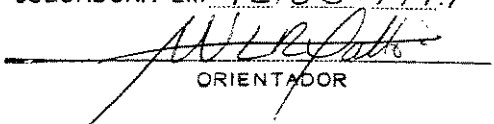


ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL DA
TESE DEFENDIDA POR Ednildo Andrade
Torres E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 12/03/1999


ORIENTADOR

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA

Avaliação Exergética e
Termoeconômica de um Sistema de
Cogeração de um Pólo Petroquímico

Autor : Ednildo Andrade Torres

Orientador: Profº Dr. Waldyr Luiz Ribeiro Gallo

05/99

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

Avaliação Exergética e Termoeconômica de um Sistema de Cogeração de um Pólo Petroquímico

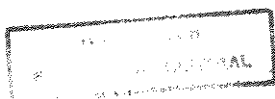
Autor : Ednildo Andrade Torres

Orientador: Profº Dr. Waldyr Luiz Ribeiro Gallo

Curso: Engenharia Mecânica.
Área de Concentração: Térmica e Fluidos

Tese de doutorado apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para obtenção do título de Doutor em Engenharia Mecânica.

Campinas, 1999
S.P. - Brasil



9912.508

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA:	TIUNICAMP
	6262
V.	Ex.
TOMHO BC	37937
PROD	729/99
	0 0
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	17/06/99
N.º CPD	

CM-00124350-9

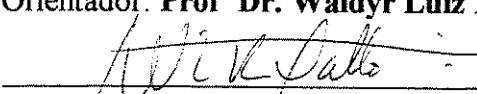
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

TESE DE DOUTORADO

Avaliação Exergética e
Termoeconômica de um Sistema de
Cogeração de um Pólo Petroquímico

Autor : Ednildo Andrade Torres

Orientador: Prof^o Dr. Waldyr Luiz Ribeiro Gallo



Prof. Dr. Prof^o Dr. Waldyr Luiz Ribeiro Gallo, Presidente
FEM/UNICAMP



Prof. Dr. Prof^o Dr. Jorge Ismael Llagostera Beltran
FEM/UNICAMP



Prof. Dr. Prof^o Dr. Silvia Azucena Nebra de Perez
FEM/UNICAMP



Prof. Dr. Prof^o Dr. José Antonio Perrela Balestieri
UNESP/Guaratinguetá



Prof. Dr. Prof^o Dr. Luiz Augusto Horta Nogueira
EFEI/Itajubá

Campinas, 12 de março de 1999

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

T636a Torres, Ednildo Andrade
Avaliação exergetica e termoeconômica de um sistema
de cogeração de um pólo petroquímico. / Ednildo
Andrade Torres.--Campinas, SP: [s.n.], 1999.

Orientador: Waldyr Luiz Ribeiro Gallo.
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Indústria petroquímica. 2. Energia. 3. Entropia. 4.
Termodinâmica. 5. Termoeconomia. 6. Energia elétrica e
calor - Cogeração. 7. Processos irreversíveis. I. Gallo,
Waldyr Luiz Ribeiro. II. Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

Agradecimentos

Em primeiro lugar, agradecer a Deus por ter proporcionado nesta reencarnação a possibilidade de uma educação formal, num país tão desigual.

Ao orientador Prof^o Dr. Waldyr Gallo, pelo seu profissionalismo, competência, dedicação, caráter, amizade durante esses anos de ensino e labor.

À Prof^a Dr^a. Silvia Nebra que muito me ajudou a suprir as minhas dificuldades, pela sua amizade, profissionalismo e competência.

Aos amigos e colegas que conquistei, entre eles, Sérgio, Madureira, Eduardo, Barreda, Tomás, Lopes, Edna, Gilson, Horácio, Allan, Lourenço, Gisele, Artur, Cristiano, Rosilene, Mônica, Marcelo, Manoel, Cássia, entre outros.

Aos professores Sinclair, André Furtado, Paulo Correia, Electo, entre outros, como também aos funcionários da FEM, dos quais cito, Rodrigues e Neuza.

Aos colegas Professores e os funcionários da Escola Politécnica/UFBA, em especial do DEQ, que foram minha retaguarda durante os anos que estive licenciado.

Ao Profº Dr. Cid Gesteira da Escola Politécnica/UFBA e ao Profº Dr Sylvio Mattoso, Presidente do CEPED-Centro de Pesquisas e Desenvolvimento.

Aos meus parentes que me ajudaram quando no início da minha formação, dos quais ressalto, Nida, Analdino, Leonardo, Anilda, Dnair, Donato, Serapião, Hilda, meus irmão, Washington, Solange e Conceição, ao amigo Hugo, como também aos orientadores espirituais, Divaldo, Nilson e Elzio.

Ao meu grande amigo Afrânio Mendes, que durante esses anos de convivência prestou um apoio irrestrito e inestimável.

Aos colegas e amigos da COPENE, que muito me ajudaram, dentre eles cito, Luiz Alberto, Roberto Canário, Ricardo Soares, Sérgio, Vitor, Dora, Antonio Carlos, Barata, Mustafa, Gilson, Alípio Jucelino, e os ex-funcionários Giancarlo, Brito e Roberto Fonseca.

À TAM linhas aéreas, pelo desconto especial concedido pela sua diretoria nas passagens aéreas, entre Campinas e Salvador durante o curso.

À CAPES/PICD pela bolsa de estudo concedida durante o período do curso.

Não é possível nominar o agradecimento a todos, mas fica manifestada minha gratidão a todos aqueles que de forma direta ou indireta contribuíram para a realização deste trabalho. Em especial, a esposa e filhos, que durante esses quatro anos souberam suportar a distância que nos separou, também agradecer a ajuda dos amigos espirituais para que pudéssemos atingir a meta.

“Quando se educa, são canalizados os valores latentes no indivíduo para o seu progresso, fornecendo os recursos que facultam a germinação dessas potências que dormem no cerne do ser.

Sempre se educa e se sai educando, quando se está atento e predisposto ao ensino e a aprendizagem”.

Divaldo Franco/Joanna de Ângelis

Deus disse: “Que a luz seja: e a luz se fez”. *Gênese*

É pura Alquimia

A caldeira estava fulgente
Temperatura e pressão
A água crepitava ardente
É o óleo em combustão.

O vapor saiu em disparada
Só deu tempo de medir a pressão
O termômetro estava parado
O manômetro foi a solução.

O vapor no turbogerador
Esquentou as suas entranhas
Longo caminho atravessou
E a energia gerou.

Tem um tal de condensador
Que pela primeira lei é o vilão
Mas que pela exergia
Passa ser um amigo

Tem que ainda atravessar
O trocador de calor reluzente
E a energia permutar
Para ser eficiente.

Chegou a vez do desaerador
Entra água e vapor
Dar uma mexidinha
E o gás liberou.

E a chaminé?
Bem alta em destaque
Desempenha seu papel
Para os gases de escape.

Chegou a hora da análise
Pela primeira e segunda leis
Tem tudo para dar certo
Pois tem a exergia
Com a ajuda da termoeconomia.

Índice

Lista de Figuras

Lista de Tabelas

Nomenclatura

Capítulo 1

Introdução

Motivação e Objetivos do Presente Trabalho	2
Organização da Tese	3

Capítulo 2

A Indústria Petroquímica

2.1 - A Petroquímica no Brasil	5
2.2 - O Petróleo no Brasil	7
2.3 - A Implantação da Petroquímica - Os Primeiros Passos	9
2.4 - O Primeiro Pólo Petroquímico	11
2.5 - O Segundo Pólo Petroquímico	12
2.6 - O Terceiro Pólo Petroquímico	14
2.7 - Os Modelos Econômico-financeiros	16

2.8 - Estrutura básica da Empresa-Base	18
2.8.1 A Unidade de Matérias-Primas	18
2.8.2 - Central de Utilidades	21
2.9 - Consumo de Energia no Setor Químico	23
2.10 - A Importância da Indústria Petroquímica/Química	27

Capítulo 3

Exergia e Termoeconomia: Conceitos e Aplicações

3.1 - Conceito da Utilização Racional da Energia	29
3.2 - Limitação da Análise Baseada Apenas na Primeira Lei da Termodinâmica	31
3.3 - Geração de Entropia e Irreversibilidades	32
3.4 - Conceito de Exergia	34
3.5 - Exergia nas Interações de Calor e Trabalho	36
3.6 - Exergia Associada a Massa	37
3.7 - Balanço de Exergia	40
3.8 - Eficiência Energética e Exergética	41
3.9 - Conceito de Termoeconomia	44
3.10 - Custo Exergético	46
3.11 - Equacionamento do Sistema	48
3.12 - Custos Exergéticos dos Volumes de Controle	50
3.13 - Custos Monetários	51
3.14 - Custos Monetários dos Volumes de Controle	53
3.15 - Revisão Bibliográfica Sobre a Utilização do Segundo Princípio da Termodinâmica, Exergia e Termoeconomia	53

Capítulo 4

Sistema Térmico - Descrição Geral

4.1 - O Sistema Térmico - Descrição Sucinta	64
4.2 - Interações de Massa e Energia do Sistema Térmico	65
4.3 - Consumo de Energéticos Primários da Empresa	66
4.4 - Consumo de Energéticos Primários da UTE	65
4.5 - Sistema de Combustíveis	71
4.5.1 - Resíduo Asfáltico - RASF	71
4.5.2 - RAP - Resíduo de Pirólise	73
4.5.3 - Combustíveis Leves: Gasolina de Pirólise - GAP, Querosene, Óleo Diesel	74
4.5.4 - Sistema de Combustíveis Gasosos	75
4.6 - Sistema de Água de Alimentação das Caldeiras	76
4.7 - Sistema de Geração de Vapor	80
4.8 - Sistema de Ar de Combustão e Gases de Exaustão	82
4.9 - Sistema de Distribuição do Vapor	84
4.10 - Sistema de Distribuição de Energia Elétrica	86
4.11 - Unidade de Matérias-Primas - UMP	88

Capítulo 5

Descrição da Operação do Sistema de Cogeração

5.1 - Potência Elétrica do Complexo	92
5.2 - Consumo de Rasf nos Geradores de Vapor - (GVs)	97

5.3 - Geração de Vapor	98
5.4 - Consumo de Vapor nas Turbinas	101
5.5 - Relação entre Vapor Gerado e Turbinado	101
5.6 - Consumos Específicos de Vapor	103
5.7 - Exportação de Vapor	107
5.8 - Mudança Operacional - Segundo semestre de 1998	108
5.9 - A Nova Demanda Elétrica	108
5.10 - Consumo de Rasf nas Caldeiras - Segundo Semestre	110
5.11 - Geração de Vapor	111
5.12 - Produção Específica de vapor	113
5.13 - Entrada, Extração e Exaustão de Vapor nos TGs	114
5.14 - Consumo Específico nos TGs	115
5.15 - Relação Vapor Gerado/Turbinado	116
5.16 - Comentários Finais	116

Capítulo 6

Exploração dos Resultados

6.1 - Dados Operacionais Reais	118
6.2 - Desenvolvimento do Programa Computacional	119
6.3 - Modos Operacionais da Planta	120
6.4 - Caso Exemplo	127
6.4.1 - Dados de Entrada	128
6.4.2 - Parâmetros Termodinâmicos dos Fluxos	130
6.4.3 - Custos Exergéticos dos Fluxos	139
6.4.4 - Análise dos Volumes de Controle	145
6.4.5 - Custos Exergéticos Unitários e Monetários para os Produtos e Insumos dos Volumes de Controle	150

6.4.6 - Produtos e Perdas da Planta	152
6.4.7 - Balanço dos Custos Monetários numa Caldeira	154
6.4.8 - Balanço dos Custos Monetários para a Planta	154
6.4.9 - Análise dos Parâmetros Globais da Planta	155
6.5 - Parâmetros de Entrada do Simulador dos Casos Estudados	157
6.6 - Análise dos Casos 6105, 6205, 6305, 6405, 6110, 6210, 6310, 6410	159
6.7 - Análise dos Casos 6510, e 6511	169
6.8 - Análise dos Casos 6610, 6710, 6711, 6712	172
6.9 - Análise dos Casos 6810, 6811, 6812	178
6.10 - Comentários Finais	182

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros	183
---	-----

Referências Bibliográficas	192
-----------------------------------	-----

Anexo A	200
----------------	-----

Cálculo da Exergia dos Combustíveis

Anexo B	202
----------------	-----

Equacionamento para o Sistema Industrial

Resumo

TORRES, Ednildo Andrade, *Avaliação Exergética e Termoeconômica de um Sistema de Cogeração de um Pólo Petroquímico*, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 223p. Tese (Doutorado).

Este trabalho faz uma análise exergética e termoeconômica da central de cogeração do Pólo Petroquímico do Nordeste. A unidade termoeletrica analisada está em funcionamento há mais de vinte anos e opera fornecendo energia elétrica, vapor, gases industriais etc., para as empresas coligadas deste pólo. O principal combustível utilizado é o resíduo asfáltico; entretanto, há complementação com resíduos líquidos e gasosos provenientes do próprio processo. A energia elétrica é gerada em turbogeradores a vapor e a gás; complementando a demanda elétrica do pólo é importada parte da energia elétrica da concessionária, formando o *pool* de energia a ser distribuída com as empresas coligadas. O vapor, após ser expandido nas turbinas (ainda superaquecido) é em parte utilizado no processo e o restante é exportado para o complexo industrial. Foi realizada uma análise com base na segunda lei da termodinâmica e são apresentadas as eficiências exergéticas para os principais subsistemas, assim como são também calculadas as irreversibilidades. São identificados os sistemas que apresentam as principais perdas exergéticas como também a sua participação com relação à perda total da planta. A análise termoeconômica é um dos pontos fundamentais do trabalho, pois são mostrados os custos exergéticos unitários e monetários para os principais fluxos energéticos, para os volumes de controle estudados. Esta análise é realizada para diversos casos, simulada com dados reais de operação em dois períodos distintos, assim como também para possíveis cenários que poderão ocorrer de acordo com a realidade operacional da unidade industrial.

Palavras Chave

Petroquímica, Energia, Exergia, Termoeconomia, Termodinâmica, Cogeração, Processos Irreversíveis.

Abstract

TORRES, Ednildo Andrade, *Exergetic and Thermoeconomic Evaluation of a Cogeneration System in a Petrochemical Complex*, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 223p. Tese (Doutorado).

This work makes an exergetic and thermoeconomic analysis on the cogeneration system of a Petrochemical Complex. The cogeneration unit analysed has been operating for more than twenty years, and operates supplying electric energy, steam, industrial gases, among other utilities, to the companies associated with the Complex. The main fuel used is the refinery residual fuel-oil; however, there are fuel supplements like residual liquids and gases coming from the Petrochemical plant. The electric energy is produced by steam turbogenerators and gas turbines. To supply the energy Complex demand, part of the electric energy is imported from the national grid, giving rise to the pool of energy to be distributed to the associated companies. After the steam has been expanded in the turbines (still superheated), part of it is used in the petrochemical process, part is exported to the industrial complex. Once a second law analysis for the main subsystems is made, and the exergetic efficiency is presented, the irreversibilities are calculated. The systems presenting the greater exergetic losses are identified, (and) their participation in the total loss of the plant is weighted. The thermoeconomic analysis is also central point in this work, since it shows the exergetic unit cost and monetary, of each flow and to the also control volumes analyzed. This analysis applied to different cases, simulated with real operational data obtained in two different periods, and also to to scenario cases which can occur according to operational decisions, or fuel and electricity cost variations.

Key words

Petrochemical, Energy, Exergy, Thermoeconomics, Thermodynamics, Cogeneration, Irreversible Processes.

Lista das Tabelas

Capítulo 2

Tabela 2.1 - Produtos da Petroquímica	19
Tabela 2.2 - Produção e Vendas dos Produtos Petroquímicos	20
Tabela 2.3 - Produção e Vendas de Utilidades	21
Tabela 2.4 - Capacidade Instalada	22
Tabela 2.5 - Consumo de Energia Elétrica Firme	23
Tabela 2.6 - Consumo de Energia Elétrica Firme por Estado	24
Tabela 2.7 - Consumo de Energia Elétrica Firme no Setor Q/P	25
Tabela 2.8 - Energia Elétrica Cogenerada por Estado	25
Tabela 2.9 - Consumo de Combustíveis	26
Tabela 2.10 - Consumo de Combustíveis por Estado	26
Tabela 2.11 - Consumo de Energia Equivalente Térmica	27

Capítulo 3

Tabela 3.1 - Qualidade das diferentes formas de energia	59
---	----

Capítulo 4

Tabela 4.1 - Parâmetros dos Desaeradores	77
Tabela 4.2 - Parâmetros dos Pré-aquecedores de Água das Caldeiras	80
Tabela 4.3- Parâmetros dos Ventiladores de Ar de Combustão	83
Tabela 4.4- Parâmetros do Pré-aquecedor de Ar a Vapor	83
Tabela 4.5 - Parâmetros do Pré-aquecedor de Ar Regenerativo	83
Tabela 4.6 - Rendimento Médio da Planta	88

Capítulo 6

Tabela 6.1 - Parâmetros Termodinâmicos dos Fluxos	132
Tabela 6.2 - Custos Exergéticos e Monetários dos Fluxos	140
Tabela 6.3 - Eficiências e Irreversibilidades para os Volumes de Controle	146
Tabela 6.4 - Custos Exergéticos Unitário e Monetário para os Produtos e Insumos (<i>fueles</i>) dos Volumes de Controle	150
Tabela 6.5 - Principais Produtos e Perdas da Planta	153
Tabela 6.6 - Balanço de Custos Monetários na Caldeira a Vapor	154
Tabela 6.7 - Balanço de Custos Monetários para a Planta	155
Tabela 6.8 - Energia e Exergia Total que Entra e Sai da Planta	155
Tabela 6.9 - Eficiências Globais da Planta	156
Tabela 6.10 - Parâmetros de Entrada do Programa Simulador para os Casos Estudados	158
Tabela 6.11 - Resumo dos Parâmetros Comuns aos Casos Estudados	159
Tabela 6.12 - Principais Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6105	161
Tabela 6.13 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6110	162
Tabela 6.14 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6205	163
Tabela 6.15 - Principais Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6305	165
Tabela 6.16 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6310	166
Tabela 6.17 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6405	167
Tabela 6.18 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6410	168
Tabela 6.19 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6510	170
Tabela 6.20 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6511	171
Tabela 6.21 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6610	174
Tabela 6.22- Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6710	175
Tabela 6.23 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6711	176
Tabela 6.24 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6712	177
Tabela 6.25 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6810	179
Tabela 6.26 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6811	180

Tabela 6.27 - Produtos e Perdas da Planta - Caso Estudo - 6812	181
Tabela 6.28 - Tabela Resumo dos Casos Estudados	184

Lista das Figuras

Capítulo 3

Figura 3.1 - Interação de Massa, Calor e Trabalho	34
Figura 3.2 - Divisão Didática da Exergia	37
Figura 3.3 - Ilustração da Transformação Energética	41
Figura 3.4 - Insumos, Produtos e Irreversibilidades	47
Figura 3.5 - Exemplo de um Sistema Genérico	48
Figura 3.6 - Custos Monetários	52

Capítulo 4

Figura 4.1 - Fluxograma simplificado de Interações de Massa e Energia para o Complexo	67
Figura 4.2 - Fluxos Energéticos que Entram na Empresa	68
Figura 4.3 - Energia Primária na Empresa - 1997	69
Figura 4.4 - Fluxograma Global de Energia da Empresa - 1997	70
Figura 4.5 - Consumo e Custos de Energéticos Primários na UTE	71
Figura 4.6 - Separação do Rasf	73
Figura 4.7 - Distribuição do Gás	75
Figura 4.8 - Desaerador	77
Figura 4.9 - Caldeiras IHI	78
Figura 4.10 - Caldeiras	79
Figura 4.11 - Fluxograma Simplificado das Caldeiras IHI	81
Figura 4.12 - Fluxograma Simplificado das Caldeiras CBC	81

Figura 4.13 - Distribuição de Vapor	84
Figura 4.14 - Fluxograma Geral	85
Figura 4.15 - Diagrama Unifilar Simplificado	87
Figura 4.16 - Fluxograma Simplificado da UMP	91

Capítulo 5

Figura 5.1 - Energia Elétrica para Complexo Petroquímico	94
Figura 5.2 - Importação de Energia Elétrica - 230 kV - 24/03/98	95
Figura 5.3 - Geração Endógena da Energia Elétrica	96
Figura 5.4 - Consumo de Rasf nas Caldeiras	98
Figura 5.5 - Vapor de 120 bar gerado nos GVs - março/1998	99
Figura 5.6 - Vapor de 120 bar produzido nos GVs - 24/03/98	100
Figura 5.7 - Relação Vapor produzido/Vapor turbinado março/98	102
Figura 5.8 - Relação Vapor Gerado/Turbinado 24/03/98	103
Figura 5.9 - Consumos Específicos março/98	104
Figura 5.10 - Potência Gerada por TG de Contrapressão - março/98	105
Figura 5.11 - Consumo Específico de Vapor por TGs - março/98	106
Figura 5.12 - Consumo Específico de Vapor por TGs - 24/03/98	107
Figura 5.13 Energia Elétrica para o Complexo	109
Figura 5.14 - Geração Endógena de Energia Elétrica - 12/08/98	110
Figura 5.15 - Consumo de Rasf nas Caldeiras - 12/08/98	111
Figura 5.16 - Geração de Vapor de 120 bar - agosto/98	112
Figura 5.17 - Geração de Vapor por Caldeira - 12/08/98	112
Figura 5.18 - Produção Específica de Vapor -12/08/98	113
Figura 5.19 - Entrada, Saída e Exaustão do Vapor nos TGs 12/08/98	114
Figura 5.20 - Consumo Específico dos TGs -12/08/98	115
Figura 5.21 - Relação entre Vapor Gerado e Turbinado 12/08/98	116

