas, exclusivamente, por equações lineares. De acordo com Hillier e Lieberman (2001), a programação linear foi um dos maiores avanços científicos do século 20, sendo, atualmente, uma ferramenta muito útil para as companhias que buscam uma melhor alocação de seus recursos, permitindo economias que garantam o melhor aproveitamento dos recursos empregados.

São diversas as técnicas para a resolução de problemas de programação linear, as quais não serão aqui abordadas.

Para ilustrar os conceitos abordados anteriormente, um exemplo poderá fornecer uma maior compreensão acerca da programação linear.

Uma empresa, denominada ZETA, tem dois produtos principais:  $x_1$  e  $x_2$ . Deseja-se ampliar os lucros na produtividade destes dois itens, partindo-se das seguintes informações:

- A produtividade diária de  $x_1$  deve ser, no mínimo, de cem unidades.
- A produtividade diária de  $x_2$  deve ser, no mínimo, de quatrocentas unidades.

$$x_1 \geq 100$$

$$x_2 \geq 400$$

- A produtividade diária conjunta de  $x_1$  e  $x_2$  deve obedecer a seguinte relação:

$$0,45x_1 + x_2 \leq 1600$$

- O lucro obtido com a produção destes dois produtos é dado pela relação:

$$Z = 15x_1 + 35x_2$$

Deseja-se determinar qual a produtividade necessária de  $x_1$  e  $x_2$  para se obter o máximo lucro permissível.

Analisado o problema proposto, pode-se perceber que estão presentes todas as informações necessárias à resolução do processo de otimização. As variáveis  $x_1$  e  $x_2$  são as variáveis de decisão. As inequações apresentam-se como restrições e a equação de determinação do lucro obtido é a função objetivo, com seus respectivos parâmetros.

Logo, tal modelo fica representado da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \text{Max} \quad & Z = 15x_1 + 35x_2 \\ \text{Sujeito a:} \quad & x_1 \geq 100 \\ & x_2 \geq 400 \\ & 0,5x_1 + x_2 \leq 1600 \end{aligned}$$

A resolução de problemas mais simples, como o exposto, pode ser feita na forma gráfica, principalmente se for bidimensional.

O primeiro passo é o da representação das restrições na forma gráfica., dado pela Figura 4.1. Tal representação determinará a região factível do problema, assinalada pela hachura, na qual os melhores valores poderão ser encontrados para satisfazer a função objetivo.

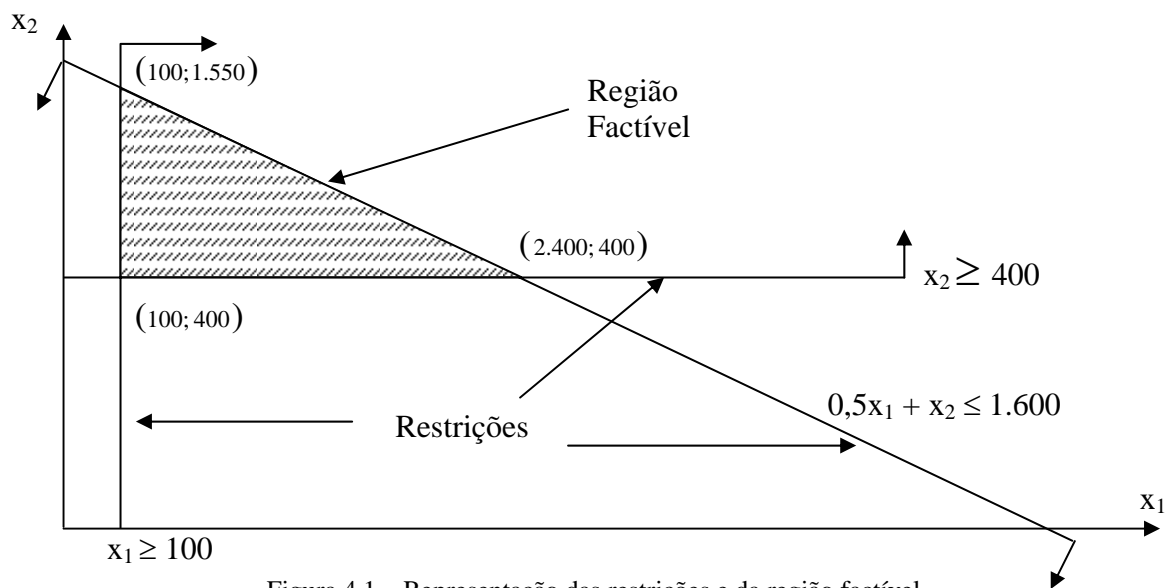


Figura 4.1 – Representação das restrições e da região factível.

Com a região factível bem determinada, resta encontrar os pontos internos que viabilizarão a função objetivo. Qualquer par de valores  $x_1$  e  $x_2$  pode fornecer valores atrativos à empresa, mas apenas um ponto indicará o ótimo. Este ótimo normalmente situar-se-á em um dos vértices da área em hachura. De acordo com Hillier e Lieberman (2001), estes pontos de ótimo no contorno da região factível são chamados soluções viáveis de pontos extremos, ou CPF (*corner-points feasible solutions*). Os

pontos (100; 400), (100; 1.550) e (2.400; 400) deverão indicar o melhor valor para a função objetivo. Deste modo, substituindo-se os valores de  $x_1$  e  $x_2$ , na função objetivo, tem-se:

- para o ponto (100; 400)  $\rightarrow Z = 15.(100) + 35.(400) = 14.000$  [unidades monetárias]
- para o ponto (100; 1.550)  $\rightarrow Z = 15.(100) + 35.(1.550) = 55.750$  [unidades monetárias]
- para o ponto (2.400; 400)  $\rightarrow Z = 15.(2.400) + 35.(400) = 50.000$  [unidades monetárias]

Percebe-se que a resolução de problemas pequenos é relativamente simples de se conseguir, mas para problemas com maior quantidade de variáveis de decisão não é o que ocorrerá. Existem métodos que se adaptam a essas situações, como é o caso do Método Simplex, um procedimento algébrico que visa sistematizar os caminhos para a resolução de problemas lineares que desprenderiam grande tempo do analista para ser resolvido por métodos tradicionais. Tal método, como exposto anteriormente, não será abordado, devido à existência de literatura específica e adequada ao assunto (HILLIER e LIEBERMAN, 2001).

Na medida em que se aumenta o número de variáveis de decisão, aumenta-se o esforço matemático e, inevitavelmente, a utilização de *softwares* adequados à sua resolução. Mais à frente, será abordado um dos *softwares* de grande uso na área de otimização.

#### 4.1.2 Programação inteira

A programação inteira garante que as variáveis a serem trabalhadas, ou algumas delas, apresentam seus valores numéricos representados por números inteiros. Caso estes números sejam restritos apenas a existência ou não do argumento, estas variáveis passam a assumir valores 0 (zero) ou 1 (um), sendo chamadas de variáveis Booleanas. De acordo com Hillier e Lieberman (2001), quando a programação inteira assume as variáveis Booleanas, tal procedimento passa a constituir a Programação Inteira Binária, ou BIP (*binary integer programming*).

Mas a programação inteira não se restringe somente as variáveis binárias. As variáveis de decisão poderão assumir somente valores inteiros, por exemplo, para designar unidades de materiais, como foi o caso do exemplo citado na seção 4.1.1, em que  $x_1$  e  $x_2$  são produtos que terão sua produção em termos de unidades inteiras, não havendo sentido em uma produção fracionária. Mas se  $x_1$  e  $x_2$  representassem valores de massa ou volume sendo produzidos diariamente, por exemplo, não necessitariam apresentarem-se como inteiros.

### 4.1.3 Programação não-linear

Os problemas que se apresentam tem em sua modelagem, como característica principal, uma ou mais equações baseadas em equações não-lineares. O problema proposto na seção 4.1.1 pode apresentar todas as restrições na forma linear, mas se a função objetivo apresentar comportamento não linear, esse modelo passa a ser caracterizado como não-linear. O raciocínio inverso, no qual a função objetivo é linear e algumas restrições não-lineares, também é válido como caracterização de modelo não-linear.

Reescrevendo o problema da seção 4.1.1, pode-se caracterizá-lo como um modelo não-linear, alterando-se a função objetivo da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \text{Max} \quad & Z = 15 \cdot x_1 \cdot x_2 + 35 \cdot x_2^2 \\ \text{Sujeito a:} \quad & x_1 \geq 100 \\ & x_2 \geq 400 \\ & 0,45x_1 + x_2 \leq 1.600 \end{aligned}$$

Logo, os valores da função objetivo tornam-se:

- para o ponto (100; 400)  $\rightarrow Z = 45 \cdot (100) \cdot (400) + 35 \cdot (400)^2 = 7.400.000$  [unidades monetárias]
- para o ponto (100; 1.550)  $\rightarrow Z = 45 \cdot (100) \cdot (1.550) + 35 \cdot (1.550)^2 = 91.062.500$  [unidades monetárias]

- para o ponto (2.400; 400)  $\rightarrow Z = 45.(2.400).(400)+35.(400)^2 = 48.800.000$  [unidades monetárias]

- para o ponto (580; 1.310)  $\rightarrow Z = 45.(580).(1.310)+35.(1.310)^2=94.254.545$  [unidades monetárias]

Deve-se perceber que o ponto ótimo para esta análise difere daquele da seção 4.1.1, na qual os pontos extremos definem qual será o ótimo obtido reduzindo a busca por valores que serão realmente atrativos. Na programação não-linear tal estratégia não pode ser facilmente efetuada, uma vez que a estratégia dos pontos extremos não é um recurso que possa ser empregado com garantias de se encontrar o melhor resultado. A região factível pode ser a mesma, mas o ponto ótimo do problema pode estar nos contornos ou no meio da região factível.

Para o caso apresentado nesta seção, o ponto ótimo se localiza nos vértices do polígono, mas em outra análise tal situação poderia não ocorrer e se localizar em outra região. Tal ocorrência pode depender tanto da função objetivo utilizada como das restrições apresentadas. Como a função objetivo pode passar dentro da região factível, em seu interior talvez haja um ponto de interesse maior do que nos contornos do polígono.

#### 4.1.4 Programação mista

A programação mista é a união de dois dos modelos anteriormente descritos. Podem ser do tipo programação linear e inteira mista (MILP, *mixed integer linear programming*), como foi o caso do exemplo citado na seção 4.1.1, ou programação não-linear e inteira mista (MINLP, *mixed integer nonlinear programming*), como o citado na seção 4.1.3.

Na presente tese, o modelo proposto será tratado por meio de uma programação não-linear e inteira mista. A parte inteira será do tipo binária, devido à necessidade de

escolha de equipamentos em detrimento de outros, exigindo exclusões para viabilizar o projeto que só seriam possíveis mediante o emprego de variáveis binárias.

#### 4.2 SOFTWARE DE OTIMIZAÇÃO

Para a resolução do modelo proposto, utilizou-se um *software* específico para a análise de otimização, denominado LINGO (2001), cuja principal característica é a resolução de problemas de otimização, com vistas à resolução de problemas de programação linear, não-linear, inteira e mista. A versão utilizada foi a 10.0, cuja licença é do tipo Industrial, preço Educacional, perpétua. A versão demonstrativa do LINGO é limitada em relação ao número de variáveis presentes no problema. Assim, para problemas com poucas variáveis e, principalmente, didáticos, a versão demonstrativa pode-se tornar mais que suficiente. A versão usada no presente trabalho, licenciada, conta com poder de resolução de problemas com até 16.000 restrições, 32.000 variáveis, 3.200 variáveis inteiras e 3.200 variáveis não lineares. O problema presente neste trabalho não chega próximo a tais números, mas é maior do que a versão demonstrativa possa suportar, chegando a pouco menos de 60 variáveis e 57 restrições. Tais números são variáveis, dependendo da tecnologia que é assumida como parte da instalação.

O LINGO trabalha com uma lógica própria, e relativamente simples, em seções que devem ser atendidas e outras opcionais.

A primeira diz respeito à função objetivo, que deve estar com os termos MAX ou MIN, representando sua maximização ou minimização, respectivamente.

Uma segunda seção é a que contem as variáveis, equações de suporte e restrições. Diferentemente do que acontece em outros *softwares*, o LINGO não distingue a seqüência em que as equações aparecem no problema. Ou seja, é indiferente se uma equação “a” aparece antes ou depois de uma equação “b”. Também não se diferenciam maiúsculas de minúsculas.

Seções opcionais são as seções “SETS” e “DATA”. A seção “SETS” é útil quando se deseja trabalhar com variáveis indexadas, como é o caso do presente



trabalho. Identifica-se o conjunto, indica-se o tamanho que o vetor apresentará, bem como quais variáveis estarão submetidas a esse conjunto. Se houver uma seção “DATA” deve, necessariamente, figurar antes dessa seção. Sua representação fica:

SETS:

NOME\_DO\_CONJUNTO / 1..n / variáveis ;

ENDSETS

A seção “DATA” é útil para armazenar valores de constantes, organizando-as de forma mais sistemática. Também deve ser utilizada quando for necessária a atribuição de valores para variáveis da seção “SETS”. Contudo, a atribuição de tais valores não é fundamental, podendo ser obtidas pelo desenvolvimento das demais equações presentes no problema. A seção “DATA” pode apresentar-se da seguinte forma, considerando-se que foram atribuídos alguns valores para variáveis “SETS”, com tamanho vetorial igual a 2, bem como de possíveis constantes, por exemplo.

DATA:

variáveis\_1, variáveis\_2 = 1 2  
3 4;

constante\_1 = 5;

constante\_2 = 1,2;

etc...

ENDDATA

O conjunto de equações do problema é interpretado como uma matriz e resolvido desta maneira, independente da matriz tornar-se quadrada ou não. A Figura 4.2 ilustra o problema da seção 4.1.1, apresentando como são interpretadas suas equações, de forma matricial. A primeira linha identifica a função objetivo e as demais as restrições (e possíveis equações de suporte) presentes. Deve-se atentar que as linhas na matriz

referem-se à ordem em que as equações apresentam-se no *software*, e não por diferenciar-se a função objetivo das demais equações.

	x1	x2
1	15	35
2	1	
3		1
4	0.5	1

Figura 4.2 – Representação matricial do *software* de otimização.

Após todas as equações transcritas para o LINGO, executa-se o processo de otimização, o qual gerará um relatório com todas as variáveis e constantes presentes no modelo, com seus resultados otimizados. Tal relatório não se demonstrou muito prático para se manipular, pois não há uma forma organizada de apresentação, dificultando a leitura dos resultados. Contudo, transportando o relatório de resultados para a planilha Excel este problema minimiza-se.

#### 4.3 MODELAGEM MATEMÁTICA – MSF

Quando da realização da modelagem matemática, optou-se por estudar a hipótese de modelar as equações que regem a unidade de dessalinização por destilação do tipo MSF, cujo trabalho pode ser encontrado em Marcuello (2000). Nesse, a unidade MSF conta com 24 estágios, e apresentam-se todas as equações de suporte que regem a destilação MSF.

A idéia inicial foi a de aplicar diretamente as equações no *software* de otimização LINGO, mas o processo tornar-se-ia complexo demais, senão inviável, principalmente

pelo fato de tal equacionamento requerer o uso de processos iterativos, característica esta não presente no LINGO.

Assim, a saída encontrada consistiu na criação de um programa, em FORTRAN, que pudesse fornecer valores suficientemente coerentes com o publicado em literaturas específicas e, também, equações de ordem mais simples que pudessem ser implantadas no LINGO, sem a necessidade do processo iterativo.

Tal procedimento não foi levado adiante em decorrência de nos testes realizados com o software LINGO para os estudos de caso até então em desenvolvimento, em nenhum deles ter-se verificado a escolha do processo MSF. Além disso, a linearização ou elaboração de equações condizentes com a modelagem elaborada no FORTRAN extrapolaria a proposta original do trabalho. Com tais incertezas, optou-se por não dar prosseguimento a tal análise, porém resgatá-la em trabalhos futuros.

Como poderá ser visto nos capítulos subseqüentes, a presença do destilador MSF foi confirmada, principalmente em se tratando do sistema híbrido.

## 5 ANÁLISE TÉCNICA

### 5.1 AVALIAÇÃO INICIAL DA CONFIGURAÇÃO

A proposta inicial do trabalho consiste em analisar uma instalação de dessalinização acoplada a um sistema de cogeração, de modo que ocorram os abastecimentos necessários supridos pela própria instalação. A Figura 5.1 ilustra a instalação proposta como superestrutura, a qual será detalhada nos parágrafos a seguir.

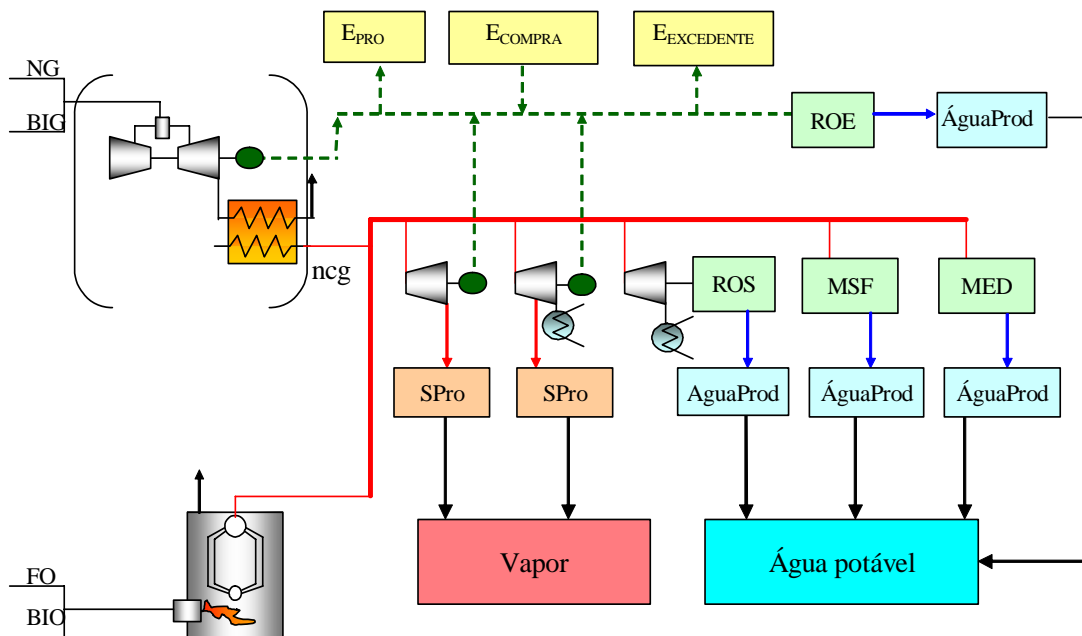


Figura 5.1 – Instalação de duplo propósito proposta.

A análise a ser desenvolvida deve se balizar nos valores disponíveis relativos ao abastecimento de água e energia elétrica de uma cidade litorânea brasileira, de tal modo que os resultados evidenciados possam abastecer integral ou parcialmente a demanda da cidade em questão.

O estudo compreenderá duas análises distintas, de acordo com a configuração da instalação, a saber:

a- instalação de duplo propósito – além da produção de água e eletricidade, a configuração obtida permitirá validar o equacionamento proposto a seguir.

b- instalação híbrida – de maior capacidade que a instalação de duplo propósito, esta concepção de projeto visa analisar as diferentes composições de instalação obtidas.

Em princípio, tal instalação é dividida em setores, para tornar-se mais claro os equacionamentos referentes a cada setor, os quais serão discutidos mais à frente. Outro fator importante, do ponto de vista da modelagem matemática, refere-se à escolha de apenas alguns dos equipamentos representados pela Figura 5.1. Assim, uma análise que compreenda tal estratégia é abordada, com o recurso de variáveis inteiras do tipo Booleana, nas quais apenas os valores 1 e 0 são admitidos, anulando-se ou permitindo-se a presença do objeto de estudo em questão. Tal estratégia fundamenta-se na programação inteira, vista anteriormente.

O setor que compreende as unidades de dessalinização contará com as unidades de destilação MSF e MED e de osmose reversa, acionada termicamente (ROS) ou eletricamente (ROE). Para a análise de duplo propósito, somente um dos processos de dessalinização será selecionado, enquanto que para a instalação híbrida serão selecionados dois deles, sendo um tipo de destilação e um de osmose reversa.

O setor que compreende as unidades produtoras de vapor de processo conta com uma turbina de contrapressão pura e outra de condensação e extração. Deve-se perceber que somente uma das turbinas será selecionada, a exemplo do que acontece no setor de dessalinização, para a determinação de qual processo passa a fazer parte da instalação. Há, ainda, uma terceira turbina a vapor de condensação, que estará acoplada ao processo ROS, sendo usada para acionar esta unidade e condicionada à existência da ROS.

O setor de queima de combustível conta com uma caldeira convencional e uma turbina a gás, associada a uma caldeira de recuperação de calor, que deverão competir entre si para determinar qual o melhor gerador de vapor a ser usado. Na caldeira convencional, os combustíveis que são oferecidos são a biomassa (BIO) e o óleo combustível (FO). Na turbina a gás, opta-se por uma abordagem com o uso de gás natural (NG) e de biomassa gaseificada (BIG). Deixou-se em aberto o número de conjuntos a gás (ncg) a serem usados, com vistas a atender às necessidades da

instalação. Com a iteração computacional, o próprio processo determinará quantos conjuntos serão necessários.

Outro setor abordado é o da energia elétrica produzida. Com a possibilidade de geração de energia elétrica empregando turbinas a vapor ou a gás, este setor amplia sua importância, pois pode atender não somente as necessidades de eletricidade do processo ( $E_{\text{PRO}}$ ), mas também da fábrica como um todo e, no caso de energia elétrica excedente ( $E_{\text{EXCEDENTE}}$ ), há a possibilidade de venda de energia à concessionária local. Pode haver, ainda, a necessidade da compra de energia elétrica ( $E_{\text{COMPRA}}$ ), caso não haja energia excedente e o sistema não seja de paridade elétrica.

Analisando-se, separadamente, os setores anteriormente descritos, apresentam-se, na seqüência, os equacionamentos para satisfazer as condições de produções térmica, elétrica e de água potável.

Deste modo, as equações a seguir serão tratadas por seus setores específicos, sendo descritos mais à frente, a saber:

- a- Setor 1 – setor das máquinas geradoras de vapor – compreendendo a caldeira convencional (B) e o conjunto a gás (TG).
- b- Setor 2 – produção de vapor de processo – compreendendo a turbina a vapor de contrapressão (TVCP) e a turbina de condensação e extração (TVEC).
- c- Setor 3 – produção de água potável – com as unidades de dessalinização por destilação (MSF e MED) e por membrana (ROS e ROE).
- d- Setor 4 – produção de eletricidade – compreende a rede elétrica suprida pelas TG, TVCP e TVEC.
- e- Setor 5 – um setor 5, imaginário, compreende as demais equações de balanço e restrições, que não são compreendidas nos setores anteriores.

## 5.2 FORMULAÇÃO

Foram analisadas, separadamente, as tecnologias presentes na instalação, de acordo com as leis de conservação de massa, da 1ª e 2ª Leis da Termodinâmica, e restrições tecnológicas, bem como outras pertinentes ao conjunto em questão.

A Figura 5.2 apresenta um diagrama com as variáveis relativas às vazões mássicas de vapor da instalação,  $\dot{m}$  em kg/s, que são abordadas na modelagem matemática e que serão úteis para a compreensão dos resultados expostos.

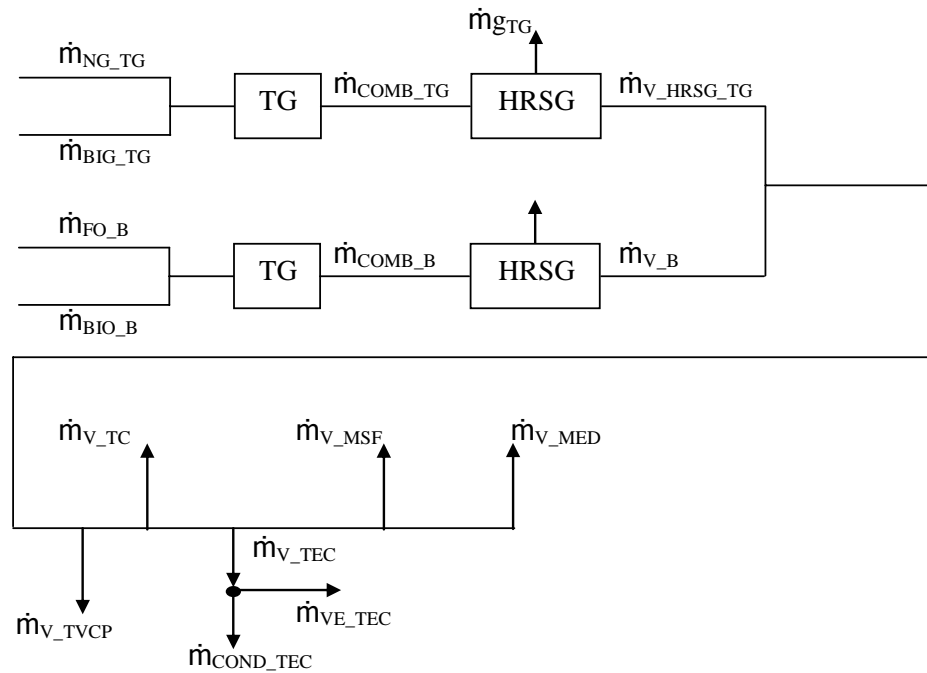


Figura 5.2 – Fluxo mássico de vapor da instalação proposta.

Como equação principal, a função objetivo do modelo de otimização, dada pela Equação 5.1 demonstra a necessidade da minimização do custo total da instalação, o custo dos combustíveis utilizados pelo número de horas de funcionamento da instalação e o custo elétrico, dado pela diferença entre o valor pago pela energia comprada e pela vendida.

$$\text{Min} = c_{\text{Total}}^{(i)} + 3600(c_{\text{comb\_TG}}^{(i)} + c_{\text{comb\_B}}^{(i)})H + Pe_{\text{COMPRA}} E_{\text{COMPRA}}^{(i)} - Pe_{\text{VENDA}} E_{\text{EXCEDENTE}}^{(i)} \quad (5.1)$$

### 5.2.1 Setor 1

O setor 1 é aquele que compreende a turbina a gás e a caldeira, além de seus combustíveis pertinentes. No primeiro, a biomassa gaseificada (BIG) e o gás natural

(NG) e, no segundo, o óleo combustível (FO) e a biomassa (BIO) *in natura*. A Figura 5.3 ilustra este setor.

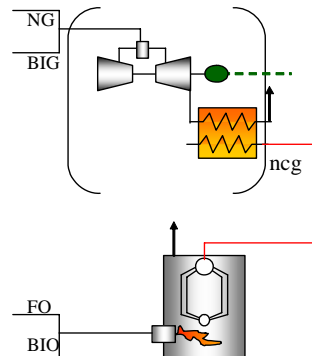


Figura 5.3 – Setor 1.

#### 5.2.1.1 Conjunto a gás

A análise do conjunto a gás conta com o expoente *i*, que indica a presença de várias turbinas a gás, selecionadas dentro de uma faixa de valores de potência gerada, entre 3 a 20 MW, disponibilizados por Diesel and Gas Turbine Publications (2006). A potência destas turbinas passa a ser o fator de escolha do número de turbinas adotadas para fazerem parte do banco de dados de escolha de turbinas, o qual contará com 56 turbinas que abrangerão a faixa de potências supracitada, e que podem ser visualizados pela Tabela A1, que se encontra em anexo.

Os expoentes “*i*” são pertinentes ao processo de iteração do modelo computacional, no qual será analisado o conjunto de valores da turbina 1, inicialmente; repete-se todo o modelo para a turbina 2 e, assim, sucessivamente.

Outras características desejadas das turbinas, quando de sua escolha e inclusão, são a de serem geradoras elétricas e terem como estado físico gasoso o combustível admitido na câmara de combustão. Foram admitidas turbinas que pudessem contar com combustíveis em condições, opcionalmente, de estado líquido e gasoso.

A Equação 5.2 apresenta a relação entre o poder calorífico inferior ( $PCI_{comb\_TG}$ , em kJ/kg) do combustível admitido na câmara de combustão, sua vazão mássica ( $\dot{m}_{comb\_TG}$ , em kg/s), eficiência ( $\eta_{TG}$ ) e a potência gerada na turbina ( $\dot{W}_{e\_TG}$ , em kW). O termo “*ncg*” refere-se ao número de conjuntos a gás que o sistema possa ter, associado



à caldeira de recuperação de calor, cujo valor será calculado automaticamente pelo modelo de otimização. A variável  $ncg$  terá como disponibilidade máxima de conjuntos a gás uma faixa de valores entre 1 e 15.

$$\eta_{TG}^{(i)} PCI_{comb\_TG} \dot{m}_{comb\_TG}^{(i)} - \dot{W}_{eTG}^{(i)} ncg^{(i)} = 0 \quad (5.2)$$

Os expoentes “i” indicam quais variáveis serão afetadas diretamente pela escolha de um ou outro conjunto a gás, de acordo com a necessidade da instalação. Ou seja, após a criação do banco de dados com os valores de potência de eixo,  $\dot{W}_{eTG}$ , temperatura e vazão mássica dos gases de exaustão da turbina a gás,  $T_{gTG}$  e  $\dot{m}_{gTG}$ , bem como seu *Heat Rate*, HR (que determina quão eficientemente um gerador pode trabalhar a disponibilidade energética do combustível, sendo que seu valor indicará o valor da energia térmica do combustível, em kJ, necessária para produzir 1 kWh de energia elétrica), para a turbina a gás de número 1 há a alteração das variáveis marcadas com “i”, que devem ser armazenadas como um conjunto. Para a turbina 2, com diferentes valores oriundos do banco de dados, as variáveis marcadas sofrem alteração, adicionando-se à segunda linha do conjunto e assim sucessivamente, com os demais valores das 56 turbinas restantes pesquisadas.

A Equação 5.3 determina a vazão mássica, em kg/s, de combustível,  $\dot{m}_{comb\_TG}$ , que deverá ser necessária à admissão na câmara de combustão. A variável  $Y$  é uma variável Booleana, indicando que apenas um combustível poderá ser admitido na câmara, a saber, o Gás Natural (NG), ou a Biomassa Gaseificada (BIG), e sendo multiplicada pelas respectivas vazões mássicas destes gases.

$$\dot{m}_{comb\_TG}^{(i)} = \dot{m}_{NG\_TG}^{(i)} Y_{NG\_TG}^{(i)} + \dot{m}_{BIG\_TG}^{(i)} Y_{BIG\_TG}^{(i)} \quad (5.3)$$

A Equação 5.4 indica o custo específico do combustível escolhido ( $c_{comb\_TG}$  em US\$/s), em função do custo dos combustíveis ( $C_{NG\_TG}$  e  $C_{BIG\_TG}$ , em US\$/kg) e respectivas vazões mássicas ( $\dot{m}_{NG\_TG}$  e  $\dot{m}_{BIG\_TG}$ , em kg/s). Na equação 5.5 é apresentada a obtenção do poder calorífico inferior do combustível,  $PCI_{comb\_TG}$ , em

kJ/kg, em função do gás natural e da biomassa gaseificada ( $PCI_{NG\_TG}$  e  $PCI_{BIG\_TG}$ , em kJ/kg). Em ambas as equações os possíveis combustíveis poderão ser escolhidos ou não devido à variável Booleana  $Y$ , que indica a presença ou do gás natural ou da biomassa gaseificada.

$$c_{comb\_TG}^{(i)} = C_{NG\_TG} \dot{m}_{NG\_TG}^{(i)} Y_{NG\_TG}^{(i)} + C_{BIG\_TG} \dot{m}_{BIG\_TG}^{(i)} Y_{BIG\_TG}^{(i)} \quad (5.4)$$

$$PCI_{comb\_TG} = PCI_{NG\_TG} Y_{NG\_TG}^{(i)} + PCI_{BIG\_TG} Y_{BIG\_TG}^{(i)} \quad (5.5)$$

A vazão mássica do gás exaustado pela turbina,  $\dot{m}_{g\_TG}$ , pode ser deduzida a partir de um volume de controle sobre a caldeira de recuperação como o produto entre a vazão mássica de vapor gerado ( $\dot{m}_{v\_HRSG\_TG}$ , em kg/s) e a diferença entálpica do vapor que sai da caldeira de recuperação ( $h_{2\_HRSG\_TG}$ , em kJ/kg) e a água que entra na mesma ( $h_{1\_HRSG\_TG}$ , em kJ/kg), dividido pelo produto entre a eficiência da caldeira ( $\eta_{HRSG}$ ), o calor específico do gás ( $Cp_{gás}$ , kJ/(kg.K)) e a diferença de temperatura dos gases que entram ( $T_{ge\_HRSG}$ , em °C) e saem na caldeira ( $T_{g\_TG}$ , em °C). O termo  $Y$  presente no numerador da expressão diz respeito às variáveis Booleanas, que indicam qual fluxo de combustível BIG ou NG, a ser queimado de forma excludente na turbina a gás, encontra-se presente na equação; o índice TG diz respeito ao conjunto a gás.

$$\frac{(h_{2\_HRSG\_TG} - h_{1\_HRSG\_TG}) \dot{m}_{v\_HRSG\_TG}^{(i)} (Y_{BIG\_TG}^{(i)} + Y_{NG\_TG}^{(i)})}{\eta_{HRSG} (T_{g\_TG}^{(i)} - T_{ge\_HRSG}) Cp_{gás}^{(i)}} = \dot{m}_{g\_TG}^{(i)} \quad (5.6)$$

O calor específico do combustível é calculado em função da temperatura, em K, que pode ser expressa pela Equação 5.7, disponível em Tuna (1999, p102), e correspondente a um gás natural com composição volumétrica dada de acordo com a Tabela 5.1.

$$Cp_{\text{gás}}^{(i)} = 0,991615 + \frac{6,99703 T_{\text{g}_{\text{TG}}}^{(i)}}{10^5} + \frac{2,71298 (T_{\text{g}_{\text{TG}}}^{(i)})^2}{10^7} - \frac{1,22442 (T_{\text{g}_{\text{TG}}}^{(i)})^3}{10^{10}} \quad (5.7)$$

Tabela 5.1 – Composição do gás natural.

Componente	Volume (%)
Metano (CH <sub>4</sub> )	89,35
Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	8,03
Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0,78
Butano (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0,07
Pentano (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0,01
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	0,48
Nitrogênio (N <sub>2</sub> )	1,28

Fonte: Tuna (1999).

### 5.2.1.2 Caldeira Convencional

A análise da caldeira convencional é similar à da turbina a gás, no que tange à presença de dois combustíveis como opção para queima e geração de vapor, a saber, o óleo combustível (FO) e a biomassa (BIO). Esta similaridade pode ser facilmente percebida pelas equações a seguir.

Na Equação 5.8, a vazão mássica de combustível ( $\dot{m}_{\text{comb}_B}$ , em kg/s) é determinada de acordo com as vazões mássicas de óleo combustível ( $\dot{m}_{\text{FO}_B}$ , em kg/s) ou de biomassa ( $\dot{m}_{\text{BIO}_B}$ , em kg/s) *in natura*, de acordo com a possível presença destes combustíveis, evidenciada pelas respectivas variáveis Booleanas Y presentes.

$$\dot{m}_{\text{comb}_B}^{(i)} = \dot{m}_{\text{FO}_B}^{(i)} Y_{\text{FO}_B}^{(i)} + \dot{m}_{\text{BIO}_B}^{(i)} Y_{\text{BIO}_B}^{(i)} \quad (5.8)$$

A Equação 5.9 evidencia o custo específico do combustível ( $c_{\text{comb}_B}$ , em US\$/s), o qual é função do produto da vazão mássica dos combustíveis por seus custos ( $C_{\text{FO}_B}$  e  $C_{\text{BIO}_B}$ , em US\$/kg).

$$c_{\text{comb}_B}^{(i)} = C_{\text{FO}_B} \dot{m}_{\text{FO}_B}^{(i)} + C_{\text{BIO}_B} \dot{m}_{\text{BIO}_B}^{(i)} \quad (5.9)$$

A Equação 5.10 representa a determinação do poder calorífico inferior do combustível queimado na caldeira ( $\text{PCI}_{\text{comb}_B}$ , em kg/s), de acordo com o tipo de combustível ( $\text{PCI}_{\text{FO}_B}$  e  $\text{PCI}_{\text{BIO}_B}$ , em kg/s).

$$\text{PCI}_{\text{comb}_B} = \text{PCI}_{\text{FO}_B} Y_{\text{FO}_B}^{(i)} + \text{PCI}_{\text{BIO}_B} Y_{\text{BIO}_B}^{(i)} \quad (5.10)$$

A Equação 5.11, relaciona a vazão mássica de vapor ( $\dot{m}_{V_B}$ , em kg/s) gerada pela caldeira em função da vazão mássica e do poder calorífico inferior do combustível, determinado pelas Equações 5.8 e 5.10, além da eficiência da caldeira ( $\eta_B$ ) e da diferença entálpica entre o vapor gerado e a água de alimentação (respectivamente  $h_{V_B}$  e  $h_{a_B}$ , em kJ/kg).

$$\eta_B \dot{m}_{\text{comb}_B}^{(i)} \text{PCI}_{\text{comb}_B} = (h_{V_B} - h_{a_B}) \dot{m}_{V_B}^{(i)} (Y_{\text{BIO}_B}^{(i)} + Y_{\text{FO}_B}^{(i)}) \quad (5.11)$$

### 5.2.2 Setor 2

Após abastecer a instalação com vapor superaquecido, provido pela caldeira ou pela turbina a gás, a próxima análise refere-se ao destino deste vapor. Em uma primeira instância tal vapor poderá migrar para uma turbina de contrapressão pura (TVCP) ou para uma turbina de extração e condensação (TVEC). O setor 2 pode ser visualizado pela Figura 5.4. Tal como reportado para a turbina a gás, tais turbinas a vapor poderão produzir potência para o abastecimento do setor 4.

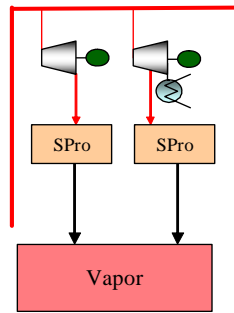


Figura 5.4 – Setor 2.

A Equação 5.12 demonstra o balanço de massa na turbina a vapor de contrapressão, sendo a vazão mássica de vapor admitido na turbina ( $\dot{m}_{V\_TVCP}$ ) a mesma da saída ( $\dot{m}_{V\_BP}$ ).

$$\dot{m}_{V\_BP}^{(i)} = \dot{m}_{V\_TVCP}^{(i)} \quad (5.12)$$

Na Equação 5.13, a potência gerada pela turbina de contrapressão é proporcional ao produto entre a vazão mássica de vapor ( $\dot{m}_{V\_TVCP}$ , em kg/s) que passa pela turbina, a diferença entálpica do vapor na entrada e saída da turbina ( $h_{1\_TVCP}$  e  $h_{2\_TVCP}$ , em kJ/kg), a eficiência do gerador elétrico ( $\eta_{elg}$ ) e sua variável Booleana. A Equação 5.14 é similar à anterior, mas contando com as diferenças entre o produto das vazões mássicas, em kg/s, na entrada ( $\dot{m}_{V\_TEC}$ ), extração ( $\dot{m}_{VE\_TEC}$ ) e saída ( $\dot{m}_{COND\_TEC}$ ), por suas respectivas entalpias ( $h_{1\_TEC}$ ,  $h_{2\_TEC}$ , e  $h_{3\_TEC}$ ) e a eficiência do gerador elétrico.

$$\dot{W}_{TVCP}^{(i)} = \dot{m}_{V\_TVCP}^{(i)} (h_{1\_TVCP} - h_{2\_TVCP}) \eta_{elg} Y_{V\_TVCP} \quad (5.13)$$

$$\dot{W}_{TEC}^{(i)} = (\dot{m}_{V\_TEC}^{(i)} h_{1\_TEC} - \dot{m}_{VE\_TEC}^{(i)} h_{3\_TEC} - \dot{m}_{COND\_TEC}^{(i)} h_{2\_TEC}) \eta_{elg} Y_{VE\_TEC} \quad (5.14)$$

Na Equação 5.15 é apresentado o balanço de massa na turbina de extração e condensação, sendo o vapor admitido na turbina igual à soma das vazões mássicas do vapor extraído e do condensado.

$$\dot{m}_{VE\_TEC}^{(i)} + \dot{m}_{COND\_TEC}^{(i)} = \dot{m}_{V\_TEC}^{(i)} \quad (5.15)$$

As Equações 5.16 e 5.17 referem-se às limitações de extração para as turbinas de extração e condensação, nas quais a vazão mássica de vapor de extração deve estar na faixa de 20 a 30% da massa de vapor admitido na turbina. Tais restrições foram assumidas admitindo-se que o processo consumidor de vapor, associado à extração, não dispõe de válvula controladora de fluxo.

$$\dot{m}_{VE\_TEC}^{(i)} \geq 0,2\dot{m}_{V\_TEC}^{(i)} \quad (5.16)$$

$$\dot{m}_{VE\_TEC}^{(i)} \leq 0,3\dot{m}_{V\_TEC}^{(i)} \quad (5.17)$$

### 5.2.3 Setor 3

A análise do setor 3 concentra-se nas tecnologias de dessalinização propriamente ditas, como pode ser visto na Figura 5.5.

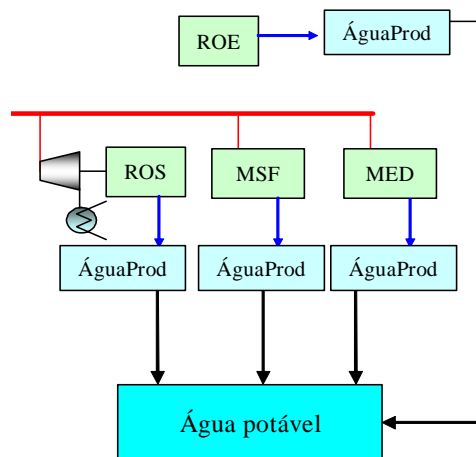


Figura 5.5 – Setor 3.

A equação 5.18, determina que a vazão mássica de vapor que passa pela turbina de condensação será a mesma vazão para o condensado. A vazão mássica de vapor ( $\dot{m}_{V\_TC}$ ) admitida na turbina de condensação deve ser idêntica à massa de condensado

( $\dot{m}_{COND\_TC}$ ) em sua saída. Após passar pela turbina, o vapor gerado produzirá a respectiva potência mecânica ( $\dot{W}_{e\_TC}$ ), sendo proporcional à vazão mássica de vapor, à diferença entálpica na admissão do vapor e saída do condensado ( $h_{1\_TC} - h_{2\_TC}$ ) e a eficiência do gerador elétrico ( $\eta_{elg}$ ), apresentado pela Equação 5.19. Na Equação 5.20 relaciona-se a potência mecânica para fazer funcionar a unidade ROS com a vazão mássica de água produzida ( $AguaProd_{ROS}$ , em  $m^3/s$ ) pelo sistema e a relação potência água produzida ( $PWR$ , em  $kWh/m^3$ ).

$$\dot{m}_{V\_TC}^{(i)} = \dot{m}_{COND\_TC}^{(i)} \quad (5.18)$$

$$\dot{W}_{e\_TC}^{(i)} = \dot{m}_{V\_TC} (h_{1\_TC} - h_{2\_TC}) \eta_{elg} Y_{ROS} \quad (5.19)$$

$$\dot{W}_{e\_TC}^{(i)} = AguaProd_{ROS}^{(i)} PWR \quad (5.20)$$

As Equações 5.21, 5.22 e 5.23, 5.24 referem-se aos processos de destilação MSF e MED, respectivamente.

Para as equações 5.21 e 5.23, determina-se que a vazão mássica de água produzida no destilador MSF ou MED ( $AguaProd_{MSF}$  e  $AguaProd_{MED}$ , em  $m^3/s$ ) é uma função da vazão mássica de vapor admitido no destilador MSF ou MED ( $\dot{m}_{V\_MSF}$  ou  $\dot{m}_{V\_MED}$ , em  $kg/s$ ) pela razão de desempenho ( $PR$ , em  $m^3/kg$ ).

Valores de  $PR$  são encontrados na literatura com valores entre 8 – 9 (WADE, 2001; AL-MUTAZ, 1996; MAHESHWARI; AL-RAMADHAN; AL-ABDULHADI, 1995; LUDWIG, 2004).

A massa de vapor na entrada dos destiladores ( $\dot{m}_{V\_MSF}$  ou  $\dot{m}_{V\_MED}$ ) é calculada pelas Equações 5.22 e 5.24; é função da diferença de entalpia no recuperador de calor ( $h_{1\_HR\_MSF} - h_{2\_HR\_MSF}$  ou  $h_{1\_HR\_MED} - h_{2\_HR\_MED}$ , em  $kJ/kg$ ) e a eficiência do mesmo, bem como da diferença entálpica entre a entrada e saída da água do sistema ( $h_{1\_AP\_MSF}$

–  $h_{2\_AP\_MSF}$  ou  $h_{1\_AP\_MED} - h_{2\_AP\_MED}$ , em kJ/kg) e a vazão mássica de água potável produzida.

$$\text{AguaProd}_{MSF}^{(i)} = PR_{MSF} \dot{m}_{V\_MSF}^{(i)} \quad (5.21)$$

$$\dot{m}_{V\_MSF}^{(i)} (h_{1\_HR\_MSF} - h_{2\_HR\_MSF}) \eta_{HR\_MSF} = \text{AguaProd}_{MSF}^{(i)} (h_{1\_AP\_MSF} - h_{2\_AP\_MSF}) \quad (5.22)$$

$$\text{AguaProd}_{MED}^{(i)} = PR_{MED} \dot{m}_{V\_MED}^{(i)} \quad (5.23)$$

$$\dot{m}_{V\_MED}^{(i)} (h_{1\_HR\_MED} - h_{2\_HR\_MED}) \eta_{HR\_MED} = \text{AguaProd}_{MED}^{(i)} (h_{1\_AP\_MED} - h_{2\_AP\_MED}) \quad (5.24)$$

A Equação 5.25 segue os mesmos princípios da Equação 5.20, exposta anteriormente, mas para a osmose reversa acionada eletricamente (ROE).

$$\dot{W}_{ROE}^{(i)} = \text{AguaProd}_{ROE}^{(i)} PWR \quad (5.25)$$

#### 5.2.4 Setor 4

Este setor, visualizado pela Figura 5.6, refere-se à produtividade de energia elétrica provida pelas turbinas ou, de acordo com a necessidade da instalação, pela energia comprada da concessionária ( $E_{COMPRA}$ ).

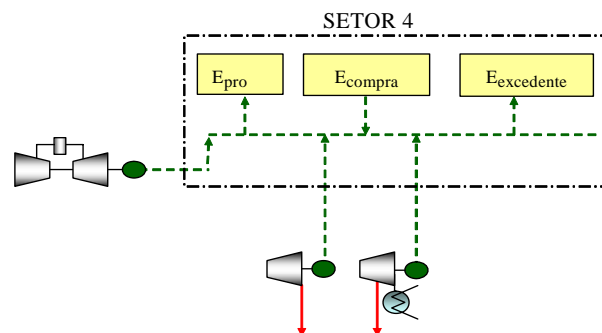




Figura 5.6 – Setor 4.

A potência gerada ( $\dot{W}_{ger}$ ) representa o somatório das potências geradas pelas diversas turbinas ( $\dot{W}_{e_{TG}}$ ,  $\dot{W}_{e_{TVCP}}$  e  $\dot{W}_{e_{TEC}}$ , em kW), dada pela Equação 5.26. Tal termo pode ser tratado como uma função da diferença entre a energia comprada ( $E_{COMPRA}$ , em kWh/ano) e a excedente ( $E_{EXCEDENTE}$ , em kWh/ano), pelo período de funcionamento da unidade ( $H$ , em h/ano), a fornecida pela osmose reversa acionada eletricamente ( $\dot{W}_{e_{ROE}}$ , em kW) e a energia necessária para a instalação ( $E_{PRO}$ , em kW), conforme a Equação 5.27.

$$\dot{W}_{ger}^{(i)} = \dot{W}_{e_{TG}}^{(i)} n_{cg}^{(i)} (Y_{NG\_TG}^{(i)} + Y_{BIG\_TG}^{(i)}) + \dot{W}_{e_{TVCP}}^{(i)} Y_{V\_TVCP}^{(i)} + \dot{W}_{e_{TEC}}^{(i)} Y_{VE\_TEC}^{(i)} \quad (5.26)$$

$$\dot{W}_{ger}^{(i)} + \frac{E_{COMPRA}^{(i)}}{H} = E_{PRO} + \dot{W}_{e_{ROE}}^{(i)} + \frac{E_{EXCEDENTE}^{(i)}}{H} \quad (5.27)$$

### 5.2.5 Setor 5

As equações presentes neste setor representam equações de restrição e indicam à quais condições encontram-se os diversos fluxos, custos e demais variáveis do sistema.

A Equação 5.28 assegura as variáveis de exclusividade do setor 1, a qual determina apenas a presença da turbina a gás, podendo ser alimentada pelo gás natural ( $Y_{NG\_TG}$ ) ou pela biomassa gaseificada ( $Y_{BIG\_TG}$ ), ou apenas o uso da caldeira, tendo como combustíveis possíveis a biomassa ( $Y_{BIO\_B}$ ) ou o óleo combustível ( $Y_{FO\_B}$ ).

$$Y_{NG\_TG}^{(i)} + Y_{BIG\_TG}^{(i)} + Y_{FO\_B}^{(i)} + Y_{BIO\_B}^{(i)} = 1 \quad (5.28)$$

Na Equação 5.29 determina-se que o vapor de processo sairá de apenas uma das duas turbinas a vapor presente, seja a de contrapressão pura, seja a de extração e condensação.

$$Y_{V\_TVCP}^{(i)} + Y_{VE\_TEC}^{(i)} = 1 \quad (5.29)$$

A Equação 5.30 sinaliza que a vazão mássica de vapor de processo (SPro, em kg/s) será conseqüência da vazão mássica proveniente da turbina a vapor de contrapressão ( $\dot{m}_{V\_BP}$ ) ou da turbina de extração e condensação ( $\dot{m}_{VE\_TEC}$ ).

$$\dot{m}_{VE\_TEC}^{(i)} Y_{VE\_TEC}^{(i)} + \dot{m}_{V\_BP}^{(i)} Y_{V\_TVCP}^{(i)} = SPro^{(i)} \quad (5.30)$$

A Equação 5.31 representa o balanço global de vazão mássica de vapor presente no sistema; as parcelas provenientes da caldeira de recuperação ( $\dot{m}_{V\_HRSG\_TG}$ ) e da caldeira convencional ( $\dot{m}_{V\_B}$ ) podem ser entregues à turbina de contrapressão ( $\dot{m}_{V\_TVCP}$ ), à turbina de extração e condensação ( $\dot{m}_{V\_TEC}$ ), à turbina de condensação ( $\dot{m}_{V\_TC}$ ) bem como aos destiladores MSF ( $\dot{m}_{V\_MSF}$ ) e MED ( $\dot{m}_{V\_MED}$ ).

$$\begin{aligned} \dot{m}_{V\_HRSG\_TG}^{(i)} Y_{comb\_TG}^{(i)} + \dot{m}_{V\_B}^{(i)} Y_{comb\_B}^{(i)} \\ = \dot{m}_{V\_TVCP}^{(i)} + \dot{m}_{V\_TEC}^{(i)} + \dot{m}_{V\_TC}^{(i)} + \dot{m}_{V\_MSF}^{(i)} + \dot{m}_{V\_MED}^{(i)} \end{aligned} \quad (5.31)$$

A vazão mássica de água requerida pela instalação (AguaTotal, em m<sup>3</sup>/s), representada na Equação 5.32, deve ser suprida seja pela água produzida pela osmose reversa acionada termicamente (AguaProd<sub>ROS</sub>, em m<sup>3</sup>/s) ou eletricamente (AguaProd<sub>ROE</sub>, em m<sup>3</sup>/s), seja pela unidade MSF (AguaProd<sub>MSF</sub>, em m<sup>3</sup>/s) ou pela unidade MED (AguaProd<sub>MED</sub>, em m<sup>3</sup>/s).

$$\begin{aligned} AguaProd_{ROS}^{(i)} Y_{ROS}^{(i)} + AguaProd_{MSF}^{(i)} Y_{MSF}^{(i)} + \\ AguaProd_{MED}^{(i)} Y_{MED}^{(i)} + AguaProd_{ROE}^{(i)} Y_{ROE}^{(i)} = AguaTotal \end{aligned} \quad (5.32)$$

A análise de custos indica que o custo total das tecnologias de dessalinização (cTOTAL<sub>DES</sub>, em US\$/ano), apresentada na Equação 5.33, será o somatório dos produtos dos custos pela vazão volumétrica dos respectivos custos de investimento

(CI), dado pela Tabela 5.2, pela vazão mássica produzida pelas unidades MSF, MED, ROS e ROE, sendo consideradas suas respectivas variáveis de exclusividade.

$$cTotal_{Des}^{(i)} = CI_{MSF} AguaProd_{MSF}^{(i)} Y_{MSF}^{(i)} + CI_{MED} AguaProd_{MED}^{(i)} Y_{MED}^{(i)} + CI_{ROS} AguaProd_{ROS}^{(i)} Y_{ROS}^{(i)} + CI_{ROE} AguaProd_{ROE}^{(i)} Y_{ROE}^{(i)} \quad (5.33)$$

Tabela 5.2 – Custos de investimento.

EQUIPAMENTO	CUSTO DE INVESTIMENTO <sup>(1)</sup>	UNIDADES
Turbinas a gás	335	US\$/kW
Turbinas de Contrapressão	601	US\$/kW
Turbinas de condensação e extração	403	US\$/kW
Turbinas de condensação	252	US\$/kW
Gaseificador	2.100 <sup>(2)</sup>	US\$/kW
MSF	1,090	US\$/m <sup>3</sup>
MED	0,910	US\$/m <sup>3</sup>
RO	0,754	US\$/m <sup>3</sup>

Fonte: <sup>(1)</sup> Gas Turbine World Handbook (2004); <sup>(2)</sup> Balestieri (2001).

A Equação 5.34 indica o custo de investimento da caldeira ( $CI_B$ , em US\$), em função da vazão mássica de combustível ( $\dot{m}_{comb\_B}$ , em kg/s) e pode ser encontrado em Balestieri (2001), sendo que as variáveis de exclusividade foram adaptadas, com um fator de custo da presença da biomassa, igual a 0,7576. A Equação 5.35 indica o custo total da caldeira convencional ( $cTotal_B$ , em US\$/ano), como uma função do custo de investimento e do fator de recuperação de capital (FRC, em ano<sup>-1</sup>), dado pela Equação 5.36. O fator de recuperação de capital é determinado com base no tempo “n” de retorno e da taxa de juros “j” aplicada. Os valores de “n” e “j” referem-se a um tempo de retorno de 15 anos a uma taxa de juros de 9,75% ao ano.

$$CI_B^{(i)} = 1.000.000 \left( 0,035 \dot{m}_{comb\_B}^{3,6+0,5} \right) \left( Y_{FO\_B} + \frac{Y_{BIO\_B}}{0,7576} \right) \quad (5.34)$$

$$cTotal_B^{(i)} = CI_B^{(i)} FRC \quad (5.35)$$

$$FRC = \frac{(1+j)^n j}{(1+j)^n - 1} \quad (5.36)$$

A Equação 5.37 traduz o custo de investimento da caldeira recuperadora de calor ( $CI_{HRSG}$ , US\$/kW) como sendo 35% do custo de investimento da turbina a gás ( $CI_{TG}$ ), dado pela Tabela 5.2; tal assunção é feita com base em levantamento realizado em Balestieri (2001).

$$CI_{HRSG}^{(i)} = 0,35CI_{TG}^{(i)} \quad (5.37)$$

A Equação 5.38 relaciona o custo total de investimento nas turbinas ( $cTOTAL_T$ , em US\$/ano) como o somatório da relação custo de investimento e potência gerada. No caso da turbina a gás, se o combustível usado for o gás natural, o custo de investimento será o da somas das parcelas turbina a gás/caldeira de recuperação, multiplicados por sua respectiva potência gerada e pelo número de conjuntos a gás. Se o combustível usado for biomassa gaseificada, deve-se levar em consideração o custo do gaseificador de biomassa. Assim:

$$cTotal_T^{(i)} = \left( \begin{array}{l} (CI_{TG} + CI_{HRSG}) \dot{W}e_{TG}^{(i)} n c g^{(i)} Y_{NG\_TG}^{(i)} \\ + CI_{TVCP} \dot{W}e_{TVCP} Y_{V\_TVCP}^{(i)} \\ + CI_{TEC} \dot{W}e_{TEC} Y_{VE\_TEC}^{(i)} \\ + CI_{TC} \dot{W}e_{TC} Y_{ROS}^{(i)} \\ + (CI_{GB} + CI_{HRSG}) \dot{W}e_{TG}^{(i)} n c g^{(i)} Y_{BIG\_TG}^{(i)} \end{array} \right) FRC \quad (5.38)$$

Fornecido pela Equação 5.39, o custo total da instalação ( $cTOTAL$ , em US\$/ano) será a soma dos custos das diversas tecnologias presentes na instalação proposta e determinado pelas Equações 5.33, 5.35 e 5.38.

$$cTotal^{(i)} = cTotal_T^{(i)} + cTotal_B^{(i)} + cTotal_{Des}^{(i)} \quad (5.39)$$

Outras equações dizem respeito à disponibilidade de recursos e limites operacionais dos equipamentos, como pode ser visto pelas equações a seguir. Na Equação 5.40 a 5.43 delimita-se a vazão mássica de combustíveis até 150 kg/s.

$$0 \leq \dot{m}_{NG\_TG} \leq 150 \quad (5.40)$$

$$0 \leq \dot{m}_{BIG\_TG} \leq 150 \quad (5.41)$$

$$0 \leq \dot{m}_{FO\_B} \leq 150 \quad (5.42)$$

$$0 \leq \dot{m}_{BIO\_B} \leq 150 \quad (5.43)$$

Nas Equações 5.44 e 5.45, apresentam-se os limites de vazão mássica de vapor produzido pela caldeira e pela caldeira de recuperação de calor.

$$0 \leq \dot{m}_{V\_B} \leq 50 \quad (5.44)$$

$$0 \leq \dot{m}_{V\_HRSG\_TG} \leq 30 \quad (5.45)$$

Finalmente, nas Equações 5.46 e 5.47 demonstram-se os limites de vazão mássica de vapor admitida na turbina de condensação e na extração da turbina de extração e condensação.

$$1 \leq \dot{m}_{V\_TC} \leq 5 \quad (5.46)$$

$$1 \leq \dot{m}_{VE\_TEC} \leq 5 \quad (5.47)$$

Os parâmetros de projeto adotados são apresentados pela Tabela 5.3. As produtividades de água, bem como a de vapor, serão abordadas mais adiante.