Capítulo 6

Figura 6.1 - Volume de Controle Caldeira	121
Figura 6.2 - Volume de Controle Turbina a Vapor	122
Figura 6.3 - Volume de Controle Turbina a Gás	123
Figura 6.4 - Volume de Controle Caldeira de Recuperação	124
Figura 6.5 - Volume de Controle Turbina Condensação e Condensador	124
Figura 6.6 - Volume de Controle Pré-Aquecedor de Alta e Baixa	125
Figura 6.7 - Volume de Controle Desaerador	126
Figura 6.8 - Volume de Controle <i>Pool</i> de Energia Elétrica	126
Figura 6.9 - Exergia Total dos Fluxos de 1 a 92	137
Figura 6.10 - Exergia Total dos Fluxos de 93 a 184	138
Figura 6.11 - Irreversibilidades para cada Volume de Controle	148
Figura 6.12 - Irreversibilidades para cada Volume de Controle (Exceto Caldeiras)	149
Figura 6.13 - Tarifa da CHESF x Custo do <i>pool</i> de Energia Elétrica	173
Figura 6.14 - Custos dos Produtos x Preço do Rasf	182

Nomenclatura

b	Exergia Específica	[kJ/kg]
B	Exergia	[MW]
B_p^*	Custo Exergético do Produto	[MW]
B_f^*	Custo Exergético do Insumo	[MW]
c^*	Custo Monetário	[R\$/kJ]
C^*	Custo Monetário	[R\$/s]
c_p^*	Custo Monetário do Produto	[R\$/kJ]

c_f^*	Custo Monetário do Insumo	[R\$/kJ]
C_p^*	Custo Monetário do Produto	[R\$/s]
C_f^*	Custo Monetário do Insumo	[R\$/s]
e	Energia Específica	[kJ/kg]
E	Energia	[kW]
h	Entalpia Específica	[kJ/kg]
I	Irreversibilidades	[kW]
k	Custo Exergético Unitário do Fluxo	[kJ/kJ]
k_p	Custo Exergético Unitário do Produto	[kJ/kJ]
k_f	Custo Exergético Unitário do Insumo	[kJ/kJ]
m	Vazão Mássica	[t/h]
P	Pressão	[bar]
Q	Calor	[kW]
s	Entropia Específica	[kJ/kg.°C]
T	Temperatura	[°C]
u	Energia Interna Específica	[kJ/kg]
v	Volume Específico	[m ³ /kg]
Z	Custo de Investimento e O&M	[R\$/s]
W	Trabalho	[kJ]
Fr_η	Fator de Recuperação Base Energética	[%]
Fr_ε	Fator de Recuperação Base Exergética	[%]
PCI	Poder Calorífico Inferior	[kJ/kg]
Rasf	Residuo Asfáltico	
GAP	Gasolina de Pirólise	
RAP	Resíduo de Pirólise	
GC	Gás Combustível	
UTE	Unidade Termoelétrica	
UMP	Unidade de Matérias-Primas	
TG	Turbogerador a Vapor	
TG_Cond	Turbogerador de Condensação	

TG_Gás	Turbina a Gás
GV	Gerador de Vapor
VC	Volume de Controle

Letras Gregas

β	Relação entre a exergia e o PCI do Combustível	
δ	Parcela de Irreversibilidade	[%]
ε	Eficiência Exergética Racional	[%]
γ	Coefficiente de Atividade Química	
Π	Produção de Entropia	[kJ/s]
η	Eficiência Energética	[%]
μ	Potencial Químico	[kJ/kgmol]
Σ	Somatório	
χ	Fração Molar do Combustível	[%]
ξ	Grau de Perfeição Termodinâmica	[%]

Sobrescritos

*	Custos Exergéticos ou Unitários
ch	Química
q	Calor
tm	Termomecânica
tq	Termoquímica
.	Em cima das letras refere-se a taxa ou vazão mássica

Subescritos

p	Produto
f	Insumo (<i>fuel</i>)
i, j, k	Fluxo genérico
o	Condições do Ambiente (25°C e 1 bar)

Capítulo 1

Introdução

O faturamento da indústria química mundial (lato sensu¹) ultrapassa o montante de US\$ 1,6 trilhão, sendo os Estados Unidos o primeiro colocado seguido pelo Japão e a Alemanha. As exportações mundiais de produtos químicos superam a casa dos US\$ 475 bilhões anuais. Os produtos químicos representam praticamente 9% do comércio mundial total de *commodities*, ou cerca de 12% do comércio mundial de manufaturados (ABIQUIM, 1998).

A indústria química brasileira (lato sensu) apresentou um faturamento líquido em 1997 de US\$ 41,8 bilhões, contra US\$ 32 bilhões em 1996. Por outro lado, a indústria (stricto sensu²), faturou US\$ 12,9 bilhões tendo um incremento da receita com relação ao ano anterior de 5,1% (ABIQUIM, 1998).

O Brasil ocupa o décimo lugar em faturamento e nono em produção de eteno, principal produto do setor, isto é, cerca de 10% da produção dos Estados Unidos, primeiro colocado, e 32% do segundo colocado, o Japão.

¹ Empresas de: Fertilizantes, Produtos Farmacêuticos, Defensivos Agrícolas, Fibras Sintéticas, Tintas e Vernizes Perfumes e Cosméticos, Sabões e Detergentes.

² Empresas de: Produtos Orgânicos, Produtos Inorgânicos, Produtos Intermediários 2º Geração, Química Fina

O Pólo Petroquímico do Nordeste entrou em atividade em 29 de junho de 1978, e é o primeiro complexo petroquímico planejado do Brasil, hoje o maior complexo industrial integrado do hemisfério Sul.

Abrigando mais de quarenta empresas, com investimento total acima de US\$ 6,5 bilhões, gera mais de vinte mil empregos diretos e indiretos. A produção global é de 5 milhões de toneladas/ano de produtos (básicos, intermediários e finais) e fatura cerca de US\$ 5 bilhões/ano³ sendo US\$ 400 milhões em exportações. O Pólo representa cerca de 25% do ICMS do Estado da Bahia, 30% das exportações e participa com aproximadamente 12% do PIB estadual.

A COPENE - Petroquímica do Nordeste S.A. é a maior empresa do complexo, produz matérias-primas e utilidades (vapor, energia elétrica e gases industriais) para as empresas coligadas. No ano de 1997 a empresa vendeu 2,6 milhões de toneladas de produtos petroquímicos, sendo que o eteno, seu principal produto, superou 1,036 milhões de toneladas. O faturamento bruto da empresa superou US\$ 1,6 bilhão, representando aumento de 15,5% em relação ao ano anterior (COPENE, 1998).

Motivação e Objetivos do Presente Trabalho

O sistema de cogeração da empresa-base foi dimensionado para uma capacidade de 210 MW de energia elétrica e 2.100 t/h de vapor. A unidade produziu em 1997 um total de 8.292.000 t de vapor e 1.682.311 MWh de energia elétrica. Esses são os principais produtos do setor de utilidades, que são consumidos no próprio processo como também são comercializados. Ainda nesse mesmo ano, foram vendidos 5.025.000 t de vapor e 1.272.276 MWh, com uma variação positiva em relação ao ano de 1996 de 2,8% e 4,8% respectivamente.

³ No dia 12/01/1999 1US\$=1,21R\$

O sistema de cogeração da empresa-base corresponde a 58% da potência instalada do setor químico brasileiro sendo o seu principal combustível, o resíduo asfáltico-Rasf, complementado com outros resíduos provenientes do próprio processo petroquímico. O sistema de cogeração na sua concepção atende a todas as empresas do complexo fornecendo vapor, energia elétrica e gases industriais, além da unidade de matérias-primas fornecer os principais produtos a essas indústrias.

Apesar de sua importância, ainda não tinha sido realizada uma análise exergética e termoeconômica para o parque térmico, aliadas ao peso econômico que o complexo representa para o Estado.

Este trabalho tem o objetivo de realizar uma análise exergética e termoeconômica da central de cogeração do Pólo Petroquímico do Nordeste, verificando o nível de operação de cada subsistema e o global, identificando irreversibilidades e eficiências energéticas e exergéticas para cada subsistema e para a planta, determinando os custos exergéticos para cada fluxo interno, assim como para os principais produtos energéticos comercializados.

Organização da Tese

Inicialmente, no Capítulo 2, é realizada uma ampla discussão sobre a indústria química com ênfase para a petroquímica, na qual mostra-se a gênese e evolução desse ramo industrial até os nossos dias. Particularizando para a problemática nacional e mais especificamente para o Estado da Bahia, também são revisados os modelos de implantação para os três Pólos, ou seja, o primeiro em São Paulo, o segundo na Bahia e finalmente o do Rio Grande do Sul. A contribuição do capital nacional e estrangeiro também é contemplada além da participação decisiva do Governo Brasileiro com suas empresas e os recursos necessários para a realização dos empreendimentos.

No Capítulo 3 é realizada uma revisão bibliográfica do conceito de exergia e da metodologia de análise denominada de termoeconomia. Inicialmente é feita uma abordagem sobre os conceitos de exergia, depois de termoeconomia. Concluindo o capítulo, é apresentada uma revisão das principais publicações dos mais importantes pesquisadores que trabalham com os conceitos de

exergia, além de artigos que analisam a problemática dos custos exergeticos para processos industriais.

O Capítulo 4 traz uma descrição do sistema térmico, em que são apresentados os principais subsistemas com seus equipamentos e os principais parâmetros de projeto. São comentadas as características das caldeiras de grande porte, as maiores do país, com capacidade de 400 t/h cada, pressão de 120bar e temperatura de 530°C, turbogeradores de contrapressão e condensante, turbina a gás, caldeira de recuperação, trocadores de calor, desaeradores, bombas e demais equipamentos que compõem a central de cogeração.

No capítulo 5 consta uma descrição do sistema térmico do ponto de vista operacional. É realizada uma avaliação dos parâmetros operacionais em duas fases: uma primeira referente aos dados operacionais do primeiro semestre de 1998, e a segunda para os meses de julho de 1998 a janeiro de 1999. Optou-se por essa divisão, pela mudança que houve na operação do sistema térmico, ocorrida a partir de julho, podendo-se identificar dois períodos distintos.

O Capítulo 6 refere-se à análise dos resultados obtidos na simulação do programa computacional. Neste item são coletados dados de sete modos operacionais diferentes da planta térmica e são previstos dezessete casos para serem simulados. Um caso exemplo é descrito de maneira detalhada e os demais são sintetizados em tabelas e gráficos que descrevem o comportamento dos custos dos produtos e dos fluxos. Os resultados são apresentados e comparados entre os casos, de forma que se pode identificar qual possui a melhor performance. Além dos custos, são apresentadas as eficiências de primeira e segunda leis, bem como as irreversibilidades dos volumes de controle especificados.

Finalmente, no Capítulo 7 são apresentadas as conclusões e também é realizada uma lista de recomendações para futuros trabalhos.

Deve ser ressaltado que este trabalho teve o apoio da empresa-base que forneceu os parâmetros operacionais do sistema de cogeração.

Capítulo 2

A Indústria Petroquímica

O escopo deste capítulo é apresentar de forma condensada os aspectos gerais da indústria petroquímica, desde os primórdios, passando até a constituição dos Pólos petroquímicos, no Brasil, e a evolução do setor.

A indústria petroquímica é um dos setores mais dinâmicos da indústria química e pode ser definida, basicamente, em função de suas matérias-primas como indústria química orgânica sintética, que obtém seus produtos a partir das frações de petróleo e do gás natural. O gás natural e a nafta são as matérias-primas fundamentais, porém não únicas para a petroquímica, embora o primeiro seja também consumido cada vez mais como combustível (SUAREZ, 1986; TORRES e GUERRA, 1996).

A indústria petroquímica tem por objetivo a fabricação de produtos que podem substituir com grandes vantagens os objetos confeccionados com material tradicional como: papel, vidro, couro, madeira, algodão, lã, fibras naturais, metais etc.

Os bens oriundos da indústria petroquímica fazem parte do cotidiano das pessoas e foram incorporados definitivamente ao dia-a-dia: filmes, colchões, móveis, pneus, câmaras de ar, sacaria,

brinquedos, roupas, componentes de barcos, carros e eletrodomésticos, fertilizantes, tubos, tintas corantes, detergentes, e centenas de outros produtos.

Na alimentação, a petroquímica tem contribuído, principalmente, na produção e conservação dos alimentos. Os fertilizantes ajudam no aumento da produção e os conservantes contribuem na durabilidade dos produtos. Outro complemento é nas embalagens diversas que têm na petroquímica a sua fonte.

2.1 - A Petroquímica no Brasil

A indústria petroquímica no Brasil teve como ponto de partida a indústria química. Remonta ao século XVII, ainda no Brasil colônia, o aproveitamento de conchas para extração do calcário para ser utilizado como cal nas edificações estratégicas para a defesa, em casas e igrejas.

Com a vinda da Família Real para o Brasil, inicia-se um período de incentivo às artes, letras e à ciência. Fundam-se escolas superiores, institutos, laboratórios, entre eles o Laboratório do Museu Nacional, no Rio de Janeiro, que faz as primeiras análises do carvão mineral (ANTUNES, 1987).

Durante a primeira guerra, o Congresso Nacional vota uma lei que concede vantagens para quem produzir soda cáustica em larga escala, para atender às necessidades da indústria de tecidos, sabão etc. Nesse período se estabelecem no país a Fiat Lux e a Rhodia, que operavam tendo por matéria-prima o álcool. Ainda na década de 1920 o Grupo Matarazzo entra no mercado e começa a produzir o “rayon”, fibra sintética para a fabricação de roupas. A Rhodia e a Elekeiroz, motivadas pela indústria do carnaval, começam a produção de cloreto de etila para a fabricação de lança-perfume. A W. Martins começa a produzir oxigênio e acetileno para a indústria mecânica emergente.

Na década de 1940, o país ainda era essencialmente agrícola e tinha dificuldades em escoar a sua produção, por falta de infra-estrutura. Por outro lado, em São Paulo o perfil rural era trocado

pela industrialização. Desse modo, houve a instalação de empresas fabricando acetato, nitrato, papel, papelão, amônia, anidrido ftálico e maleico, fenol, sulfuro de benzeno e ácido fórmico. Com a descoberta do petróleo, na Bahia, as bases da indústria petroquímica estavam quase completas e o país experimenta uma nova era.

2.2 - O Petróleo no Brasil

A busca por novos recursos energéticos no Brasil remonta ao período imperial. Por volta de 1857 haviam sido realizados estudos geológicos na Amazônia, com objetivo de descobrir carvão mineral. Entre 1871 e 1889 foram concedidas nove autorizações imperiais para a exploração do carvão mineral e do petróleo nas províncias do Maranhão, Rio de Janeiro, São Paulo e Santa Catarina (NEIVA, 1986).

A primeira sondagem profunda (410 a 488 m) foi realizada no Estado de São Paulo em 1892, mas ao invés de petróleo jorrou água sulfurosa.

Os esforços dos pioneiros possibilitaram amplo conhecimento do subsolo nacional que foi repassado para o Departamento Nacional de Produção Mineral, formando um acervo técnico para a futuras descobertas.

Nessa época, Monteiro Lobato faz uma cruzada pelo país em defesa do petróleo, e lança o jargão *o petróleo é nosso*, em contraponto às expectativas americanas que defendiam que no Brasil não havia petróleo.

Contudo, coube ao engenheiro Manuel Ignácio Bastos a descoberta do petróleo comercial no Brasil, após anos de trabalho e muita persistência, na periferia de Salvador, na localidade hoje denominada Lobato. Finalmente, em 21 de janeiro 1939, no poço DNPM 163, com uma profundidade de 220 m, o ouro negro jorrou em abundância, surpreendendo a nação.

Criado no ano anterior, o Conselho Nacional do Petróleo - CNP, iria organizar e controlar a indústria do petróleo no país.

O refino do petróleo no Brasil teve início em 1932, com a instalação da Destilaria Sul-Rio-Grandense, na cidade de Uruguaiana, importando petróleo da Argentina. A capacidade era de 25 m³/dia, posteriormente ampliada para 60 m³/dia, mas em 1935 a Argentina proibiu o tráfego da matéria-prima em seu território, vindo a refinaria a paralisar suas atividades. Em 1936 ela voltou a operar com óleo importado pelo porto de Rio Grande. Posteriormente, foi incorporada à Petróleo Brasileiro S.A. - PETROBRAS, em 1972 e logo em seguida foram encerradas as atividades.

Em 1936 entrou em operação uma pequena refinaria totalmente projetada e construída no Brasil, em São Caetano do Sul (SP), de propriedade do Grupo Matarazzo. Sua capacidade era de 140 m³/dia, que também em 1972 foi incorporada à PETROBRAS e teve suspensas suas atividades. Nesse mesmo ano começou a operar a Refinaria Ipiranga S.A. na cidade do Rio Grande (RS), com capacidade de 160 m³/dia. Em 1950 sua produção foi aumentada para 800 m³/dia e com uma nova unidade de craqueamento térmico a capacidade passou para 1.500 m³/dia em 1957.

Em 1950, entra em funcionamento em Mataripe na Bahia uma unidade de refino de destilação atmosférica e craqueamento térmico com capacidade de 400 m³/dia. Mais tarde essa unidade foi denominada de Refinaria Landupho Alves - RLAM, que foi a primeira refinaria a processar o petróleo explorado em território brasileiro. Posteriormente, em 1953 sua capacidade foi duplicada.

Em 3 de outubro de 1953, o Presidente Getúlio Vargas sanciona a lei 2004 de criação da PETROBRAS empresa estatal, com monopólio da perfuração, exploração e refino do petróleo, resistindo as pressões americanas mas com todo apoio popular (NEIVA, 1986; PETROBRAS, 1984).

Com a criação da PETROBRAS as refinarias foram ampliadas e novas unidades entraram em operação. Atualmente existem 11 refinarias que processam cerca de 240.000 m³/dia, sendo que cerca de 60 % do petróleo é extraído no Brasil e 40% é importado. O Brasil atualmente tem

capacidade de refinar 1.711.509 BOE⁴/dia. Na Bahia a refinaria tem capacidade de processar 255.374 BOE/dia, o que corresponde a 14,92% da capacidade nacional.

Após ter dominado a tecnologia em terra (*onshore*), a PETROBRAS se lançou para a exploração *offshore*, e hoje a bacia de Campos (RJ) é a principal produtora, com cerca de 66% da produção diária, em mais de 170 poços em operação, 14 plataformas fixas e mais de 2.500 km de oleodutos. É recordista em águas profundas com um poço de 1.709 m. A PETROBRAS é a primeira empresa mundial em tecnologias de águas profundas, quarta em capacidade de refino, nona em volume de vendas, decima quinta entre as companhias do ramo, décima em produção e vigésima segunda em reservas (PIW, 1997⁵), com um faturamento líquido de cerca de 15 bilhões de dólares e investimentos de 3 bilhões de dólares por ano.

2.3 - A Implantação da Petroquímica - Primeiros Passos

No Brasil, o desenvolvimento da indústria petroquímica é relativamente recente, e se deu após a criação da PETROBRAS. O crescimento industrial foi impulsionado a partir de 1960, fruto do Plano de Metas (1956-1961) do governo Juscelino Kubitschek, que tomou a decisão de planejar o desenvolvimento do país. O plano previa para o setor industrial de base, investimentos da ordem de 20,4% do total, e era um dos setores cruciais para atingir a vigorosa política de industrialização. Os resultados do setor, no conjunto, mostraram que esse objetivo foi atingido, pois o ritmo de crescimento da produção industrial aumentou de 96% sobre o previsto em 1955 - índice do volume físico da produção da indústria. (LAFER, 1975). Essa expansão se deu por uma definição política governamental com o objetivo de aumentar toda a produção industrial do país.

Como exemplo, cita-se a produção de petróleo bruto que em 1960 era de 75.500 barris/dia e em 1961 foi de 95.400 barris/dia. A PETROBRAS refinava em 1960 218.000 barris/dia e um ano depois passou para 308.600 barris/dia. Na energia elétrica, a capacidade instalada era de 3.500

⁴ BOE - Barril Equivalente de Petróleo

⁵ Petroleum Intelligence Weekly, 1997

MW em 1956, e salta para 5.205 MW em 1961, consumindo 43,7% do investimento inicialmente planejado.

O país avança seu processo de industrialização com investimentos nas indústrias de base, na energia, em rodovias, na siderurgia, em portos, na agricultura, etc., criando condições para o surgimento da petroquímica.

No ano de 1958 a PETROBRAS fornecia as matérias-primas eteno e propeno para as multinacionais já estabelecidas (Union Carbide, a CBE - Cia Brasileira de Estireno, Alba, Rhodia etc,) para a produção de bens finais. Juntamente com a FAFER - Fábrica de Fertilizantes Nitrogenados, essas empresas passaram a se constituir no embrião do futuro Pólo Petroquímico de São Paulo.

Com a operação das unidades de produção, refino e distribuição da PETROBRAS, e mais a disposição política do governo em verticalizar a empresa, no final de 1967, chega-se ao acordo final em que o governo concede autoridade à PETROBRAS para a constituição de uma subsidiária que poderia associar-se a empresas nacionais ou estrangeiras, visando o desenvolvimento da indústria petroquímica no Brasil. Em 28/12/1967 foi constituída a PETROQUISA - PETROBRAS Química S.A. que assumiu o controle do setor petroquímico, assim como a instalação do Pólo Petroquímico de São Paulo.

O objetivo dessa subsidiária da PETROBRAS era participar de sociedades que se dedicassem à fabricação, ao comércio, distribuição, transporte, importação e exportação de produtos das indústrias químicas e petroquímicas bem como prestar serviços técnicos e administrativos relacionados a essas indústrias (PETROBRAS, 1984).

Outros fatores influenciaram a constituição dessa empresa:

- a importância do setor petroquímico como efeito gerador e multiplicador no desenvolvimento industrial;
- a necessidade de se estimular a produção interna de petroquímicos em larga escala e de forma competitiva com o mercado externo;

- o interesse de se promover a integração entre os setores público e privado, através da associação com a PETROBRAS, controladora das matérias-primas e dos combustíveis.

A PETROQUISA começa a operar imediatamente, assumindo o controle do Grupo Moreira Sales e da Philips Petroleum, que em seguida abandona o país. Esse complexo seria embrião do maior complexo no gênero da América Latina.

2.4 - O Primeiro Pólo Petroquímico

No ano de 1968 inicia-se a construção do Primeiro Pólo Petroquímico do Brasil, localizado em Capuava (SP). Com a saída da Philips, a PETROQUISA assume a sociedade e com isso nasce a Petroquímica União - PQU. A participação da PETROQUISA na Petroquímica União possibilitou a implantação do Pólo Petroquímico de São Paulo de forma organizada e equilibrada, composto de uma central da Petroquímica União e outras 39 empresas que eram abastecidas dos produtos básicos e intermediários produzidos no Pólo. Inicialmente foi prevista a produção de 180.000 t/ano de eteno. Durante a sua construção, a PETROQUISA foi obrigada a assumir o controle acionário de algumas empresas devido ao afastamento de alguns grupos.

Um novo modelo empresarial foi testado com a entrada do Poliolefinas S.A., que se constituiu numa associação de empresa estatal com sócios privados nacionais e estrangeiros, numa experiência pioneira que mais tarde foi denominada de Modelo Tripartite. A operação aconteceu em 1972. O Estado mantinha o controle da central de matérias-primas (PQU) e participava minoritariamente da Poliolefinas, da Oxiten e da CBE.

Acelerou-se a produção de produtos petroquímicos e com isso novos produtos são colocados no mercado, ajudando o desenvolvimento do país, em especial no centro-sul. Em seguida o Brasil experimenta um rápido crescimento da economia, o chamado milagre econômico. Ampliação da oferta é garantida com a implantação do segundo pólo petroquímico.

2.5 - O Segundo Pólo Petroquímico

A economia baiana até a década de 1950 era essencialmente agrícola, tendo em sua pauta de exportações como principais produtos: cacau, cana-de-açúcar, café, mamona, madeira, sisal, etc. Mas com a descoberta do petróleo e a implantação da PETROBRAS, o rumo da economia se alterou. Em 1963 a PETROBRAS cria o Conjunto Petroquímico da Bahia - COPEB, constituído de uma planta de amônia com capacidade de 200 t/dia e uma outra de uréia de 250 t/dia. Essa iniciativa era consequência de decisão do Conselho Nacional de Petróleo - CNP em 1959, que negou a solicitação de um grupo francês para produzir fertilizantes na Bahia, e ao mesmo tempo sugeriu à PETROBRAS a iniciativa do empreendimento.

Nesse período, o governo da Bahia elabora o Primeiro Plano de Desenvolvimento da Bahia - PLANDEB, que além de fazer um diagnóstico da situação da economia, formula uma estratégia de industrialização. A partir daí foi criado o Centro Industrial de Aratu (CIA) na Região Metropolitana de Salvador, abrigando empresas de pequeno e médio porte e, na década de 1970, o Pólo Petroquímico do Nordeste.

Em 1969 o governo da Bahia encomenda o estudo, *“Desenvolvimento da Indústria Petroquímica na Bahia”*, o qual mostrou que havia uma adequação para a implantação de indústrias petroquímicas básicas. Esse documento constitui um marco desse empreendimento. Segundo um dos autores (ALMEIDA, 1972), *“se a estrutura da demanda dos produtos petroquímicos depende da diversificação industrial, a recíproca também é verdadeira: o desenvolvimento da indústria química promove uma industrialização diversificada se há potencial para esta; e se já existe uma industrialização diversificada em condições baixas de eficiência, o efeito é de elevar a produtividade do sistema. Em outras palavras, por induzir a uma maior diversificação industrial e por melhorar a produtividade da indústria existente, a indústria petroquímica pode ter um papel estratégico no desenvolvimento econômico embora se deva levar em conta outros problemas relacionados com a sua expansão, como os decorrentes da intensidade de capital.”*

A região contava com os requisitos fundamentais para a implantação de um complexo petroquímico, devido existência de matérias-primas como o petróleo e o gás natural, bem como a disponibilidade de energia elétrica com a previsão da ampliação da usina de Paulo Afonso e a construção da usina de Sobradinho. Entre as agências públicas de apoio ao projeto citam-se a Superintendência do Desenvolvimento do Nordeste - SUDENE, o Banco Nacional de Desenvolvimento - BNDE, a Financiadora de Estudos e Projetos - FINEP, e o Banco Central (VIANNA FILHO, 1984).

Em janeiro de 1970, o Conselho de Administração da PETROBRAS decide apoiar a implantação de um Complexo Petroquímico na Bahia. Em 21 de julho desse mesmo ano o governo federal aprova a implantação definitiva, recomendando que:

- Deveria ser liderada pela PETROQUISA;
- A SUDENE concederia incentivos especiais aos projetos aprovados;
- Um grupo interministerial seria criado para definir as escalas de produção, estrutura tecnológica e empresarial, política de preços e estrutura financeira.

O passo seguinte foi a criação, em 1972, da COPENE - Companhia Petroquímica do Nordeste S.A., uma subsidiária da PETROQUISA, que seria a responsável pela produção de petroquímicos básicos, utilidades e de uma central de manutenção para atender as necessidades das empresas coligadas. A seguir foi definida a localização, recaindo a escolha em Camaçari, onde já existiam em operação algumas plantas, grandes áreas, abundância de águas, e proximidade do porto.

O Pólo Petroquímico do Nordeste, está localizado na cidade de Camaçari (BA), onde está situado o Complexo Básico, mas se estende às indústrias químicas e petroquímicas do Centro Industrial de Aratu, à Petrofértil (SE), à Salgema (AL) e à Coperbo (PE).

A área do Pólo Petroquímico é de 1.200 ha, sendo que o complexo básico está localizado na parte central, tendo em seu entorno um cinturão verde formado por eucaliptos e pinus, para minimizar o impacto ambiental. Dista de Salvador cerca de 45 km, 33 km da Refinaria Landupho

Alves - RLAM, 22 km do terminal do Porto de Aratu. O transporte dos produtos é realizado por tubovias, ligando a PETROBRAS ao Pólo e deste até à Salgema em Maceió.

Na concepção inicial, o complexo foi dividido nas quatro áreas industriais a seguir:

- área do Complexo Básico - reúne as empresas produtoras de químicos e petroquímicos básicos, intermediários e finais;
- área Industrial Leste - destina-se a empresas de transformação de petroquímicos além da empresa de proteção ambiental CETREL;
- área Industrial Norte - reúne empresas que não dependem diretamente de matérias-primas produzidas no complexo básico;
- área de Usos Especiais - reservada para empresas que fazem serviços de apoio ao complexo, instituições de fomento industrial, pesquisas etc.

O Pólo é composto por mais de 50 empresas, sendo que todas recebem produtos e ou utilidades da COPENE, através de vias especiais.

A COPENE é a maior fabricante de produtos petroquímicos do Brasil e está entre as mais importantes da América Latina. Ela fabrica, vende e distribui produtos petroquímicos de primeira geração, incluindo etileno, propileno, butadieno, benzeno, tolueno, xileno, para citar alguns que são utilizados como matéria-prima para fabricação de outros produtos petroquímicos.

Após sua ampliação, em maio de 1992, aumentou sua capacidade de 460.000 t/ano para 910.000 t/ano, sendo que atualmente já produz mais de 1.000.000 t/ano de eteno.

2.6 - O Terceiro Pólo Petroquímico

Um estudo realizado pelo IPEA - Instituto de Planejamento Econômico e Social, em meados da década de 1970, revelava que havia um déficit na oferta dos produtos petroquímicos. O Conselho de Desenvolvimento Econômico - CDE, órgão do Governo Federal, aprovou estudos

preliminares que indicavam o Rio Grande do Sul como potencial candidato para receber tal investimento. O CDE mencionou que *“levou em conta, de forma balanceada, os fatores concretos relacionados com as perspectivas de oferta e demanda, suprimento de matéria-prima, mercado, recursos humanos e financeiros. Analisou, igualmente, os aspectos gerais da política industrial, como sejam: desconcentração industrial e atenuação dos desníveis regionais, melhoria de qualidade de vida e fortalecimento do empresariado nacional”* (IBP, 1983). Em 1976, foi criada a COPEL - Companhia Petroquímica do Sul, com o objetivo de construir e operar a Central de matérias-primas. O controle acionário da empresa ficou a cargo da PETROQUISA, tendo como colaborador o BNDES. Os empreendimentos de segunda geração do Pólo Sul retornam ao modelo anteriormente testado com êxito, o modelo tripartite. Entretanto, nessa oportunidade a PETROQUISA participaria com menor percentual passando a maior responsabilidade para os empresários (PETROBRAS, 1984; ANTUNES, 1987).

Como já mostrado, os três Pólos industriais têm características bem diferentes, desde a sua filosofia da implantação, passando pela operação e estabelecimento das empresas, até o aspecto geográfico e de comercialização dos produtos. Essas diferenças podem ser resumidas como segue:

São Paulo, o primeiro Pólo Petroquímico do país, surge sem um planejamento anterior, mas como imposição do mercado e das condições favoráveis de desenvolvimento do estado. Nesse Pólo algumas empresas *down-stream* já operavam de maneira eficaz, de maneira que a construção da central de matérias-primas veio consolidar o processo.

O Pólo do Nordeste aparece tendo como objetivo ajudar na descentralização da indústria no país. Além do Pólo, já estavam em operação a PETROBRAS e o Centro Industrial de Aratu, sinalizando a vontade da Bahia de marchar para a sua industrialização. O refino do petróleo era uma realidade e a abertura da rodovia Rio - Bahia integrou definitivamente o estado com o mercado do Sul. Paralelamente, construiu-se mais hidroelétricas e com isso garantiu-se o fornecimento desse insumo. O gás natural era outra matéria-prima existente nos campos do Recôncavo.

O Pólo do Sul assume características diferentes das vividas nos outros dois complexos. Houve uma preocupação em planejar os passos a serem trilhados, tendo no mercado e na infraestrutura regional uma contribuição substancial. A semelhança com o segundo Pólo se deu no fato de que esse também apresentava em seus objetivos a descentralização econômica e o desenvolvimento regional. Mas, nesse caso, o estado do Rio Grande do Sul reunia melhores condições de desenvolvimento, pois a agricultura era forte e diversificada, assim como a mineração, além de bons recursos humanos e transportes. O Estado se preocupou em incentivar indústrias que fossem do setor de transformação de plásticos e elastômeros. Como ele foi concebido entre as duas crises do petróleo 1973 e 1979 e operou antes da terceira que aconteceu em 1985, houve uma preocupação muito forte em utilizar racionalmente a energia, o que não aconteceu no segundo Pólo. Nesse Pólo a fonte primária de combustível e matéria-prima foi o carvão mineral extraído na própria região.

A implantação dos três Pólos Petroquímicos foram um aprendizado para o país, pois em todos os setores houve um fortalecimento, com as universidades tendo um mercado para colocar os seus alunos, com o fortalecimento dos centros de P&D, com a transferência de tecnologia, com o fortalecimento do empresariado e com a abertura de novos mercados.

2.7 - Os Modelos Econômico-financeiros

A implantação da indústria petroquímica no Brasil se deu sob ação direta do Estado, que articulou, promoveu, implantou e desenvolveu diversos segmentos que a compõem, juntamente com a iniciativa privada nacional e a estrangeira.

Inserida no modelo de substituição de importações, as primeiras unidades do segmento foram implantadas em São Paulo, no sistema tripartite (SUAREZ,1986). Porém, sem uma visão integrada de complexo básico com uma central de matérias-primas e utilidades.

No caso particular do Pólo Petroquímico do Nordeste, o modelo apresentou as seguintes características principais (SUAREZ,1986):

- i) os sócios estrangeiros não podiam deter a maioria das ações do empreendimento. A integralização do capital desses sócios deveria se dar via suprimentos de insumos tecnológicos
- ii) a PETROQUISA devia possuir uma quantidade de ações, no mínimo, equivalente à quantidade do sócio estrangeiro.
- iii) nenhum sócio podia deter sozinho, a maioria do capital da empresa.

Ressalta TEIXEIRA (1988), que o modelo para implantação do segundo pólo petroquímico foi mais flexível, permitindo alguns desvios em relação aos postulados gerais previstos anteriormente na primeira experiência. Foi devido a essa flexibilidade que algumas unidades fugiram do padrão estabelecido e contaram exclusivamente com capital privado.

Ainda seguindo a análise desse autor, nos três setores que compõem o complexo básico, o Estado diminuiu sua participação de 42% em 1978, para 38%, em 85. Da mesma forma os sócios internacionais reduziram de 19 para 15%. Por outro lado, essas reduções foram compensadas pelo aumento da participação do sócio nacional privado, passando de 28 para 36% porém, o sócio privado local (Bahia) não teve alteração significativa.

Em 1980, o Governo Federal criou a Norquisa, *holding*, constituída por 17 empresas do Complexo Básico do Pólo da Camaçari. Essas empresas, inclusive a COPENE - Petroquímica do Nordeste, transferiram as ações de sua propriedade para essa *holding*, o que a fez deter 45,15% do controle acionário da COPENE. Essa saída foi para livrar a COPENE das amarras estabelecidas para as estatais.

O modelo viabilizou a implantação da petroquímica no Brasil e teve pontos fortes e fracos. Porém, é certo que alavancou o processo, tornando possível a entrada de um segmento fundamental para verticalizar a indústria do petróleo.

2.8 - Estrutura básica da Empresa-Base

A COPENE - Companhia Petroquímica do Nordeste, foi concebida a fim de suprir o complexo básico de maneira integrada e sistêmica. Compreende as seguintes unidades básicas:

- * Central de Matérias Primas;
- * Central de Utilidades;
- * Central de Manutenção.

A Copene compra da PETROBRAS nafta e gás natural, que são as principais matérias-primas. O preço da nafta era anteriormente controlado pelo Governo, sendo ele quem os determinava, usando como referencial uma equação baseada nos preços internacionais de petróleo bruto. Atualmente, os preços desses produtos estão alinhados com os praticados no mercado nacional.

A constituição acionária da Copene em 30/04/98 era a seguinte: A Norquisa - Nordeste Química S.A. 58,34%, A PETROQUISA - PETROBRAS Química S.A. detinha 15,40%, PREVI 5,82%, PETROS 5,72% e demais 14,72%.

2.8.1 - A Unidade de Matérias-Primas

A origem da palavra plástico é grega - *plastikós*, que significa adequado à moldagem - e define a sua principal característica, que é a sua flexibilidade.

A produção de olefinas compreende: aquecimento, compressão, resfriamento e decomposição dos fluxos gerados dos estoques alimentadores, em temperatura e pressão controladas. A produção começa pelo craqueamento, processo no qual a nafta é aquecida em fornos, decompondo-se em moléculas de cadeia longa e curta. Os gases são resfriados e através de um processo de destilação, o material mais pesado e os resíduos, gasolina e gasóleo de pirólise,

após a hidrogenação são enviados para a unidade de extração de aromáticos. Os demais produtos são resfriados e comprimidos. A Tabela 2.1 a seguir discrimina os principais produtos:

Tabela 2.1 - Produtos da Petroquímica

Produtos	Produtos químicos intermediários	Utilidade final típica
Etileno	Polietileno de baixa densidade	Sacos de lixo, isolamento elétrico, revestimento de papel;
	Polietileno de alta densidade	Garrafas plásticas, moldadas a sopro etc.;
	Óxido de etileno utilizado na produção de glicol-etileno	Anticongelante automotivo
	Dicloreto de etileno, utilizado na produção do cloreto de polivinil	Tubos, revestimentos de paredes de madeira, estofamento, pisos;
	Etilbenzeno utilizado na produção do monômero de estireno (SM) e poliestireno	Copos, recipientes descartáveis, plásticos de alto impacto;
	Olefinas alfa	Detergentes, plastificantes;
Propileno	Polipropileno	Forro de tapetes, malas, garrafas, fraldas;
	Óxido de propileno acrilonitrilo	Roupas, plásticos, espumas de poliuretano para estofados e isolamento, revestimentos e compostos de limpeza;
		Solventes industriais
Butadieno	Borracha sintética, elastômeros, resinas;	Pneus, sapatos, mangueiras, luvas cirúrgicas;
Butileno	Aquilato, MTBE	Acelerador de octanagem da gasolina
	Butano 1	Polietileno de baixa densidade linear;
	Alcool amilo	Produtos Farmacêuticos;
Benzeno	Etilbenzeno (produção de SM) Ciclohexano, nitobenzeno	copos descartáveis, recipientes, plásticos de alto impacto; Epóxi, náilon e detergentes;
Tolueno	Espumas de uretana	Acelerador de octanagem da gasolina; móveis e colchões;
Paraxileno	Películas de fibras de poliéster	Vestuário, recipientes, vídeo-tapes;
Oroxileno	Anidrido ftálico, plastificantes e resinas de poliéster	Indústria automotiva, pisos de vinil;
MTBE	-	Acelerador octanagem gasolina;
Solvente C9 e C10	-	Acelerador octanagem gasolina;

Fonte: COPENE, 1998

Em 1997, as vendas internas de petroquímicos de segunda geração do país conseguiram superar em cerca de 8% as do ano de 1996, quando já tinham apresentado um crescimento de 6% sobre as vendas de 1995.

As exportações da COPENE em 1997 totalizaram 416,3 mil toneladas, 8% superior ao registrado em 96, gerando um receita de US\$126,3 milhões. O faturamento bruto da empresa no ano de 97 foi de US\$ 1,6 bilhão e ficou 15,5% acima do que foi registrado em 96. (COPENE, 1998).

Na tabela 2.2 apresenta-se a produção e venda dos produtos petroquímicos comercializados pela empresa.

Tabela 2.2 - Produção e Venda dos Produtos Petroquímicos

Em 1000 t

Produtos	Produção			Vendas		
	1997	1996	Variação (%)	1997	1996	Variação (%)
Eteno	1.029,3	1.011,7	1,7	1.0365	1.002,1	3,4
Propeno	505,9	496,9	1,8	510,8	4950	3,2
Butadieno	147,2	146,	0,8	144,2	151,3	-4,7
Benzeno	345,5	340,2	1,6	348,8	337,0	3,5
Tolueno	54,9	40,9	34,2	53,7	45,0	19,3
Orto-Xileno	59,7	55,4	7,8	56,5	55,9	1,1
Para-Xileno	109,1	109,2	-	107,8	106,8	0,9
Xilenos mistos	61,3	53,3	15,0	55,3	57,5	-3,8
Solventes C9	19,8	15,4	28,6	13,3	15,1	-11,9
Subtotal	2.332,7	2.269,1	2,8	2.326,9	2.265,7	2,7
C9(Hidrogenado)	55,7	62,6	-11,0	55,9	63,7	-12,2
Coperaf I	46,5	28	66,1	45,1	27,0	67,0
Coperaf II	11,6	5,0	132,0	11,5	2,1	447,6
MTBE	123,8	118,9	4,1	119,7	119,4	0,3
DCPD	8,2	7,1	15,5	7,6	4,1	60,58
Corrente C4	22,5	23,3	-3,4	22,5	23,3	-3,4
Corrente C5		15,3	36,6	15,3	11,2	36,6
Hidrogênio/Metano	4,9	4,7	4,3	4,9	4,70	4,3
Total	2.621,2	2.529,9	3,6	2.609,4	2.521,2	3,5

Fonte: COPENE, 1998

2.8.2 - A Central de Utilidades

Esse setor produz e fornece energia elétrica, vapor d'água, água purificada, clarificada e desmineralizada: ar comprimido e gases industriais.

Esses produtos são consumidos internamente, no processo de fabricação das unidades da empresa-base, e o excedente é transportado por tubovias para as empresas que compõem o complexo básico.

O vapor d'água é produzido em cinco caldeiras, com capacidade individual de 400 t/h de vapor a 120 bar e 538°C. O vapor de alta pressão escoar por uma tubulação, para os turbogeneradores. Neles gera-se energia elétrica e extrai-se vapor de média pressão a 42 bar e o vapor é descarregado a 15 bar. O vapor é distribuído para as empresas coligadas por meio de tubovia, onde será utilizado nos processos específicos de cada unidade. Não há retorno de condensado das empresas consumidoras de vapor para a empresa-base. A tabela 2.3 apresenta a produção e venda das principais utilidades produzidas e consumidas pela empresa-base:

Tabela 2.3 - Produção e Venda de Utilidades

Utilidades	Produção		Vendas	
	1997	1996	1997	1996
Vapor (1000 t)	8.292	7.986	5.025	4.890
Água tratada (1000m ³)	34.775	36.236	16.374	15.795
Ar comprimido (Nm ³)	282.909	295.563	164.253	175.165
Energia elétrica (MWh)	1.682.311	1.644.839	1.272.973	1.214.276

Fonte: COPENE, 1998

A capacidade instalada do setor de utilidades da empresa-base segundo dados colhidos junto ao corpo técnico está apresentada na tabela 2.4.

Tabela 2.4 - Capacidade Instalada

Produtos	Capacidade Instalada	Produção Média/96	Disponibilidade
Vapor 120 bar (t/h)	2.100	1.111	989
Energia Elétrica (MW)	246	128	118
Água Clarificada (m ³ /h)	7.300	4.491	2.809
Água Desmineralizada (m ³ /h)	2.000	1.700	300
Ar comprimido (Nm ³ /h)	60.000	38.000	22.000

Fonte: Comunicação interna - COPENE

Por outro lado, para o ano de 1997, a venda das utilidades para as empresas do Complexo cresceram de forma diferenciada, por exemplo: a venda de vapor cresceu 2,8% com relação ao ano de 1996; água tratada aumentou de 3,7%; ar comprimido teve um decréscimo de 6,2% e a energia elétrica cresceu 4,8%.