Tabela 5.3 – Parâmetros de projeto.

<b>VARIÁVEIS</b>	<b>DIMENSÃO</b>
PWR – osmose reversa (kWh/m <sup>3</sup> )	4
Potência de processo (kW)	5.000
Período de funcionamento (h/ano)	8.000

### 5.3 ESTUDO DE CASOS

Com todas as caracterizações anteriores efetuadas, bem como as análises de balanços de massa, de energia e demais equações pertinentes, se torna necessário analisar quais serão os pontos abordados para o caso a ser estudado, com vistas a sua respectiva otimização.

Assim, quatro casos foram analisados, considerando-se a disponibilidade das 56 turbinas anteriormente explicitadas e apresentadas na Tabela A1, bem como suas respectivas particularidades. Os quatro casos foram divididos em dois grupos.

No primeiro grupo estão os sistemas de duplo propósito, que terão uma unidade produtora de menor tamanho e, no segundo grupo, as unidades híbridas, apresentando uma maior produtividade, como será descrito mais à frente. A partir destas considerações, tais casos ficam dispostos da seguinte maneira:

Caso (1) – Sistema de duplo propósito, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 2.100 US\$/kW;

Caso (2) – Sistema de duplo propósito, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 4.000 US\$/kW;

Caso (3) – Sistema híbrido, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 2.100 US\$/kW;

Caso (4) – Sistema híbrido, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 4.000 US\$/kW.

Para a resolução do problema de otimização utilizou-se um *software* específico para este tipo de situação, denominado LINGO, e já apresentado anteriormente.

Os resultados obtidos para uma primeira análise podem ser vistas em Ferreira, Balestieri e Zanardi (2006), os quais apresentam uma análise considerando apenas 5 turbinas selecionadas, em uma escala diferente da abordada nesta tese.

### 5.3.1 Caso (1) – Sistema de duplo propósito

O sistema de duplo propósito é aquele no qual a unidade de dessalinização e cogeração trabalharão para a produção conjunta de água potável e eletricidade. Assim, para tal análise, estratégias devem ser traçadas de tal modo que norteiem o trabalho em questão.

Em se tratando de um sistema de duplo propósito restringe-se tal tecnologia de modo que somente uma das 4 possíveis unidades de dessalinização seja permitida participar do processo. Tal restrição é efetuada pela presença da Equação 5.48, na qual as variáveis de exclusividade eliminem as tecnologias que apresentem valores para  $Y = 0$ .

$$Y_{MSF}^{(i)} + Y_{MED}^{(i)} + Y_{ROS}^{(i)} + Y_{ROE}^{(i)} = 1 \quad (5.48)$$

Desta forma, caso  $Y_{ROE}$  apresente valor 1, garante-se que apenas as equações que apresentem  $Y_{ROE}$  participarão dos balanços e demais equacionamentos. As demais equações que apresentem  $Y_{MSF}$ ,  $Y_{MED}$  e  $Y_{ROS}$  serão desconsideradas e tomadas como de valor nulo. Neste ponto, torna-se claro que a ausência de uma ou outra equação afetará o número de variáveis e restrições do problema, aumentando ou diminuindo o esforço computacional.

Para esta primeira análise, além de se considerar o sistema de duplo propósito, considerou-se, também, o custo de investimento do gaseificador de biomassa de 2.100 US\$/kW. Tal valor é apresentado por Balestieri (2001) como um valor de perspectiva para um futuro próximo, uma vez consolidados os esforços para o desenvolvimento

pleno dessa tecnologia, para o uso de tal combustível. De acordo com Lora, Andrade e Aradas (2004), embora tal tecnologia ainda se encontre na fase de desenvolvimento, projetam-se valores entre 3000-4000 US\$/kW, sendo aqui assumido este último valor.

Como exposto em Ferreira, Balestieri e Zanardi (2006), quando da análise do modelo para apenas 5 turbinas selecionadas, existem regiões de ótimos locais no modelo, característica própria de modelos baseados em programação não-linear. Devido à alta não-linearidade do problema, as faixas de valores dos custos de investimentos dos gaseificadores ora eram de interesse, ora não. Este ponto não foi abordado, pois para determinar quais pontos seriam atraentes para o uso do gaseificador seria necessário um alto esforço, modificando seu valor para cada turbina, uma a uma. Fez-se, então, a análise pelos valores aqui assumidos, nos itens (a) à (d), que se refere aos valores do custo de investimento do gaseificador.

Outro fator a se considerar remete à necessidade produtiva da instalação. Para este caso inicial, a demanda de água será de 10.000 m<sup>3</sup>/dia e uma carga de vapor da ordem de 400.000 kg/dia.

Tal demanda de água foi decidida em função da análise da necessidade de água da cidade litorânea de Ubatuba, no litoral norte do estado de São Paulo. De acordo com contatos realizados com a empresa de abastecimento de água local, SABESP, através de seu gerente local, Kuncевичius (2005), foram coletados valores referentes ao abastecimento de água dessa cidade no período de 2000 a 2004, inclusive. Os valores referentes a tal demanda podem ser vistos pela Tabela 5.4 e pela Figura 5.7.

De posse destes dados, pode-se calcular, aproximadamente, a necessidade de entrega de água diária à população. A faixa de produtividade foi estabelecida na ordem de 10.000 m<sup>3</sup>/dia, a partir do consumo médio calculado durante os períodos da Tabela 5.4. Embora este valor não seja suficiente para abastecer completamente a necessidade da cidade, diminui a pressão por abastecimento, principalmente na época de temporada, quando se aumenta consideravelmente a demanda.



Tabela 5.4 – Consumo mensal medido de água (m<sup>3</sup>) da cidade de Ubatuba.

Meses	2000	2001	2002	2003	2004
Jan	550.228	584.653	547.304	639.039	634.079
Fev	536.814	639.204	623.384	604.685	546.343
Mar	473.563	546.256	535.328	538.154	499.154
Abr	405.166	397.341	409.460	340.997	361.393
Mai	382.981	435.541	395.237	415.096	348.678
Jun	332.639	332.785	363.491	322.791	307.359
Jul	339.723	321.687	324.781	361.855	307.283
Ago	298.562	327.015	347.650	344.227	320.625
Set	306.301	333.806	340.402	309.944	350.581
Out	365.817	328.257	343.269	329.666	367.042
Nov	393.589	366.801	425.472	363.301	394.822
Dez	398.603	374.482	410.396	380.020	368.675

Fonte: Kuncevicus (2005)

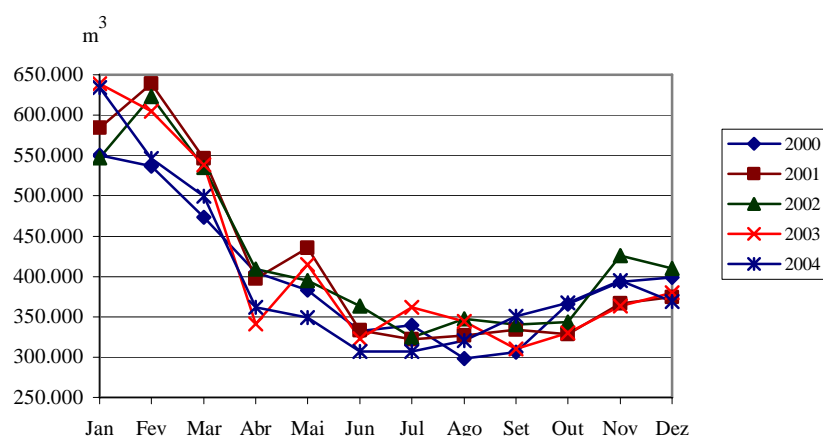


Figura 5.7 – Consumo mensal de água de Ubatuba – Período 2000 – 2004.

Fonte: Kuncevicus (2005)

Em todas as análises efetuadas, o uso da caldeira convencional não foi contemplado. Isto ocorre porque, nesta análise, a caldeira gerará somente vapor superaquecido, ao passo que o conjunto a gás gera tanto vapor, quanto energia mecânica, o que caracteriza o ciclo de cogeração. Portanto, a escolha de um sistema que possa gerar 2 produtos de interesse torna muito mais viável sua aplicabilidade, em detrimento àquele que só gera um produto de interesse.

Associado à pesquisa de demanda de água consumida em Ubatuba, realizou-se também a pesquisa de demanda elétrica de Ubatuba, obtida através da concessionária

local, a Elektro – Eletricidade e Serviços S.A, por meio de seu coordenador de planejamento de mercado, Semolini (2005), através de comunicação pessoal. Assim, o mesmo período de distribuição de água pela companhia de saneamento foi pesquisado para a concessionária de energia, cujos valores estão dispostos na Tabela 5.5 e na Figura 5.8.

Tabela 5.5 – Demanda de eletricidade de Ubatuba, em MWh.

Meses	2000	2001	2002	2003	2004
Jan	12.703	14.664	11.792	14.258	14.480
Fev	13.685	14.704	12.495	13.253	13.594
Mar	11.911	13.618	10.055	12.260	11.305
Abr	10.583	10.888	9.737	9.716	10.584
Mai	10.402	11.032	8.715	10.022	9.773
Jun	8.807	8.102	8.207	8.627	9.004
Jul	9.212	6.752	8.242	8.935	8.888
Ago	8.986	6.603	8.336	8.996	9.085
Set	9.505	6.740	8.234	8.155	9.282
Out	9.596	6.467	8.226	8.954	9.685
Nov	10.911	7.481	9.482	9.587	10.406
Dez	10.083	7.357	9.730	9.801	9.946
<b>Total</b>	<b>126.385</b>	<b>114.407</b>	<b>113.252</b>	<b>122.563</b>	<b>126.032</b>

Fonte: Semolini (2005)

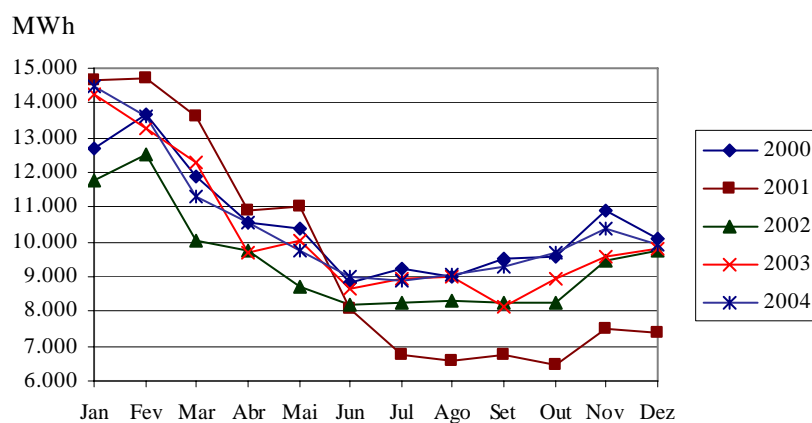


Figura 5.8 – Demanda elétrica de Ubatuba

Fonte: Semolini (2005)

### 5.3.2 Caso (2) – Sistema de duplo propósito, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 4.000 US\$/kW

Este caso assemelha-se em todos os pontos ao caso anterior, com exceção do custo da gaseificador de biomassa, na ordem de 4.000 US\$/kW.

### 5.3.3 Caso (3) – Sistema híbrido, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 2100 US\$/kW

O sistema híbrido, aqui descrito, contará com duas unidades de dessalinização, a fim de oferecer uma maior eficiência ao ciclo. Na modelagem proposta, a diferenciação resume-se pela mudança da Equação 5.48, sendo desmembrada em duas outras, representadas pelas Equações 5.49 e 5.50.

$$Y_{ROS}^{(i)} + Y_{ROE}^{(i)} = 1 \quad (5.49)$$

$$Y_{MSF}^{(i)} + Y_{MED}^{(i)} = 1 \quad (5.50)$$

Assim, caracteriza-se a presença do sistema híbrido, com uma unidade de dessalinização por membrana e outra por destilação.

Inicialmente, havia-se pensado em tratar diretamente com a Equação 5.48, mas tornando-a igual a 2. Isto poderia gerar um erro conceitual, haja vista a possibilidade de ocorrência dos dois tipos de osmose, o que não caracteriza o sistema híbrido.

Em termos produtivos, aumentou-se a necessidade de água e de vapor, de tal modo que permitisse a existência do sistema híbrido praticamente. Uma produtividade de 10.000 m<sup>3</sup>/dia, como exemplificado nos casos anteriores, não se torna viável para um sistema híbrido. Assim, utilizou-se uma demanda por água na ordem de 100.000 m<sup>3</sup>/dia e de vapor de 600.000 kg/dia.

O custo do gaseificador de biomassa segue o mesmo conceito adotado para o caso (1).

#### **5.3.4 Caso (4) – Sistema híbrido, com custo de investimento do gaseificador de biomassa de 4.000 US\$/kW**

Esta análise é similar em relação ao caso (3), mas com o custo do gaseificador adotado como idêntico àquele do caso (2).

## 6 RESULTADOS

### 6.1 ANÁLISES DOS RESULTADOS OBTIDOS

Deve-se observar que embora 56 turbinas tenham sido pré-selecionadas, de acordo com a faixa de potência anteriormente descrita, para fazerem parte do conjunto de valores do modelo de otimização, nem todas geravam resultados viáveis para as otimizações propostas, ocasionando sua exclusão daquele caso analisado.

Além da ausência da caldeira convencional, em todos os processos de otimização gerados, podem ser percebidas tendências com relação a uma maior frequência de tecnologias presentes após a análise de otimização.

De modo geral, pode-se elaborar um quadro de comportamento dos casos analisados, apresentando-se as possíveis tendências de cada grupo de variáveis, como detalhado nas tabelas a seguir, para os diferentes casos.

Nas figuras e tabelas a seguir, o termo  $Y$  representa a variável Booleana de existência da tecnologia, marcada como índice, quando seu valor é assumido como 1.

A Tabela 6.1, para o caso 1, mostra que apenas 3 configurações de tecnologia estiveram disponíveis. Em 87% dos casos houve a combinação biomassa gaseificada, turbina a vapor de extração e condensação e osmose reversa acionada eletricamente. Proporções menores ocorrem com a ocorrência da unidade MED (5%) e com o uso de gás natural (8%), ao invés da biomassa gaseificada. Na Figura 6.1 é apresentada a configuração predominante para o caso 1.

Tabela 6.1 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 1.

CONFIGURAÇÃO	OCORRÊNCIAS
$Y_{BIG} + Y_{VE\_TVE} + Y_{ROE}$	33
$Y_{BIG} + Y_{VE\_TVE} + Y_{MED}$	2
$Y_{NG} + Y_{VE\_TVE} + Y_{ROE}$	3

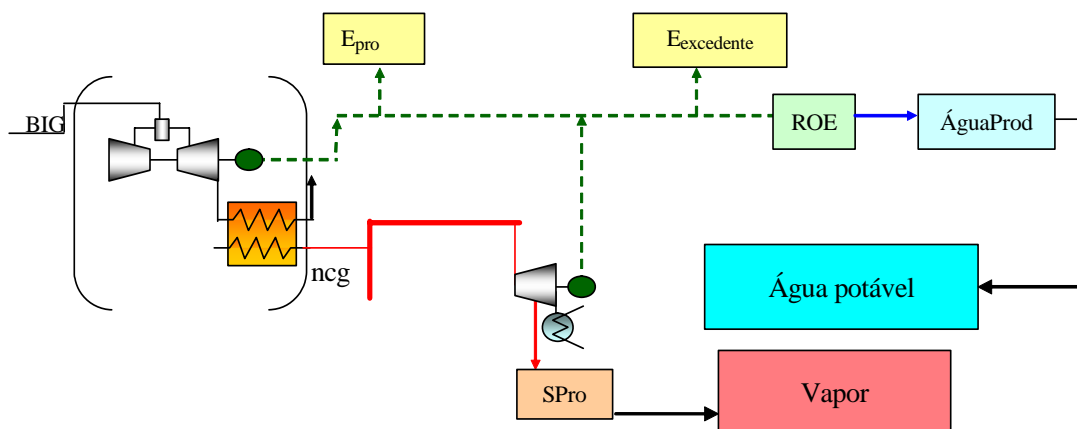


Figura 6.1 – Instalação de duplo propósito predominante para o Caso 1.

A Tabela 6.2, para o caso 2, demonstra que só 2 configurações de tecnologia foram abordadas, sendo que em apenas uma única situação houve a presença do destilador turbina de contrapressão. Em todas as outras situações, a presença da turbina de extração e condensação foi muito mais pronunciada. Na Figura 6.2 é apresentada a proporção de ocorrência entre os diversos tipos de instalações possíveis para os casos 1 e 2. Na Figura 6.3 é apresentada a configuração predominante para o caso 2.

Tabela 6.2 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 2.

CONFIGURAÇÃO	OCORRÊNCIAS
$Y_{NG} + Y_{VE\_TVE} + Y_{ROE}$	40
$Y_{NG} + Y_{VE\_TVE} + Y_{MED}$	1

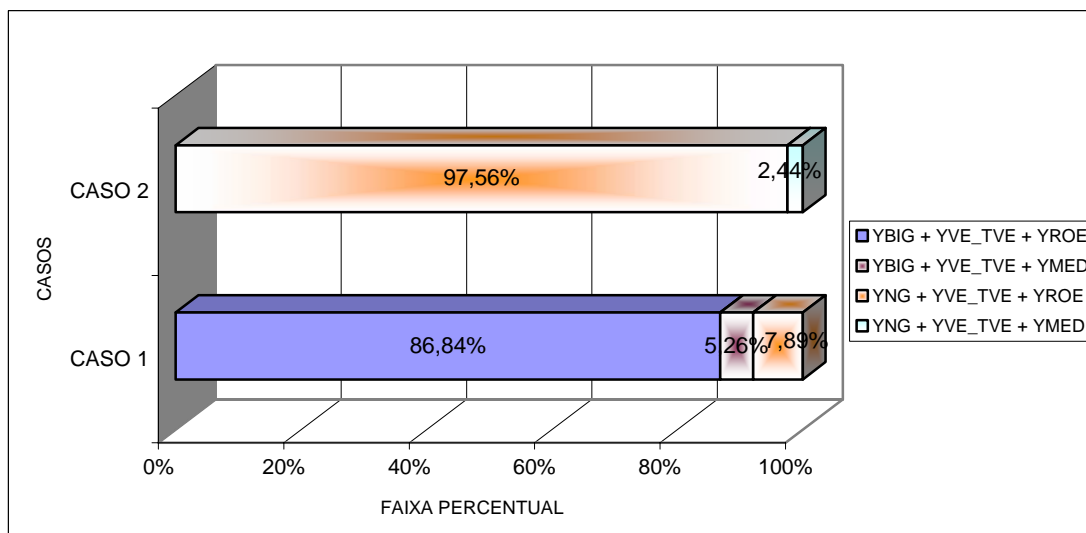


Figura 6.2 – Distribuição de ocorrência de configurações dos Casos 1 e 2.

A Tabela 6.3, para o caso 3, apresenta uma maior variedade de configurações de tecnologia que foram elaboradas, para a situação do sistema híbrido. Para estas 5 configurações, há uma maior ocorrência do uso do gás natural associado à turbina a vapor de contrapressão, a osmose reversa acionada termicamente e ao destilador MED. Para as demais configurações há certo equilíbrio na distribuição de tais tecnologias, com maior tendência de uso da tecnologia ROS, bem como ao uso do gás natural. Na Figura 6.4 é apresentada a configuração predominante para o caso 3.

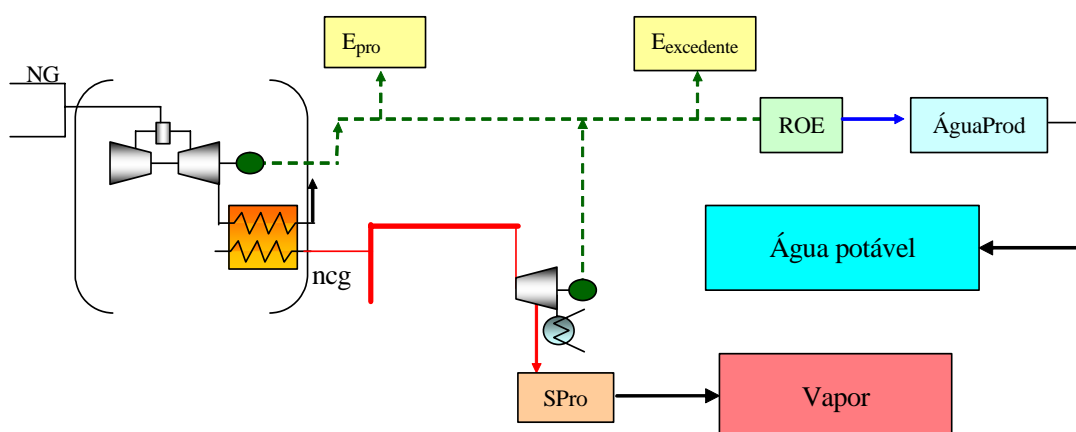


Figura 6.3 – Instalação de duplo propósito predominante para o Caso 2.

Tabela 6.3 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 3.

CONFIGURAÇÃO	OCORRÊNCIAS
$Y_{NG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MSF}$	5
$Y_{BIG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MED}$	1
$Y_{NG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MED}$	11
$Y_{BIG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MSF}$	4
$Y_{NG} + Y_{TVCP} + Y_{ROE} + Y_{MED}$	1

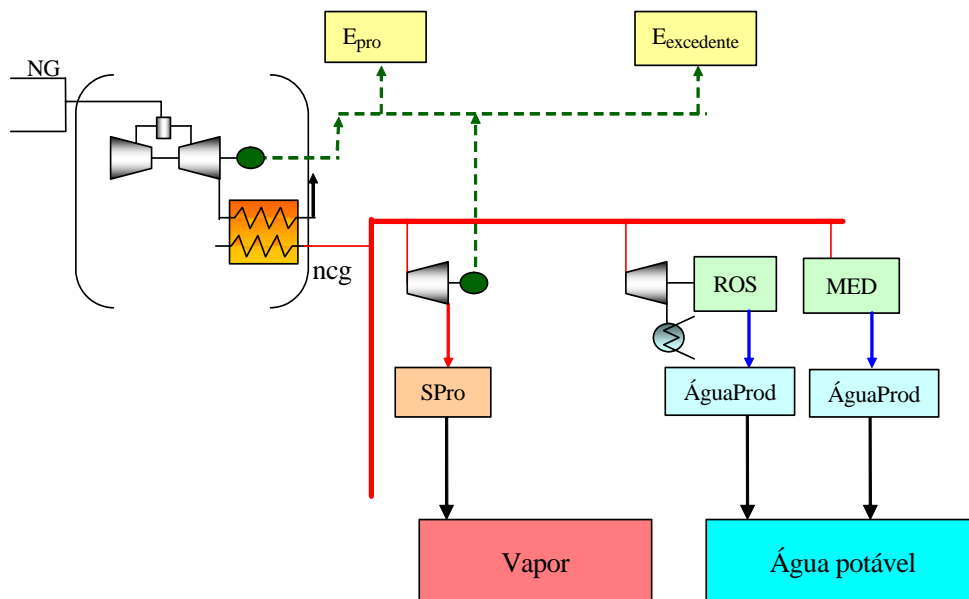


Figura 6.4 – Instalação híbrida predominante para o Caso 3.

A Tabela 6.4, para o caso 4, quando analisado o uso do gás natural, há uma possibilidade de uso em diversas situações, com maior ênfase para o uso da osmose reversa acionada termicamente, seja com a destilação MSF, seja com a MED. A Figura 6.5 demonstra a distribuição de ocorrência de configurações disponíveis para os casos 3 e 4. Na Figura 6.6 é apresentada a configuração predominante para o sistema híbrido presente no caso 4.

Tabela 6.4 – Tipo de configurações possíveis para o Caso 4.

CONFIGURAÇÃO	OCORRÊNCIAS
$Y_{NG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MED}$	13
$Y_{NG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MSF}$	5
$Y_{NG} + Y_{TVCP} + Y_{ROE} + Y_{MSF}$	1
$Y_{BIG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MED}$	1
$Y_{BIG} + Y_{TVCP} + Y_{ROS} + Y_{MSF}$	1



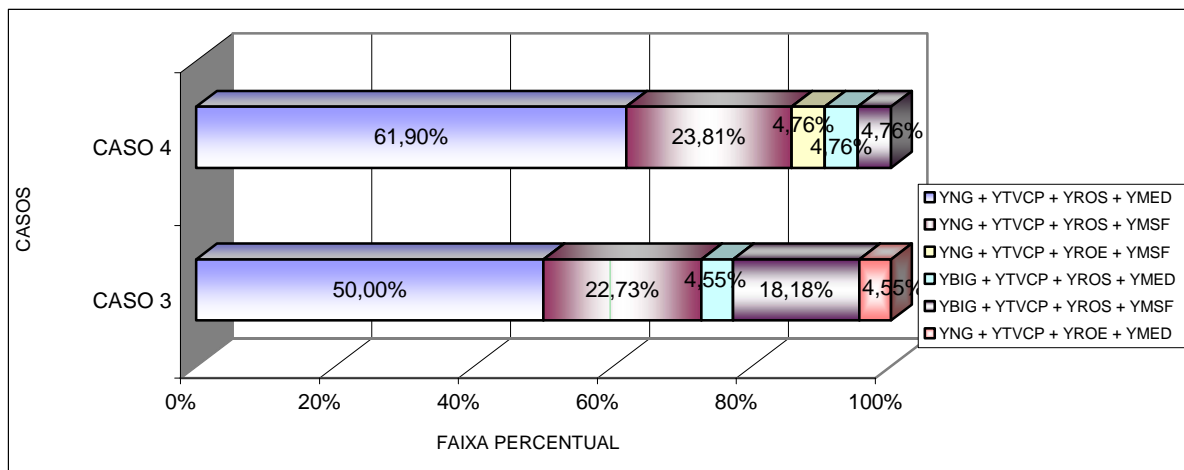


Figura 6.5 – Distribuição de ocorrência de configurações para os Casos 3 e 4.

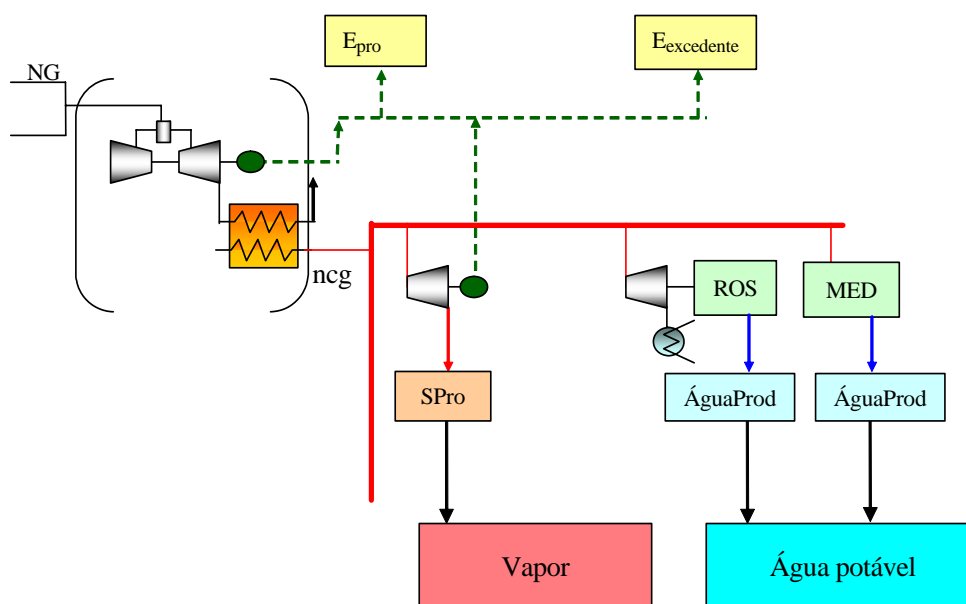


Figura 6.6 – Instalação híbrida predominante para o Caso 4.