Parte da energia elétrica gerada nas dependências da empresa-base é consumida nas suas próprias plantas e o excedente é vendido para as empresas do Pólo. Essa geração é feita de acordo a conveniência da empresa, tendo como fator decisivo o custo desta energia em comparação com a tarifa cobrada pela CHESF - Companhia Hidro Elétrica do São Francisco. Do total da energia elétrica consumida no Pólo, 62% foi produzido na empresa-base e o restante foi fornecido pela CHESF.

A venda das utilidades representa em média, 15% do faturamento líquido da empresa. Esse percentual após 1992 diminuiu para cerca de 13,5%, pois a empresa-base terceirizou o fornecimento de oxigênio e nitrogênio.

Do total da energia elétrica consumida na Bahia (em 1994), a empresa-base gerou em sua unidade térmica de cogeração cerca de 4,14%. Do total consumido no Pólo Petroquímico cerca de 40% o é internamente em seu processo e o restante é distribuído para as empresas coligadas. Porém, esses percentuais são variáveis e mudam de acordo com as estratégias de mercado.

2.9 - Consumo de Energia no Setor Químico

O consumo de energia elétrica no setor químico/petroquímico pode ser dividido em duas modalidades: energia elétrica firme, ou seja, a que é garantida pelas concessionárias, e a energia interruptível, isto é, a fornecida quando há excedente de energia elétrica, o que ocorre normalmente no período das cheias ou no período úmido. São as tarifas menores que atraem o empresário para essa modalidade, porém, não há garantia de fornecimento.

Segundo dados do Balanço Energético Nacional - BEN para o ano de 1995, o consumo de energia elétrica firme no setor químico foi 11,64% do consumo de energia elétrica industrial do país ou 5,6% do consumo de energia elétrica total do Brasil.

A ABIQUIM enviou um questionário a 150 empresas associadas que foi respondido por 92, o que corresponde a 120 unidades industriais, de acordo com o relatório elaborado, esses dados representam 95% do consumo da energia efetuada pelas empresas associadas e 90% da indústria química e petroquímica.

De acordo com o BEN, o consumo anual da energia elétrica no setor químico foi de 14.871.000 MWh, e pelo levantamento da ABIQUIM, o consumo anual foi de 10.035.026 MWh. A tabela 2.5 mostra a desagregação desses dados. Nesse trabalho serão apresentados apenas os dados produzidos pela ABIQUIM, que contem informações desagregada por tipo de indústria.

Tabela 2.5 - Consumo de Energia Elétrica Firme

Tipo de Indústria	Demanda (kW)	Consumo		Fator de Carga
		(M)Wh	(%)	
Central Petroquímica	140.900	900.952	9,0	0,73
Elastômeros	28.500	193.506	1,9	0,78
Intermediários Diversos	32.730	214.702	2,1	0,75
Multivisionais	175.200	1.321.492	13,2	0,86
Produtos Inorgânicos	344.844	2.703.645	26,9	0,89
Química Fina	26.169	159.246	1,60	0,69
Resinas Termoplásticas	173.528	1.245.396	12,50	0,82
Outros	419.902	3.296.087	32,8	0,90
Total	1.341.773	10.035.026	100,0	0,85

Fonte: ABIQUIM, 1996

Considerando o consumo de energia por região verifica-se que a região Nordeste corresponde a 34,82% do total e as empresas operando nas Regiões Sul/Sudeste participam com 65,18%. O Estado da Bahia participa com 56,5% em relação ao Nordeste. Levando-se em conta o país, esse percentual cai para 19,67%. Os dados foram coletados e estão na tabela 2.6

Tabela 2.6 - Consumo de Energia Elétrica Firme por Estado no Setor Químico/Petroquímico

Estado	Demanda (kW)	Consumo (MWh)	(% da Região)	(% do Total)	Fator de Carga
Alagoas	186.000	1.395.969	39,9	13,91	0,86
Bahia	254.981	1.974.054	56,5	19,67	0,88
Pernambuco	17.750	124.367	3,6	1,24	0,80
Subtotal Regional	458.731	3.494.390	100	34,82	0,87
Espírito Santo	680	3.230	0,04	0,03	0,54
Minas Gerais	7.820	50.112	0,8	0,5	0,73
Paraná	16.696	137.067	2,1	1,36	0,94
Rio de Janeiro	336.709	2.631.734	40,2	26,20	0,89
Rio G. do Sul	104.748	758.475	11,6	7,56	0,83
Santa Catarina	1.100	6.548	0,1	0,06	0,68
São Paulo	415.289	2.953.470	45,1	29,43	0,81
SubTotal Regional	883.042	6.540.636	100	65,18	0,85
Total	1.341.773	10.035.026	100	100	0,86

Fonte: ABIQUIM, 1996

A autogeração no setor é utilizada com frequência. Porém, quando comparada com a energia produzida no país, esse insumo ainda é pouco relevante. Considerando a energia elétrica total (hidro-elétrica e térmica) produzida no país, no ano de 1995, o índice é de apenas 0,58 %. Mas se for considerada apenas a energia térmica gerada no país esse valor sobe para 10,88 %. Na tabela 2.7 são apresentados os valores referentes por tipo de indústria. Os números entre parênteses significam a quantidade de empresas que praticam a cogeração.

Tabela 2.7 - Consumo de Energia Elétrica Firme no Setor Químico/Petroquímico

Tipo de Indústria	Potência Instalada	Produção		Potência Média Anual
		(MWh)	%	
Central Petroquímica (3)	365	1.332.785	83,3	152,1
Elastômeros (2)	32	64.432	4,0	7,4
Intermediários Diversos (2)	4	58	-	0,01
Multivisionais (2)	8	82.603	5,2	9,4
Produtos Inorgânicos (1)	3	17	-	-
Química Fina (1)	15	30.809	1,9	3,5
Resinas Termoplásticas (2)	19	33.537	2,1	3,8
Outros (5)	97	58.334	3,6	6,7
Total (18)	543	1.602.575	100	183

Fonte: ABIQUIM, 1996

Observa-se que é pequena a parcela da energia elétrica cogerada. Porém o percentual da energia cogerada na Bahia em relação à energia cogerada no setor químico /petroquímico do país é de 72,0% e se for comparado apenas com a região Nordeste esse índice sobe para cerca de 99,0%. Na tabela 2.8 apresentam-se os dados da energia cogerada por estado e seu respectivo peso dentro da região ou com relação ao país.

No que se refere ao consumo de combustíveis, os principais insumos energéticos utilizados na indústria química/petroquímica são o óleo combustível e o gás natural. No ano de 1995 esse setor consumiu 12,2% de todo o óleo combustível consumido no Brasil, e se for considerado apenas o setor industrial, o fator será de 19,1% .

Tabela 2.8 - Energia Elétrica Cogerada por Estado no Setor Químico/Petroquímico

Estado	Potência Instalada(MVA)	Produção			Potência Média Anual(MW)
		(MWh)	(%) Região	% Total	
Bahia	323	1.153.825	99,8	72,0	131,7
Pernambuco	5	2.704	0,2	0,16	0,3
Subtotal Regional	328	1.156.529	100	72,16	132
Rio de Janeiro	49	92.280	20,7	5,73	10,5
Rio G. do Sul	112	121.174	27,2	7,51	13,8
São Paulo	54	232.592	100	15,50	26,7
SubTotal Regional	215	446.046	100	27,84	50,9
Total	543	1.602.575	100	100	183,0

Fonte: ABIQUIM, 1996

Para o gás natural o percentual foi de 16,9% do total. O gás consumido no país no setor industrial é de 40,9% (ABIQUIM, 1996).

Fazendo uma desagregação do setor por tipo de indústria, apresenta-se na tabela 2.9 o atual consumo de combustíveis.

Tabela 2.9 - Consumo de Combustíveis

Tipo de Indústria	OC ATE (t)	OC BTE (t)	RASF (1000t)	Querosene (m³)	Diesel (m³)	GLP (t)	GN 1000m³	Gás Refinaria 1000m³	Carvão (t)	Resíduos Próprios (t)
Central Petroquímica	110.641	80.543	328,8	-	15	700	189.579	-	362.677	265.820
Elastômeros	84.360	-	-	80	7	48	79.026	-	-	690
Intermediários Diversos	83.233	5.261	-	40	104	299	30.872	-	-	4.314
Intermediários Fertilizantes	-	-	-	-	-	-	192.145	-	-	-
Multidivisionais	237.788	1.059	-	-	77	7.000	35.219	22.303	-	15.486
Produtos Inorgânicos	22.090	28.266	-	247	335	199	72.113	-	-	-
Química Fina	16.299	680	-	653	123	86	22.243	-	-	-
Resinas Termoplásticas	67.522	14.569	-	112	20	90	20.258	-	-	1.865
Outros	96.092	65.412	-	2	695	232	138.159	12.988	201.805	2.163
Total (18)	718.025	195.790	328,8	1.034	1.376	8.654	779.614	35.291	564.502	290.338

Fonte: ABIQUIM, 1996

Fazendo uma desagregação do setor por Estado da federação, apresenta-se na tabela 2.10 o atual consumo de combustíveis.

Tabela 2.10 - Consumo de Combustíveis por Estado no Setor Químico/Petroquímico

Tipo de Indústria	OC ATE (t)	OC BTE (t)	RASF (1000t)	Querosene (m³)	Diesel (m³)	GLP (t)	GN (1000m³)	Gás Refinaria (1000m³)	Carvão (t)	Resíduos Próprios (t)
Alagoas	-	-	-	-	-	-	46.071	-	-	-
Bahia	262.414	65	328,8	-	89	351	304.934	-	-	200.758
Minas Gerais	18.601	-	-	-	5	-	-	-	-	-
Pernambuco	60	-	-	-	7	32	74.057	-	-	690
Paraná	4.766	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Rio de Janeiro	93.735	4.459	-	327	210	11	166.629	-	-	-
R. G. do Sul	1.372	29.910	-	-	19	102	-	-	564.502	69.437
Santa Catarina	3.158	-	-	-	70	-	-	-	-	-
São Paulo	333.919	161.356	-	707	976	8.158	187.923	35.291	-	19.453
Total	718.025	195.790	328,8	1.034	1.376	8.654	779.614	35.291	564.502	290.338

Fonte: ABIQUIM, 1996

A título de comparação estimou-se o equivalente térmico de cada combustível e seu percentual em relação ao total (a partir da tabela 2.10), sendo que o resultado encontra-se na tabela 2.11.

Tabela 2.11 - Consumo de Energia Equivalente Térmico

Energéticos	(GJ/ano)	(%)
O. Combustível (alto enxofre)	30.663.516	23
O. Combustível (baixo enxofre)	8.689.175	6,5
RASF	14.457.714	10,8
Eletricidade	37.708.334	28,3
Gás Natural	31.988.060	24,0
Carvão	8.744.789	6,6
Gás de Refinaria	635.351	0,5
Diesel	51.849	0,04
GLP	431.169	0,3
Querosene	37.229	0,03
Total	133.407.194	100

Fonte: ABIQUIM, 1996

2.10 - A Importância da Indústria Petroquímica/Química

A indústria química é de fundamental importância para o país, pois se caracteriza por ser intensiva em matérias-primas, tecnologia e capital. Essas indústrias se articulam-se com vários setores da economia, envolvendo diversos insumos e produtos.

Cerca de 12 % do petróleo consumido no país destina-se a esse setor que o utiliza sob a forma de matérias-primas e energéticos.

Segundo os dados publicados pela ABIQUIM (1996), cerca de 96,3 milhões de GJ/ano são consumidos como energético provenientes do petróleo e seus derivados, ou seja, aproximadamente 45.000 BOE/dia de petróleo. Além disso, mais de 10 milhões de MWh/ano de energia elétrica são consumidos no setor.

De acordo com dados do IBGE, para o ano de 1994, o setor químico teve uma participação no PIB brasileiro de 2,7%, perdendo apenas para o setor de alimentos/bebidas e metal/mecânica, com 2,8 e 3,1 % respectivamente. No entanto, se foram agregadas outras indústrias como a farmacêutica, a perfumaria, de sabões e velas, essa participação chega a ser de 3,6%. Nos EUA, a participação do setor no PIB é de 1,9%.

Capítulo 3

Exergia e Termoeconomia: Conceitos e Aplicações

Nste capítulo é mostrada a metodologia utilizada para a avaliação exergética e termoeconômica. De forma condensada são tratados os conceitos de exergia e termoeconomia, centro das atenções deste trabalho.

Também é apresentada um revisão bibliográfica para os conceitos de exergia e termoeconomia, indicando exemplos de sua aplicação prática a sistemas de cogeração industrial.

No anexo B encontra-se detalhado o equacionamento para o cálculo dos custos exergéticos unitários e monetários para os fluxos e volumes de controle da planta industrial em estudo.

3.1 - Conceito da Utilização Racional da Energia

Após as crises mundiais do petróleo de 1973 e 1979, em que os preços subiram substancialmente, houve uma busca por parte da comunidade técnica internacional em direção a duas vertentes principais: a primeira, encontrar outras fontes de energia em substituição aos combustíveis fósseis e a segunda, a melhor utilização da energia consumida, que ficou popularmente conhecida por *conservação de energia*.

Para a primeira vertente, muitas foram as alternativas encontradas, por exemplo, aumentou-se a utilização da energia nuclear para geração de energia elétrica, assim como buscou-se a viabilização do uso das energias alternativas, entre elas, a energia solar para geração descentralizada em comunidades distantes da rede elétrica, a energia eólica com a implantação das *fazendas eólicas* e a biomassa. Particularmente, o álcool no período é introduzido no Brasil, como substituto da gasolina automotiva. LOPES (1996) faz uma avaliação dos vinte anos do Proálcool - Programa Nacional do Álcool e apresenta a evolução histórica e os principais aspectos sobre o andamento do programa. Sem se posicionar contra ou a favor, o autor discute a polêmica que ainda ronda sobre a continuidade do mesmo.

Nas décadas de 1970 e 1980, a conservação de energia no mundo passou ser a principal meta a ser alcançada e muitos estudos foram elaborados, inclusive no Brasil, (MONDELO, 1977; MORISHITA, 1977; SILVA, 1981; GORECHI, 1981; FRANCO, 1981; IBP, 1983; SIMÕES, 1990; LATORRE, 1990). Nesse período houve melhoria significativa nos índices energéticos, particularmente no setor industrial.

No Brasil, a década de 1980 foi marcada, entre outras coisas, pela concretização do Programa Proálcool, viabilizando a substituição da gasolina, a construção e conclusão de grandes hidroelétricas e esforços no sentido da *conservação da energia*.

Em 1979 o governo brasileiro instituiu o *Programa Conserve* (CNI, 1980), que visava modificar o perfil de consumo energético no setor industrial. A maior ênfase foi para a substituição do óleo combustível. Inicialmente, foram alvos as grandes indústrias e em seguida as pequenas e médias.

Em 1982 o governo lança a opção EGTD - Energia Garantida por Tempo Determinado (MARQUES, 1988), que tinha por finalidade a substituição dos óleos diesel e combustível em caldeiras convencionais por caldeiras elétricas. Neste caso foram alvo as caldeiras de pequeno porte, em especial as que operavam em hospitais, hotéis, etc (PAGY, 1981; RAMOS, 1981).

Durante o ano de 1985 o governo institui o PROCEL - Programa Nacional de Economia de Energia Elétrica, com finalidade de integrar as ações de economia de energia elétrica no país

(PROCEL, 1986).

Mas foi em 1990 que o governo criou o GERE - Grupo Executivo de Racionalização Energética, com o objetivo de reunir em um único fórum representantes do setor energético, da área econômica e dos consumidores. O GERE vem atuando em conjunto com o PROCEL, para a área elétrica, e propôs para o setor petróleo a criação do CONPET - Programa Nacional da Racionalização do Uso dos Derivados de Petróleo e do Gás Natural, evitando ações para o evitar o desperdício do petróleo e seus derivados.

Os trabalhos iniciais em *conservação de energia* visavam fazer a colocação ou substituição de isolamento térmico, eliminação de vazamentos de vapor, substituição de combustíveis, redimensionamento dos motores elétricos, substituição da iluminação, etc. As avaliações foram realizadas com base na Primeira Lei da Termodinâmica, ou seja, uma análise energética.

Muito se conseguiu com essa metodologia que ajudou muitas empresas a melhorar seus custos operacionais, tornando-as mais competitivas e economizando divisas para o país.

3.2 - Limitações da Análise Baseada Apenas na Primeira Lei da Termodinâmica

Apesar de muito difundida, a análise energética ou de primeira lei da termodinâmica (balanço de energia), não contabiliza a qualidade da energia que se está perdendo e nem onde ocorrem as irreversibilidades dos processos, ou seja, não identifica onde e porquê elas aparecem.

TSATSARONIS (1993) observa que a energia perdida ou o uso dos insumos energéticos (fueles) não foi devidamente analisada. Por exemplo:

- a) a primeira lei não mostra que parte da entalpia de uma corrente ou que parte da taxa de transferência de calor é termodinamicamente não disponível;
- b) a primeira lei não reconhece qualquer perda num reator adiabático (por exemplo, num

gaseificador) ou num estrangulamento adiabático (numa válvula);

c) não detecta qualquer degradação da energia em um trocador de calor adiabático;

d) pela primeira lei identifica-se que o condensador de uma planta térmica que produza calor e trabalho é o grande responsável pela baixa eficiência do sistema. Entretanto, fazendo uma análise exérgica verifica-se que as maiores perdas acontecem, geralmente, na caldeira.

A análise energética continua tendo sua validade para diagnosticar os sistemas térmicos. Entretanto, com a contribuição da segunda lei e com a ajuda da análise exérgica pode-se ampliar essa avaliação. Para realizar uma avaliação exérgica faz-se necessária, inicialmente, a análise energética, com base no primeiro princípio. O método exérgico, segundo TSATSARONIS (1993), permite:

a) uma melhor medida para avaliação da magnitude da energia perdida em relação à energia total suprida sob a forma de insumo energético (*fuel*);

b) uma medida da qualidade (ou do desperdício) da energia do ponto de vista termodinâmico;

c) uma variável para definir a eficiência racional para o sistema energético.

Portanto, as análises de primeira e segunda lei não são concorrentes e sim complementares, contribuindo para avaliação coerente, de um o sistema térmico.

O método termoeconômico combina a análise exérgica e a econômica. As palavras termoeconomia e exergoeconomia tem o mesmo significado, sendo uma ou outra utilizada, dependendo do autor.

3.3 - Geração de Entropia e Irreversibilidades

Entropia em grego, quer dizer *entrepé* (FERREIRA, 1986), que significa evolução, mudança.

O conceito de entropia surge do segundo princípio da termodinâmica ou princípio da evolução, o qual impõe condições restritivas às transferências de energia de um sistema.

O segundo princípio relaciona a direção da transferência da energia e a sua qualidade. Indica se é possível um processo acontecer ou não na prática, e mostra que não há uma equivalência completa entre trabalho e calor.

Todos os processos realizados pela natureza têm algum grau de irreversibilidade. Os processos que não geram atrito e nos quais a transferência de calor acontece de forma reversível são possíveis somente no plano ideal.

Um dos postulados do segundo princípio estabelece que a propriedade entropia para um sistema isolado nunca decresce, isto é:

$$\Delta S \geq 0 \quad (3.1)$$

Para um sistema a entropia pode ser calculada por:

$$dS = \frac{\delta Q_{\text{Rev}}}{T} \quad (3.2)$$

O subscrito (Rev) identifica que num processo qualquer, escolhido entre dois estados (final e inicial), deve ser reversível a troca de calor para o cálculo da variação da entropia.

Os processos irreversíveis podem ser identificados por três características básicas:

- acontecem espontaneamente e em uma única direção;
- durante a operação há sempre dissipação de energia disponível (ou exergia);
- para acontecer no sentido inverso é necessária a introdução de energia, maior do que no processo espontâneo.

Uma forma de quantificar as irreversibilidades de um dado processo é através do conceito de produção de entropia.

A taxa de produção de entropia ($\dot{\Pi}$) para um volume de controle, numa determinada região do espaço (vide figura 3.1), onde existam interação de massa, calor e trabalho, é dada por:

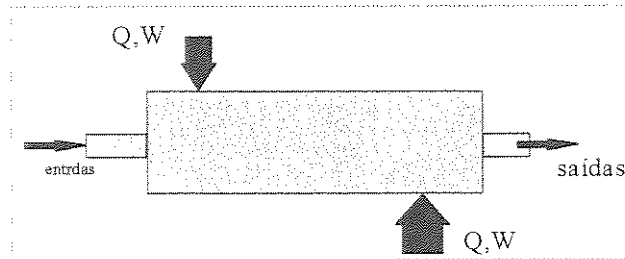


Figura 3.1 - Interação de Massa, Calor e Trabalho

$$\dot{\Pi} = \frac{dS}{dt} - \sum_i \frac{\dot{Q}_i}{T_i} + \sum_s \dot{m}_s s - \sum_e \dot{m}_e s \geq 0 \quad (3.3)$$

O primeiro termo, $\dot{\Pi}$ representa a produção de entropia no volume de controle, ou seja, uma medida das irreversibilidades que ocorrem durante o processo. A produção de entropia será zero para processos reversíveis ou ideais. O primeiro termo à direita ($\frac{dS}{dt}$) é a variação, no tempo, da entropia associada à massa contida no volume de controle, que em regime permanente será nula. O segundo termo é o fluxo de entropia associado aos fluxos de calor que entram ou saem do volume de controle. Os dois últimos termos representam os fluxos entrópicos associados às massas que saem e entram no volume de controle.

A grandeza termodinâmica chamada irreversibilidade pode ser relacionada com a produção de entropia pelo teorema de Gouy/Stodola, ou seja:

$$I = T_o \cdot \dot{\Pi} \quad (3.4)$$

3.4 - Conceito de Exergia

Em 1956 Z. RANT (in SZARGUT, 1988) propõe o termo **exergia**, de “exergie”, do alemão,

ou “exergy”, do inglês, sendo este radical proveniente do grego e quer dizer **ex** - para fora e **ergon** - trabalho.

RANT, que sugeriu a palavra **exergia**, também propôs a palavra **anergia** para denominar a parte da energia que não pode ser aproveitada (não disponível), válida para temperaturas acima das condições ambientais, isto é:

$$\text{Energia} = \text{Exergia} + \text{Anergia}$$

Portanto, energia é a soma de tudo aquilo que pode ser conversível em qualquer forma de energia do tipo potencial (exergia) ou energia útil, com a parte que não é conversível (anergia).

Existem muitas definições, para o conceito de exergia. Dentre elas citam-se:

RANT (in SZARGUT, 1988), afirma que a exergia “é a parte da energia que pode ser **completamente** convertida em **qualquer** outra forma de energia”.

SZARGUT (1988) afirma que a exergia “é a quantidade de trabalho obtido quando uma massa é trazida até um estado de equilíbrio termodinâmico com os componentes comuns do meio ambiente, através de processos reversíveis, envolvendo interação apenas com os componentes do meio ambiente”.

Para REISTAD e GAGGIOLI (1980), *available energy* (exergia) é uma propriedade de um sistema que qualifica o máximo trabalho que pode ser obtido quando, interagindo unicamente com o ambiente (P_o , T_o , μ_o), passa de seu estado termodinâmico inicial até o estado morto (de equilíbrio com o ambiente)”.

RIEKERT (in SZARGUT 1988), diz que a exergia de um material em um estado especificado “é o trabalho de eixo ou energia elétrica necessária para produzir este material em seu estado especificado a partir de materiais comuns do meio ambiente em processos reversíveis, sendo que o calor trocado resulta apenas de interações com o meio a T_o ”.

GAGGIOLI (1983) a define como “uma propriedade que mede a capacidade máxima de causar mudança, esta capacidade existe porque a substância não está em total estado de equilíbrio

com o meio”.

Segundo KOTAS (1985) “exergia é o padrão de qualidade da energia, igual ao máximo trabalho útil que pode ser obtido de uma dada forma de energia, utilizando os parâmetros do ambiente (P_o, T_o, μ_o) como estado de referência”.

Para TSATSARONIS (1993), a exergia é definida como sendo o máximo trabalho útil que pode ser obtido de um portador de energia, imaginando que esse portador de energia seja levado até as condições ambientes num processo reversível.

Fica claro que exergia é a parte da energia que pode ser convertida em qualquer outra forma de energia ou trabalho útil.

3.5 - Exergia nas Interações de Calor e Trabalho

Pela própria definição, a exergia $\dot{B}^w$ associada a interação do tipo trabalho é idêntica ao trabalho útil:

$$\dot{B}^w = \dot{W} \quad (3.5)$$

O limite máximo da eficiência de uma máquina térmica motora é dado pelo fator de Carnot.

A exergia $\dot{B}^Q$ associada à interação de calor $\dot{Q}$ é portanto, dada por:

$$\dot{B}^Q = f_C \cdot \dot{Q} = \left(1 - \frac{T_o}{T_r}\right) \cdot \dot{Q} \quad (3.6)$$

Na qual f_C é o fator de Carnot, T_o é a temperatura ambiente e T_r é a temperatura na qual o

calor cruza a fronteira do volume de controle.

3.6 - Exergia Associada a Massa

Segundo SZARGUT (1988) e KOTAS (1985) a exergia, didaticamente, pode ser subdividida em quatro partes: cinética, potencial, termomecânica ou física e química. A figura 3.2 ilustra a divisão.

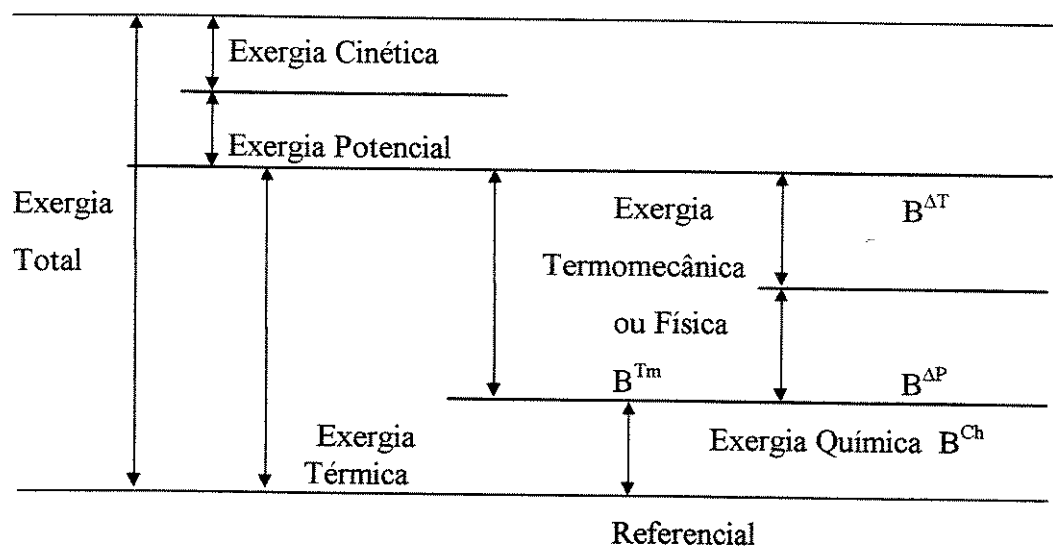


Figura 3.2 - Divisão Didática da Exergia

A exergia cinética é a própria energia cinética do centro de massa quando a velocidade considerada é a relativa à superfície da Terra.

$$B^{\text{cinetica}} = m \frac{C_o^2}{2} \quad (3.7)$$

A exergia potencial também é sempre igual à energia potencial e é dada por:

$$B^{\text{potencial}} = m \cdot g_c \cdot Z_o \quad (3.8)$$

Exergia Termomecânica ou Física é definida como sendo o *trabalho máximo obtido em processos reversíveis quando uma quantidade de matéria é levada do estado inicial (P e T) ao estado de equilíbrio de pressão e temperatura de referência (Po e To) do meio ambiente. Se uma região do espaço dispõe de pressão e temperatura maior que o ambiente, nesse caso existe um potencial com relação ao meio* (SZARGUT, 1988). Quando a pressão e a temperatura do sistema se igualam com o meio, afirma-se que esse é o Estado Inativo Restrito, portanto, não existe mais capacidade de transformação em outras formas de energia.

Para uma região do espaço, ou massa contida no interior de um sistema ou volume de controle a exergia termomecânica ou física é dada por (KOTAS, 1985):

$$b_s^{tm} = (u - u_0) + P_o(v - v_o) - T_o(s - s_0) \quad (3.9)$$

Para um fluxo de massa que cruza a fronteira do sistema a exergia física ou termomecânica é dada pela equação (KOTAS, 1985):

$$b_{vc}^{tm} = (h - h_0) - T_o(s - s_0) \quad (3.10)$$

A exergia termoquímica pode ser calculada por uma única expressão, na qual estão representadas a exergia termomecânica ou física e a exergia química.

$$b^{tq} = (h - h_o) - T_o(s - s_o) + (\mu_{ko} - \mu_k^o) \quad (3.11)$$

Onde o primeiro termo é o potencial entálpico, o segundo termo é o potencial entropico multiplicado pela temperatura ambiente e o último termo é o componente químico. Para substâncias puras recomenda-se utilizar as tabelas representadas por (SZARGUT, 1988), pois o último termo está calculado para uma grande conjunto de substâncias.

Para uma mistura de substâncias puras a exergia química (KOTAS, 1985) é dada por:

$$b^{ch} = \sum_k \chi_i \cdot b_k^{ch} + R \cdot T_o \sum_i (\chi_i \cdot \ln \gamma_i \cdot \chi_i) \quad (3.12)$$

Se a mistura puder ser considerada ideal para misturas ideais, o coeficiente de atividade será igual à unidade ($\gamma_i = 1$), portanto:

$$b^{ch} = \sum_k \chi_i \cdot b_k^{ch} + R.T_o \sum_i (\chi_i \cdot \ln \chi_i) \quad (3.13)$$

O primeiro termo representa a soma das parcelas das exergias químicas dos componentes k. O valor da exergia química dos componentes em estado puro pode ser encontrado em tabelas (KOTAS, 1985), (SZARGUT, 1988). A parcela $R.T_o \sum_i (\chi_i \cdot \ln \chi_i)$ é devida à geração de entropia associada ao próprio fato de realizar a mistura e depende da concentração de cada substância presente na mesma.

Para substâncias complexas, como óleo combustível, derivados de petróleo etc., a exergia pode ser calculada de acordo a metodologia proposta SZARGUT (1988). A exergia depende do fator β , calculado pela equação 3.14 e do poder calorífico inferior - PCI. A análise elementar dos combustíveis utilizados no sistema em estudo encontra-se no Anexo A. As variáveis H, C, O, S representam o percentual em massa dos elementos químicos presentes no combustível.

$$\beta = 1,0407 + 0,0154 \frac{H}{C} + 0,0562 \frac{O}{C} + 0,5904 \frac{S}{C} (1 - 0,175 \frac{H}{C}) \quad (3.14)$$

$$b^{ch} = \beta \cdot PCI \quad (3.15)$$

A exergia do gás combustível utilizado na empresa foi calculada pela equação 3.13. A composição e a concentração dos gases também encontram-se no Anexo A.

3.7 - Balanço de Exergia

Para uma dedução da expressão do balanço de exergia recomenda-se o apêndice B do livro de KOTAS (1985).

Por similaridade com o primeiro princípio, o balanço de exergia para um sistema é dada por:

$$B^Q = B_2 - B_1 + W_{LiQ} + I \quad (3.16)$$

em que:

$$B^Q = Q.f_c = Q\left(\frac{1-T_0}{T_r}\right) \quad (3.17)$$

$$B = m.b \quad \text{e} \quad b = (u - u_o) + P_o(v - v_o) - T_o(s - s_o) + b^{ch} \quad (3.18)$$

Para um volume de controle, (maiores detalhes vide apêndice B do livro de KOTAS (1985)) o balanço de exergia pode ser representado por:

$$\dot{B}^Q = \frac{dB_{vc}}{dT} + \sum_{sai} \dot{m}.b - \sum_{entra} \dot{m}.b + \dot{W}_{util} + \dot{I} \quad (3.19)$$

Para um volume de controle em regime permanente a expressão (3.19) pode ser simplificada para:

$$\dot{B}^Q = \sum_{sai} \dot{m}.b - \sum_{entra} \dot{m}.b + \dot{W}_{util} + \dot{I} \quad \text{com}$$

$$b = (h - h_o) - T_o(s - s_o) + b^{ch} \quad (3.20)$$

O primeiro e segundo termos à direita, são fluxos exergeticos que cruzam o volume, o terceiro é o trabalho útil que cruza a fronteira do volume de controle, finalmente, $\dot{I}$ são as irreversibilidades.

3.8 - Eficiência Energética e Exergética

Existem diversas maneiras de se definir eficiência, que será sempre um parâmetro de desempenho do equipamento ou da planta.

A eficiência energética é uma relação entre a energia efetivamente utilizada e a energia fornecida ao sistema térmico.

$$\eta = \frac{\text{energia utilizada}}{\text{energia fornecida}} = \frac{\text{energia vendida}}{\text{energia comprada}} \quad (3.21)$$

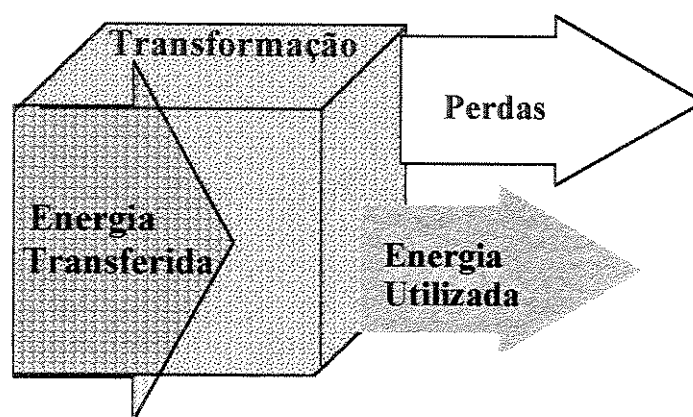


Figura 3.3 - Ilustração da Transformação Energética

Como a eficiência energética é uma relação entre energias e nem toda energia presente na entrada é utilizável, esse parâmetro pode conduzir a uma imperfeição na análise e portanto, necessita-se definir outros critérios para avaliar os sistemas térmicos.

A eficiência exergética avalia a performance do processo ou do sistema energético do ponto de vista da termodinâmica (TSATSARONIS, 1993). A eficiência exergética ou racional é uma relação entre a exergia do produto (*product*) e a exergia do insumo (*fuel*) necessária para o processo.

Pode-se calcular pelo menos dois tipos de eficiências exergéticas (SZARGUT, 1988): i) a

eficiência racional, ii) e o grau de perfeição termodinâmico. O valor da eficiência está sempre compreendido entre zero e a unidade. A eficiência racional será zero quando não existir um “efeito térmico desejado” (produto) na saída. Será igual à unidade, se os processos forem reversíveis.

Um maior valor de eficiência racional é indicativo de que o sistema está aproveitando melhor a exergia que move o processo.

A eficiência exergética ou racional é definida como sendo o efeito da exergia desejada (produto) pela exergia necessária ao processo, insumo (fuel).

$$\varepsilon = \frac{\text{efeito da exergia desejada}}{\text{exergia necessaria ao processo}} = \frac{B_P}{B_F} \quad (3.22)$$

ou

$$\varepsilon = \frac{B_{\text{produto}}}{B_{\text{insumo}}} \quad (3.23)$$

O *insumo* e o *produto* não podem ser negativos.

A exergia que entra no sistema (*insumo*) é transformada em exergia do produto (*produto*), exergia destruída internamente ou perdida para o exterior, ou seja:

$$B_{\text{Insumo}} = B_{\text{Produto}} + B_{\text{Destruida}} + B_{\text{Perdas}} \quad (3.24)$$

Dividindo a expressão 3.24 por B_{produto} , encontra-se:

$$\varepsilon = \frac{B_{\text{Pr oduto}}}{B_{\text{Insumo}}} = 1 - \left[\frac{B_{\text{Destruida}} + B_{\text{Perdas}}}{B_{\text{Insumo}}} \right] \quad (3.25)$$

Para os equipamentos dissipativos a definição de eficiência exergética racional não se enquadra. SZARGUT et al. (1988) propõe o *grau de perfeição termodinâmica* que expressa a relação entre o somatório da exergia na saída pelo somatório da exergia na entrada do volume de controle, ou seja:

$$\xi = \frac{\sum_s \text{Exergia na saída}}{\sum_e \text{Exergia na entrada}} \quad (3.26)$$

Este é um parâmetro de desempenho termodinâmico que mede somente a irreversibilidade interna do sistema, sem considerar a função do equipamento (insumos e produtos).

Para avaliar as possibilidades de se recuperar as perdas que existem na planta estudada, foram definidos dois fatores de recuperação, um em função da análise pela primeira lei (Fr_{η}) e o outro pela análise de segunda lei (Fr_{ε}), ou seja:

$$Fr_{\eta} = \frac{\sum \text{Energia Perdida por fluxo}}{\sum E_{entra}} \quad (3.27)$$

$$Fr_{\varepsilon} = \frac{\sum B_{perdas}}{\sum B_F} \quad (3.28)$$

O somatório da energia perdida por fluxo, compreende nesse caso, a parcelas do gás de exaustão o condensado que sai da caldeira (pré aquecimento de ar) e a purga.

Outra maneira de quantificar a irreversibilidade total (interna e externa) do equipamento ou da planta é a parcela restante obtida pela diferença da unidade menos a eficiência exergetica.

$$\delta = 1 - \varepsilon = \sum_j \delta_j \quad (3.29)$$

Também pode-se comparar a irreversibilidade do equipamento com relação à irreversibilidade total pela seguinte equação.

$$\delta_j = \frac{I_j}{\sum I_j} \quad (3.30)$$

A vantagem desse parâmetro é comparar a irreversibilidade dos diversos subsistemas com a total. A irreversibilidade total é a somatória das perdas parciais.

$$I = \sum_j I_j \quad (3.31)$$

Esses parâmetros são calculados com o objetivo de identificar como se encontra a operação do equipamento, do subsistema ou da planta.

3.9 - Conceito de Termoeconomia

As análises de viabilidade das plantas industriais tradicionalmente são realizadas fazendo-se estudos técnicos e econômicos. Essa estrutura de avaliação produziu sempre resultados confiáveis.

Na década de 1960 surge a possibilidade de se juntar os dois conceitos, isto é, a viabilidade técnica e a econômica. Nessa década aparecem as primeiras tentativas para se reunirem as disciplinas envolvidas, ou seja, a termodinâmica e a economia.

Uma das primeira publicações, que introduz o conceito é o relatório de TRIBUS e EVANS em 1962, (in EL-SAYED e GAGGIOLI, 1989) o qual apresenta uma análise exergetica de uma planta de dessalinização e acopla a exergia aos fluxos dos custos econômicos e cunha um novo vocábulo: Termoeconomia. O fulcro do procedimento era associar o fluxo monetário (combustíveis, operação, amortização) da instalação aos fluxos exergeticos. Sendo assim, aplicando os balanços de custos para cada equipamento pode-se determinar os custos econômicos unitários dos diferentes fluxos. Identificados os custos unitários, pode definir se há necessidade de uma otimização individual dos equipamentos.

BERGMANN e SCHMIDT em 1965, (in VALERO e LOZANO 1994) associam custos à

exergia destruída por cada componente de uma central termoeletrica, a fim de otimizar os pré-aquecedores de água de alimentação de uma caldeira.

EL-SAYED e EVANS (1970) generalizam os fundamentos matemáticos para a otimização termoeconômica dos sistemas térmicos, também chamado de *Método Autônomo*.

Em sua tese de doutorado, Reistad (in EL-SAYED e GAGGIOLI 1989) desenvolve uma análise termoeconômica de sistemas simples de cogeração e aplica o método de El-Sayed e Evans, constatando sua eficácia quando comparado com outros procedimentos convencionais.

A sugestão de representar os custos exergéticos para valorar os diferentes fluxos de uma planta, em problemas de otimização local, análise econômica ou substituição de equipamentos já tinha sido introduzida por GAGGIOLI (1983), em muitas aplicações concretas. Contudo, foi TSATSARONIS (in VALERO e LOZANO, 1994) que propôs utilizar os conceitos *Fuel - Product*, para generalizar as equações auxiliares necessárias para os cálculos dos custos dos fluxos exergéticos de uma instalação e para otimização dos equipamentos, também chamado de *Método Exergoeconômico*. VALERO et al. (1986) desenvolveram uma metodologia unificadora e bastante compacta para cálculo dos custos e outras aplicações da termoeconomia.

A Termoeconomia é uma metodologia que foi desenvolvida para analisar sistemas térmicos, e que tem como fundamento o segundo princípio da termodinâmica. A sua base é a exergia, portando faz-se necessário começar pela análise exergética, sendo a seguir introduzidos os conceitos econômicos.

O objetivo principal da metodologia é atribuir custos ao conteúdo exergético de um portador de energia. Esses custos podem ser expressos em termos de exergia ou monetários (VALERO et al. 1986; VALERO e LOZANO, 1994).

Para se realizar uma análise termoeconômica é necessário trilhar por alguns passos que já foram avançados por outros pesquisadores. TSATSARONIS (1993) diz que para se fazer uma completa análise termoeconômica deve-se: a) fazer uma análise exergética detalhada b) realizar uma análise econômica dos subsistemas; c) obter os custos exergéticos e d) avaliar os custos

termoeconômicos de cada subsistema. Ainda segundo o autor, os objetivos da análise termoeconômica são:

- identificar a localização, magnitude e a fonte das perdas termodinâmicas (perdas exergéticas, irreversibilidades ou destruição exergética);
- calcular os custos associados com a exergia destruída e perdida;
- calcular os custos de produção para sistemas que tem mais de um produto final;
- facilitar os estudos de viabilidade e otimização na fase de projeto ou melhoria do processo de um sistema energético existente;
- ajudar em decisões de operação de plantas existentes;
- comparar as diversas alternativas tecnológicas.

Portanto, o objetivo da termoeconomia é apresentar as bases teóricas e práticas do uso racional da energia. Para tanto, o método deve formular critérios gerais que permitam avaliar a eficiência dos sistemas energéticos e que expliquem de maneira racional qual é o processo de formação dos custos de seus produtos .

3.10 - Custo Exergético

Como na natureza não há processo reversível, em qualquer processo real haverá destruições e perdas de exergias, resultando sempre uma exergia maior na entrada do processo com relação à exergia do produto. O custo exergético B^* de um produto inclui, além da exergia dos insumos, perdas externas de exergia e as irreversibilidades. Neste caso o **custo exergético** do produto sempre será maior que o do insumo (*fuel*).

Para exemplificar, observe-se o sistema energético mostrado na figura 3.4, o qual pode ser considerado um subsistema, um equipamento ou ainda uma planta industrial completa.