Tabulando-se, e analisando-se os resultados obtidos, é possível constatar os aspectos a seguir abordados. Deve-se observar que, quando for denominado o termo turbinas, este quer dizer o número total de turbinas que geraram este resultado, e não a ordem em que as turbinas aparecem dispostas nas Tabelas A1, B1 a B6, C1 a C6, D1 a D6, E1 a E6 e F1 a F6.

- a- Potência da turbina a gás – em relação às potências de eixo geradas pelas turbinas a gás, para os casos 1 e 2, a grande maioria encontra-se nas faixas acima de 32 MW, e para os casos 3 e 4, tais faixas de potência apresentam-se com uma

distribuição um pouco mais uniforme, conforme pode ser visto pelos valores presentes na Tabela 6.5.

Tabela 6.5 – Faixa de potência gerada pelas turbinas a gás.

<b>POTÊNCIA GERADA PELAS TG</b>					
<b>We (MW)</b>	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>	<b>We (MW)</b>	<b>CASO 3</b>	<b>CASO 4</b>
23 - 25,9	3	3	14,0 - 16,9	4	4
26 - 28,9	1	2	17,0 - 19,9	2	4
29 - 31,9	2	1	20,0 - 22,9	10	6
32 - 34,9	8	9	23,0 - 26,9	4	5
35 - 37,9	6	10	27,0 - 29,9	0	1
≥ 38,0	18	16	≥ 30,0	1	1

- b- Conjuntos a gás utilizados – para os casos 1 e 2, em torno de 58% das situações o número de conjuntos a gás utilizado nas instalações de duplo propósito esteve na faixa de 3 a 5, conforme apresentado na Tabela 6.6. Na mesma tabela, verifica-se que para os casos 3 e 4, em torno de 95% das situações são utilizados na faixa de 2 a 5 turbinas a gás. Na Figura 6.7, apresenta-se a distribuição percentual do número de turbinas que são selecionadas para cada caso.

Tabela 6.6 – Número de conjuntos a gás em uso.

<b>CONJUNTOS A GÁS</b>	<b>OCORRÊNCIAS</b>			
	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>	<b>CASO 3</b>	<b>CASO 4</b>
1	-	-	-	-
2	-	-	1	3
3	10	10	7	6
4	8	8	10	7
5	4	6	3	4
6	4	4	-	-
7	6	7	1	1
8	4	4	-	-
9	2	1	-	-
≥10	-	1	-	-

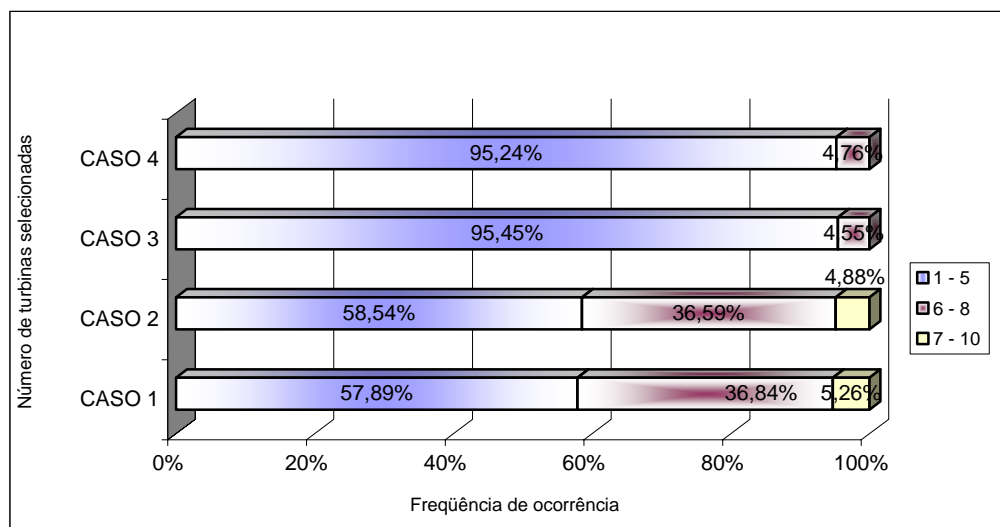


Figura 6.7 – Distribuição do número de turbinas.

- c- Eficiência dos conjuntos a gás – a eficiência dos conjuntos a gás mostrou-se boa, para os 4 casos analisados, sendo que em torno de 40% - 50% dos modelos apresentam eficiência acima de 30%, cujos valores são apresentados na Tabela 6.7. Esta eficiência não está, necessariamente, vinculada à presença do gás natural ou da biomassa gaseificada, exclusivamente, bem como do número de conjuntos a gás empregados. É apresentada na Figura 6.8, a distribuição percentual das faixas de eficiências para os casos analisados.

Tabela 6.7 – Distribuição da eficiência dos conjuntos a gás.

Faixa de eficiência das turbinas				
$\eta$	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
22,0 - 24,9	2	2	0	1
25,0 - 27,9	4	6	4	4
28,0 - 30,9	14	15	9	5
31,0 - 33,9	10	12	7	7
$\geq 34,0$	8	6	2	4

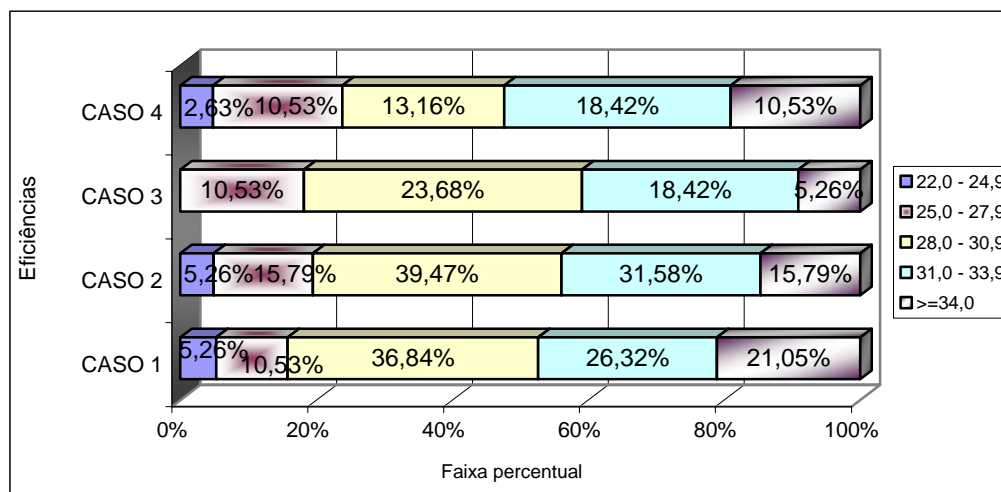


Figura 6.8 – Distribuição das faixas de eficiências.

d- Potência elétrica total gerada – a potência elétrica total gerada na instalação tem, para os casos 1 e 2, em torno de 82% das situações analisadas, potências acima de 52 MW e para os casos 3 e 4, acima de 19 MW, 72% das situações são responsáveis por esta demanda, como pode ser visto na Tabela 6.8. A Figura 6.9 apresenta a distribuição percentual das faixas de potência total gerada.

Tabela 6.8 – Distribuição da potência total gerada.

Potência Gerada (MW)					
Faixas	Turbinas		Faixas	Turbinas	
	Caso 1	Caso 2		Caso 3	Caso 4
32,0 - 41,9	7	7	14,0 - 18,9	6	6
42,0 - 51,9	22	24	19,0 - 23,9	10	8
52,0 - 61,9	7	7	24,0 - 28,9	5	6
62,0 - 72,0	2	3	29,0 - 33,9	1	1

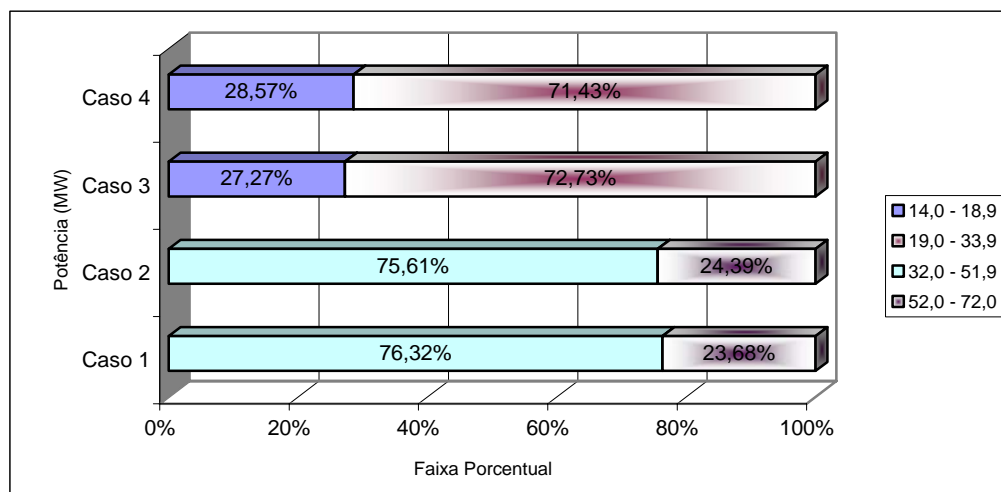


Figura 6.9 – Distribuição das faixas de potência total gerada.

- e- Potência da turbina a vapor de extração e condensação – neste quesito houve uma variabilidade quanto ao uso da turbina a vapor de contrapressão ou de condensação e extração. Para os casos 1 e 2, representados na Tabela 6.9, há a exigência da turbina de extração e condensação, exclusivamente. Para os casos 3 e 4, nenhuma turbina a vapor de extração e condensação foi utilizada, mas somente a de contrapressão, com potência gerada de 1365 kW.

Tabela 6.9 – Distribuição de potências nas turbinas de extração e condensação.

<b>We (MW)</b>	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>
9,0 - 9,9	19	20
10,0 - 10,9	12	12
11,0 - 11,9	3	4
≥ 12,0	4	5

- f- Excedente energético – o excedente energético, para venda à concessionária local ou consumo próprio, situa-se na faixa de 21 a 529 MWh/ano, dependendo do caso analisado. Nos casos 1 e 2, em torno de 73% das situações apresenta potência gerada acima de 300 MWh/ano, como pode ser visto na Tabela 6.10. Para os casos 3 e 4, em torno de 86% e 76% das situações, respectivamente, apresentam

potência gerada entre 100 – 200 MWh/ano. A Figura 6.10 apresenta a distribuição percentual das faixas de excedentes energéticos para os diferentes casos.

Tabela 6.10 – Distribuição da geração de excedente energético.

<b>EXCEDENTE ENERGÉTICO (MWh/ano)</b>	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>	<b>CASO 3</b>	<b>CASO 4</b>
≤ 100	0	0	2	4
101 - 200	0	0	19	16
201 - 300	10	11	1	1
301 - 400	24	25	0	0
> 400	4	5	0	0

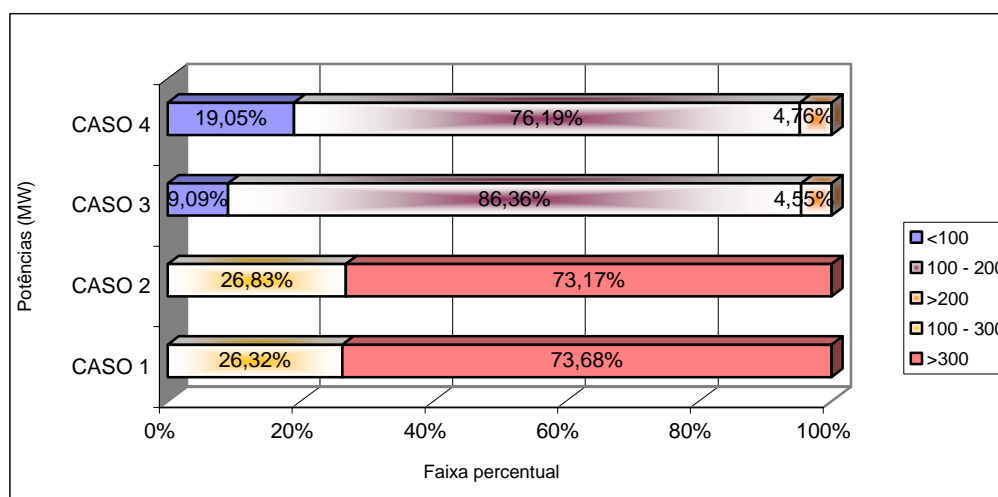


Figura 6.10 – Distribuição das faixas de potências.

- g- Turbinas a gás – uma análise do comportamento das turbinas a gás, perante a presença de biomassa gaseificada ou gás natural, pode ser vista nas Tabela 6.11 e 6.12. Na primeira, mostra-se a situação para os casos 1 e 2, as quais são instalações de duplo propósito e, na segunda, os casos 3 e 4, que demonstram instalações híbridas. Deste modo, pode-se perceber as faixas de operabilidade de tais turbinas, de acordo com a vazão mássica de combustível admitido na turbina.

Tabela 6.11 – Vazão mássica de combustível para os casos 1 e 2.

<b>VAZÃO MÁSSICA (kg/s)</b>	<b>BIG</b>		<b>VAZÃO MÁSSICA (kg/s)</b>	<b>NG</b>	
	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>		<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>
≤ 6	9	0	≤ 1,8	0	2
6-6,4	11	0	1,8-2,2	3	29
6,5-6,9	6	0	2,3-2,7	0	7
≥ 7	9	0	≥ 2,8	0	3

Tabela 6.12 – Vazão mássica de combustível para os casos 3 e 4.

<b>VAZÃO MÁSSICA (kg/s)</b>	<b>BIG</b>		<b>VAZÃO MÁSSICA (kg/s)</b>	<b>NG</b>	
	<b>CASO 3</b>	<b>CASO 4</b>		<b>CASO 3</b>	<b>CASO 4</b>
< 1	17	19	< 0,5	5	2
1-1,9	0	0	0,5-0,9	3	2
2-2,9	0	0	1,0-1,4	13	16
≥ 3	5	2	≥ 1,5	1	1

h- Função objetivo – a função objetivo atinge seu mínimo valor com custos variando entre 12 a 46.10<sup>6</sup> US\$/ano, de acordo com o caso estudado. As faixas de funções objetivos obtidas por situação analisada são mostradas na Tabela 6.13.

Tabela 6.13 – Função objetivo.

<b>F.O.</b>	<b>CASO 1</b>	<b>CASO 2</b>	<b>F.O.</b>	<b>CASO 3</b>	<b>CASO 4</b>
12 - 13,9	15	2	36 - 38,9	12	11
14 - 15,9	18	25	39 - 41,9	1	3
16 - 17,9	4	11	42 - 44,9	9	6
≥18	1	3	≥45	0	1

F.O. – função objetivo – em 10<sup>6</sup> US\$/ano.

i- Biomassa gaseificada – deve ser levado em conta que o uso da biomassa gaseificada como combustível está vinculado à implementação dos gaseificadores. Seu alto custo, seja por valores de projeção ou não, não impediu seu uso em boa parte dos casos analisados. Mas, diferentemente do exposto em Ferreira, Balestieri e Zanardi (2006), não são analisadas as flutuações de faixas de investimento que podem ocorrer quando se diminui, em uma análise de perspectiva, o custo de investimento do gaseificador, para diversas faixas de custos. Assim sendo, trabalhou-se com os valores previamente citados.

Após as análises anteriormente realizadas, o escopo inicial era o da otimização de uma instalação que pudesse tanto gerar vapor quanto produzir água potável e, se possível, gerar eletricidade.

A instalação de duplo propósito inicialmente proposta, vista na Figura 4.1, adquiriu as características finais às apresentadas nas Figuras 6.1, 6.3, 6.4 e 6.6, considerando que somente estão ilustradas as instalações que aparecem com maior frequência em cada caso.

Sob o ponto de vista da otimização, é interessante identificar qual turbina a gás resulta no melhor custo total otimizado e de quanto seria este valor, para cada um dos 4 casos.

Para o caso 1, a função objetivo alcança o valor de 12.050.570,00 US\$/ano, quando a turbina Kawasaki Heavy Industries, modelo MIT-13D, é selecionada. Juntamente a esta turbina, são selecionadas as variáveis Booleanas que remetem ao uso da biomassa gaseificada na turbina, da turbina de extração e condensação e da osmose reversa acionada eletricamente. Tal instalação pode ser visualizada pela Figura 6.11, que apresenta a melhor configuração otimizada obtida para o Caso 1.

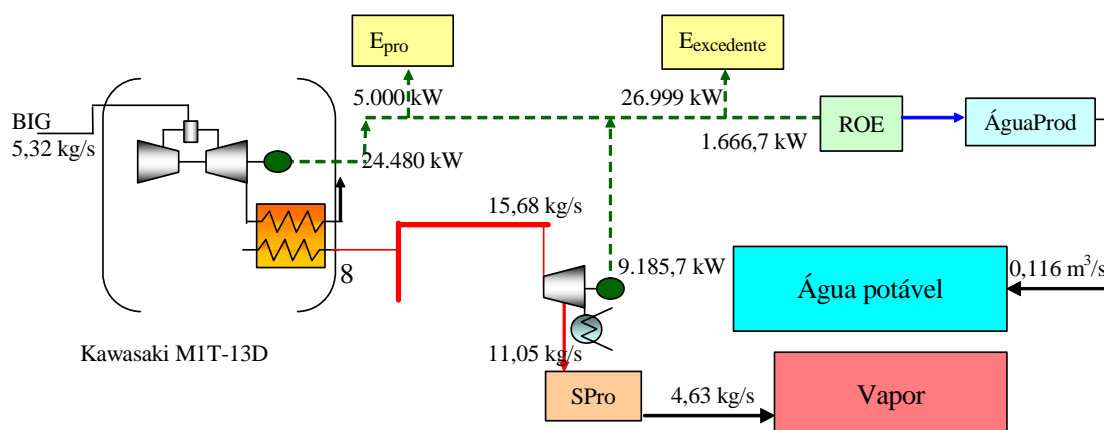


Figura 6.11 – Configuração otimizada para o Caso 1.

Para o caso 2, a função objetivo tem seu valor bem próximo ao primeiro caso, sendo de 12.914.420,00 US\$/ano, quando a turbina Rolls-Royce, modelo 501-KH5 é selecionada. Diferente do ótimo do caso anterior, neste caso, quando da seleção das variáveis Booleanas, o combustível utilizado é o gás natural, o qual está associado à



turbina de extração e condensação e à osmose reversa acionada eletricamente. A Figura 6.12, a exemplo da anterior, demonstra qual a melhor configuração otimizada obtida para o Caso 2.

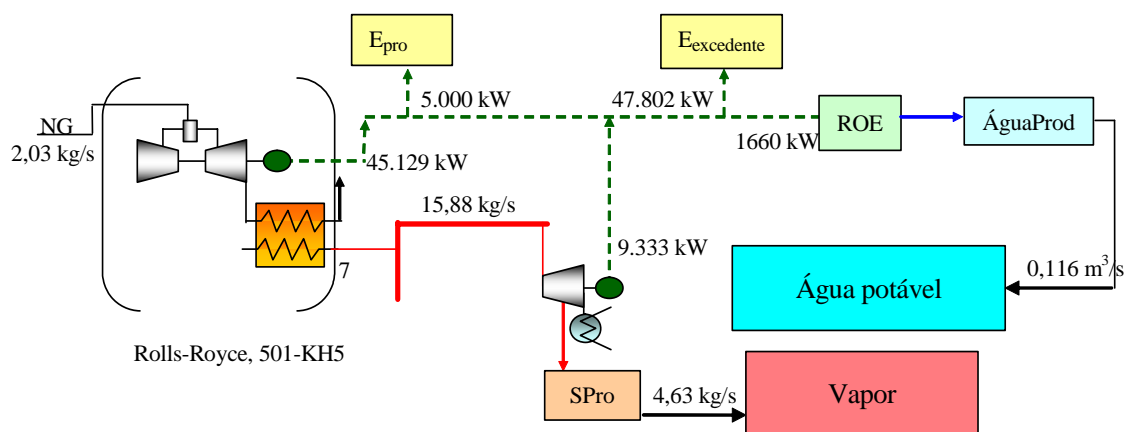


Figura 6.12 – Configuração otimizada para o Caso 2.

Para o caso 3, a função objetivo atinge o valor de 36.616.180,00 US\$/ano, para o uso da turbina Solar Turbines Incorporated, modelo Centaur 40. O combustível por ela utilizado é a gás natural, e as variáveis Booleanas selecionadas são as referidas ao uso da turbina a vapor de contrapressão e da osmose reversa acionada eletricamente com o destilador MED, cujos valores de vazões e potências para a melhor configuração otimizada obtida pode ser visualizada pela Figura 6.13.

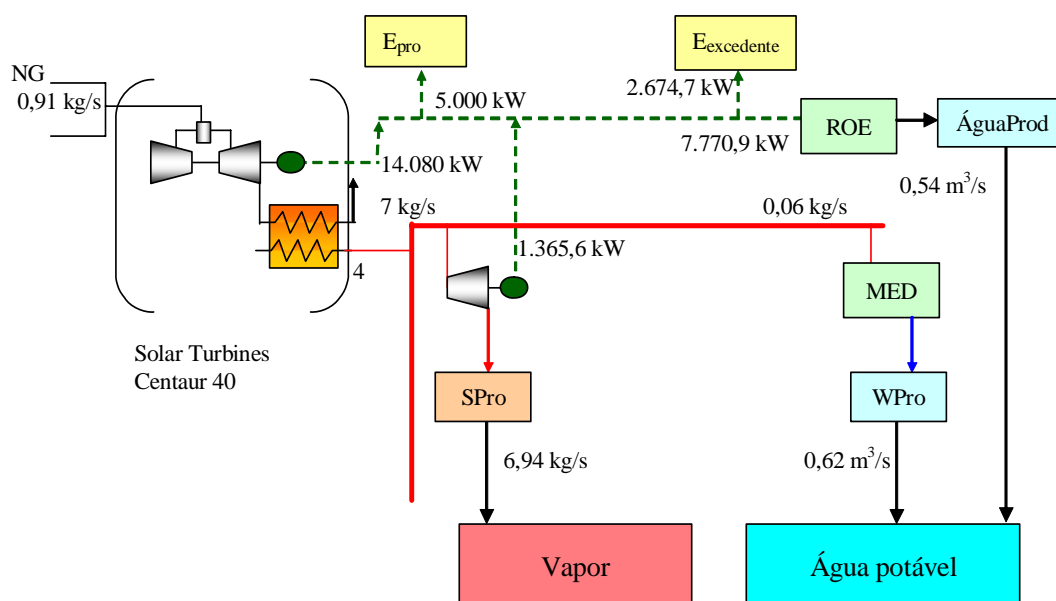


Figura 6.13 – Configuração otimizada para o Caso 3.

Para o caso 4, a função objetivo apresenta o valor de 37.145.340,00 US\$/ano, referente à turbina Rolls-Royce, modelo 501-KB5S. O combustível utilizado é o gás natural e as tecnologias selecionadas são a turbina a vapor de contrapressão, a osmose reversa acionada termicamente e o destilador MED. Na Figura 6.14 apresenta-se a melhor configuração otimizada da instalação obtida para o Caso 4.

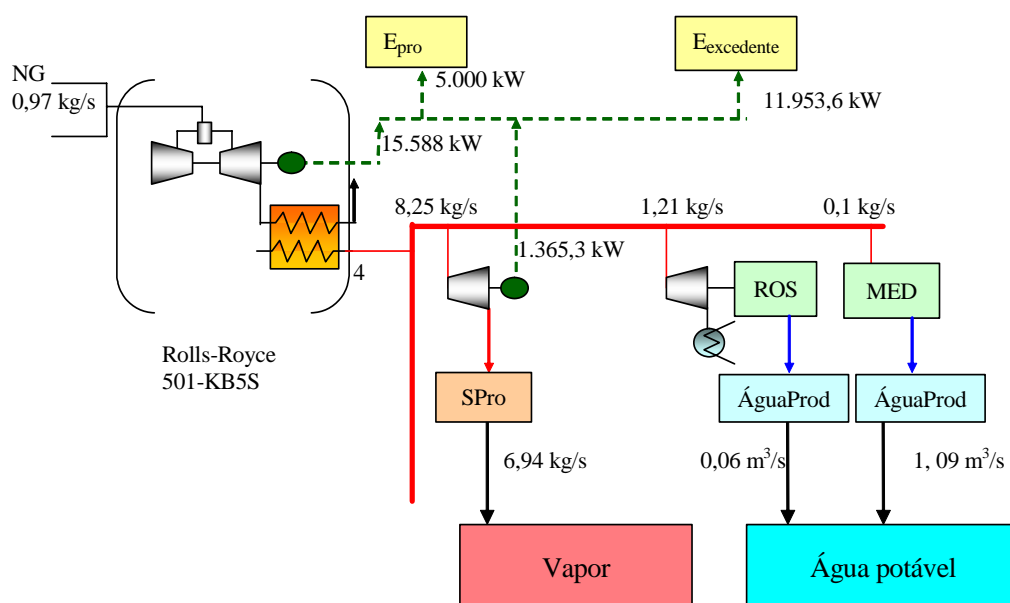


Figura 6.14 – Configuração otimizada para o Caso 4.

Uma análise a partir dos resultados obtidos, quando dos valores tabulados, é a que diz respeito de uma instalação de duplo propósito a partir de uma instalação de cogeração ou de dessalinização já existentes.

Supondo que já exista uma unidade de osmose reversa pré-instalada, poder-se-ia investir no acoplamento de um conjunto a gás conforme as necessidades do produtor. Por exemplo, para as turbinas analisadas, e conforme a necessidade energética da osmose tem-se uma ampla faixa de turbinas disponíveis e suas respectivas potências geradas, conforme a Tabela 6.5. Em se visualizando os excedentes energéticos, apresentados na Tabela 6.10, a faixa energética é ampla e possível de ser trabalhada com maior ou menor flexibilidade na escolha de turbinas, dependendo do caso. Com uma escolha baseada em instalação pré-existente, a função de minimização passa a ser prejudicada pois as turbinas empregadas, combustíveis e dessalinizadores podem não figurar entre os melhores resultados obtidos, mas trarão uma melhor opção à unidade geradora de energia, pois terá um novo produto de interesse comercial: a água potável.

Na Tabela A1 é apresentado o conjunto de valores das turbinas a gás que foram utilizados para a análise de otimização. Buscou-se, como parâmetro de projeto, a escolha de turbinas que fossem geradoras de eletricidade e que o combustível a ser admitido na câmara de combustão fosse do tipo gasoso. Outro parâmetro de decisão foi relativo à potência gerada pela turbina, sendo estipulada uma faixa de valores entre 3 e 20 MW. Deste modo, 56 turbinas a gás são pré-selecionadas para fazerem parte do conjunto de valores de seleção de turbinas, como já explicitado.

As demais tabelas presentes no anexo são divididas de acordo com o caso a que foram analisadas. Assim, as tabelas denominadas por A referem-se ao conjunto de valores das turbinas pré-selecionadas, que servirão como o banco de dados para a escolha da melhor turbina pelo *software*. As tabelas denotadas por B são relativas ao caso 1, por C ao caso 2, por D ao caso 3 e por E ao caso 4. As tabelas denominadas por F tratam exclusivamente das vazões mássicas de vapor requerido pelo sistema híbrido, bem como da vazão mássica da água produzida por cada um dos tipos de dessalinizadores.

Nas Tabelas B1, C1, D1 e E1 são apresentados os valores de potências geradas pelas turbinas, suas vazões mássicas dos gases de exaustão, a eficiência das turbinas e o número de conjuntos a gás utilizados, após a análise de otimização. Deve ser observado que o número de turbinas é inferior ao demonstrado pela Tabela A1, devido ao fato de nem todas as turbinas fornecerem um resultado ótimo e, assim, não ser necessária sua inclusão em tais tabelas. Desta forma, somente as turbinas que tiveram sucesso no processo de otimização serão tratadas nestas e nas demais tabelas.