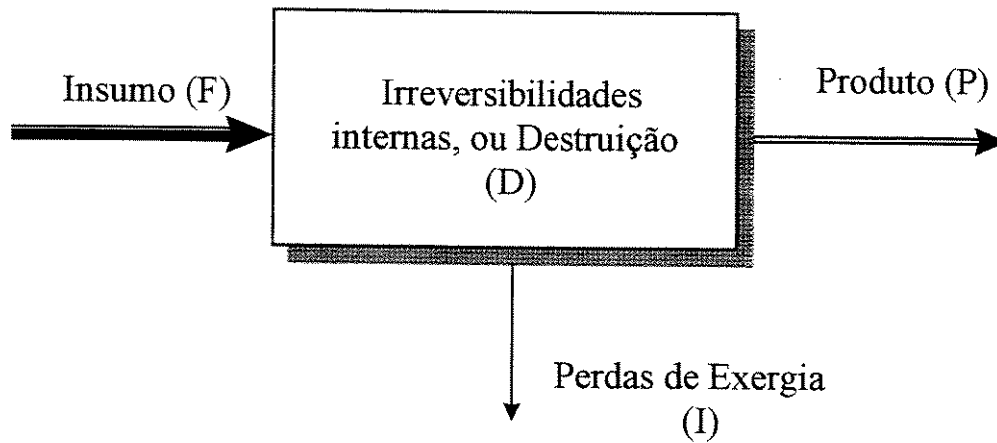


Figura 3.4 - Insumo, Produto e Irreversibilidades

O balanço de exergia pode ser apresentado como:

$$B_p = B_F - I - B_D \quad (3.32)$$

Isto é, a exergia do produto será igual à exergia do insumo menos o que foi destruído ou perdido internamente e as exergias transferidas para o exterior.

Pode-se definir o custo exerético unitário (κ) como sendo a relação entre a exergia do insumo e a exergia do produto, ou seja, o inverso da definição da eficiência exerética, isto é:

$$\kappa = \frac{\text{Exergia do Insumo}}{\text{Exergia do produto}} = \frac{B_{\text{Insumo}}}{B_{\text{produto}}} = 1 + \frac{I + D}{P} = \frac{1}{\varepsilon} \quad (3.33)$$

ou

$$\kappa_i = \frac{B_i^*}{B_i} \quad (3.34)$$

Portanto, o custo exerético B_i^* será uma certa quantidade de exergia utilizada para se obter um determinado produto, (expresso em termos de exergia), para um fluxo, para um subsistema ou para os produtos finais de uma planta industrial.

Como não existe no balanço de custos um termo que esteja associado à destruição da

exergia, o custo exergético do produto carregará consigo esses efeitos.

A formação dos custos exergéticos de um fluxo ou uma corrente energética é sequencial, isto é, num sistema termodinâmico o custo exergético dos produtos está intrinsecamente ligado às várias eficiências dos equipamentos utilizados.

3.11 - Equacionamento do Sistema

VALERO et al. (1986) formularam um procedimento racional para atribuir custos exergéticos, baseado unicamente na termodinâmica, de acordo com a análise exergética, isto é:

- o custo exergético (B^*) de uma corrente ou o fluxo de exergia do insumo (B_f^*) ou do produto (B_p^*) é a quantidade de exergia necessária para produzi-lo;
- uma análise detalhada do processo e da função de cada subsistema na formação dos produtos finais é o único requisito para a atribuição dos custos exergéticos;
- os custos exergéticos dos fluxos que entram no equipamento ou subsistema devem ser rateados com os fluxos que deixam o mesmo.

A partir desses procedimentos os autores propõem algumas regras para facilitar a atribuição dos custos exergéticos, (para exemplificar, veja a figura 3.5):

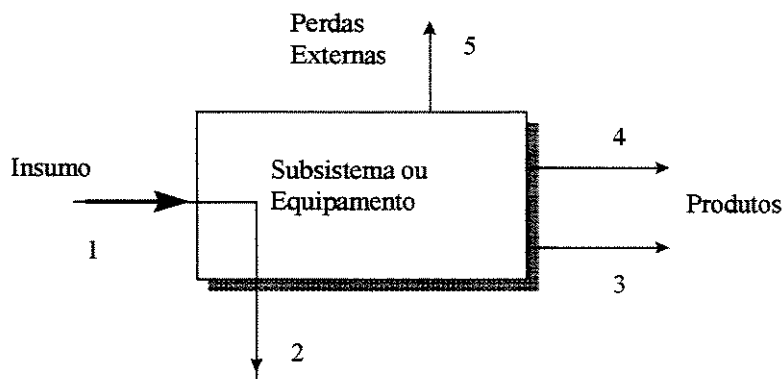


Figura 3.5 - Exemplo de um Sistema Genérico

Proposição 1 - O custo exerético é uma propriedade conservativa.

$$\sum_{entra} B_i^* - \sum_{sai} B_j^* = 0 \quad (3.35)$$

Proposição 2 - para um sistema ou volume de controle com mais de um insumo energético entrando ou saindo, os custos exeréticos unitários dos fluxos de exergia (insumo, *fuel*) que entram num subsistema, será igual aos custos exeréticos unitários dos fluxos de exergia que saem (regra dos Insumos), no exemplo da figura 3.5:

$$\frac{B_1^*}{B_1} = \frac{B_2^*}{B_2} \quad (3.6)$$

Proposição 3 - Para um sistema que tem produtos formados por vários fluxos, o custo exerético unitário será o mesmo para cada um deles (regra dos produtos), no caso exemplo da figura 3.5:

$$\frac{B_3^*}{B_3} = \frac{B_4^*}{B_4} \quad (3.37)$$

Proposição 4 - Aos fluxos das perdas externas deve-se atribuir custo exerético nulo, pois não haverá utilização posterior;

$$\frac{B_5^*}{B_5} = 0 \quad (3.38)$$

A utilização da proposição 4 implica em que o subsistema no qual ocorre a perda de exergia para o exterior, torna-se responsável por uma irreversibilidade (externa) que não lhe é intrínseca (interna). Apenas a esse subsistema fica o ônus de uma irreversibilidade (externa) fruto de toda uma cadeia de interações entre vários subsistemas.

Para a unidade industrial em análise, esta proposição não será utilizada e as perdas externas serão valoradas, e posteriormente, os custos das perdas serão rateados com os produtos úteis, conforme está descrito no capítulo 6.

Proposição 5 - na ausência de uma valoração externa, o custo exergético dos insumos (*fuel*), que entram no volume de controle será igual a própria exergia.

$$B_1^* = B_1 \quad (3.39)$$

A planta estudada tem 184 fluxos. Portanto, necessita-se de igual número de equações, linearmente independentes, para se obter a solução. Pelas proposições enunciadas e de acordo com a escolha dos volumes de controle, pode-se identificar os seguintes grupos de equações (para maiores detalhes vide Anexo B):

Grupo de Entradas - equações de 1 a 26; (pela proposição 5)

Grupo dos Volumes de Controle - equações de 27 a 85; (pela proposição 1)

Como são 184 fluxos e já foram identificadas 85 equações, faltam 99 que são formuladas de acordo com as demais proposições (exceto a quarta). Para maiores esclarecimentos vide Anexo B.

3.12- Custo Exergético dos Volumes de Controle

O custo exergético de um produto deve carregar o custo das irreversibilidades e das perdas de exergia. O mesmo raciocínio usado para identificar o produto de um subsistema para fins de cálculo da eficiência racional, deve ser usado para calcular o custo exergético do produto B_P^* . Tomando o exemplo da figura 3.5:

$$B_P^* = B_3^* + B_4^* \quad (3.40)$$

Raciocínio análogo vale para o insumo. No exemplo em questão:

$$B_f^* = B_2^* - B_1^* \quad (3.41)$$

O cálculo dos custos exergeticos unitários para os insumos (κ_f) e os produtos (κ_p) para os volumes de controle, pode ser definido como:

Para os Insumos.

$$\kappa_{f_i} = \frac{B_{f_i}^*}{B_{f_i}} \quad (3.42)$$

Para os Produtos

$$\kappa_{p_i} = \frac{B_{p_i}^*}{B_{p_i}} \quad (3.43)$$

Os parâmetros $B_{f_i}^*$, B_{f_i} , $B_{p_i}^*$, B_{p_i} , κ_{p_i} , κ_{f_i} , são apresentados no Anexo B.

3.13 - Custos Monetários

O cálculo dos custos monetários dos fluxos que entram e saem dos subsistemas ou dos equipamentos, é outro fator de grande importância para o gerenciamento ou decisão de que processo é mais adequado para a indústria. O custo é o fator preponderante e pode ser calculado para os produtos e serviços. Quando se trata de uma instalação em operação os custos associados à manutenção de operação são importantes. Em instalações a serem implantadas, além desses custos já mencionados aparecem os custos de investimento.

Utiliza-se a figura 3.6 para desenvolver a metodologia a ser aplicada.

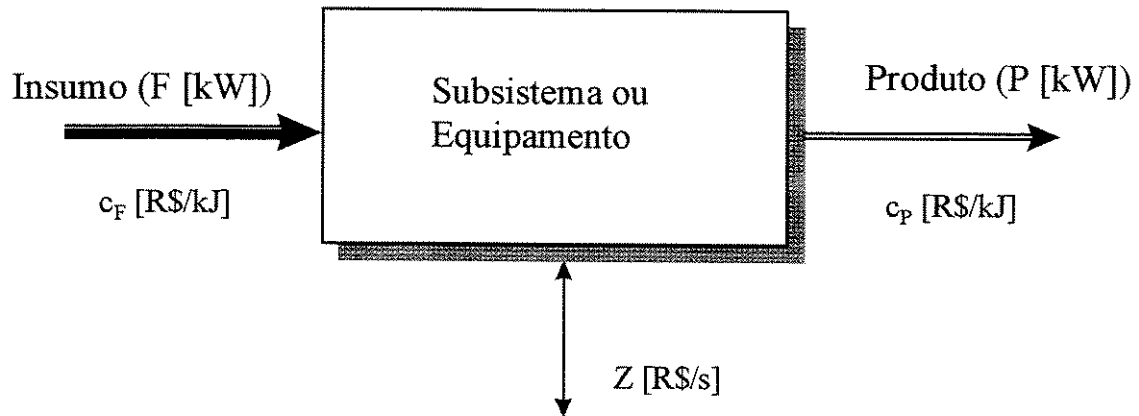


Figura 3.6 - Custos Monetários

A expressão do balanço de custos para o sistema da figura 3.6 pode ser representado por:

$$c_P \cdot B_P = c_F \cdot B_f + Z \quad (3.44)$$

Sendo o c_F o custo em unidade monetária por unidade de exergia para o insumo, e (B_f) o recurso exergético do insumo; c_P é o custo em unidade monetária do produto por unidade de exergia, e (B_P) é a quantidade de exergia carregada pelo fluxo do produto e Z é a soma dos custos de investimento, manutenção e operação. Para a planta industrial em estudo esta última parcela foi considerada nula. Portanto, a equação (3.44) pode ser reescrita para:

$$c_P \cdot B_P = c_f \cdot B_f \quad (3.45)$$

ou

$$c_i = \frac{c_{Pi}}{c_{fi}} = \frac{B_f}{B_P} \quad (3.46)$$

A equação 3.46 identifica os custos monetários dos fluxos em termo do custo dos insumos.

3.14 - Custos Monetários dos Volumes de Controle

Os custo monetários para os volumes de controle podem ser expressos por:

Para os insumos,

$$C^*_{f_i} = \sum_{sai} C_i^* - \sum_{entra} C_i^* \quad (3.47)$$

Para os produtos,

$$C^*_{p_i} = \sum_{sai} C_j^* - \sum_{entra} C_j^* \quad (3.48)$$

Os valores de $C^*_{f_i}$ são parte do insumo (*fuel*) do volume de controle, como também os valores de $C^*_{p_j}$ são parte do produto desse mesmo volume de controle. Esses valores são calculados de maneira análoga aos $B^*_{f_i}$, em base monetária e não exergetica.

A aplicação destes parâmetros para a planta em estudo e as demais equações estão descritas no Anexo B.

No caso de custos monetários, C_i^* de um fluxo que entra no sistema deve ser fornecido como dado de entrada.

3.15 - Revisão Bibliográfica sobre a Utilização do Segundo Princípio da Termodinâmica, Exergia e Termoeconomia

Historicamente, foi o engenheiro militar francês Nicolas Léonard Sadi Carnot, que viveu entre 1796 e 1832, quem desenvolveu o primeiro trabalho que deu origem ao segundo princípio da termodinâmica. Em vida, só publicou um livro, em 1824, **Reflexões sobre a potência motora do fogo e sobre as máquinas apropriadas a desenvolver potência**. Cerca de meio século depois é

que seu irmão, de posse dos manuscritos, publicou um segundo livro, em 1878, intitulado **Potência Motora**. Carnot é considerado o *pai da Termodinâmica*, pois foi graças às suas descobertas que ele enunciou que: *uma máquina térmica cíclica só pode funcionar se existirem pelo menos dois reservatórios térmicos em níveis de temperaturas diferentes* (CARNOT, 1960). Com isso ele estabeleceu um limite para que as máquinas térmicas possam operar, assim como também lançou as bases para a análise exergética.

Nesse período Carnot não estava preocupado com a economia de energia. Afirma ele em seu livro: *“Não devemos esperar utilizar na prática toda a energia motriz dos combustíveis. As tentativas feitas para conseguir esse resultado seriam muito mais nocivas do que úteis se elas causassem o esquecimento de outras importantes considerações. A economia de combustível é somente uma das condições a serem satisfeitas nas máquinas térmicas. Em muitos casos ela é só secundária. Em geral deveria ser dada precedência à segurança, robustez, durabilidade da máquina, ao pouco espaço que ela deve ocupar, ao baixo custo da instalação, ...”*.

J. W. Gibbs e J. C. Maxwell deram forma ao conceito de *available energy*, que segundo PETIT e GAGGIOLI (1980), é a propriedade pela qual mede-se a capacidade de causar mudanças. BEJAN (1982) afirma que foi Gibbs, em um artigo apresentado na “Connecticut Academy” em 1873, o primeiro a promover uma base analítica para a determinação do fluxo exergético. Uma análise conjunta dos dois princípios da termodinâmica foi realizada separadamente por dois pesquisadores: Gouy em 1889 e por Stodola em 1898, o que mais tarde passou a ser chamado de teorema Gouy/Stodola, com o qual pode-se avaliar as irreversibilidades dos sistemas térmicos, a partir da geração de entropia.

Uma análise exergética primitiva em turbinas a vapor foi realizada por De Boufre, em 1925 e depois por Darrieus em 1930 (in KEENAN, 1932). Porém, foi KEENAN (1932) quem fez uma avaliação mais completa, utilizando o segundo princípio e a análise exergética, assim como os custos exergéticos de um sistema térmico. Este pode ser considerado o primeiro trabalho em que foi levada em conta a análise exergética para se estabelecer uma política de custos. Nessa época a palavra exergia não era conhecida e o autor chama a esse conceito de disponibilidade termodinâmica (*availability*) nomenclatura que mais adiante foi reformulada, embora ainda seja

utilizada por alguns autores

Segundo EL-SAYED e GAGGIOLI (1989), o professor G. A. Goodenough desenvolveu o *método dos kilowatts perdidos* e o publicou em livro entre 1911-1920, no qual inclui excelente exposição sobre exergia (*available energy*) e a segunda lei. Porém, ele não se refere explicitamente à exergia, mas o método é equivalente ao custo do vapor feito por Keenan em 1932, para o fluxo exergético (WEPFER e CRUTCHER, 1981).

Em 1948, Obert também faz uma análise exergética dos processos internos em um motor de combustão interna a pistão.

Análise individual dos equipamentos de uma central termoeletrica foi realizada em 1949, por Birtine (in VALERO e LOZANO, 1994).

O artigo de EL-SAYED e GAGGIOLI (1989) menciona que em 1948 Benedict apresentou um seminário no MIT - Massachusetts Institute of Technology, mostrando os custos exergéticos numa planta de separação de ar. Esse trabalho ficou esquecido por mais de trinta anos, mas em 1980, Gyftopoulos (BENEDICT e GYFTOPOULOS, 1980) o resgatou e publicou.

Segundo Szargut, “o moderno desenvolvimento da análise exergética foi iniciado por F. Bosnjakovic, que formulou a frase *Combater as Irreversibilidades (fight against the irreversibilities)*”. Em seu livro, KOTAS (1985) apresenta um desenvolvimento metodológico em que mostra passo a passo como deve ser realizada a análise para um equipamento ou para uma planta.

SZARGUT et al. (1988), expõem os conceitos fundamentais sobre análise exergética, e apresenta uma metodologia de cálculo da exergia química para diversas substâncias, como também analisa diversos exemplos práticos.

Os termos exergia (*exergy*), disponibilidade termodinâmica (*availability*), ou energia disponível, referem-se ao mesmo conceito. Para uma padronização internacional, a nomenclatura adotada no “Fourth International Symposium on the Second-Law Analysis of Thermal Systems”

(realizado em Roma entre 25 e 29 de maio de 1987), foi a palavra **Exergia**.

GAGGIOLI (1980) faz uma avaliação da termodinâmica dando um tratamento em que enfoca o primeiro e o segundo princípio. A energia só é útil quando tem a capacidade de causar mudanças e, portanto, pode ser considerada como uma *commodity*. A energia não terá capacidade de causar mudanças quando o sistema estiver em completo equilíbrio com o ambiente de referência.

De acordo com PETIT e GAGGIOLI (1980), *available energy* é uma propriedade que mede a capacidade máxima da substância causar mudanças, desde que exista desequilíbrio entre estado da substância com relação ao meio ambiente.

REISTAD (1980) propõe e executa um balanço exergético para os Estados Unidos, tomando como base o ano de 1970 e os dados do balanço energético daquele país. Por essa metodologia, pode-se identificar o estado da tecnologia de um país e o grau de sua ineficiência energética.

Ainda na elaboração de modelos NASO et al.,(1995) desenvolveu uma metodologia para estudar os fluxos energéticos e exergéticos para Itália, que foi denominado de “Sistema Itália”. O modelo foi aplicado para esse país levando-se em conta o Balanço Energético Nacional, da Itália, para o ano de 1990. O modelo tem como meta a análise exergética e a racionalização do uso das fontes energéticas, podendo a metodologia ser aplicada a outros países.

REISTAD e GAGGIOLI (1980) mostram as vantagens de se utilizar como base de custos a *available energy*. Além disso, eles mostram a *destruction availability*, que são as irreversibilidades. Definem dois tipos de eficiências: a) uma que se baseia na energia, a qual chama de eficiência de primeira lei; b) outra definição baseada na *availability* e que é chamada de eficiência de segunda lei.

Uma análise bastante interessante sobre um sistema de cogeração é realizada por WEPFER (1980). Nesse trabalho o autor analisa uma empresa de celulose que produz energia elétrica e vapor para o seu processo. Ele faz uma análise exergética da indústria em três períodos diferentes:

no período em que a empresa foi construída (1960), em 1975 (após uma melhoria de eficiência do sistema) e por último em 1980. Para o projeto original a eficiência de segunda lei do sistema fora de 28%. Com as mudanças propostas, isto é, substituição da caldeira de baixa pressão e a eliminação de outras perdas, a eficiência de segunda lei aumentou para 33%. Mais adiante, com o incremento da produção da empresa houve necessidade de reformular o sistema. Trocou-se a caldeira por outra de alta pressão além de se colocar duas turbinas (uma de alta e outra de baixa pressão), e a eficiência aumentou para 35%.

HAYWOOD (1974), busca fazer uma revisão dos conceitos de *availability* e irreversibilidade. Ele demonstra três teoremas mostrando os conceitos de trabalho reversível, energia livre e trabalho de eixo. No primeiro teorema ele trata do trabalho máximo ou total de saída, entre dois estados especificados. Já no segundo teorema é demonstrado que a irreversibilidade é igual a temperatura do ambiente multiplicada pela geração de entropia (teorema de Gouy/Stodola). No terceiro teorema ele trata da conservação de entropia em um processo completamente reversível.

GAGGIOLI (1983) define as eficiências de primeira e segunda lei, irreversibilidade, exergia etc. No que se refere a distribuição de custos para um sistema que opere cogerando (vapor e eletricidade), ele propõe uma partição dos custos mostrando o método da extração, no qual o custo exergético unitário do vapor de baixa pressão é igual ao vapor de alta pressão. No método da igualdade propõe que o custo exergético unitário do vapor de baixa pressão seja igual ao da potência. Mostra também a viabilidade da utilização do método para a otimização do dimensionamento da tubulação e o isolamento térmico e por último faz uma análise de um projeto de uma central térmica tendo como fonte de calor a gaseificação de carvão mineral.

Em plantas industriais KENNY (1983) faz uma análise de segunda lei para uma unidade de separação de gases e mostra que colocar uma bomba de calor no sistema pode representar um ganho exergético de até 30%.

RAVINDRANATH e THIYAGARAJAN (1983) fizeram uma análise exergética para uma planta de ácido sulfúrico com capacidade de 100 t/dia. O processo é dividido em: preparação e

combustão do enxofre; conversão I; secagem e absorção; conversão II e por último o produto final. Para cada uma das etapas do processo foram calculadas as exergia, eficiências de primeira e segunda lei, perdas etc. A análise energética baseada no primeiro princípio identificou que as perdas de calor eram da ordem de 52% na absorção e secagem. Entretanto, quando realizada a análise de segunda lei, a perda foi inferior a 1,4%, mostrando que havia muita energia perdida, porém, de baixa exergia.

KNOCHE e TSATSARONIS (1983) estudaram uma planta de conversão de carvão mineral por um processo de gaseificação para posteriormente fazer a combustão dos gases produzidos numa turbina a gás. Inicialmente, o carvão mineral era moído e secado. O gás pobre era limpo e comprimido para ser queimado na câmara de combustão. Foram elaborados os balanços de massa, energia e exergia com a ajuda de um programa computacional denominado THESIS - *Thermodynamic and Economic Simulation System*, desenvolvido pela Universidade de Aachen. A eficiência térmica e exergética para o processo foram de 68,3% e 77,7%, respectivamente.