Nas Tabelas B2, C2, D2 e E2 são apresentados os valores relativos aos combustíveis que podem ser utilizados na câmara de combustão. Assim, podem ser vistas as vazões mássicas de gás natural e de biomassa gaseificada. Como a análise é para apenas um tipo de combustível, ao valor assumido como 0 (zero) é dito que tal combustível não participa no processo de otimização para a turbina em questão. A vazão mássica do vapor superaquecido que deixa a caldeira de recuperação de calor, bem como a capacidade calorífica do gás admitido na turbina, são também apresentados.

Nas Tabelas B3, C3, D3 e E3 são apresentados os resultados obtidos para as turbinas a vapor que serão usadas para a produção de vapor de processo. Para os casos 1 e 2, a turbina a vapor de extração e condensação é a escolha preferencial, com valores de vazões e potências bem diversificadas, apresentado pelas Tabelas B3 e C3. As Tabelas D3 e E3, para os casos 3 e 4, demonstram que somente a turbina a vapor de contrapressão é escolhida, sendo todas as vazões e potências idênticas.

A geração elétrica é analisada com respeito aos valores apresentados nas Tabelas B4, C4, D4 e E4 que são relativos à potência gerada por todas as turbinas e ao excedente elétrico anual por elas produzido.

A análise das Tabelas B4, C4, D4 e E4 revela excedentes energéticos obtidos pelo sistema de duplo propósito e híbrido. Ao se analisar a faixa de valores na qual se encontra a demanda da cidade de Ubatuba, dada pela Tabela 5.5, com as tabelas B4 e C4, percebe-se que o saldo energético pode variar com valores da ordem de 83.670 MWh/ano até 416.570 MWh/ano, o qual é indicativo da presença de excedente para venda à concessionária local. Tal grandeza pode ser determinante no momento de

escolha de um sistema que possa gerar um excedente tanto para suprir uma auto-suficiência elétrica quanto para uma pequena necessidade da cidade. A Tabela 6.14 apresenta os valores mínimos e máximos relativos ao saldo energético para cada um dos 2 primeiros casos estudados, pois as condições são referentes aos parâmetros de projeto assumidos para a cidade de Ubatuba.

Tabela 6.14 – Saldos energéticos para os casos analisados.

<b>Análise</b>	<b>Saldo energético (kWh/ano)</b>	
	<b>Saldo mínimo</b>	<b>Saldo máximo</b>
Caso 1	83.677.800	378.532.000
Caso 2	83.677.800	416.573.700

Para os 4 casos analisados, os excedentes energéticos se situam na faixa apresentada na Tabela 6.15. Tais valores demonstrados compreendem os máximos e mínimos excedentes para todas as situações dos 4 casos analisados.

Tabela 6.15 – Excedente energéticos para os casos analisados.

<b>Análise</b>	<b>Excedente energético (kWh/ano)</b>	
	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>
Caso 1	210.062.800	491.784.000
Caso 2	210.062.800	529.825.700
Caso 3	21.397.510	228.525.000
Caso 4	21.397.510	228.525.000

Os custos das tecnologias empregadas podem ser vistos nas Tabelas B5, C5, D5 e E5, as quais apresentam os custos dos combustíveis empregados, o custo total das turbinas, a gás e a vapor, e o custo total da instalação, incluindo as turbinas, caldeiras e os dessalinizadores. Deve ser observado que a disposição dos combustíveis é variável, como apresentado nas Tabelas B2, C2, D2 e E2, ora tratando-se da biomassa, ora do gás natural. O custo da tecnologia de dessalinização permanece constante, para os casos 1 e 2, na ordem de 2.513.333 US\$/ano. Para os casos 3 e 4, visualizados nas Tabelas D5 e E5, os valores são mais variados, devido ao aumento da produtividade e do fato de se ter um sistema híbrido, tornando o sistema mais variável em relação aos diferentes custos de cada dessalinizador.

Na Tabela B6 são apresentados os resultados obtidos da função objetivo; tal função visa minimizar os custos envolvidos no investimento da instalação, tanto das máquinas térmicas quanto das de dessalinização, nos custos dos combustíveis possivelmente utilizados e na maximização do preço de venda de excedente elétrico, com conseqüente valoração da não necessidade de compra de eletricidade, como pôde ser visto na Equação 5.1.

Em relação às demandas dos processos de dessalinização, observa-se que nos casos 1 e 2, a unidade de dessalinização por osmose reversa acionada eletricamente é a escolha para a maioria dos casos. Em apenas 2 situações no Caso 1 e uma no Caso 2 a unidade MED foi escolhida.

As faixas de produtividade de água e de potência elétrica são visualizadas na Tabelas F1 e F2. Nos casos 3 e 4, há uma boa opção de escolha de interligações das tecnologias de dessalinização. Na Tabela 6.16 é apresentada a distribuição de tais tecnologias nas duas propostas de sistema híbrido apresentados. Também apresentam uma boa flexibilidade de produtividade os valores de água gerada e de massa de vapor requerida por tais processos, como pode ser visto nas Tabelas F3 e F4, para o caso 3 e Tabelas F5 e F6, para o caso 4.

Tabela 6.16 – Distribuição das tecnologias de dessalinização nos sistemas híbridos.

<b>Tecnologias</b>	<b>Caso 3</b>	<b>Caso 4</b>
YROS-YMSF	9	6
YROS-YMED	12	14
YROE-YMSF	0	1
YROE-YMED	1	0

Uma informação muito útil e interessante pode ser observada pelas Figuras 6.15 a 6.18, quando das análises do excedente energético e da água dessalinizada que são produzidos pelas diversas configurações analisadas.

Cada gráfico apresenta duas curvas, uma do excedente energético produzido em função da água produzida ( $\text{kWh/m}^3$ ), o qual indica o excedente gerado para cada metro cúbico produzido, por cada turbina a gás. A segunda curva apresenta-se como o inverso da primeira, indicando o volume de água produzida por excedente energético

(em  $10^{-3} \text{m}^3/\text{kWh}$ ), ou seja, qual o volume de água produzida por kWh, para cada uma das turbinas a gás selecionadas pelo processo de otimização. O termo “Energia”, presente nas legendas, representa a curva excedente energético x água produzida e o termo “Água” representa a curva água produzida x excedente energético.

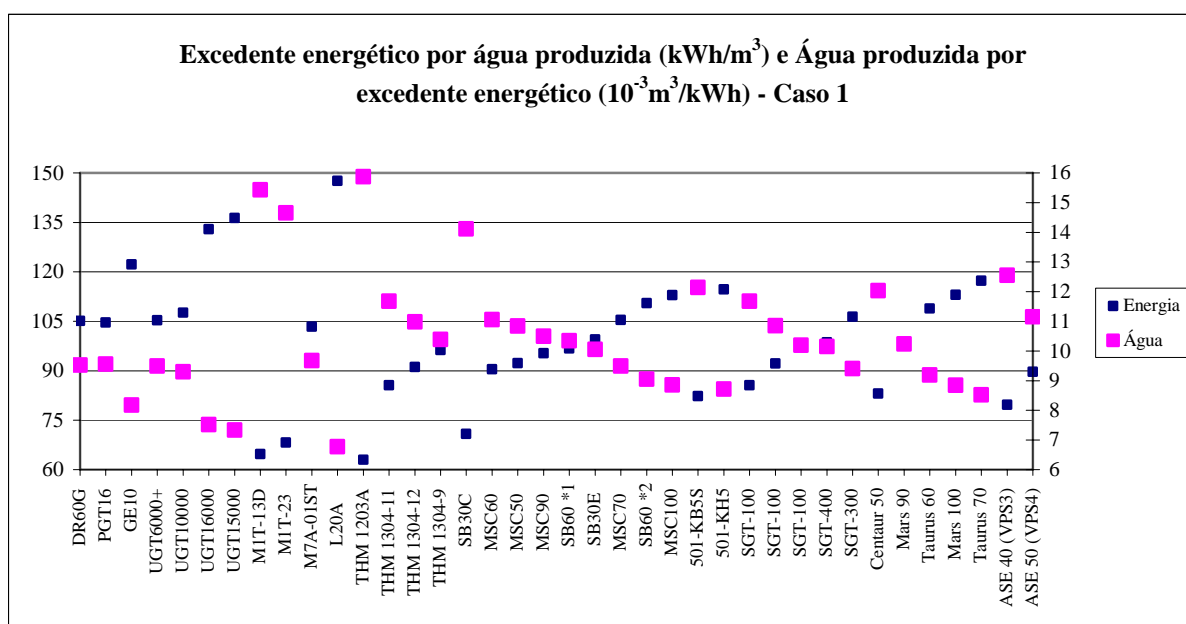


Figura 6.15 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 1.

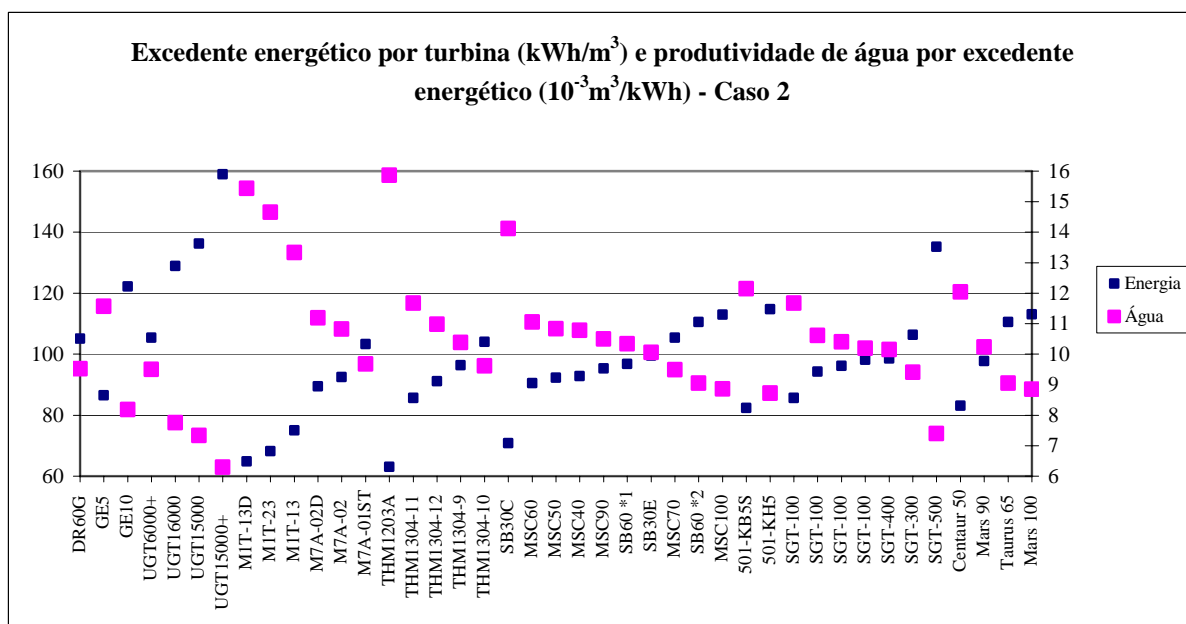


Figura 6.16 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 2.

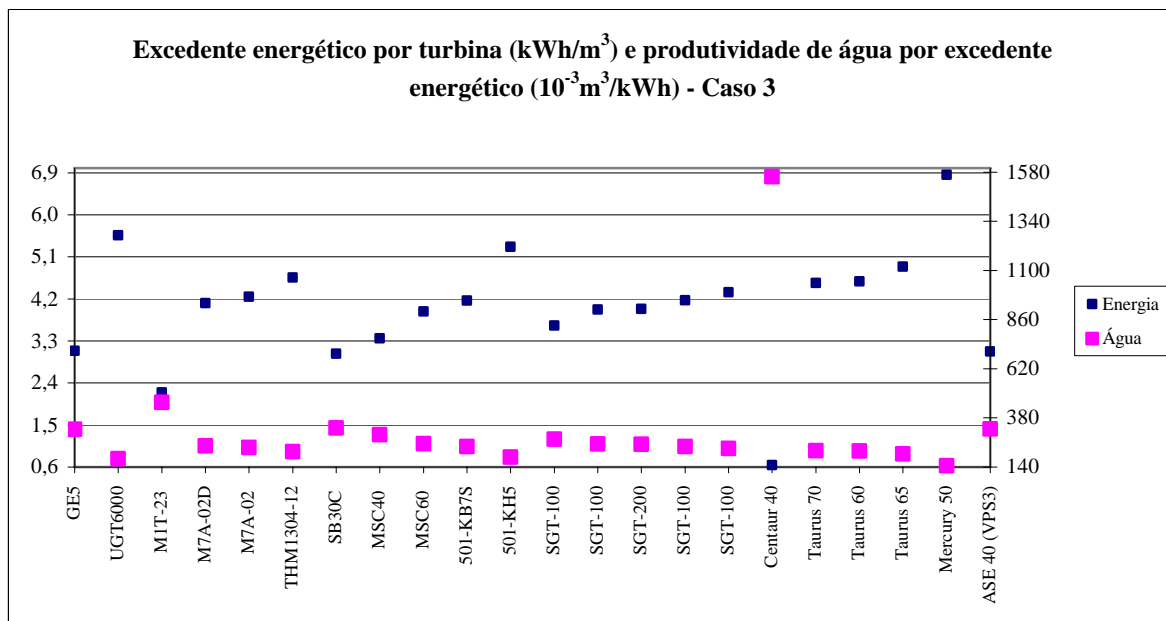


Figura 6.17 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 3.

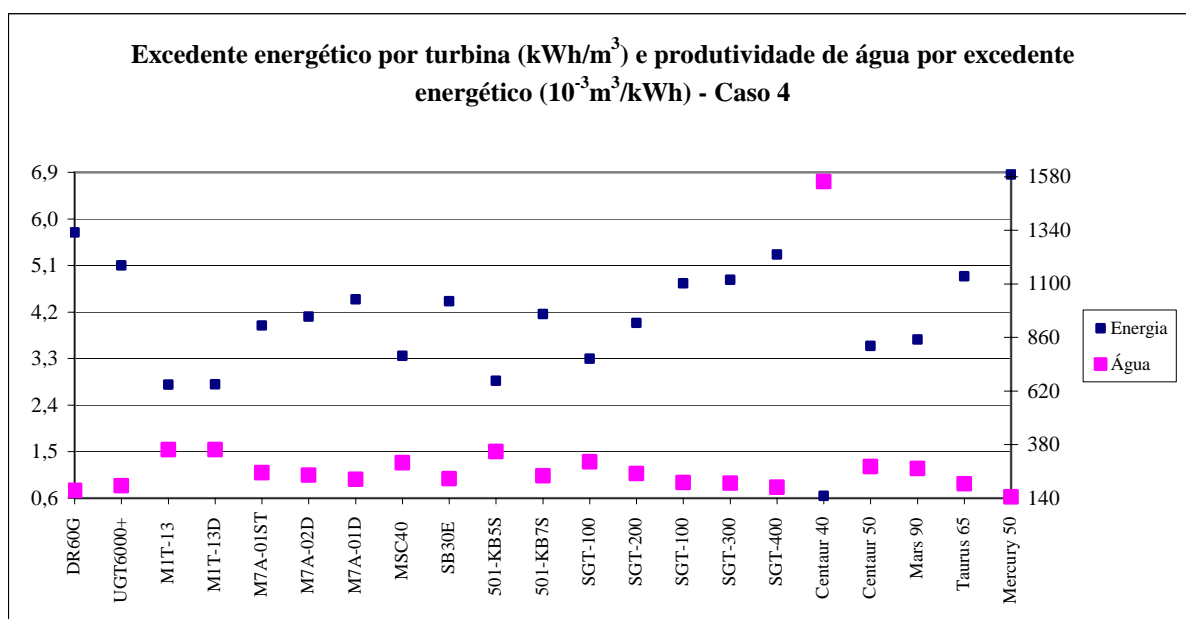


Figura 6.18 – Relações excedente energético - água produzida para o Caso 4.

## 6.2 HEURÍSTICA

Um problema encontrado nas diversas análises de otimização foi relativo aos termos ótimo local e ótimo global.



Resumidamente, um problema apresenta um ótimo global quando o sistema de otimização for linear e apresenta um ótimo local quando o sistema for não linear, sendo este conceito observado no próprio manual do *software* LINGO, na entrada *Local Optima vs. Global Optima*.

Isto significa que em um modelo de otimização linear, a solução encontrada para tal problema será, com certeza, o melhor resultado para o equacionamento proposto, haja vista apresentar apenas um conjunto de soluções que satisfaça a função objetivo.

Esta situação já não ocorre quando se tem um modelo de otimização não-linear, pois o problema pode apresentar múltiplas respostas para um mesmo problema, que serão denominadas ótimos locais. Um ótimo local apresenta a melhor resposta para o problema naquela região de soluções. Não quer dizer que seja a melhor solução global, pois pode haver, ou não, regiões com soluções melhores do que a encontrada.

A idéia inicial quando da implementação das equações no software, e da pesquisa das turbinas e de sua faixa de operabilidade, foi a de criar um banco de dados (representado pela Tabela A1) no qual o modelo de otimização pudesse escolher a turbina mais adequada, a seu critério, que satisfizesse as condições para a resolução do problema proposto.

Neste ponto, algumas situações que merecem destaque foram observadas:

- a- a intenção deste arranjo de banco de dados foi o de diminuir o esforço do programador, para não necessitar a entrada de valores das turbinas uma a uma e, também, que o tempo para a resolução fosse minorado. Com a entrada deste conjunto de valores um a um (potência de eixo, vazão mássica dos gases de exaustão, Heat Rate e temperatura dos gases de exaustão), poder-se-ia levar mais tempo e esforço do que se o modelo já os tivesse inserido em sua linha de programação. Embora tal raciocínio fosse lógico e coerente, não foi isto o observado. O banco de dados conta com um total de 56 turbinas. Pela lógica presente no modelo, poder-se-ia deixar tais valores armazenados e permitir-se o uso de uma ou mais linhas deste banco de dados, ficando o restante como comentário e, naturalmente, tais valores não serão usados. A disposição de tais

séries no banco de dados do software, por exemplo, fica disposta como representado na Figura 5.1.

```

We_TGi, HRi, mg_TGi, Tg_TGi      =
!1  Kawasaki Heavy Industries, Ltd.  MIT-13  ;!  3055  14342  16.1  520
!2  Kawasaki Heavy Industries, Ltd.  MIT-13D ;!  3060  14472  15.9  530
!3  Vericor Power Systems ASE 40 (VPS3) ;!  3286  12735  12.9  598
!4  Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd. MSC40 ; 3520  12915  18.6  437;
!5  Solar Turbines Incorporated Centaur 40 ;!  3520  12915  19.0  440

```

Figura 6.19 – Seção de banco de dados do modelo computacional.

Assim, todos os termos limitados pelos marcadores “!” e “;” serão assumidos pelo software como comentários. No exemplo acima, somente será utilizada a potência de eixo, o *Heat Rate*, a vazão mássica e temperatura dos gases da turbina 4, que corresponde à turbina Mitsui MSC 40.

Como o processo de otimização efetuado pelo modelo com apenas um conjunto de valores foi rapidamente efetuado, a análise anterior começou a perder o sentido. A faixa de tempo gasta para efetuar uma otimização variava entre 1 a 60 s. Na maioria das análises, este tempo não ultrapassou 10 s. Tempos mais elevados indicavam que o software tendia a encontrar uma solução inviável e não resolver o problema.

Por um simples cálculo pode-se observar que o tempo para resolver todas as turbinas, para o caso mais pessimista possível, não ultrapassaria a faixa de uma hora, quando muito, pouco mais que isto, devido à necessidade de se armazenar o relatório de respostas, cada um com um nome diferente.

Em um teste, permitindo que todos os conjuntos de turbinas fossem abertos simultaneamente, não se chegou em um tempo final de resolução, pois com aproximadamente 5 horas de processamento, optou-se por abortar o processo e seguir pelo método de abertura individual dos conjuntos de parâmetros das turbinas. Na ocasião, pôde ser notado que o conjunto de valores sob análise do software era aquele pertinente à turbina de número 23. Se o software iniciou o processo de busca de resposta pela ordem em que aparecem as turbinas em sua seção de banco de dados, o que parece mais lógico, percebe-se que ainda estava longe de um fim o processo de

otimização, haja vista que a seqüência de dados não havia chegado ainda em sua metade.

Um novo teste, utilizando computador com processador Intel Core 2 Duo, apresentou melhora significativa no tempo de processamento, que ficou na faixa de 3,5 h, sendo abertas apenas das 35 turbinas, as quais apresentaram possibilidades de resultados factíveis, tendo sido escolhida a turbina Rolls-Royce 501-KH5, com um total de 4 conjuntos a gás. Assim, das 56 turbinas iniciais, 21 delas para o teste em questão geraram resultados não viáveis.

Uma análise com um elevado tempo de processamento computacional pode se tornar inconveniente, principalmente se os resultados não forem promissores ou aparecerem ajustes necessários à programação. Em outras palavras, se houver empecilhos ou condições que necessitem serem alteradas, será muito mais viável contornar tal problema com processos de otimização que demorem segundos do que aquelas que demoram horas para se realizarem.

b- Ao se resolver o problema de otimização com poucos conjuntos de valores das turbinas abertos simultaneamente, pode-se observar que o ótimo local obtido nem sempre era o mesmo daquele obtido quando as turbinas eram analisadas individualmente. Assim, por exemplo, a análise das turbinas GE5 e GE10, presentes na Tabela A7, para o caso 1, indica que a turbina GE5 apresenta melhor função objetivo. Ao se abrirem as 2 turbinas para o processo de otimização, não há garantias de que a mesma turbina será escolhida, nem que, caso seja, os valores da função objetivo e suas demais variáveis sejam mantidas. Tal ponto dúbio pode ser explicado pelo exposto anteriormente, sobre o conceito de ótimo local e ótimo global.

Weise (2008, p. 21) explora bem o tema ao explicar as diferenças entre ótimo local e global, no qual afirma que “*somos incapazes de determinar se é melhor concentrar-se no refino da solução encontrada ou examinar em outras partes da região de busca*”. Segundo o autor, esta é uma característica de um problema multimodal, sendo que “*funções multimodais têm múltiplos ótimos locais e pode também ter múltiplos ótimos globais*” (Weise, 2008, p. 22).

Assim sendo, uma pesquisa deve-se atentar quanto à possibilidade de outros pontos ótimos no modelo e tentar, se possível, determinar novas regiões de ótimo local quando do estudo de modelos não lineares.

## 7 CONCLUSÕES

Foram apresentados os estudos acerca de uma unidade de dessalinização associada a uma unidade de cogeração, a qual tem por objetivo a produção de água dessalinizada a partir da água proveniente do mar conjuntamente com eletricidade e vapor para processo, buscando alcançar, se possível, a produção de excedente elétrico em decorrência dos equipamentos possivelmente presentes na unidade.

Com os conceitos pertinentes aos processos de dessalinização e cogeração desenvolvidos, bem como os relativos à modelagem matemática, a seqüência natural do estudo em questão compreendeu a associação destas duas tecnologias, com vistas à produção simultânea de água potável e energia elétrica, minimizando os custos associados aos combustíveis e dos equipamentos presentes e maximizando a receita pela venda de energia elétrica.

O estudo apresentado foi determinado com relação a 4 casos, sendo os dois primeiros em relação a uma planta de duplo propósito, com o custo do gaseificador de biomassa como elemento diferenciador dos dois casos. Estes dois casos também serviram para validar o modelo proposto. Para os dois últimos casos, a análise realizada abordou o sistema híbrido, também com variações no custo do gaseificador de biomassa.

A instalação proposta para os dois primeiros casos deve, ainda, atender às necessidades da cidade de Ubatuba, no litoral norte do Estado de São Paulo, sendo que foram coletados seus consumos mensais de água para um período de 5 anos, compreendido entre 2000 e 2004, inclusive. Paralelamente, foram coletados os parâmetros técnicos de projeto, relativos ao consumo elétrico da cidade.

Os resultados obtidos para os 4 casos são promissores em relação à viabilidade e disposição de arranjo entre as diferentes tecnologias e combustíveis envolvidos, com variabilidade distinta para cada caso.

Para o primeiro caso, o arranjo dos equipamentos para a produção de água para a cidade de Ubatuba conta com 33 arranjos, dos 38 possíveis, do tipo conjunto a gás alimentado por biomassa gaseificada, turbina a vapor de extração e condensação e

osmose reversa acionada eletricamente. A vazão mássica da biomassa atinge faixa de valores da ordem de 5,3 a 8,5 kg/s para a grande maioria dos casos analisados, produzindo vazões mássicas de vapor superaquecido entre 15 a 22 kg/s. Tal vazão mássica influencia diretamente na potência fornecida a unidade de osmose reversa acionada eletricamente, pelas turbinas presentes no conjunto, com valor aproximado de 1.666 kW.

Para o segundo caso, similar ao primeiro no que diz respeito às necessidades da cidade litorânea em questão, a diferença operacional primordial consistiu no uso do custo da biomassa gaseificada a um valor mais elevado. Com isto, torna-se visível que tal combustível não seja utilizado na câmara de combustão da turbina a gás, e o arranjo dos equipamentos da unidade de duplo propósito apresenta-se com 40 arranjos do tipo conjunto a gás com alimentação por gás natural, turbina a vapor de extração e condensação e osmose reversa acionada eletricamente.

A vazão mássica do gás natural adicionado ao combustor percorre a faixa de 1,7 a 3 kg/s, aproximadamente, o que demonstra um menor uso do gás natural para a obtenção de mesma vazão mássica de vapor superaquecido pela caldeira de recuperação. Tal fato se deve à relação entre os poderes caloríficos inferior de ambos os combustíveis, sendo a biomassa gaseificada uma fonte combustível de menor intensidade energética que o gás natural.

Com o intuito de se analisar o comportamento do modelo proposto em relação a um sistema híbrido, utilizou-se uma unidade de dessalinização com capacidade maior do que a apresentada nos casos 1 e 2, pois uma instalação híbrida com capacidade de 10.000 m<sup>3</sup>/dia não seria economicamente viável, por se tratar de baixo volume de água produzida diariamente.

No terceiro caso, a instalação híbrida com custo do gaseificador idêntico àquele do caso 1, 2.100 US\$/kW, e com produção de 100.000 m<sup>3</sup>/dia de água dessalinizada, apresentou uma boa diversidade de configurações de equipamentos possíveis, conforme apresentado pela Tabela 6.3. Houve uma predominância de escolha em favor do gás natural (17 ocorrências contra 5 da biomassa). Somente a turbina a vapor de

contrapressão foi escolhida pelo modelo, excluindo-se a turbina de extração e condensação.

No setor de dessalinização, com relação ao processo de separação por membrana, com uma maior vazão mássica de vapor passando pela turbina, a osmose reversa acionada termicamente foi a escolha preferencial pelo modelo para 21 das situações analisadas. Em relação ao processo térmico, para compor o sistema híbrido, as unidades MED foram escolhidas para 13 ocorrências do caso 3. Duas configurações não observadas são às pertinentes a presença da unidade MSF associada à osmose reversa acionada eletricamente, tanto pelo uso do gás natural quanto pelo uso da biomassa gaseificada como combustível.

Para o quarto caso, o qual apresenta um custo do gaseificador de biomassa a 4.000 US\$/kW, a presença deste combustível foi manifestada em apenas dois casos, consequência natural de uma tecnologia e de uma instalação mais cara, comparativamente ao caso 1, no qual a presença da biomassa foi significativa e mesmo no caso 3, com discreta representatividade.

Embora não tratado anteriormente, observou-se que a razão de desempenho, PR, obtida pelas análises dos 4 casos, foi de interesse mínimo nos casos 1 e 2, pelo motivo da baixa presença dos destiladores nas configurações finais proposta pelo modelo computacional. Nos casos 3 e 4, configurações que necessariamente apresentarão destiladores, por se tratarem de sistemas híbridos, observa-se que o valor desta variável atinge um valor constante de 10,8 m<sup>3</sup>/kg de vapor, muito próximo ao praticado atualmente, como exposto nas seções 2.4.1.1 e 2.4.1.2. Tal valor é similar ao apresentado nas configurações dos casos 1 e 2, nos quais a unidade MED esteve presente.

Ao se analisar as Tabelas 6.5 a 6.7, 6.11 e 6.12, percebe-se que há uma ampla faixa de operabilidade que pode ser explorada quando da possibilidade de implementação tanto de uma unidade de duplo propósito quanto de um sistema híbrido. A faixa de distribuição de eficiência das turbinas a gás também favorece um bom desempenho da instalação como um todo, com uma ordem de 75 - 85 % das turbinas apresentando eficiência superior a 28%.

No caso 1, a eficiência da turbina apresentada como caso ótimo, dada pela turbina a gás Kawasaki, M113D, é de 24,87%. Para o caso 2, a turbina Rolls-Royce, modelo 501-KH5 apresentou eficiência de 40,12%. No caso 3 a turbina Solar Turbines, modelo Centaur 40, teve eficiência de 27,87% e, para o caso 4, a eficiência da turbina a gás Rolls-Royce, modelo 501-KB5S, mostrou-se igual a 29,05%. A vazão dos combustíveis admitidos pelas turbinas também apresenta uma larga faixa de aplicação, sendo maior para a biomassa devido ao seu menor poder calorífico em relação ao gás natural.