ROTSTEIN (1988) aplica a análise exergética em uma unidade de separação de propileno/propano com três tipos de catalisadores diferentes: prata, vapor de prata e óxido metálico.

SILVA e NEBRA (1993) fazem uma análise exergética de plantas de produção de cimento, tendo com base a avaliação de segunda lei. Também são apresentados resultados da análise termoeconômica para os processos de produção de cimento por via úmida, via semi-seca e via seca.

GHIORZI(1997) utilizou o método exergético para avaliar a eficiência de plantas de separação primária de petróleo *off-shore*. Segundo o autor, a partir do rendimento exergético pode-se comparar o resultado da planta em períodos diferentes ou com outras plantas semelhantes.

OLIVEIRA Jr. e HOMBEECK (1996) fazem uma análise exergética de uma planta de processamento de petróleo *off-shore* caracterizando a performance termodinâmica e identificando os caminhos para melhorar o processo. O artigo avalia a eficiência exergética e as

irreversibilidades por equipamento, como também para a planta.

LLAGOSTERA (1996) estuda a variação da exergia física do vapor da água superaquecida, por meio de derivadas parciais em relação à pressão e a temperatura, bem como as derivadas da função definida por meio da divisão da exergia pela entalpia, ambas tendo o mesmo estado de referência. As derivadas foram determinadas e analisadas para temperaturas entre 200 a 700°C e pressões de 20 a 180bar.

Em sua Tese de Doutorado, WALL (1986) apresenta cinco artigos que abordam os temas exergia e termoeconomia. Ele demonstra a utilidade do conceito de exergia para analisar sistemas térmicos, sejam eles industriais ou quando envolvem a sociedade. Além do mais, é apresentada uma vasta bibliografia sobre exergia e termoeconomia. O primeiro artigo faz uma abordagem detalhada sobre o conceito e apresenta o equacionamento para exergia, desagregando em exergia térmica, mecânica e química. A energia em forma de calor tem baixa qualidade e quanto mais baixa é a temperatura menor é a qualidade. Para mostrar as diferentes qualidades de diferentes formas da energia ele apresenta uma lista arbitrária porém, representativa de valores.

Tabela 3.1 - Qualidade das diferentes formas de energia

	Formas de Energia	Índice de Qualidade (% de exergia)
Extra superior	Energia Potencial ¹	100
	Energia Cinética ²	100
	Energia Elétrica	100
Superior	Energia Nuclear ³	100
	Energia Solar	95
	Energia Química ⁴	95
	Vapor Superaquecido	60
	Calor Distrital	30
Inferior	Baixa Temperatura	5

¹ Grandes reservatórios de água

² Quedas d'água

³ Combustível nuclear

⁴ Óleo combustível, gás natural etc.

No segundo artigo ele descreve um método para avaliar o consumo de energia, exergia e recursos materiais na sociedade sueca no ano de 1980. No terceiro artigo ele apresenta uma análise exergética para uma planta industrial de papel e celulose e de uma siderúrgica, calculando a exergia para os diferentes fluxos.

Uma visão heterodoxa é o trabalho MORAN (1990), no qual ele faz uma revisão crítica da produção bibliográfica sobre a análise exergética na década de 1980. Segundo ele, os autores estão reagindo com respeito às crises do petróleo vividas, sem ter uma preocupação mais profunda com a escassez da energia no mundo, e questiona: continuamos reagindo contra a crise dos anos setenta ou estamos propondo algo novo que vise mudar a falta de energia? existem esforços internacionais que busquem produzir bens com menor consumo de energia e menores custos? quais são as regras de preservação para o meio ambiente, presumindo altas eficiências térmicas e que tragam benefícios para a natureza? O que estão fazendo os engenheiros e técnicos para reavaliarem seus métodos? Estas questões são fáceis de serem formuladas, mas, as respostas dependem de muitas variáveis e ultrapassam limites dos países e técnicos e, certamente, passarão por um novo paradigma.

A questão ambiental tem sido uma preocupação constante para toda a sociedade. Estabelecendo uma correlação entre ecologia e exergia SZARGUT (1995) mostra os custos ecológicos das diversas atividades humanas e o consumo das fontes naturais. Ele estabelece três critérios que chama de *coeficiente de indenização*. O primeiro correlacionado com a indústria o segundo com relação a agricultura e o terceiro em função da saúde do homem. Porém, ele não faz uma aplicação prática para testar os coeficientes propostos.

Numa linha semelhante WALL, (1995) apresenta uma proposta diferente em que relaciona a exergia à moral, levando em conta a correlação da sociedade com o meio ambiente. Utilizando-se das análises exergéticas, que oferecem melhores informações a respeito dos sistemas térmicos pode-se ter uma visão mais crítica dos problemas da humanidade Segundo ele, não se deve simplesmente fazer grandes obras: deve-se parar e pensar para onde estamos indo e o que se quer do futuro. Conclama as futuras de gerações de engenheiros e a sociedade em geral para um novo paradigma, onde o importante é ter qualidade de vida não quantidade de bens e produtos. O

homem é um extrator da natureza e o que ele devolve à natureza são somente os resíduos, sendo esta obrigada a limpar, tratar, reciclar e devolver novamente à sociedade os materiais para um novo ciclo produtivo.

Em 1990 um grupo de especialistas em termoeconomia. C. Frangopoulos, G. Tsatsaronis, A. Valero e M. von Spakovsky, decidiram comparar as diversas metodologias, resolvendo um problema simples de cogeração. O resultado está publicado em um número especial da revista *Energy* (TSATSARONIS, 1994). O sistema de cogeração consistia de um compressor de ar, um pré-aquecedor de ar regenerativo, uma câmara de combustão, uma turbina a gás e uma caldeira de recuperação. As variáveis de decisão adotadas para efeito de otimização foram: a relação de pressão do compressor, as eficiências isoentrópicas do compressor e da turbina, as temperaturas do pré-aquecedor e a temperatura dos gases de combustão na entrada da turbina. Cada um dos quatro trabalhos mostrou a validade da metodologia adotada e os resultados foram similares.

LOZANO et al. (1993) estudaram uma planta de cogeração simples, composta por quatro componentes básicos: caldeira, turbina/gerador, condensador e bomba de alimentação de água. Os subsistemas podem ser os próprios equipamentos ou como eles fizeram, utilizaram uma desagregação funcional semelhante à proposta por FRANGOPOULOS (1988). A essência é a incorporação de junções e distribuidores virtuais para poder facilitar uma análise desagregada dos fluxos. Para cada subsistema se pressupõe um produto. Nas junções dois ou mais produtos se misturam e nos distribuidores existe um produto único que então é dividido em dois ou mais produtos. A exergia do vapor aumenta na caldeira, expande na turbina e gera eletricidade. A entropia da água incrementa a medida que vai passando nos diversos subsistemas e chega finalmente ao condensador, que tem como meta rejeitar calor para o ambiente e reduzir a entropia da água. Este artigo é para apresentar a metodologia e não corresponde a uma instalação existente.

RIVERO e HERNÁNDEZ (1995) apresentam um estudo que mostra um algoritmo para calcular separadamente cada componente da exergia: exergia térmica, mecânica e química. A primeira é o resultado entre o desequilíbrio de temperatura da substância em estudo e as condições de estado morto. Exergia mecânica é o desequilíbrio entre a pressão da corrente e o estado morto

e por último a exergia química é desequilíbrio entre a composição do fluxo exergético e as condições de estado morto. Foi elaborado um programa em *fortran* que calcula todas essas correntes e que funciona acoplado ao simulador ASPEN™. É realizado um estudo termoeconômico do setor de utilidades de uma refinaria de petróleo, cuja capacidade de refino é de 150.000 barris/dia de petróleo cru. Utilizando a metodologia termoeconômica eles mostram a análise energética atual, os pontos críticos da planta, a exergia perdida ou destruída, a eficácia e o potencial de melhoria para cada equipamento, como também os custos exergéticos para a eletricidade e o vapor. Pela análise de primeira lei o custo do vapor é 54% maior quando comparado à análise levando em conta os custos exergéticos. O mesmo acontece com o vapor de média pressão que ficou 18,1% acima e para o vapor de baixa pressão que foi de 2,7% acima do valor encontrado quando se calcula utilizando a metodologia termoeconômica. Segundo o autor a análise termoeconômica é a melhor para processos industriais pois localiza todas as perdas dos processo e calcula os reais custos de produção para os diferentes produtos.

VERTIOLA e OLIVEIRA Jr. (1995) fazem uma avaliação termoeconômica para uma usina de açúcar e álcool, calculando os diversos custos do vapor e da eletricidade. Para a determinação da estrutura de custos eles seguiram os métodos conhecidos por: igualdade, extração e vapor como subproduto. Para a eletricidade eles tiveram custos bem diferentes: pelo método das igualdades, o custo ficou 55% abaixo do da concessionária. Já pelo método das extrações o custo ficou 1,8% acima do praticado no mercado

Del CAMPO et al. (1998) também estudaram uma usina de açúcar típica cubana atribuindo os custos pelos métodos das extrações e das igualdades. Os resultados tem uma ligação direta com o método adotado: pelo método das igualdades o custo exergético unitário da potência gerada é menor do que o custo encontrado pelo método das extrações, que só reconhece como produto da turbina a potência gerada. O custo exergético unitário do vapor fornecido ao processo é maior quando é utilizado o método das igualdades.

WALTER e BAJAY (1993) apresentaram uma artigo no qual analisam os custos exergéticos de uma usina de açúcar e álcool num ciclo BIG-STIG. Eles fizeram cenários com as pressões das caldeiras de alta em dois níveis de pressão, extraindo no primeiro estágio para 22 bar. Simularam

diversas configurações, com substituição das caldeiras, diversos tipos de turbinas a gás e o gaseificador de bagaço. Segundo eles, a geração de eletricidade pode ser uma boa alternativa econômica para o setor de açúcar e álcool quando utilizado o ciclo BIG-STIG. Entretanto, ainda existem limitações técnicas com relação ao gaseificador de bagaço.

GUARINELO Jr. (1997) estudou um sistema de cogeração baseado em turbina a gás aeroderivativa e caldeira de recuperação, para atender demandas elétricas e térmicas de uma indústria. O autor faz uma análise exergetica e termoeconômica do sistema de cogeração, comparando duas configurações de operação, identificando as perdas e as irreversibilidades dos equipamentos, quantificando os custos exergeticos unitários e as eficiências dos equipamentos e dos sistemas. Os custos são apresentados para dois ciclos de potência, com turbina a gás: simples e outro do tipo STIG. Na escolha das duas situações de operação no que se refere à geração elétrica, a tecnologia que apresenta melhores resultados para o caso exemplo é a que opera com o ciclo STIG.

TORRES e GALLO (1997 e 1998) e TORRES e NEBRA (1997) fazem um estudo inicial da central de cogeração de Pólo Petroquímico, apresentando no primeiro trabalho a análise exergetica e no segundo, a análise termoeconômica. Nestes estudos, a central simulada apresentava apenas uma caldeira equivalente, um turbogerador a vapor equivalente, e o mesmo para os demais equipamentos. Foram calculados os balanços de massas, energia e exergia. Em seguida foi definida a eficiência de segunda lei para cada equipamento, bem como as perdas relacionadas a cada volume de controle. Na avaliação termoeconômica calculou-se os custos exergeticos unitários dos fluxos. Os parâmetros fornecidos para o modelo de simulação simplificado eram constituídos pelos dados médios do ano de 1994.

Capítulo 4

Sistema Térmico - Descrição Geral

Neste capítulo será descrito o sistema de cogeração do Pólo Petroquímico; a operacionalidade da planta, seus equipamentos e capacidades nominais.

Inicialmente é realizada uma descrição geral do sistema, no qual são mostrados de forma direta e simplificada todas as fases e as principais capacidades. Depois são elaborados gráficos mostrando as principais interações de massa e energia, isto é, as principais entradas e saídas da unidade termoeletrica - UTE e as correlações com as demais áreas.

Nos gráficos são apresentados os consumos referentes à empresa e, isoladamente, a unidade termoeletrica.

Depois dos grandes fluxos e interações de massa e energia a preocupação básica é mostrar os principais circuitos que compõem a unidade, mostrando desde a água de alimentação das caldeiras, parque de combustíveis, geração do vapor, utilização, equipamentos, distribuição do

vapor, geração de energia, a integração com o sistema da concessionária até, finalmente, as principais etapas da central de matérias-primas.

Portanto, numa descrição panorâmica e resumida todo o sistema de utilidades está de alguma forma representado com as principais etapas, consumos, diagramas ilustrativos, dados dos equipamentos e fluxogramas.

4.1 - O Sistema Térmico - Descrição Sucinta

A empresa, além de produzir os produtos petroquímicos na unidade de Matérias-Primas - UMP, gera na Unidade de Utilidades: vapor, energia elétrica, água tratada, ar comprimido, oxigênio e nitrogênio.

A Unidade de Utilidades é composta de: Unidade Termoelétrica - UTE, Unidade de Tratamento de Água - UTA e pela Unidade de Gases Industriais - UGI. Entretanto, neste trabalho só será analisada a UTE.

Na Unidade Termoelétrica estão em operação seis caldeiras do tipo aquatubular, sendo cinco do tipo convencional e uma caldeira de recuperação. As caldeiras de alta pressão produzem vapor à pressão de 120 bar e temperatura de 530°C.

A capacidade nominal de produção de cada um dos geradores de vapor é de 400 t/h, enquanto que a caldeira de recuperação pode produzir 100 t/h de vapor.

Parte do vapor de 120 bar gerado é transferido para a UMP - Unidade de Matérias-Primas e o restante é utilizado para a alimentação dos turbogeradores de contrapressão, onde existe uma extração de vapor a 42 bar e o exausto sai a 15 bar, ambos vapores superaquecidos que são utilizados no processo interno como também são exportados para os clientes do Pólo.

A unidade térmica dispõe de duas válvulas redutoras de pressão de vapor: uma de 120 para 42 bar, e outra de 42 para 15 bar.

A produção da energia elétrica é realizada em quatro turbogeradores de contrapressão com capacidade nominal de 45 MVA e tensão de 13,8 kV. A capacidade das turbinas a gás (UMP e UTE) é de 35 MW (*base load*), e do turbogerador de condensação é de 45 MVA. A caldeira de recuperação opera em conjunto com a turbina a gás da UTE, tem capacidade nominal de 100 t/h (com queima de gás suplementar). A energia elétrica é gerada a 13,8 kV, sendo transformado para 69 kV. Complementando a necessidade energética existe a importação de energia elétrica da CHESF na tensão 230 kV, em seguida é rebaixada para 69 kV, formando o *pool* de energia elétrica que será utilizada na própria planta como também será distribuída para o Pólo.

O combustível principal da UTE é o resíduo asfáltico - RASF. Complementando a necessidade energética, as caldeiras ainda queimam gases residuais de processo e outros combustíveis residuais líquidos provenientes da unidade de matérias-primas. A caldeira de recuperação ainda dispõe de uma queima suplementar com gás combustível para manter as condições especificadas para o vapor.

4.2 - Interações de Massa e Energia do Sistema Térmico

Foi elaborada figura a 4.1 para mostrar as inter-relações entre os diversos fluxos de massa e energia da Unidade Industrial.

De forma sintética, a figura 4.1 mostra os principais fluxos internos, isto é, as ligações existentes entre a Unidade Termoelétrica - UTE a Unidade de Matérias-Primas - UMP, Unidade de Tratamento de água - UTA, as transferências para os clientes e a empresa de recepção de efluentes de todo o Pólo Petroquímico.

A Unidade Termoelétrica - UTE, opera recebendo os energéticos da Bahiagás (gás natural), PETROBRAS (óleo combustível) e da CHESF (energia elétrica) e transforma ou complementa com vapor e energia elétrica. A energia elétrica produzida nos turbogeradores e na turbina a gás se junta à energia importada da CHESF para ser utilizada no próprio processo e para vendas.

A energia elétrica que é produzida na UTE é toda gerada a uma tensão de 13,8 kV e o vapor a 120 bar. Para consumo interno e vendas o vapor é gerado a 42 e 15 bar, o ar de instrumento e de serviço, também para consumo endógeno e vendas. A Unidade Termoeletrica ainda recebe energia elétrica gerada a 69 kV da Unidade de Matérias-Primas - UMP como também vapor de 15 e 3,5 bar e combustíveis provenientes do processo.

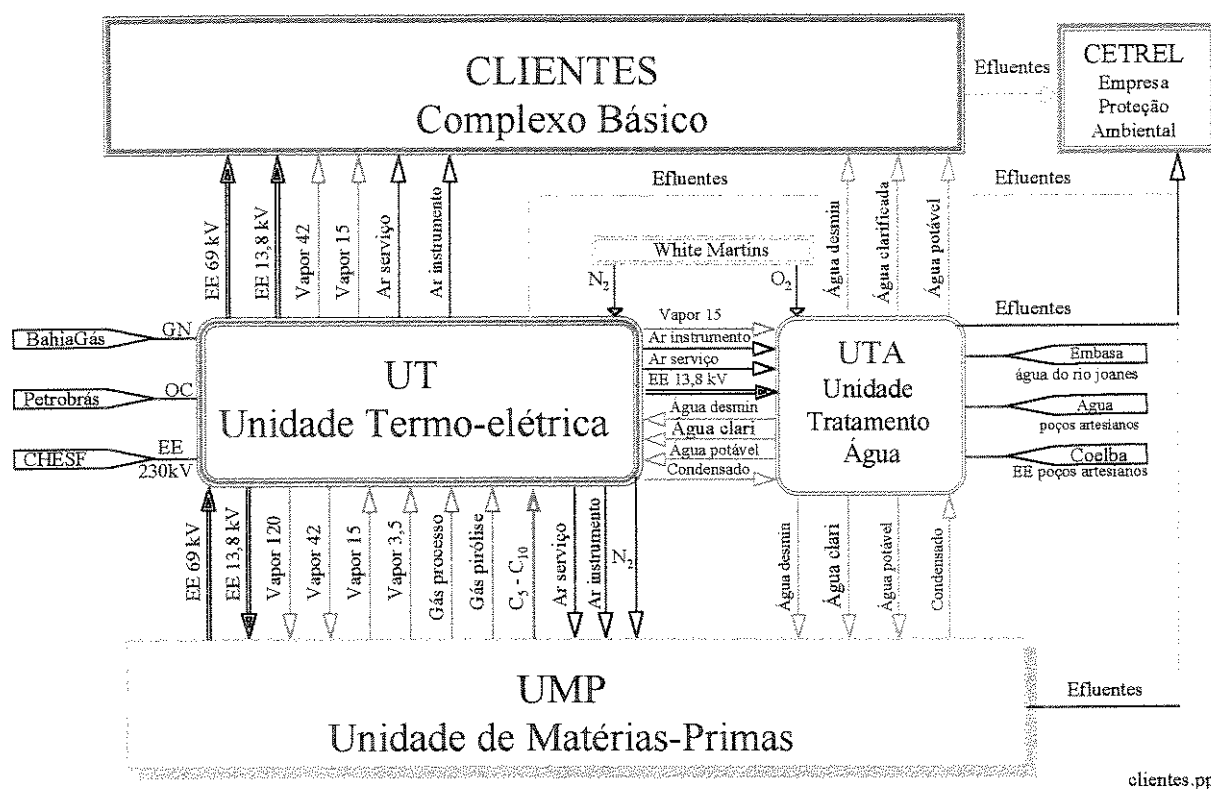


Figura 4.1 - Fluxograma simplificado de Interações de Massa e Energia

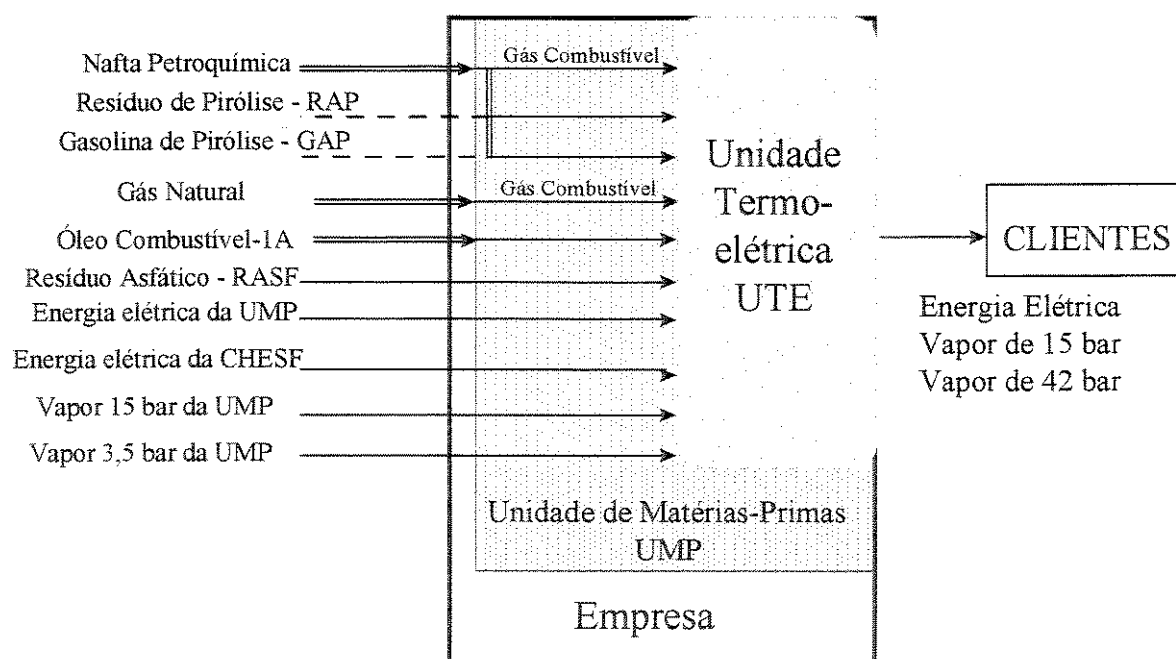
4.3 - Consumo de Energéticos Primários da Empresa

A empresa utiliza energia elétrica e consome vários combustíveis nas suas unidades de processamento; dentre eles citam-se: Resíduo Asfáltico - Rasf, Óleo Combustível - OC, Gás Combustível Residual - GC, Resíduo de Pirólise - RAP, Gás Natural - GN, *Pool* de PFO (Gasóleo de Pirólise - GOP), *Pool* de Gasolina (Gasolina de Pirólise - GAP), Gás de *Flare* - GF.