Em relação ao objetivo proposto, que se refere à minimização dos custos da instalação, exposta na Tabela 6.13, a faixa de valores para os casos 1 e 2 (de  $12.10^6$  até  $19,4.10^6$  US\$/ano) é claramente menor que os casos 3 e 4 (de  $36.10^6$  até  $46,6.10^6$  US\$/ano, aproximadamente), devido às dimensões de produtividade assumidas. Para os casos 1 e 2 os custos apresentam-se, na maioria das situações propostas, nas faixas mais baixas. Para os casos 3 e 4 há uma menor uniformidade de custos, em comparação com os casos 1 e 2, sendo da ordem de 54% e 52% os custos inferiores a  $39.10^6$  US\$/ano, respectivamente.

A principal contribuição da presente tese é a elaboração e disponibilização de uma ferramenta que analise as diversas opções de integração de ciclos térmicos de cogeração com as diferentes unidades de dessalinização, de modo que se possa determinar diferenciados tipos de instalações, de acordo com as características e custos pertinentes a cada um destes processos, bem como com os combustíveis que possam ser empregados. Tal ferramenta seria muito bem-vinda em várias regiões do país, sendo as situações analisadas possíveis de serem aplicadas, sob o ponto de vista técnico.

As informações pertinentes aos processos de dessalinização, além de não serem dominadas e amplamente aplicadas no país – e talvez até mesmo por esta razão –, apresentam lacunas de disponibilidade. Há que se observar, ainda, que são registradas diversas vertentes de pesquisa no tema – o envolvimento com a área solar, do ponto de vista da engenharia térmica, assim como o estudo da aplicação de diversos tipos de membranas, do ponto de vista da engenharia de materiais – cada qual com suas



distintas bases teóricas que fundamentam tais pesquisas. Assim, esta tese agrupa algumas das informações que podem ajudar pesquisadores interessados em vertentes no campo da dessalinização.

Como trabalhos futuros, sugerem-se:

- a) um maior detalhamento dos processos de dessalinização. No caso dos processos de membranas, a utilização de estágios simples ou duplos, tipos de membranas e sua interferência na relação de produção com água, bem como os detalhamentos de pré e pós-tratamento. Para os processos térmicos, uma análise matemática detalhada, com relação ao número de estágios, ou efeitos, bem como o comportamento interno destes processos pode ser útil no que tange a uma melhor caracterização dos processos térmicos e seus dimensionamentos;
- b) em relação aos sistemas de cogeração, o estudo da viabilidade de se empregar motores de combustão interna pode apresentar novas vertentes no campo dos sistemas de duplo propósito;
- c) a análise exergoeconômica dos custos cogerações da água, do vapor e da eletricidade;
- d) análises dinâmicas de otimização, empregando os valores referentes ao pior caso do consumo de água e energia da cidade de Ubatuba/SP, relativo a 12 meses do ano em estudo.
- e) O acoplamento de diferentes processos de membranas, tais como a micro, nano ou ultrafiltração, pode ser uma perspectiva interessante, como melhoria no tratamento de água admitida na osmose reversa.
- f) O estudo da utilização do sistema de eletrodialise/eletrodialise reversa para as condições brasileiras e sua viabilidade pode ser recomendado talvez não para a dessalinização de água do mar, mas para sistemas de tratamento de água municipal, como o efetuado na cidade de Washington, a qual visava tanto eliminar o elemento Rádio, quanto melhorar a água entregue para a população (HAYS, 2000).

## REFERÊNCIAS

- ALI, S.; BOBLAK, P.; CAPILI, E.; MILIDOVICH, S.; **Membrane Separation and Ultrafiltration**. Laboratory for Process and Product Design, University of Illinois. Disponível em: <<http://vienna.che.uic.edu/teaching/che396/sepProj/FinalReport.pdf>>. Acesso em: 29 mar. 2006.
- AL-MUTAZ, I.S. A comparative study of RO and MSF desalination plants. **Desalination**, v. 106, p. 99 - 106, 1996.
- ALTMANN, T., A new power and water cogeneration concept with the application of reverse osmosis desalination. **Desalination**, v. 114, p. 139-144, 1997.
- ALVES, C. S. Geradores de Água Quente. **Universidade Estadual de Maringá**. Departamento de Engenharia Química. Disponível em: <[http://geocities.yahoo.com.br/sistemas\\_termicos/agua\\_quente.pdf](http://geocities.yahoo.com.br/sistemas_termicos/agua_quente.pdf)>. Acesso em: 13 dez. 2004.
- ANDRIANNE, J.; ALARDIN, F. Thermal and membrane process economics: optimized selection for seawater desalination. **Desalination**, v. 153. p. 305-311, 2002.
- ANGELO, C. Usina polêmica vai a leilão em setembro. **Folha de São Paulo**, São Paulo, 09 jul. 2006. Caderno Ciência. Disponível em: <<http://www1.folha.uol.com.br/fsp/ciencia/fe0907200604.htm>>. Acesso em: 10 jul. 2006.

ANVISA – Agência Nacional de Vigilância Sanitária. **Portaria MS 518/GM** de 25 mar. 2004 e **Resolução nº 309** de 16 jul. 1999. Disponível em: <<http://e-legis.anvisa.gov.br/leisref/public/home.php>>. Acesso em: 24 ago. 2006.

APPLEGATE, L.E. Membrane separation processes. **Chemical Engineering**, v. 91, n. 12, p. 64-89, 1984.

AZZOLINI, J. C.; FRINHANI, E. M. D.; ZARDO F. Água para sistemas geradores de vapor. **Meio filtrante**, Jan./Fev. de 2007. Disponível em: <<http://www.meiofiltrante.com.br/materias.asp?action=detalhe&id=272>>. Acesso em: 10 maio 2007.

BALESTIERI, J. A. P. **Avaliação Tecnológica e metodológica para o planejamento de centrais de cogeração**. Relatório de pesquisa de Pós-Doutorado. 2001. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Santa Catarina, 2001.

BALESTIERI, J. A. P. **Cogeração – geração combinada de eletricidade e calor**. Santa Catarina: Ed. da Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis. 2002. 279 p.

BARROS, A. M. L.; SILVA, S. R.; SOBRAL, M. C. Estratégias para Implantação de Sistemas de Dessalinização no Semi-árido Pernambucano. In: II Conferência Internacional sobre Águas em Regiões Semi-Áridas, 2007, Gravatá. **Anais da II Conferência Internacional sobre Águas em Regiões Semi-Áridas**, 2007.

BATES, W. T.; CUOZZO, R. Integrated membrane systems. Disponível em: <[http://www.membranes.com/docs/papers/01\\_ims.pdf](http://www.membranes.com/docs/papers/01_ims.pdf)>. Aug. 2000. Acesso em: 29 maio 2004.

BIRKETT, J. **Desdal Thesis** [mensagem pessoal]. Mensagem recebida por <[mfeduardo@uol.com.br](mailto:mfeduardo@uol.com.br)> em 25 mar. 2005.

BUROS, O.K. **The ABCs of Desalting**. 2 ed. Topsfield: International Desalination Association (IDA), 2000. 32 p.

CARVALHO, P. Água potável via energia solar. **Ciência Hoje**. v. 27, n. 158, p. 72-74, mar. 2000.

D'ASTURIES, E. N. **Las Centrales de Gas de Ciclo combinado**. Disponível em: <<http://www.ecoloxistesasturies.org/Temas/Energia/CentralesGas/CGCC.htm>>. Acesso em: 24 fev. 2008.

DAFF – Department of agriculture, fisheries and forestry – Australia. **Economic and Technical Assessment of Desalination Technologies in Australia: with particular reference to national action plan priority regions – Detailed Report**. 80 p. Sept. 2002. Disponível em: <<http://www.environment.gov.au/water/publications/urban/desalination-full-report.html>>. Acesso em: 06 abr. 2004.

DARWISH, M.A.; NAJEM, N. A. Co-generation power desalting plants: new outlook with gas turbines. **Desalination**, v. 161, p. 1-12, 2004.

DIESEL AND GAS TURBINE PUBLICATIONS. Disponível em: <<http://www.dieselpub.com/gsg/turbinepick.asp>>. Acesso em: 11 abr. 2006.

EL-DESSOUKY, H.; ETTOUNEY, H.; AL-FULAIJ, H.; MANDANI, F. Multistage flash desalination combined with thermal vapor compression. **Chemical Engineering and Processing**, v. 39, p. 343-356, 2000.

EPA – United States Office of Research and Environmental Protection Development. Capsule Report – Reverse Osmosis Process. **Technology Transfer**. 1996. 12p. Disponível em: <[www.p2pays.org/ref/05/04839.pdf](http://www.p2pays.org/ref/05/04839.pdf)>.

EUROPA – Purificadores de água e filtros de entrada. 2006. Disponível em: <<http://www.europa.com.br>>. Acesso em: 20 abr. 2006.

FADIGAS, E. A. F. A.; DIAS, J. R. Dessalinização de água por Osmose Reversa usando Energia Potencial Gravitacional e Energia Eólica. In: X Congresso Brasileiro de Energia - CBE, 2004, Rio de Janeiro. **X CBE - Congresso Brasileiro de Energia - A Universalização do Acesso à Energia**. 2004. v. 2. p. 1044-1052.

FERNANDES, A. K. S.; GADELHA, C. P. F.; ARAÚJO, A. L. C.; FONSECA, A. L.; VALE, M. B. Avaliação dos sistemas de dessalinização de água no semi-árido do Rio Grande do Norte. In: SEGUNDO CONGRESSO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA DO CENTRO FEDERAL DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA DO RIO GRANDE DO NORTE, 2004, Natal-RN. **Anais do Segundo Congresso de Iniciação Científica do Centro Federal de Educação Tecnológica do Rio Grande do Norte**. 2004. Natal-RN.

FERREIRA, E. M., BALESTIERI, J.A.P., ZANARDI, M.A. Otimização de sistemas de duplo propósito (cogeração e dessalinização) em uma análise de parâmetros concentrados. In: 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering -

ENCIT 2006, 2006, Curitiba. **Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering - ENCIT 2006**, 2006.

FERREIRA, E. M.; BALESTIERI, J. A. P.; ZANARDI, M. A.; MARTINEZ, C. B. A dessalinização como alternativa de longo prazo no planejamento de recursos hídricos no Brasil. In: XVI SIMPÓSIO BRASILEIRO DE RECURSOS HÍDRICOS. 2005, João Pessoa, PB. **Anais do XXV Simpósio de Recursos Hídricos**, 2005.

GAS TURBINE WORLD HANDBOOK, 2003. Fairfield, CT, Pequot Publ., 2004.

GIORNO, L.; DRIOLI, E. Biocatalytic membrane reactors: applications and perspectives. **Trends in Biotechnology**. Volume 18 (8). p. 339-349. Aug. 2000. Disponível em: [http://162.105.138.23/pdl/web\\_course/swjs/biocatalytic%20membrane%20reactors.pdf](http://162.105.138.23/pdl/web_course/swjs/biocatalytic%20membrane%20reactors.pdf). Acesso em: 29 maio 2004.

HAJEEH, M.; MOHAMMAD, O.; BEHBAHANI, W.; DASHTI, B. A mathematical model for a dual-purpose power and desalination plant. **Desalination**, v. 159, p. 61-68, 2003.

HAMED, O. A.; AL-SOFI, M. A. K.; IMAM, M.; MUSTAFA, G. M.; MARDOUF, K. B.; AL-WASHMI, H. Thermal performance of multi-stage flash distillation plants in Saudi Arabia. **Desalination**, v. 128, p. 281-292, 2000.

HAYS, J. Iowa's first electro dialysis reversal water treatment plant. **Desalination**, v. 132, p. 161-165, 2000.

HILLIER, F. S.; LIEBERMAN, G. J. **Introduction to operations research**. 7 ed. Nova York: McGraw-Hill, 2001, 1214 p.

IDE TECHNOLOGIES LTD. **Mechanical vapor compression**. Disponível em: <<http://www.ide-tech.com/inr.asp?id=1570&sid=1575&pid=1575>>. Acesso em: 28 jan. 2008.

INMETRO – Instituto Nacional de Metrologia, Normalização e Qualidade Industrial. Disponível em: <<http://www.inmetro.gov.br/infotec/publicacoes/Si.pdf>>. Acesso em: 20 jan. 2008.

JUNJIE, Y; SHUFENG, S.; JINHUA, W.; JIPING, L. Improvement of a multi-stage flash seawater desalination system for cogeneration power plants. **Desalination**, v. 217, p. 191-202, 2007.

KUNCEVICIUS, I. F. H. **Volume medido** [mensagem pessoal]. SABESP – Companhia de Saneamento do Estado de São Paulo. Mensagem recebida por <[mfeduardo@uol.com.br](mailto:mfeduardo@uol.com.br)> em 22 jul. 2005.

LINGO. The modelling language and optimizer. Chigaco: Lindo Systems Inc., 2001. 524 p.

LORA, E.E.S.; ANDRADE, R. V.; ARADAS, M. E. C. Geração elétrica em pequena escala a partir da gaseificação de biomassa. In: **AGRENER GD 2004 – 5º Encontro de Energia no Meio Rural e Geração Distribuída**, 2004, Campinas. **AGRENER GD 2004 – 5º Encontro de Energia no Meio Rural e Geração Distribuída**, 2004. Disponível em:

<<http://www.seeds.usp.br/pir/arquivos/congressos/AGRENER2004/Fscommand/PDF/Agrener/Trabalho%2099.pdf>>. Acesso em: 14 jun. 2007.

LUDWIG, H. Hybrid systems in seawater desalination – practical design aspects, present status and development perspectives. **Desalination**, v. 164, p. 1-18, 2004.

MAHESHWARI, G. P.; AL-RAMADHAN, M.; AL-ABDULHADI, M. Energy requirement of water production in dual-purpose plants. **Desalination**, v. 101, p. 133-140, 1995.

MALDONADO, J. M. S. V. **Membranas e processos de separação**. DEPM / CIM / INT. Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 1991.

MARCUELLO, F. J. U. **Thermoeconomic analysis and simulation of a combined power and desalination plant**. 2000. 400 f. PhD Thesis (Departamento de Ingeniería Mecánica). Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 2000.

MILLER, M. Exhibit 39A: Detailed Discussion of Alternative 39 – Desalination: In Evaluation of Alternative Actions for Technical, Physical, Hydrological, Environmental, Economic, Social, Cultural, and Legal Feasibility and Water Quality Issues and Legal Overview. Prepared for the Mid Region Council of Governments and the Middle Rio Grande Water Assembly. Feb. 2003.

MILOSEVIC, Z.; OWENS, L.; WELL C. Refinery energy efficiency and best practices – a retrospective. Part 1. **Hydrocarbon Asia Magazine**. Oct. 2003. Disponível em: <<http://hcasia.safan.com/mag/hoct03/t24.pdf>>. Acesso em: 05 nov. 2004.



MMA – Ministério do Meio Ambiente. **RESOLUÇÃO CONAMA (CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE) nº 357, de 17 de março de 2005.**

Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>>.

Acesso em: 24 ago. 2006.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. **Princípios de termodinâmica para engenharia.** 4ª ed. LTC – Livros Técnicos e Científicos, 2002. 696 p.

NASCIMENTO, A. Osmose reversa. **Controle de contaminação.** Ed. 95, mar. 2007.

Disponível em:

<<http://www.nteditorial.com.br/revista/Materias/index.asp?RevistaID1=2&Edicao=20&id=181&TopicoID=263>>. Acesso em: 20 jan. 2008.

PEGORIM, J. Água: nem tão limpa ou farta como parece. **Vox Scientiae** – Núcleo José Reis de divulgação científica da ECA/USP. São Paulo. Maio/Junho de 2005. Ano 5. nº26. Disponível em: <<http://www.eca.usp.br/nucleos/njr/voxscientiae/joselia26.html>> Acesso em: 13 fev. 2008.

RALUY, G.; SERRA, L.; UCHE, J. Life cycle assessment of MSF, MED and RO desalination technologies. **Energy**, v. 31, n. 13, 2361-2372, 2006.

RIOSEV. **Fontes e Cachoeiras.** Disponível em:

<<http://www.rioserv.com.br/laudotec.html>>. Acesso em: maio 2005.

SABESP – Companhia de Saneamento do Estado de São Paulo. **Portaria MS 1469/2000 e Portaria MS 36GM/90.** Disponível em:

<[http://www.sabesp.com.br/legislacao/agua/qualidade\\_agua.htm](http://www.sabesp.com.br/legislacao/agua/qualidade_agua.htm)>. Acesso em: 24 ago. 2006

SALYER, D. N. Membrane Filtration using the SpinTek II. High Shear Rotary Filter. 1996. **Spintek – Centrifugal Membrane Filtration**. Disponível em: [http://www.spintek.com/pdfs/membrane\\_filtration\\_using\\_the\\_spintek.pdf](http://www.spintek.com/pdfs/membrane_filtration_using_the_spintek.pdf).

Acesso em: 29 maio 2004.

SANTOS, J. J. C. S. **Avaliação exergoeconômica de tecnologias de cogeração para a produção combinada de eletricidade e água dessalinizada**. 2005. 210 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia. 2005.

SEMIAT, R. Desalination: present and future. **Water International**, v. 25, n. 1, p. 54-65, 2000.

SEMOLINI, R. **Consumo da cidade de Ubatuba** [mensagem pessoal]. Elektro – Eletricidade e Serviços S.A. Mensagem recebida por [mfeduardo@uol.com.br](mailto:mfeduardo@uol.com.br) em 18 fev. 2005.

TUNA, C. E. **Um método de análise exergoeconômica para otimização de sistemas energéticos**. 1999. 153 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica – Transmissão e Conversão de Energia). Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 1999.

VAN DER BRUGGEN, B.; VANDECASTEELE, C. Distillation vs. membrane filtration: overview process evolutions in seawater desalination. **Desalination**, v. 143, p. 207-218, 2002.

WADE, N. M. Distillation plant development and cost update. **Desalination**, v. 136, p. 3-12, 2001.

WANGNICK, K. Present Status of Thermal Seawater Desalination Techniques. **IDS**

**Water**. Disponível em:

<[http://www.idswater.com/Common/Paper/Paper\\_51/Present%20Status%20of%20Thermal%20Seawater%20Desalination.htm](http://www.idswater.com/Common/Paper/Paper_51/Present%20Status%20of%20Thermal%20Seawater%20Desalination.htm)>. Acesso em: 28 jan. 2008.

WEISE, T. **Global optimization algorithms – theory and application**. 2008.

Disponível em: <<http://www.it-weise.de/projects/book.pdf>>. Acesso em: 06 fev. 2008.

WENTEN, I G. Recent Development in Membrane Science and Its Industrial Applications. **Songklanakarin J. Sci. Technol**, v. 24 (Suppl.): Membrane Sci. & Tech., p. 1009-1024, 2002. Disponível em:

<[www.psu.ac.th/PresidentOffice/EduService/journal/24Membrane2002-pdf/27membrane-science.pdf](http://www.psu.ac.th/PresidentOffice/EduService/journal/24Membrane2002-pdf/27membrane-science.pdf)>. Acesso em: 29 maio 2004.

ZEK – Zentrum für Entsorgungstechnik und Kreislaufwirtschaft. Membrane Technology. **Center for Waste Disposal Technologies and Recycling**.

Disponível em: <<http://www.wasser-zek.de/wasserengl/Membrane-Technology.pdf>>. Acesso em: 30 maio 2004.

## **ANEXOS**

Tabela A1 – Dados de catálogo de fabricantes de turbinas.

Fabricante	Modelo	We	HR	$\dot{m}_g$	T	Fabricante	Modelo	We	HR	$\dot{m}_g$	T
Dresser-Rand	DR60G	13.775	10.289	47,4	491	Mitsui Engineering & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	6.840	11.155	25,5	479
GE Energy Oil & Gas	GE5	5.500	11.740	19,6	574		SB30E	7.330	12.870	33,0	502
	GE10	11.250	11.481	47,5	482		MSC90	9.290	11.360	39,2	464
	PGT16	13.720	10.300	47,3	491		MSC100	10.690	11.085	41,6	488
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	6.700	11.730	31,0	428		SB60 *1	12.490	12.160	55,0	456
	UGT6000+	8.300	10.907	33,4	442		SB60 *2	13.570	12.120	59,0	492
	UGT10000	10.500	10.000	36,8	490	Rolls-Royce	501-KB5S	3.897	12.393	15,4	560
	UGT16000	16.300	11.613	98,5	354		501-KB7S	5.245	11.445	21,1	498
	UGT15000	17.500	10.284	72,2	414		501-KH5	6.447	8.971	18,4	530
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	UGT15000+	20.000	10.000	71,0	454	Siemens AG	SGT-100	4.343	11.995	17,6	527
	MIT-13	3.055	14.342	16,1	520		SGT-100	4.691	11.930	19,0	524
	MIT-13D	3.060	14.472	15,9	530		SGT-100	5.045	11.915	19,5	546
	MIT-23	4.263	13.936	19,6	569		SGT-100	5.249	11.819	20,7	530
	M7A-01D	5.539	11.955	21,8	542		SGT-200	6.748	11.419	29,2	466
	M7A-01	5.675	11.803	21,8	545		SGT-300	7.909	11.539	29,7	537
	M7A-01ST	6.681	10.583	22,2	527		SGT-400	12.876	10.356	39,3	555
	M7A-02D	6.920	11.548	27,0	513		SGT-500	17.000	11.180	92,0	375
	M7A-02	7.110	11.488	27,0	522		Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	3.520	12.915	19,0
L20A	18.000	10.286	57,8	545	Centaur 50	4.600		12.265	19,1	510	
MAN TURBO AG	THM 1203A	5.760	16.020	35,2	515	Mercury 50		4.600	9350	17,8	374
	THM 1304-9	8.640	13.020	44,9	492	Taurus 60		5.670	11.425	21,7	510
	THM 1304-10	9.320	12.840	45,3	500	Taurus 65		6.000	10.940	19,6	547
	THM 1304-11	10.760	12.090	49,1	505	Taurus 70		7.520	10.650	26,9	485
	THM 1304-12	11.520	11.780	49,1	505	Mars 90		9.450	11.300	40,2	465
Mitsui Engineering & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC40	3.520	12.915	18,6	437	Mars 100		10.690	11.090	41,8	487
	MSC50	4.350	12.315	19,0	501	Titan 130		15.000	10.230	49,8	495
	MSC60	5.000	11.870	21,4	481	Vericor Power Systems		ASE 40(VPS3)	3.286	12.735	12,9
	SB30C	5.410	13.860	27,0	508		ASE 50(VPS4)	3.776	11.764	13,9	562

We – potência de eixo gerada, kW;  $\dot{m}_g$  – vazão dos gases de exaustão, kg/s; HR – heat rate, kJ/kWh; T – temperatura dos gases de exaustão, °C.

Tabela B1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 1.

Fabricante	Modelo	NCG	We	ṁg	η	Fabricante	Modelo	NCG	We	ṁg	η
Dresser-Rand	DR60G	3	41.325	142,2	0,3499	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	SB60 *1	3	37.470	165,0	0,2961
GE Energy Oil & Gás	GE10	4	45.000	190,0	0,3136		MSC 50	8	34.800	152,0	0,2923
	PGT16	3	41.160	141,9	0,3495		MSC 60	7	35.000	149,8	0,3033
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	5	41.500	167,0	0,3301		SB 30C	5	27.050	135,0	0,2597
	UGT10000	4	42.000	147,2	0,3600	SB60 *2	3	40.710	177,0	0,2970	
	UGT16000	3	48.900	295,5	0,3100	Rolls-Royce	501-KB5S	8	31.176	123,2	0,2905
	UGT15000	3	52.500	216,6	0,3501		501-KH5	7	45.129	128,8	0,4013
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-13D	8	24.480	127,2	0,2488	Siemens AG	SGT-100	8	34.744	140,8	0,3001
	MIT-23	6	25.578	117,6	0,2583		SGT-100	7	32.837	133,0	0,3018
	M7A-01ST	6	40.086	133,2	0,3402		SGT-100	7	36.743	144,9	0,3046
	L20A	3	54.000	173,4	0,3500		SGT-300	5	39.545	148,5	0,3120
MAN TURBO AG	THM 1203A	4	23.040	140,8	0,2247	Solar Turbines Incorporated	SGT-400	3	38.628	117,9	0,3476
	THM 1304-9	4	34.560	179,6	0,2765		Centaur 50	7	32.200	133,7	0,2935
	THM 1304-11	3	32.280	147,3	0,2978		Taurus 60	7	39.690	151,9	0,3151
	THM 1304-12	3	34.560	147,3	0,3056		Taurus 70	6	45.120	161,4	0,3380
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	6	41.040	153,0	0,3227	Vericor Power Systems	Mars 90	4	37.800	160,8	0,3186
	SB30E	5	36.650	165,0	0,2797		Mars 100	4	42.760	167,2	0,3246
	MSC90	4	37.160	156,8	0,3169	ASE 40 (VPS3)	9	29.574	116,1	0,2827	
	MSC100	4	42.760	166,4	0,3248	ASE 50 (VPS4)	9	33.984	125,1	0,3060	

NCG – número de conjuntos a gás; We – potência de eixo gerada e dependente de ncg, kW; ṁg – vazão dos gases de exaustão e dependente de ncg, kg/s; η – eficiência do conjunto a gás.

Tabela B2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 1.

Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{NG}$	$\dot{m}_{BIG}$	$\dot{m}_{V\_HRSG}$	$Cp_{GÁS}$	Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{NG}$	$\dot{m}_{BIG}$	$\dot{m}_{V\_HRSG}$	$Cp_{GÁS}$
Dresser-Rand	DR60G	0,000	6,384	15,591	1,149	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	SB60 *1	2,280	0,000	16,101	1,139
GE Energy Oil & Gás	GE10	0,000	7,757	20,240	1,146		MSC 50	0,000	6,435	17,195	1,152
	PGT16	0,000	6,366	15,558	1,149		MSC 60	0,000	6,238	15,905	1,146
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	0,000	6,796	15,499	1,136		SB 30C	0,000	5,629	15,602	1,153
	UGT10000	2,102	0,000	16,088	1,149	SB60 *2	0,000	7,408	19,468	1,149	
	UGT16000	0,000	8,527	18,761	1,112	Rolls-Royce	501-KB5S	0,000	5,801	16,504	1,167
	UGT15000	0,000	8,107	18,053	1,128		501-KH5	2,026	0,000	15,881	1,159
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-13D	0,000	5,319	15,684	1,159	Siemens AG	SGT-100	0,000	6,258	17,212	1,159
	MIT-23	0,000	5,352	16,132	1,170		SGT-100	0,000	5,882	16,118	1,158
	M7A-01ST	0,000	6,370	16,283	1,159		SGT-100	0,000	6,521	17,866	1,159
	L20A	0,000	8,340	22,302	1,163		SGT-300	0,000	6,851	18,678	1,161
MAN TURBO AG	THM 1203A	0,000	5,542	16,617	1,155	SGT-400	0,000	6,006	15,583	1,166	
	THM 1304-9	0,000	6,756	19,754	1,149	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	0,000	5,930	15,545	1,154
	THM 1304-11	0,000	5,860	16,869	1,153		Taurus 60	0,000	6,809	17,661	1,154
	THM 1304-12	0,000	6,113	16,869	1,153		Taurus 70	0,000	7,215	17,361	1,147
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	0,000	6,874	16,139	1,146		Mars 90	0,000	6,414	16,187	1,142
	SB30E	0,000	7,082	18,723	1,152	Mars 100	0,000	7,120	18,100	1,148	
	MSC90	0,000	6,338	15,730	1,142	Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	0,000	5,655	17,141	1,177
	MSC100	0,000	7,117	18,071	1,148		ASE 50 (VPS4)	0,000	6,003	16,848	1,168

$\dot{m}_{NG}$  – vazão de gás natural, kg/s;  $\dot{m}_{BIG}$  – vazão de biomassa gaseificada, kg/s;  $\dot{m}_{V\_HRSG}$  – vazão de vapor na caldeira de recuperação, kg/s;  $Cp_{GÁS}$  – calor específico do gás queimado, kJ/(kg.K).

Tabela B3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de extração e condensação – Caso 1.

Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{V\_TEC}$	$\dot{m}_{COND\_TEC}$	$We_{TEC}$	Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{V\_TEC}$	$\dot{m}_{COND\_TEC}$	$We_{TEC}$
Dresser-Rand	DR60G	15,591	10,962	9.116,3	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	SB60 *1	16,101	11,471	9.497,6
GE Energy Oil & Gás	GE10	20,240	15,610	12.596,0		MSC 50	17,195	12,565	10.316,7
	PGT16	15,558	10,929	9.091,7		MSC 60	15,905	11,276	9.351,5
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	15,499	10,869	9.046,9		SB 30C	15,602	10,972	9.124,2
	UGT10000	16,088	11,459	9.488,5	SB60 *2	19,468	14,839	12.018,7	
	UGT16000	18,750	14,120	11.481,0	Rolls-Royce	501-KB5S	16,504	11,874	9.799,3
	UGT15000	18,053	13,424	10.959,4		501-KH5	15,881	11,252	9.333,4
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13D	15,684	11,054	9.185,7	Siemens AG	SGT-100	17,212	12,582	10.329,4
	M1T-23	16,132	11,503	9.521,4		SGT-100	16,118	11,488	9.510,4
	M7A-01ST	16,283	11,653	9.633,9		SGT-100	17,866	13,237	10.819,4
	L20A	22,302	17,672	14.139,7		SGT-300	18,678	14,048	11.426,9
MAN TURBO AG	THM 1203A	16,617	11,988	9.884,5	SGT-400	15,583	10,954	9.110,3	
	THM 1304-9	19,754	15,125	12.232,8	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	15,545	10,916	9.081,8
	THM 1304-11	16,869	12,239	10.072,7		Taurus 60	17,651	13,021	10.657,9
	THM 1304-12	16,869	12,239	10.072,7		Taurus 70	17,361	12,731	10.440,8
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	16,139	11,510	9.526,7		Mars 90	16,187	11,557	9.562,1
	SB30E	18,723	14,093	11.460,7	Mars 100	18,100	13,471	10.994,6	
	MSC90	15,730	11,101	9.220,4	Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	17,141	12,511	10.276,4
	MSC100	18,071	13,442	10.972,9		ASE 50 (VPS4)	16,848	12,218	10.056,8

$\dot{m}_{V\_TEC}$  – vazão de vapor admitida na turbina de extração e condensação, kg/s;  $\dot{m}_{COND\_TEC}$  – vazão de condensado produzido na turbina de extração e condensação, kg/s;  $We_{TEC}$  – potência gerada pela turbina de extração e condensação, kW.



Tabela B4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 1.

Fabricante	Modelo	W <sub>ger</sub>	E <sub>EXCEDENTE</sub>	Fabricante	Modelo	W <sub>ger</sub>	E <sub>EXCEDENTE</sub>
Dresser-Rand	DR60G	50.441,3	350.197.200	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	SB60 *1	46.967,6	322.407.500
GE Energy Oil & Gas	GE10	57.596,0	407.438.300		MSC 50	45.116,7	307.650.400
	PGT16	50.251,7	348.680.200		MSC 60	44.351,5	301.482.500
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	50.546,9	351.042.000		SB 30C	36.174,2	236.112.900
	UGT10000	51.488,5	358.618.300	SB60 *2	52.728,7	368.496.300	
	UGT16000	60.381,0	443.047.900	Rolls-Royce	501-KB5S	40.975,3	274.469.200
	UGT15000	63.459,4	454.341.600		501-KH5	54.462,4	382.365.500
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13D	33.665,7	215.992.000	Siemens AG	SGT-100	45.073,4	307.254.000
	M1T-23	35.099,4	227.461.900		SGT-100	42.347,4	285.495.400
	M7A-01ST	49.719,9	344.475.900		SGT-100	47.562,4	327.166.200
	L20A	68.139,7	491.784.000		SGT-300	50.971,9	354.441.700
MAN TURBO AG	THM 1203A	32.924,5	210.062.800	Solar Turbines Incorporated	SGT-400	47.738,3	328.572.900
	THM 1304-9	46.792,8	321.012.900		Centaur 50	41.281,8	276.925.100
	THM 1304-11	42.352,7	285.488.300		Taurus 60	50.347,9	362.783.300
	THM 1304-12	44.632,7	303.728.300		Taurus 70	55.560,8	391.152.900
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	50.566,7	351.199.900	Vericor Power Systems	Mars 90	47.362,1	325.563.400
	SB30E	48.110,7	331.552.600		Mars 100	53.754,6	376.703.100
	MSC90	46.380,4	317.713.500	ASE 40 (VPS3)	39.850,4	265.469.600	
	MSC100	53.732,9	376.579.300	ASE 50 (VPS4)	44.040,8	298.993.200	

W<sub>ger</sub> – potência gerada pelo conjunto de turbinas a gás e a vapor, kW; E<sub>EXCEDENTE</sub> – energia elétrica disponível à venda para concessionária local, kWh/ano.

Tabela B5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 1.

Fabricante	Modelo	C <sub>comb TG</sub>	C <sub>total T</sub>	C <sub>DES</sub>	C <sub>TOTAL</sub>	Fabricante	Modelo	C <sub>comb TG</sub>	C <sub>total T</sub>	C <sub>DES</sub>	C <sub>TOTAL</sub>
Dresser-Rand	DR60G	0,354	12.351.400	2.513.333	14.864.740	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	SB60 *1	0,732	2.692.290	2.513.333	5.205.624
GE Energy	GE10	0,431	13.589.200	2.513.333	16.102.540		MSC 50	0,357	10.539.060	2.513.333	13.052.400
Oil & Gas	PGT16	0,353	12.302.700	2.513.333	14.816.040		MSC 60	0,346	10.546.120	2.513.333	13.059.450
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	0,377	12.398.070	2.513.333	14.911.400	Rolls-Royce	SB 30C	0,312	8.249.717	2.513.333	10.763.050
	UGT10000	0,675	2.957.329	2.513.333	5.470.663		SB60 *2	0,411	12.326.270	2.513.333	14.839.600
	UGT16000	0,473	14.651.680	3.033.334	17.685.020	501-KB5S	0,322	9.470.635	2.513.333	11.983.970	
	UGT15000	0,450	15.658.940	2.513.333	18.172.280	501-KH5	0,651	3.132.629	2.513.333	5.645.962	
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13D	0,295	7.514.404	2.513.333	10.027.740	Siemens AG	SGT-100	0,347	10.523.630	2.513.333	13.036.970
	M1T-23	0,297	7.847.463	2.513.333	10.360.800		SGT-100	0,326	9.932.852	2.513.333	12.446.190
	M7A-01ST	0,354	12.022.400	2.513.333	14.535.730		SGT-100	0,362	11.123.660	2.513.333	13.637.000
	L20A	0,463	16.256.090	2.513.333	18.769.430		SGT-300	0,380	11.960.580	2.513.333	14.473.910
MAN TURBO AG	THM 1203A	0,308	7.137.103	2.513.333	9.650.436		SGT-400	0,333	11.576.070	2.513.333	14.089.410
	THM 1304-9	0,375	10.570.170	2.513.333	13.083.500	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	0,329	9.727.419	2.513.333	12.240.750
	THM1304-11	0,325	9.802.162	2.513.333	12.315.500	Taurus 60	0,378	11.962.080	3.033.334	14.995.420	
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	THM1304-12	0,339	10.457.350	2.513.333	12.970.680	Taurus 70	0,400	13.511.120	2.513.333	16.024.460	
	MSC70	0,382	12.290.940	2.513.333	14.804.270	Mars 90	0,356	11.361.730	2.513.333	13.875.070	
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	SB30E	0,393	11.130.430	2.513.333	13.643.770	Mars 100	0,395	12.861.870	2.513.333	15.375.200	
	MSC90	0,352	11.159.970	2.513.333	13.673.310	Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	0,314	9.035.197	2.513.333	11.548.530
	MSC100	0,395	12.860.740	2.513.333	15.374.070	ASE 50 (VPS4)	0,333	10.291.000	2.513.333	12.804.330	

c<sub>comb TG</sub> – Custo do combustível usado na turbina a gás, US\$/s; c<sub>total T</sub> – custo total das turbinas a gás e a vapor, US\$/ano; c<sub>DES</sub> – custo da dessalinização, US\$/ano; c<sub>TOTAL</sub> – custo total da instalação, US\$/ano.

Tabela B6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 1.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>FUNÇÃO OBJETIVO (US\$/ano)</b>	<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>FUNÇÃO OBJETIVO (US\$/ano)</b>
Dresser-Rand	DR60G	14.563.450,00	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	SB60 *1	16.625.100,00
GE Energy Oil & Gas	GE10	16.278.870,00		MSC 50	14.108.370,00
	PGT16	14.530.380,00		MSC 60	13.985.780,00
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	15.243.510,00		SB 30C	12.677.580,00
	UGT10000	14.154.230,00	SB60 *2	15.626.440,00	
	UGT16000	18.022.600,00	Rolls-Royce	501-KB5S	13.022.630,00
	UGT15000	17.499.870,00		501-KH5	12.915.920,00
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13D	12.050.570,00	Siemens AG	SGT-100	13.821.450,00
	M1T-23	12.091.860,00		SGT-100	13.283.210,00
	M7A-01ST	14.382.980,00		SGT-100	14.244.380,00
	L20A	17.346.560,00		SGT-300	14.792.100,00
MAN TURBO AG	THM 1203A	12.206.970,00	Solar Turbines Incorporated	SGT-400	13.832.980,00
	THM 1304-9	14.252.430,00		Centaur 50	13.411.390,00
	THM 1304-11	13.117.210,00		Taurus 60	14.994.920,00
	THM 1304-12	13.629.640,00		Taurus 70	15.822.540,00
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	15.255.500,00	Mars 90	Mars 90	14.359.530,00
	SB30E	15.017.640,00		Mars 100	15.455.110,00
	MSC90	14.273.200,00	Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	12.623.440,00
	MSC100	15.452.560,00		ASE 50 (VPS4)	13.429.440,00

Tabela C1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 2.

Fabricante	Modelo	NCG	We	ṁg	η	Fabricante	Modelo	NCG	We	ṁg	η	
Dresser-Rand	DR60G	3	41.325	142,2	0,3499	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC90	4	37.160	156,8	0,3169	
GE Energy Oil & Gas	GE5	6	33.000	117,6	0,3066		MSC100	4	42.760	166,4	0,3248	
	GE10	4	45.000	190,0	0,3136		SB60 *1	3	37.470	165,0	0,2961	
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	5	41.500	167,0	0,3301		MSC 50	8	34.800	152,0	0,2923	
	UGT16000	3	48.900	295,5	0,3100		MSC 60	7	35.000	149,8	0,3033	
	UGT15000	3	52.500	216,6	0,3501		SB 30C	5	27.050	135,0	0,2597	
	UGT15000+	3	60.000	213,0	0,3600		SB60 *2	3	40.710	177,0	0,2970	
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-13	9	27.495	144,9	0,2510		Rolls-Royce	501-KB5S	8	31.176	123,2	0,2905
	MIT-13D	8	24.480	127,2	0,2488			501-KH5	7	45.129	128,8	0,4013
	MIT-23	6	25.578	117,6	0,2583		Siemens AG	SGT-100	8	34.744	140,8	0,3001
	M7A-01ST	6	40.086	133,2	0,3402	SGT-100		7	32.837	133,0	0,3018	
	M7A-02D	5	34.600	135,0	0,3117	SGT-100		7	35.315	136,5	0,3021	
	M7A-02	5	35.550	135,0	0,3134	SGT-100		7	36.743	144,9	0,3046	
MAN TURBO AG	THM 1203A	4	23.040	140,8	0,2247	SGT-300		5	39.545	148,5	0,3120	
	THM 1304-9	4	34.560	179,6	0,2765	SGT-400		3	38.628	117,9	0,3476	
	THM 1304-10	4	37.280	181,2	0,2804	SGT-500	3	51.000	276,0	0,3220		
	THM 1304-11	3	32.280	147,3	0,2978	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	7	32.200	133,7	0,2935	
	THM 1304-12	3	34.560	147,3	0,3056		Taurus 65	7	42.000	137,2	0,3291	
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	10	35.200	186,0	0,2787		Mars 90	4	37.800	160,8	0,3186	
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	6	41.040	153,0	0,3227	Mars 100	4	42.760	167,2	0,3246		
	SB30E	5	36.650	165,0	0,2797							

NCG – número de conjuntos a gás; We – potência de eixo gerada e dependente de ncg, kW; ṁg – vazão dos gases de exaustão e dependente de ncg, kg/s; η – eficiência do conjunto a gás.

Tabela C2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 2.

Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{NG}$	$\dot{m}_{BIG}$	$\dot{m}_{V\_HRSG}$	$Cp_{GÁS}$	Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{NG}$	$\dot{m}_{BIG}$	$\dot{m}_{V\_HRSG}$	$Cp_{GÁS}$
Dresser-Rand	DR60G	2,128	0,000	15,591	1,149	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC90	2,112	0,000	15,730	1,142
GE Energy Oil & Gas	GE5	1,939	0,000	16,344	1,171		MSC100	2,372	0,000	18,071	1,148
	GE10	2,585	0,000	20,240	1,146		SB60 *1	2,280	0,000	16,101	1,139
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	2,265	0,000	15,499	1,136		MSC 50	2,145	0,000	17,195	1,152
	UGT16000	2,842	0,000	18,761	1,112		MSC 60	2,079	0,000	15,905	1,146
	UGT15000	2,702	0,000	18,053	1,128		SB 30C	1,876	0,000	15,602	1,153
	UGT15000+	3,002	0,000	20,639	1,139		SB60 *2	2,469	0,000	19,468	1,149
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-13	1,973	0,000	17,356	1,157	Rolls-Royce	501-KB5S	1,933	0,000	16,504	1,167
	MIT-13D	1,773	0,000	15,684	1,159	501-KH5	2,026	0,000	15,881	1,159	
	MIT-23	1,784	0,000	16,132	1,170	Siemens AG	SGT-100	2,085	0,000	17,212	1,159
	M7A-01ST	2,123	0,000	16,283	1,159		SGT-100	1,960	0,000	16,118	1,158
	M7A-02D	1,999	0,000	15,838	1,155		SGT-100	2,106	0,000	17,604	1,164
	M7A-02	2,044	0,000	16,265	1,157		SGT-100	2,173	0,000	17,866	1,159
MAN TURBO AG	THM 1203A	1,847	0,000	16,617	1,155		SGT-300	2,283	0,000	18,678	1,161
	THM 1304-9	2,252	0,000	19,754	1,149		SGT-400	2,002	0,000	15,583	1,166
	THM 1304-10	2,395	0,000	20,435	1,151	SGT-500	2,853	0,000	19,424	1,118	
	THM 1304-11	1,953	0,000	16,869	1,153	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	1,976	0,000	15,545	1,154
	THM 1304-12	2,037	0,000	16,869	1,153		Taurus 65	2,299	0,000	17,743	1,164
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	2,275	0,000	16,946	1,134		Mars 90	2,137	0,000	16,187	1,142
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC70	2,291	0,000	16,139	1,146	Mars 100	2,373	0,000	18,100	1,148	
	SB30E	2,360	0,000	18,723	1,152						

$\dot{m}_{NG}$  – vazão de gás natural, kg/s;  $\dot{m}_{BIG}$  – vazão de biomassa gaseificada, kg/s;  $\dot{m}_{V\_HRSG}$  – vazão de vapor na caldeira de recuperação, kg/s;  $Cp_{GÁS}$  – calor específico do gás queimado, kJ/(kg.K).

Tabela C3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de extração e condensação – Caso 2.

Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{V\_TEC}$	$\dot{m}_{COND\_TEC}$	$We_{TEC}$	Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{V\_TEC}$	$\dot{m}_{COND\_TEC}$	$We_{TEC}$
Dresser-Rand	DR60G	15,591	10,962	9.116,3	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC90	15,730	11,101	9.220,4
GE Energy Oil & Gás	GE5	16,344	11,714	9.679,4		MSC100	18,071	13,442	10.972,9
	GE10	20,240	15,610	12.596,0		SB60 *1	16,101	11,471	9.497,6
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	15,499	10,869	9.046,9		MSC 50	17,195	12,565	10.316,7
	UGT16000	18,761	14,131	11.489,0		MSC 60	15,905	11,276	9.351,5
	UGT15000	18,053	13,424	10.959,4		SB 30C	15,602	10,972	9.124,2
	UGT15000+	20,639	16,009	12.894,9	SB60 *2	19,468	14,839	12.018,7	
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	17,356	12,726	10.437,3	Rolls-Royce	501-KB5S	16,504	11,874	9.799,3
	M1T-13D	15,684	11,054	9.185,7		501-KH5	15,881	11,252	9.333,4
	M1T-23	16,132	11,503	9.521,4	Siemens AG	SGT-100	17,201	12,571	10.321,4
	M7A-01ST	16,283	11,653	9.633,9		SGT-100	16,118	11,488	9.510,4
	M7A-02D	15,838	11,209	9.301,2		SGT-100	17,604	12,975	10.623,2
	M7A-02	16,265	11,635	9.620,7		SGT-100	17,866	13,237	10.819,4
MAN TURBO AG	THM 1203A	16,617	11,988	9.884,5		SGT-300	18,678	14,048	11.426,9
	THM 1304-9	19,754	15,125	12.232,8		SGT-400	15,583	10,954	9.110,3
	THM 1304-10	20,435	15,805	12.742,2	SGT-500	19,424	14,794	11.985,4	
	THM 1304-11	16,869	12,239	10.072,7	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	15,545	10,916	9.081,8
	THM 1304-12	16,869	12,239	10.072,7		Taurus 65	17,743	13,114	10.727,3
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	16,946	12,317	10.130,6		Mars 90	16,187	11,557	9.562,1
	MSC70	16,139	11,510	9.526,7	Mars 100	18,100	13,471	10.994,6	
	SB30E	18,723	14,093	11.460,7					

$\dot{m}_{V\_TEC}$  – vazão de vapor admitida na turbina de extração e condensação, kg/s;  $\dot{m}_{COND\_TEC}$  – vazão de condensado produzido na turbina de extração e condensação, kg/s;  $We_{TEC}$  – potência gerada pela turbina de extração e condensação, kW.

Tabela C4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 2.

Fabricante	Modelo	W <sub>ger</sub>	E <sub>EXCEDENTE</sub>	Fabricante	Modelo	W <sub>ger</sub>	E <sub>EXCEDENTE</sub>
Dresser-Rand	DR60G	50.441,3	350.239.900	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC90	46.380,4	317.709.600
GE Energy Oil & Gas	GE5	42.679,4	288.155.700		MSC100	53.732,9	376.534.000
	GE10	57.596,0	407.434.400		SB60 *1	46.967,6	322.407.500
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	50.546,9	351.103.000		MSC 50	45.116,7	307.600.600
	UGT16000	60.389,0	429.778.700		MSC 60	44.351,5	301.482.500
	UGT15000	63.459,4	454.341.600		SB 30C	36.174,2	236.064.400
	UGT15000+	72.894,9	529.825.700		SB60 *2	52.728,7	368.496.300
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	37.932,3	250.124.700	Rolls-Royce	501-KB5S	40.975,3	274.469.200
	M1T-13D	33.665,7	215.992.000		501-KH5	54.462,4	382.415.300
	M1T-23	35.099,4	227.461.900	Siemens AG	SGT-100	45.065,4	320.523.200
	M7A-01ST	49.719,9	344.405.000		SGT-100	42.347,4	285.502.100
	M7A-02D	43.901,2	297.876.200		SGT-100	45.938,2	314.157.200
	M7A-02	45.170,7	308.074.800		SGT-100	47.562,4	327.166.200
MAN TURBO AG	THM 1203A	32.924,5	210.062.800		SGT-300	50.971,9	354.441.800
	THM 1304-9	46.792,8	321.008.900		SGT-400	47.738,3	328.572.900
	THM 1304-10	50.022,2	346.844.500	SGT-500	62.985,4	450.549.800	
	THM 1304-11	42.352,7	285.488.300	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	41.281,8	276.921.200
	THM 1304-12	44.632,7	303.728.300		Taurus 65	52.727,3	368.485.200
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	45.330,6	309.361.200		Mars 90	47.362,1	325.579.300
	MSC70	50.566,7	351.199.900	Mars 100	53.754,6	376.703.100	
	SB30E	48.110,7	331.552.600				

W<sub>ger</sub> – potência gerada pelo conjunto de turbinas a gás e a vapor, kW; E<sub>EXCEDENTE</sub> – energia elétrica disponível à venda para concessionária local, kWh/ano.

Tabela C5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 2.

Fabricante	Modelo	C <sub>comb TG</sub>	C <sub>total T</sub>	C <sub>DES</sub>	C <sub>TOTAL</sub>	Fabricante	Modelo	C <sub>comb TG</sub>	C <sub>total T</sub>	C <sub>DES</sub>	C <sub>TOTAL</sub>	
Dresser-Rand	DR60G	0,683	2.898.329	2.513.333	5.411.663	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC90	0,679	2.659.640	2.513.333	5.172.974	
GE Energy	GE5	0,623	2.439.787	2.513.333	4.953.120		MSC100	0,762	3.079.410	2.513.333	5.592.743	
Oil & Gas	GE10	0,830	3.295.474	2.513.333	5.808.807		SB60 *1	0,732	2.692.290	2.513.333	5.205.624	
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	0,728	2.904.962	2.513.333	5.418.295		MSC 50	0,689	2.578.577	2.513.333	5.091.911	
	UGT16000	0,913	3.466.248	2.513.333	5.979.582		MSC 60	0,668	2.539.884	2.513.333	5.053.218	
	UGT15000	0,868	3.649.592	2.513.333	6.162.926		SB 30C	0,603	2.062.041	2.513.333	4.575.374	
	UGT15000+	0,964	4.190.282	2.513.333	6.703.615		SB60 *2	0,793	3.013.874	2.513.333	5.527.207	
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	0,634	2.156.703	2.513.333	4.670.037		Rolls-Royce	501-KB5S	0,621	2.339.139	2.513.333	4.852.472
	M1T-13D	0,569	1.914.615	2.513.333	4.427.948		501-KH5	0,651	3.132.629	2.513.333	5.645.962	
	M1T-23	0,573	1.996.507	2.513.333	4.509.841		Siemens AG	SGT-100	0,670	2.575.539	3.033.334	5.608.872
	M7A-01ST	0,682	2.852.743	2.513.333	5.366.076	SGT-100		0,630	2.421.403	2.513.333	4.934.737	
	M7A-02D	0,642	2.513.812	2.513.333	5.027.146	SGT-100		0,676	2.624.771	2.513.333	5.138.104	
M7A-02	0,656	2.586.181	2.513.333	5.099.514	SGT-100	0,698		2.718.718	2.513.333	5.232.052		
THM 1203A	0,593	1.866.713	2.513.333	4.380.046	SGT-300	0,733		2.914.678	2.513.333	5.428.012		
MAN TURBO AG	THM 1304-9	0,723	2.664.585	2.513.333	5.177.919	SGT-400	0,643	2.739.934	2.513.333	5.253.267		
	THM 1304-10	0,769	2.850.621	2.513.333	5.363.954	SGT-500	0,916	3.615.262	2.513.333	6.128.596		
	THM 1304-11	0,627	2.418.126	2.513.333	4.931.460	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	0,635	2.361.683	2.513.333	4.875.016	
	THM 1304-12	0,654	2.551.764	2.513.333	5.065.097	Taurus 65	0,739	3.022.036	2.513.333	5.535.369		
	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	0,731	2.592.298	2.513.333	5.105.631	Mars 90	0,687	2.715.001	2.513.333	5.228.334	
	MSC70	0,736	2.903.056	2.513.333	5.416.389	Mars 100	0,762	3.080.539	2.513.333	5.593.873		
	SB30E	0,758	2.746.762	2.513.333	5.260.096							

c<sub>comb TG</sub> – Custo do combustível usado na turbina a gás, US\$/s; c<sub>total T</sub> – custo total das turbinas a gás e a vapor, US\$/ano; c<sub>DES</sub> – custo da dessalinização, US\$/ano; c<sub>TOTAL</sub> – custo total da instalação, US\$/ano.



Tabela C6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 2.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>FUNÇÃO OBJETIVO (US\$/ano)</b>	<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>FUNÇÃO OBJETIVO (US\$/ano)</b>
Dresser-Rand	DR60G	14.586.970,00	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC90	15.182.760,00
GE Energy Oil & Gas	GE5	14.242.410,00		MSC100	16.238.290,00
	GE10	17.501.670,00		SB60 *1	16.625.100,00
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	15.838.280,00		MSC 50	15.702.350,00
	UGT16000	19.373.620,00		MSC 60	15.240.240,00
	UGT15000	17.525.520,00		SB 30C	14.848.450,00
	UGT15000+	18.583.300,00		SB60 *2	17.312.420,00
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	15.420.280,00		Rolls-Royce	501-KB5S
	M1T-13D	14.347.830,00	501-KH5		12.914.420,00
	M1T-23	14.186.560,00	Siemens AG	SGT-100	15.285.050,00
	M7A-01ST	14.671.860,00		SGT-100	14.503.860,00
	M7A-02D	14.586.830,00		SGT-100	15.191.530,00
	M7A-02	14.762.340,00		SGT-100	15.519.550,00
MAN TURBO AG	THM 1203A	15.164.120,00		SGT-300	15.917.680,00
	THM 1304-9	16.377.160,00	SGT-400	13.913.850,00	
	THM 1304-10	17.116.860,00	SGT-500	19.006.170,00	
	THM 1304-11	14.432.480,00	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	14.849.130,00
	THM 1304-12	14.798.990,00		Taurus 65	15.750.490,00
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	16.868.950,00		Mars 90	15.233.590,00
	MSC70	16.072.360,00	Mars 100	16.244.250,00	
	SB30E	17.148.200,00			

Tabela D1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 3.

Fabricante	Modelo	NCG	$\dot{W}_e$	$\dot{m}_g$	$\eta$
GE Energy Oil & Gas	GE5	3	16.500	58,8	0,3066
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	4	26.800	124,0	0,3069
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-23	3	12.789	58,8	0,2583
	M7A-02D	3	20.760	81,0	0,3117
	M7A-02	3	21.330	81,0	0,3134
MAN TURBO AG	THM 1304-12	2	23.040	98,2	0,3056
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	5	17.600	93,0	0,2787
	MSC 60	4	20.000	85,6	0,3033
	SB 30C	3	16.230	81,0	0,2597
Rolls-Royce	501-KB7S	4	20.980	84,4	0,3145
	501-KH5	4	25.788	73,6	0,4013
Siemens AG	SGT-100	5	21.715	88,0	0,3001
	SGT-100	4	18.764	76,0	0,3018
	SGT-100	4	20.180	78,0	0,3021
	SGT-100	4	20.996	82,8	0,3046
	SGT-200	3	20.244	87,6	0,3153
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	4	14.080	76,0	0,2787
	Mercury 50	7	32.200	124,6	0,3850
	Taurus 60	4	22.680	86,8	0,3151
	Taurus 65	4	24.000	78,4	0,3291
	Taurus 70	3	22.560	80,7	0,3380
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	5	16.430	64,5	0,2827

NCG – número de conjuntos a gás;  $\dot{W}_e$  – potência de eixo gerada e dependente de ncg, kW;  $\dot{m}_g$  – vazão dos gases de exaustão e dependente de ncg, kg/s;  $\eta$  – eficiência do conjunto a gás.

Tabela D2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 3.

Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{NG}$	$\dot{m}_{BIG}$	$\dot{m}_{V\_HRSG}$	$Cp_{GÁS}$
GE Energy Oil & Gas	GE5	0,969	0,000	8,172	1,171
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	0,000	4,720	10,920	1,132
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-23	0,892	0,000	8,066	1,170
	M7A-02D	1,200	0,000	9,503	1,155
	M7A-02	1,226	0,000	9,759	1,157
MAN TURBO AG	THM 1304-12	0,000	4,075	11,246	1,153
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	1,137	0,000	8,473	1,134
	MSC 60	1,188	0,000	9,089	1,146
	SB 30C	0,000	3,378	9,361	1,153
Rolls-Royce	501-KB7S	1,202	0,000	9,459	1,151
	501-KH5	1,158	0,000	9,075	1,159
Siemens AG	SGT-100	1,303	0,000	10,757	1,159
	SGT-100	1,120	0,000	9,210	1,158
	SGT-100	0,000	3,610	10,060	1,164
	SGT-100	1,242	0,000	10,209	1,159
	SGT-200	1,157	0,000	8,848	1,142
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,910	0,000	7,002	1,135
	Mercury 50	1,507	0,000	8,728	1,117
	Taurus 60	1,297	0,000	10,092	1,154
	Taurus 65	1,314	0,000	10,139	1,164
	Taurus 70	0,000	3,608	8,680	1,147
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	1,047	0,000	8,931	1,104

$\dot{m}_{NG}$  – vazão de gás natural, kg/s;  $\dot{m}_{BIG}$  – vazão de biomassa gaseificada, kg/s;  $\dot{m}_{V\_HRSG}$  – vazão de vapor na caldeira de recuperação, kg/s;  $Cp_{GÁS}$  – calor específico do gás queimado, kJ/(kg.K).

Tabela D3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de contrapressão – Caso 3.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b><math>\dot{m}_{V\_TVCP}</math></b>	<b><math>We_{TVCP}</math></b>
GE Energy Oil & Gás	GE5	6,94	1.366
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	6,94	1.366
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-23	6,94	1.366
	M7A-02D	6,94	1.366
	M7A-02	6,94	1.366
MAN TURBO AG	THM 1304-12	6,94	1.366
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	6,94	1.366
	MSC 60	6,94	1.366
	SB 30C	6,94	1.366
Rolls-Royce	501-KB7S	6,94	1.366
	501-KH5	6,94	1.366
Siemens AG	SGT-100	6,94	1.366
	SGT-100	6,94	1.366
	SGT-100	6,94	1.366
	SGT-100	6,94	1.366
	SGT-200	6,94	1.366
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	6,94	1.366
	Mercury 50	6,94	1.366
	Taurus 60	6,94	1.366
	Taurus 65	6,94	1.366
	Taurus 70	6,94	1.366
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	6,94	1.366

$\dot{m}_{V\_TVCP}$  – vazão de vapor admitida na turbina a vapor de contrapressão, kg/s;  $We_{TVCP}$  – potência gerada pela turbina a vapor de contrapressão, kW.

Tabela D4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 3.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>W<sub>ger</sub></b>	<b>E<sub>EXCEDENTE</sub></b>
GE Energy Oil & Gas	GE5	17.865,6	102.925.000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	28.165,6	185.325.000
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-23	14.154,6	73.237.000
	M7A-02D	22.125,6	137.005.000
	M7A-02	22.695,6	141.565.000
MAN TURBO AG	THM 1304-12	24.405,6	155.245.000
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	18.965,6	111.725.000
	MSC 60	21.365,6	130.925.000
	SB 30C	17.595,6	100.765.000
Rolls-Royce	501-KB7S	22.345,6	138.765.000
	501-KH5	27.153,6	177.229.000
Siemens AG	SGT-100	23.080,6	144.645.000
	SGT-100	20.129,6	121.037.000
	SGT-100	21.545,6	132.364.600
	SGT-100	22.361,6	138.893.000
	SGT-200	21.609,6	132.877.000
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	15.445,6	21.397.510
	Mercury 50	33.565,6	228.525.000
	Taurus 60	24.045,6	152.365.000
	Taurus 65	25.365,6	162.925.000
	Taurus 70	23.925,6	151.405.000
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	17.795,6	102.365.000

W<sub>ger</sub> – potência gerada pelo conjunto de turbinas a gás e a vapor, kW; E<sub>EXCEDENTE</sub> – energia elétrica disponível à venda para concessionária local, kWh/ano.

Tabela D5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 3.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>C<sub>comb TG</sub></b>	<b>C<sub>total T</sub></b>	<b>C<sub>DES</sub></b>	<b>C<sub>TOTAL</sub></b>
GE Energy Oil & Gas	GE5	0,311	1.073.485	30.070.430	31.143.910
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	0,262	7.807.688	34.378.170	42.185.860
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-23	0,286	855.973	35.820.430	36.676.400
	M7A-02D	0,385	1.323.177	29.758.010	31.081.180
	M7A-02	0,394	1.356.586	34.964.740	36.321.320
MAN TURBO AG	THM 1304-12	0,226	6.727.204	34.213.120	40.940.320
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	0,365	1.137.960	29.999.710	31.137.670
	MSC 60	0,382	1.278.631	29.855.200	31.133.830
	SB 30C	0,187	4.770.265	29.791.300	34.561.560
Rolls-Royce	501-KB7S	0,386	1.336.072	29.768.230	31.104.300
	501-KH5	0,372	1.617.883	35.310.500	36.928.390
Siemens AG	SGT-100	0,419	1.379.152	29.463.600	30.842.760
	SGT-100	0,360	1.206.185	29.826.740	31.032.920
	SGT-100	0,200	5.905.333	34.812.810	40.718.140
	SGT-100	0,399	1.337.010	29.592.220	30.929.230
	SGT-200	0,372	1.292.933	35.425.110	36.718.040
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,292	931.642	27.908.800	28.840.440
	Mercury 50	0,484	1.993.710	29.939.920	31.933.630
	Taurus 60	0,416	1.435.714	34.796.320	36.232.040
	Taurus 65	0,422	1.513.083	29.608.720	31.121.810
	Taurus 70	0,200	6.589.270	35.510.020	42.099.290
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	0,336	1.069.383	29.892.260	30.961.640

c<sub>comb\_TG</sub> – Custo do combustível usado na turbina a gás, US\$/s; c<sub>total\_T</sub> – custo total das turbinas a gás e a vapor, US\$/ano; c<sub>DES</sub> – custo da dessalinização, US\$/ano; c<sub>TOTAL</sub> – custo total da instalação, US\$/ano.

Tabela D6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 3.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>FUNÇÃO OBJETIVO (US\$/ano)</b>
GE Energy Oil & Gas	GE5	37.023.150,00
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	44.170.840,00
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-23	42.729.580,00
	M7A-02D	38.068.620,00
	M7A-02	43.417.420,00
MAN TURBO AG	THM 1304-12	42.796.840,00
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	38.308.000,00
	MSC 60	38.195.510,00
	SB 30C	36.937.360,00
Rolls-Royce	501-KB7S	38.056.500,00
	501-KH5	42.320.610,00
Siemens AG	SGT-100	38.560.830,00
	SGT-100	37.764.210,00
	SGT-100	42.517.860,00
	SGT-100	38.249.570,00
	SGT-200	43.432.590,00
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	36.616.180,00
	Mercury 50	39.014.640,00
	Taurus 60	43.655.900,00
	Taurus 65	38.388.160,00
	Taurus 70	43.323.480,00
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	37.576.390,00

Tabela E1 – Valores otimizados das características das turbinas a gás – Caso 4.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>NCG</b>	<b>We</b>	<b>ṁg</b>	<b>η</b>
Dresser-Rand	DR60G	2	27.550	94,8	0,3499
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	3	24.900	100,2	0,3301
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	5	15.275	80,5	0,2510
	M1T-13D	5	15.300	79,5	0,2488
	M7A-01D	4	22.156	87,2	0,3011
	M7A-01ST	3	20.043	66,6	0,3402
	M7A-02D	3	20.760	81,0	0,3117
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	5	17.600	93,0	0,2787
	SB30E	3	21.990	99,0	0,2797
Rolls-Royce	501-KB5S	4	15.588	61,6	0,2905
	501-KB7S	4	20.980	84,4	0,3145
Siemens AG	SGT-100	4	17.372	70,4	0,3001
	SGT-100	5	23.455	95,0	0,3018
	SGT-200	3	20.244	87,6	0,3153
	SGT-300	3	23.727	89,1	0,3120
	SGT-400	2	25.752	78,6	0,3476
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	4	14.080	76,0	0,2787
	Centaur 50	4	18.400	76,4	0,2935
	Mercury 50	7	32.200	124,6	0,3850
	Taurus 65	4	24.000	78,4	0,3291
	Mars 90	2	18.900	80,4	0,3186

NCG – número de conjuntos a gás; We – potência de eixo gerada e dependente de ncg, kW; ṁg – vazão dos gases de exaustão e dependente de ncg, kg/s; η – eficiência do conjunto a gás.



Tabela E2 – Valores otimizados das vazões mássicas e de calores específicos relacionados a turbinas a gás – Caso 4.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b><math>\dot{m}_{NG}</math></b>	<b><math>\dot{m}_{BIG}</math></b>	<b><math>\dot{m}_{V\_HRSG}</math></b>	<b><math>C_{pGÁS}</math></b>
Dresser-Rand	DR60G	1,418	0,000	10,394	1,149
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	1,359	0,000	9,299	1,136
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	1,096	0,000	9,642	1,157
	M1T-13D	1,108	0,000	9,802	1,159
	M7A-01D	1,325	0,000	11,122	1,163
	M7A-01ST	1,061	0,000	8,141	1,159
	M7A-02D	0,000	3,600	9,503	1,155
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	1,137	0,000	8,473	1,134
	SB30E	1,416	0,000	11,234	1,152
Rolls-Royce	501-KB5S	0,967	0,000	8,252	1,167
	501-KB7S	1,202	0,000	9,459	1,151
Siemens AG	SGT-100	0,000	3,129	8,606	1,159
	SGT-100	1,400	0,000	11,513	1,158
	SGT-200	1,157	0,000	8,848	1,142
	SGT-300	1,370	0,000	11,207	1,161
	SGT-400	1,335	0,000	10,389	1,166
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,910	0,000	7,002	1,135
	Centaur 50	1,129	0,000	8,883	1,154
	Mercury 50	1,507	0,000	8,728	1,117
	Taurus 65	1,314	0,000	10,139	1,164
	Mars 90	1,069	0,000	8,093	1,142

$\dot{m}_{NG}$  – vazão de gás natural, kg/s;  $\dot{m}_{BIG}$  – vazão de biomassa gaseificada, kg/s;  $\dot{m}_{V\_HRSG}$  – vazão de vapor na caldeira de recuperação, kg/s;  $C_{pGÁS}$  – calor específico do gás queimado, kJ/(kg.K).

Tabela E3 – Valores otimizados das vazões mássicas na turbina a vapor de contrapressão – Caso 4.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b><math>\dot{m}_{V\_TVCP}</math></b>	<b><math>We_{TEC}</math></b>
Dresser-Rand	DR60G	6,94	1.366
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	6,94	1.366
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-13	6,94	1.366
	MIT-13D	6,94	1.366
	M7A-01D	6,94	1.366
	M7A-01ST	6,94	1.366
	M7A-02D	6,94	1.366
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	6,94	1.366
	SB30E	6,94	1.366
Rolls-Royce	501-KB5S	6,94	1.366
	501-KB7S	6,94	1.366
Siemens AG	SGT-100	6,94	1.366
	SGT-100	6,94	1.366
	SGT-200	6,94	1.366
	SGT-300	6,94	1.366
	SGT-400	6,94	1.366
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	6,94	1.366
	Centaur 50	6,94	1.366
	Mercury 50	6,94	1.366
	Taurus 65	6,94	1.366
	Mars 90	6,94	1.366

$\dot{m}_{V\_TVCP}$  – vazão de vapor admitida na turbina a vapor de contrapressão, kg/s;  $We_{TVCP}$  – potência gerada pela turbina a vapor de contrapressão, kW.

Tabela E4 – Valores otimizados da potência gerada pela instalação e do excedente energético – Caso 4.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>W<sub>ger</sub></b>	<b>E<sub>EXCEDENTE</sub></b>
Dresser-Rand	DR60G	28.915,6	191.325.000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	26.265,6	170.125.000
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	16.640,6	93.125.000
	M1T-13D	16.665,6	93.325.000
	M7A-01D	23.521,6	148.173.000
	M7A-01ST	21.408,6	131.269.000
	M7A-02D	22.125,6	137.005.000
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	18.965,6	111.725.000
	SB30E	23.355,6	146.845.000
Rolls-Royce	501-KB5S	16.953,6	95.629.000
	501-KB7S	22.345,6	138.765.000
Siemens AG	SGT-100	18.737,6	109.901.000
	SGT-100	24.820,6	158.565.000
	SGT-200	21.609,6	132.877.000
	SGT-300	25.092,6	160.741.000
	SGT-400	27.117,6	176.941.000
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	15.445,6	21.397.510
	Centaur 50	19.765,6	118.125.000
	Mercury 50	33.565,6	228.525.000
	Taurus 65	25.365,6	162.925.000
	Mars 90	20.265,6	122.125.000

W<sub>ger</sub> – potência gerada pelo conjunto de turbinas a gás e a vapor, kW; E<sub>EXCEDENTE</sub> – energia elétrica disponível à venda para concessionária local, kWh/ano.

Tabela E5 – Valores otimizados dos custos inerentes à instalação – Caso 4.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>C<sub>comb TG</sub></b>	<b>C<sub>total T</sub></b>	<b>C<sub>DES</sub></b>	<b>C<sub>TOTAL</sub></b>
Dresser-Rand	DR60G	0,456	1.721.159	29.548.840	31.270.000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	0,437	1.565.835	35.197.190	36.763.020
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	M1T-13	0,352	1.001.685	35.023.820	36.025.500
	M1T-13D	0,356	1.003.150	34.942.770	35.945.920
	M7A-01D	0,426	1.405.001	29.377.970	30.782.970
	M7A-01ST	0,341	1.281.151	30.077.560	31.358.710
	M7A-02D	0,200	11.184.080	29.758.010	40.942.090
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	0,365	1.137.960	29.999.710	31.137.670
	SB30E	0,455	1.395.271	29.351.790	30.747.060
Rolls-Royce	501-KB5S	0,311	1.020.030	30.051.630	31.071.670
	501-KB7S	0,386	1.336.072	29.768.230	31.104.300
Siemens AG	SGT-100	0,174	9.376.218	35.547.620	44.923.840
	SGT-100	0,450	1.481.139	29.286.350	30.767.490
	SGT-200	0,372	1.292.933	35.425.110	36.718.040
	SGT-300	0,440	1.497.082	29.358.160	30.855.240
	SGT-400	0,429	1.615.773	29.550.100	31.165.870
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,292	931.642	31.111.260	32.042.910
	Centaur 50	0,363	1.184.850	35.407.560	36.592.410
	Mercury 50	0,484	1.993.710	29.939.920	31.933.630
	Taurus 65	0,422	1.513.083	29.608.720	31.121.810
	Mars 90	0,343	1.214.157	30.088.820	31.302.980

c<sub>comb TG</sub> – Custo do combustível usado na turbina a gás, US\$/s; c<sub>total T</sub> – custo total das turbinas a gás e a vapor, US\$/ano; c<sub>DES</sub> – custo da dessalinização, US\$/ano; c<sub>TOTAL</sub> – custo total da instalação, US\$/ano.

Tabela E6 – Valores otimizados das funções objetivos – Caso 4.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>FUNÇÃO OBJETIVO (US\$/ano)</b>
Dresser-Rand	DR60G	38.651.920,00
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	44.231.110,00
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-13	43.372.850,00
	MIT-13D	43.395.940,00
	M7A-01D	38.599.050,00
	M7A-01ST	37.239.610,00
	M7A-02D	42.585.620,00
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	38.308.000,00
	SB30E	39.442.510,00
Rolls-Royce	501-KB5S	37.145.340,00
	501-KB7S	38.056.500,00
Siemens AG	SGT-100	46.627.860,00
	SGT-100	38.963.530,00
	SGT-200	43.432.590,00
	SGT-300	38.706.760,00
	SGT-400	38.202.820,00
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	39.818.640,00
	Centaur 50	43.495.380,00
	Mercury 50	39.014.640,00
	Taurus 65	38.388.160,00
	Mars 90	37.525.540,00

Tabela F1 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzida e de potência requerida pelo sistema de duplo propósito – Caso 1.

Fabricante	Modelo	AP <sub>ROE</sub>	W <sub>eROE</sub>	AP <sub>MED</sub>	Fabricante	Modelo	AP <sub>ROE</sub>	W <sub>eROE</sub>	AP <sub>MED</sub>
Dresser-Rand	DR60G	0,1157	1.666,6670	0,0000	Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd,	SB30E	0,1157	1.666,6670	0,0000
GE Energy Oil & Gas	GE10	0,1157	1.666,1750	0,0000		MSC90	0,1157	1.666,1750	0,0000
	PGT16	0,1157	1.666,6670	0,0000		MSC100	0,1153	1.660,5080	0,0000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	0,1157	1.666,6670	0,0000		Rolls-Royce	SB60 *1	0,1157	1.666,6670
	UGT10000	0,1154	1.661,1670	0,0000	SB60 *2		0,1157	1.666,6670	0,0000
	UGT16000	0,0000	0,0000	0,1157	501-KB5S	0,1157	1.666,6670	0,0000	
	UGT15000	0,1157	1.666,6670	0,0000	501-KH5	0,1157	1.666,6670	0,0000	
Kawasaki Heavy Industries, Ltd,	M1T-13D	0,1157	1.666,6670	0,0000	Siemens AG	SGT-100	0,1157	1.666,6670	0,0000
	M1T-23	0,1157	1.666,6670	0,0000		SGT-100	0,1153	1.660,4450	0,0000
	M7A-01ST	0,1153	1.660,4450	0,0000		SGT-100	0,1157	1.666,6670	0,0000
	L20A	0,1157	1.666,6670	0,0000		SGT-300	0,1157	1.666,6670	0,0000
MAN TURBO AG	THM 1203A	0,1157	1.666,6670	0,0000	Solar Turbines Incorporated	SGT-400	0,1157	1.666,6670	0,0000
	THM 1304-9	0,1157	1.666,1750	0,0000		Centaur 50	0,1157	1.666,1750	0,0000
	THM 1304-11	0,1157	1.666,6670	0,0000		Taurus 60	0,0000	0,0000	0,1157
	THM 1304-12	0,1157	1.666,6670	0,0000		Taurus 70	0,1157	1.666,6670	0,0000
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd,	MSC50	0,1153	1.660,4450	0,0000	Vericor Power Systems	Mars 90	0,1157	1.666,6670	0,0000
	MSC60	0,1157	1.666,1750	0,0000		Mars 100	0,1157	1.666,6670	0,0000
	SB30C	0,1153	1.660,1130	0,0000		ASE 40 (VPS3)	0,1157	1.666,6670	0,0000
	MSC70	0,1157	1.666,6650	0,0000		ASE 50 (VPS4)	0,1157	1.666,6670	0,0000

AP<sub>ROE</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade ROE, m<sup>3</sup>/s; W<sub>eROE</sub> – potência requerida pela unidade ROE, kW; AP<sub>MED</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade MED, m<sup>3</sup>/s.

Tabela F2 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzida e de potência requerida pelo sistema de duplo propósito – Caso 2.

Fabricante	Modelo	AP <sub>ROE</sub>	W <sub>eROE</sub>	AP <sub>MED</sub>	Fabricante	Modelo	AP <sub>ROE</sub>	W <sub>eROE</sub>	AP <sub>MED</sub>
Dresser-Rand	DR60G	0,1154	1.661,33	0,0000	Mitsui Eng, & Shipbuilding Co., Ltd,	SB30C	0,1157	1.666,18	0,0000
GE Energy Oil & Gás	GE5	0,1153	1.659,96	0,0000		MSC70	0,1157	1.666,67	0,0000
	GE10	0,1157	1.666,67	0,0000		SB30E	0,1157	1.666,67	0,0000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	0,1152	1.659,04	0,0000		MSC90	0,1157	1.666,67	0,0000
	UGT16000	0,1157	1.666,67	0,0000		MSC100	0,1157	1.666,18	0,0000
	UGT15000	0,1157	1.666,67	0,0000		SB60 *1	0,1157	1.666,67	0,0000
	UGT15000+	0,1157	1.666,67	0,0000		SB60 *2	0,1157	1.666,67	0,0000
Kawasaki Heavy Industries, Ltd,	M1T-13	0,1157	1.666,67	0,0000		Rolls-Royce	501-KB5S	0,1157	1.666,67
	M1T-13D	0,1157	1.666,67	0,0000	501-KH5		0,1153	1.660,45	0,0000
	M1T-23	0,1157	1.666,67	0,0000	Siemens AG	SGT-100	0,0000	0,00	0,1157
	M7A-01ST	0,1159	1.669,32	0,0000		SGT-100	0,1153	1.659,61	0,0000
	M7A-02D	0,1157	1.666,67	0,0000		SGT-100	0,1159	1.668,58	0,0000
	M7A-02	0,1154	1.661,30	0,0000		SGT-100	0,1157	1.666,67	0,0000
MAN TURBO AG	THM 1203A	0,1157	1.666,67	0,0000		SGT-300	0,1157	1.666,65	0,0000
	THM 1304-9	0,1157	1.666,67	0,0000	SGT-400	0,1157	1.666,67	0,0000	
	THM 1304-10	0,1157	1.666,67	0,0000	SGT-500	0,1157	1.666,67	0,0000	
	THM 1304-11	0,1157	1.666,67	0,0000	Solar Turbines Incorporated	Centaur 50	0,1157	1.666,67	0,0000
	THM 1304-12	0,1157	1.666,67	0,0000		Taurus 65	0,1157	1.666,67	0,0000
Mitsui Eng, & Shipbuilding Co., Ltd,	MSC40	0,1153	1.660,41	0,0000		Mars 90	0,1156	1.664,68	0,0000
	MSC50	0,1157	1.666,67	0,0000	Mars 100	0,1157	1.666,67	0,0000	
	MSC60	0,1157	1.666,18	0,0000					

AP<sub>ROE</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade ROE, m<sup>3</sup>/s; W<sub>eROE</sub> – potência requerida pela unidade ROE, kW; AP<sub>MED</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade MED, m<sup>3</sup>/s.

Tabela F3 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzidas pelo sistema híbrido – Caso 3.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>AP<sub>ROE</sub></b>	<b>AP<sub>ROS</sub></b>	<b>AP<sub>MED</sub></b>	<b>AP<sub>MSF</sub></b>
GE Energy Oil & Gas	GE5	0,0000	0,0585	1,0989	0,0000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	0,0000	0,2020	0,0000	0,9554
Kawasaki Heavy Industries, Ltd.	MIT-23	0,0000	0,0530	0,0000	1,1044
	M7A-02D	0,0000	0,1281	1,0294	0,0000
	M7A-02	0,0000	0,1414	0,0000	1,0160
MAN TURBO AG	THM 1304-12	0,0000	0,2191	0,0000	0,9383
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd.	MSC 40	0,0000	0,0743	1,0832	0,0000
	MSC 60	0,0000	0,1064	1,0510	0,0000
	SB 30C	0,0000	0,1206	1,0368	0,0000
Rolls-Royce	501-KB7S	0,0000	0,1258	1,0316	0,0000
	501-KH5	0,0000	0,1057	0,0000	1,0517
Siemens AG	SGT-100	0,0000	0,1936	0,9638	0,0000
	SGT-100	0,0000	0,1128	1,0447	0,0000
	SGT-100	0,0000	0,1571	0,0000	1,0003
	SGT-100	0,0000	0,1650	0,9925	0,0000
	SGT-200	0,0000	0,0939	0,0000	1,0636
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,5396	0,0000	0,6178	0,0000
	Mercury 50	0,0000	0,0876	1,0698	0,0000
	Taurus 60	0,0000	0,1588	0,0000	0,9986
	Taurus 65	0,0000	0,1613	0,9961	0,0000
	Taurus 70	0,0000	0,0851	0,0000	1,0723
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	0,0000	0,0982	1,0592	0,0000

AP<sub>ROE</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade ROE, m<sup>3</sup>/s; AP<sub>ROS</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade ROS, m<sup>3</sup>/s; AP<sub>MED</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade MED, m<sup>3</sup>/s; AP<sub>MSF</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade MSF, m<sup>3</sup>/s.



Tabela F4 – Valores otimizados das vazões mássicas de vapor requeridas pelo sistema híbrido – Caso 3.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b><math>\dot{m}_{V\_TC}</math></b>	<b><math>\dot{m}_{V\_MED}</math></b>	<b><math>\dot{m}_{V\_MSF}</math></b>
GE Energy Oil & Gas	GE5	1,1256	0,1017	0,0000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000	3,8865	0,0000	0,0884
Kawasaki Heavy Industries, Ltd,	M1T-23	1,0196	0,0000	0,1022
	M7A-02D	2,4633	0,0952	0,0000
	M7A-02	2,7205	0,0000	0,0940
MAN TURBO AG	THM 1304-12	4,2146	0,0000	0,0868
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd,	MSC40	1,4284	0,1002	0,0000
	MSC60	2,0471	0,0972	0,0000
	SB30C	2,3207	0,0959	0,0000
Rolls-Royce	501-KB7S	2,4195	0,0955	0,0000
	501-KH5	2,0332	0,0000	0,0973
Siemens AG	SGT-100	3,7237	0,0892	0,0000
	SGT-100	2,1690	0,0967	0,0000
	SGT-100	3,0226	0,0000	0,0926
	SGT-100	3,1731	0,0918	0,0000
	SGT-200	1,8054	0,0000	0,0984
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,0000	0,0572	0,0000
	Mercury 50	1,6844	0,0990	0,0000
	Taurus 60	3,0553	0,0000	0,0924
	Taurus 65	3,1024	0,0922	0,0000
	Taurus 70	1,6366	0,0000	0,0992
Vericor Power Systems	ASE 40 (VPS3)	1,8884	0,0980	0,0000

$\dot{m}_{V\_TC}$  – vazão mássica de vapor admitida na turbina de condensação, kg/s;  $\dot{m}_{V\_MED}$  – vazão mássica de vapor admitida na unidade MED, kg/s;  $\dot{m}_{V\_MSF}$  – vazão mássica de vapor admitida na unidade MSF, kg/s.

Tabela F5 – Valores otimizados das vazões mássicas de água produzidas pelo sistema híbrido – Caso 4.

<b>Fabricante</b>	<b>Modelo</b>	<b>AP<sub>ROE</sub></b>	<b>AP<sub>ROS</sub></b>	<b>AP<sub>MED</sub></b>	<b>AP<sub>MSF</sub></b>
Dresser-Rand	DR60G	0,0000	0,1746	0,9828	0,0000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	0,0000	0,1174	0,0000	1,0400
Kawasaki Heavy Industries, Ltd,	MIT-13	0,0000	0,1353	0,0000	1,0221
	MIT-13D	0,0000	0,1437	0,0000	1,0137
	M7A-01D	0,0000	0,2126	0,9448	0,0000
	M7A-01ST	0,0000	0,0569	1,1005	0,0000
	M7A-02D	0,0000	0,1281	1,0294	0,0000
Mitsui Eng. & Shipbuilding Co., Ltd,	MSC40	0,0000	0,0743	1,0832	0,0000
	SB30E	0,0000	0,2185	0,9389	0,0000
Rolls-Royce	501-KB5S	0,0000	0,0627	1,0947	0,0000
	501-KB7S	0,0000	0,1258	1,0316	0,0000
Siemens AG	SGT-100	0,0000	0,0812	0,0000	1,0762
	SGT-100	0,0000	0,2330	0,9244	0,0000
	SGT-200	0,0000	0,0939	0,0000	1,0636
	SGT-300	0,0000	0,2171	0,9404	0,0000
	SGT-400	0,0000	0,1743	0,9831	0,0000
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,5396	0,0000	0,0000	0,6178
	Centaur 50	0,0000	0,0957	0,0000	1,0617
	Mercury 50	0,0000	0,0876	1,0698	0,0000
	Taurus 65	0,0000	0,1613	0,9961	0,0000
	Mars 90	0,0000	0,0544	1,1030	0,0000

AP<sub>ROE</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade ROE, m<sup>3</sup>/s; AP<sub>ROS</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade ROS, m<sup>3</sup>/s; AP<sub>MED</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade MED, m<sup>3</sup>/s; AP<sub>MSF</sub> – vazão volumétrica de água produzida pela unidade MSF, m<sup>3</sup>/s .

Tabela F6 – Valores otimizados das vazões mássicas de vapor requeridas pelo sistema híbrido – Caso 4.

Fabricante	Modelo	$\dot{m}_{V\_TC}$	$\dot{m}_{V\_MED}$	$\dot{m}_{V\_MSF}$
Dresser-Rand	DR60G	3,3588	0,0909	0,0000
GTR & PC Zorya-Mashproekt	UGT6000+	2,2585	0,0000	0,0962
Kawasaki Heavy Industries, Ltd,	MIT-13	2,6031	0,0000	0,0946
	MIT-13D	2,7642	0,0000	0,0938
	M7A-01D	4,0904	0,0874	0,0000
	M7A-01ST	1,0951	0,1018	0,0000
	M7A-02D	2,4633	0,0952	0,0000
Mitsui Eng, & Shipbuilding Co., Ltd,	MSC40	1,4284	0,1002	0,0000
	SB30E	4,2025	0,0869	0,0000
Rolls-Royce	501-KB5S	1,2061	0,1013	0,0000
	501-KB7S	2,4195	0,0955	0,0000
Siemens AG	SGT-100	1,5619	0,0000	0,0996
	SGT-100	4,4827	0,0855	0,0000
	SGT-200	1,8054	0,0000	0,0984
	SGT-300	4,1752	0,0870	0,0000
	SGT-400	3,3534	0,0910	0,0000
Solar Turbines Incorporated	Centaur 40	0,0000	0,0000	0,0572
	Centaur 50	1,8403	0,0000	0,0982
	Mercury 50	1,6844	0,0990	0,0000
	Taurus 65	3,1024	0,0922	0,0000
	Mars 90	1,0469	0,1021	0,0000

$\dot{m}_{V\_TC}$  – vazão mássica de vapor admitida na turbina de condensação, kg/s;  $\dot{m}_{V\_MED}$  – vazão mássica de vapor admitida na unidade MED, kg/s;  $\dot{m}_{V\_MSF}$  – vazão mássica de vapor admitida na unidade MSF, kg/s.