A figura 4.2 apresenta um sistema simplificado no qual aparecem três partes: a empresa, englobando tudo, a unidade de matérias-primas - UMP e a unidade termoeletrica - UTE.

Nessa figura, a parte periférica é a empresa, onde entram energia elétrica, gás natural e óleo combustível, que são os principais insumos energéticos que fazem parte do processo industrial. Além desses energéticos, a nafta é o principal insumo petroquímico. Ela é processada e além de gerar os produtos petroquímicos tem como um dos subprodutos o gás combustível e resíduos de combustíveis líquidos. Parte desse gás e todo o combustível residual líquido é queimado nas caldeiras da UTE.

Ainda pela mesma figura 4.2 pode-se observar que no volume de controle identificado como Unidade de Matérias-primas - UMP entram nafta, gás natural e óleo combustível. Na Unidade Termoeletrica - UTE observa-se que todos os insumos identificados entram (o processamento da nafta é na UMP, e o que vai para a UTE são os resíduos de combustíveis líquidos e gasosos). Finalizando, parte da energia elétrica e do vapor de 42 e 15 bar são vendidos para o Pólo.



ut_unt.ppt

Figura 4.2 - Fluxos Energéticos que Entram na Empresa

A figura 4.3 mostra o perfil de consumo dos principais insumos energéticos da empresa. Verifica-se que o gás combustível é o principal energético e corresponde a 50,2% do total da energia proveniente dos combustíveis. Em segundo lugar aparece o Rasf com 22,7%. A energia elétrica importada da concessionária contribui com 3,7%. A elaboração dessa figura foi em base energética, pois é a base que a empresa dispõe para analisar as diversas modalidades dos energéticos.

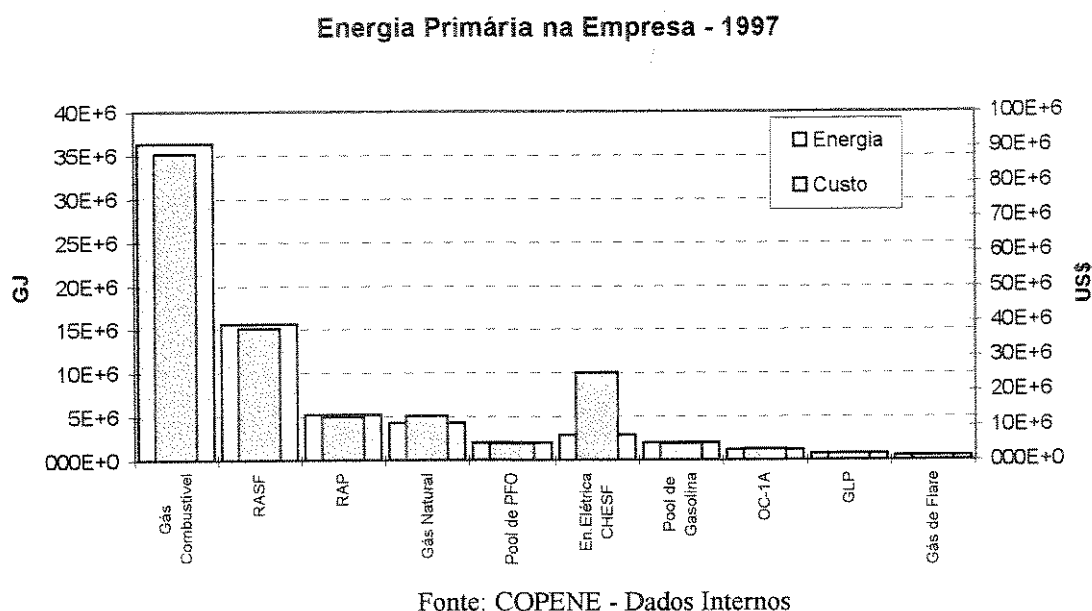


Figura 4.3 - Energia primária e Custos da Empresa para 1997

Também são apresentados os custos dos diversos combustíveis considerando as tarifas praticadas pelo setor que são de conhecimento público. No entanto, para os combustíveis não comerciais (resíduos), o valor adotado para efeito de cálculo foi a tarifa praticada para o RASF (base poder calorífico inferior), desde que esses resíduos sempre o substituem. Isto é, o consumo de Rasf fica flutuando a depender da produção dos resíduos.

A utilização da energia na empresa, para o ano de 1997, foi retratada na figura 4.4, que mostra de forma simplificada três setores básicos: a Unidade Termoeletrica - UTE, Vendas para o Pólo e a Unidade de Matérias-Primas -UMP, incorporando outros setores.

Observa-se que de 100% da energia que entra na empresa 43,70 % vai para a UTE e o restante, 56,30 %, é transferido para UMP. Na UTE, a energia primária é transformada, tendo um consumo interno e perdas associadas ao processo. Nessa fase, 11,97 % é utilizado. Parte da energia (calor e eletricidade) é disponibilizada para consumo na UMP (16,89%), e o restante, cerca de 25,94 % do total que entrou, é vendido para o Pólo como vapor e eletricidade.

Fluxograma Global de Energia - 1997

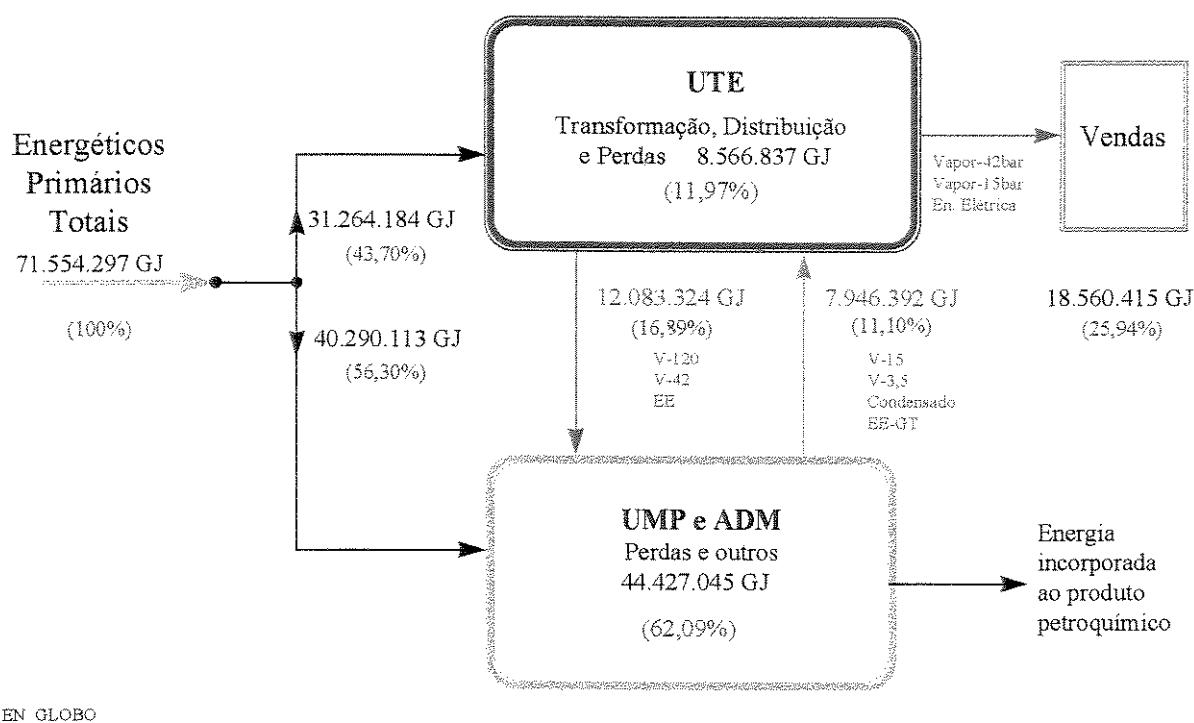


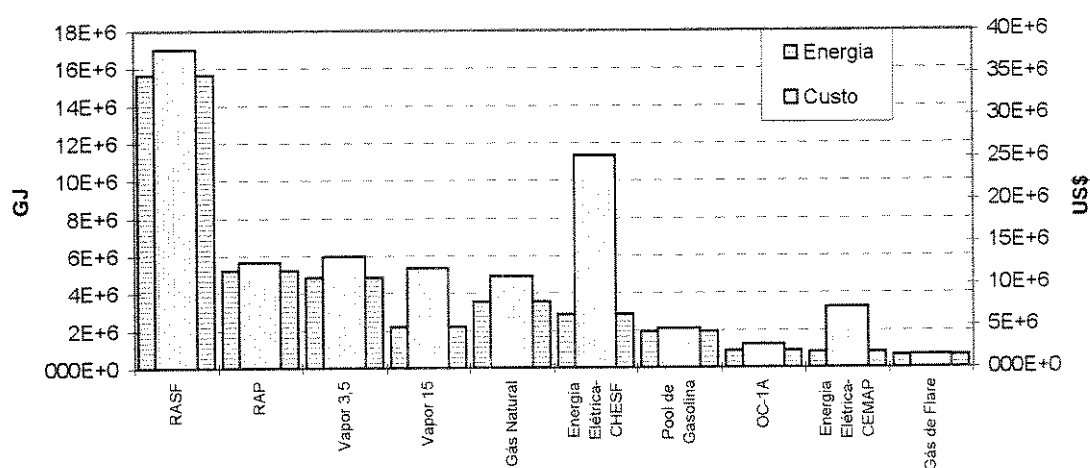
Figura 4.4 - Fluxograma Global de Energia da Empresa - 1997

4.4 - Consumo de Energéticos Primários na UTE

Para um melhor entendimento sobre o consumo de energéticos, elaborou-se a figura 4.5 que mostra o consumo dentro da UTE, assim como os custos de cada um dos energéticos utilizados. Nesse caso, o perfil dos principais combustíveis muda. O RASF passa ser o principal energético com 38,8 %. O RAP é o segundo combustível consumido com 12,9%. A energia elétrica é

proveniente de duas fontes: a CHESF e a UMP que representam juntas 9,0%. Outro insumo que aparece como entrada é o vapor em dois níveis de pressão; a 15 bar e a 3,5 bar. O vapor de 15 bar é proveniente da UMP da exaustão das turbinas a vapor que acionam os compressores, o vapor de 3,5 bar também é proveniente da UMP, ambos entram no balanço da UTE como insumo energético de entrada.

Energia Primária Consumida na UTE - 1997



Fonte: COPENE - Dados Internos

Figura 4.5 - Consumo e Custos de Energéticos Primários na UTE

4.5 - Sistema de Combustíveis

As caldeiras operam queimando vários combustíveis: RASF - Resíduo Asfáltico, gás natural, gases residuais, resíduos líquidos provenientes da unidade de matérias-primas. Mas o combustível principal queimado nas caldeiras é o RASF, que é proveniente da PETROBRAS.

4.5.1- Resíduo Asfáltico - Rasf

A PETROBRAS é a principal fornecedora do combustível. O óleo ultra-viscoso é transportado da PETROBRAS por tubovia. O óleo está diluído e é equivalente ao óleo

combustível OC-1A, que é recebido na base de Camaçari. O combustível é então enviado para a área de recuperação de diluente que fica nas dependências da empresa consumidora.

Inicialmente, o combustível passa por um sistema de filtros e em seguida é armazenado em tanques, com temperatura de 60°C, dos tanques é transferido para os aquecedores, sendo o fluido de aquecimento vapor a 15 bar e 280°C. A temperatura do óleo sobe para 80°C e novamente passa por filtros para em seguida ser bombeado. A seguir passa pelos aquecedores secundários saindo à temperatura de 120°C.

Parte do óleo retorna aos tanques antes de entrar nos aquecedores para manter constante a pressão de descarga das bombas (lado do fabricante IHI e o fabricante CBC), respectivamente, partindo daí para queima nas caldeiras.

No lado IHI, o óleo, ao sair dos aquecedores e antes de ir para as caldeiras passa por um par de filtros e no lado CBC os filtros de descargas dos aquecedores estão localizados no patamar das caldeiras, ou seja, um filtro para cada caldeira. Em todas as caldeiras existe uma linha de retorno de óleo para os tanques que é usada para recirculação do óleo e aquecimento da linha.

De acordo com a configuração do sistema e para lhe garantir uma confiabilidade, existe uma interligação dos coletores de óleo, permitindo com isso a possibilidade de bombeamento para qualquer caldeira com qualquer bomba.

Por medida de economia de custos, desse óleo é retirado o diluente transformando-se em óleo ultraviscoso, o Rasf.

O óleo que foi inicialmente armazenado nos tanques, é enviado para a área de recuperação do diluente a uma pressão de 17 bar e temperatura de 80°C, o qual é processado, ou seja, separado, obtendo-se o óleo combustível (Rasf) e o diluente. O diluente é armazenado e depois é transportado pela mesma tubovia para a Refinaria da PETROBRAS. O combustível ultraviscoso é transferido para ser queimado nas caldeiras.

O RAP é recebido da UMP e vem em bateladas por se tratar de um resíduo de processo. O produto é armazenado em tanques, separadamente, por ser incompatível a sua mistura com outros produtos, pois pode polimerizar. Posteriormente, é consumido nas caldeiras do lado CBC, mas também pode ser alinhado para ser consumido diretamente nas outras caldeiras. Na queima é nebulizado com vapor a 15 bar.

4.5.3 - Combustíveis Leves: Gasolina de Pirólise - GAP, Querosene, Óleo Diesel

A gasolina de pirólise, também chamada de gasolina bruta ou não hidrogenada, é uma mistura de hidrocarbonetos com cadeias de carbono do tipo C_{10}^+ . Compõe-se de hidrocarbonetos aromáticos, (benzeno, tolueno e xileno), além de olefinas e diolefinas conjugadas.

Esse combustível é também proveniente da UMP, sendo armazenado para ser posteriormente queimado nas caldeiras IHI pelo sistema de combustíveis leves. Para ser queimado é nebulizado com vapor de 15 bar nos queimadores do óleo.

A finalidade da queima do GAP é proporcionar um destino para esse subproduto do processo, ao mesmo tempo em que fornece calor para geração de vapor nas caldeiras.

Eventualmente é consumido querosene, que é transportado até a empresa em caminhão-tanque. Esse combustível tem a finalidade de acender inicialmente as caldeiras após a parada programada. Considerando seu alto poder calorífico e estabilidade de chama e a quase isenção de contaminantes corrosivos (enxofre, vanádio, sódio) nas regiões de baixas temperaturas da caldeira, principalmente na fase de acendimento (partida). A ausência de toxidade facilita o manuseio e pode proporcionar um melhor controle da curva de elevação da temperatura da caldeira durante o procedimento de partida, favorecendo a devida proteção para o equipamento contra dilatações diferenciadas, assim como também para a limpeza das tubulações e equipamentos auxiliares.

O sistema Diesel tem por finalidade principal, na qualidade de combustível secundário, fornecer calor para expansão térmica na turbina a gás, através da queima em queimadores

apropriados, visando a geração de energia elétrica no gerador acoplado à mesma. A turbina foi instalada em ciclo combinado com uma caldeira de recuperação e no sistema existente, os gases de exaustão são aproveitados para geração de vapor a 120 bar nessa caldeira. Outra função importante do óleo diesel é a partida independente da turbina (*black-start*).

4.5.4 - Sistema de Combustíveis Gasosos

O sistema de gás combustível da UTE é composto de um coletor geral de gás que se interliga com várias correntes gasosas, tais como:

- Gás metano, etano e corrente C₄;
- Gás de pirólise, gás de *flare*, GLP;
- Gás propano, propeno;
- Gás natural.

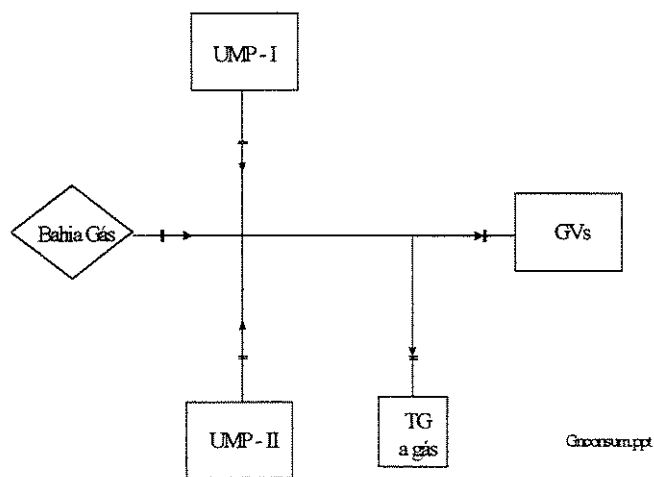


Figura 4.7 - Distribuição do Gás

O coletor geral de gás tem uma válvula *shut-off*, e uma estação redutora de pressão (o coletor geral e outro que alimenta a turbina a gás). Esse coletor alimenta as caldeiras de vapor com mistura de gases. Também supre o combustível da turbina a gás. Vide figura 4.7.

O gás natural chega com pressão de 25 a 27 bar que é rebaixada para 2,0 bar para consumo das caldeiras.

O GLP é utilizado apenas no acendimento dos ignitores das caldeiras e é recebido em cilindros de 45 kg.

4.6 - Sistema de Água de Alimentação das Caldeiras

A água utilizada nas caldeiras é recebida da unidade de tratamento de água - UTA, e é proveniente do Rio Joanes, de poços artesianos e de recirculação do condensado gerado internamente na UTE.

Os condensadores recebem o vapor exausto das turbinas auxiliares e de alguns equipamentos da UTE, mas esta é apenas uma pequena parte do total de vapor que é gerado na unidade. O condensador do turbogerador de condensação opera com água de refrigeração (AGR) como fonte fria e condensa o vapor proveniente do próprio turbogerador. Este condensado é reutilizado no sistema.

A recepção da água desmineralizada (AGD) da UTA, ou de reposição é realizada no coletor (*header*) e daí vai para os desaeradores. Existem dois grupos de desaeradores: um grupo para o lado das caldeiras do fabricante CBC e outro para o lado das caldeiras do fabricante IHI, interligados num coletor de água para alimentação das caldeiras.

Os desaeradores recebem água a uma temperatura de aproximadamente 60°C. O desaerador consiste de um vaso de pressão, no qual a água e o vapor são misturados com vazões controladas. Quando a mistura ocorre, a temperatura da água se eleva e todos os gases dissolvidos, não condensáveis, são liberados e removidos. Em resumo, o desaerador é o sistema de segurança da planta quanto à corrosão, tanto da caldeira propriamente dita, como também da bomba d'água de alimentação, tubos ou qualquer outro equipamento que se encontre posteriormente no sistema.

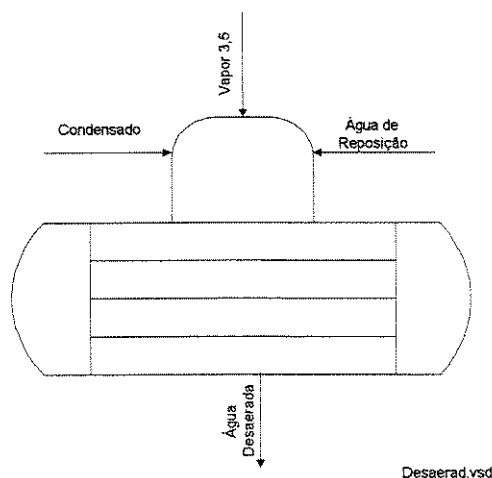


Figura 4.8 - Desaerador

A água entra na parte superior passando pelas bandejas, onde é desaerada e logo após armazenada no reservatório sendo depois transferida para as caldeiras. (vide figura 4.8).

No lado do fabricante IHI, cada desaerador tem capacidade de 923 t/h e do lado do fabricante CBC 470 t/h, e em ambos os lados a água entra a aproximadamente a 60°C e sai com cerca de 140°C.

Os desaeradores recebem condensado e vapor (*flash*) proveniente dos pré-aquecedores e água desmineralizada para reposição. Ainda junta-se a essas correntes o vapor a 3,5 bar e 190°C. Dois desaeradores operam acoplados com as caldeiras do lado IHI e os outros três alimentam as caldeiras do lado CBC. Os dados de projeto estão na tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Parâmetros dos Desaeradores

Parâmetros	Valores
Tipo	bandeja
Quantidade	cinco
Vazão	923 t/h (lado IHI) e 470 t/h (lado CBC)
Temperatura de entrada	60-80 °C
Temperatura de saída	140°C
Pressão interna	3,5 bar
Pressão do vapor	3,5 bar
Temperatura do vapor	190 °C

Fonte: Dados do Fabricante

A água de alimentação das caldeiras deve ser totalmente isenta de sais e, teoricamente, os gases que estão dissolvidos na água tratada são completamente eliminados nos desaeradores. Com o propósito de evitar corrosão, devido à possível presença de oxigênio livre no circuito, existe um tratamento interno de água para as caldeiras, com um sistema de injeção de produtos químicos. Neste sistema os produtos químicos são injetados nos tubulões das caldeiras, nos desaeradores e no pré-aquecedor.

Os pré-aquecedores de água de alimentação das caldeiras são divididos em aquecedores de baixa e de alta temperatura. O sistema é composto por cinco pré-aquecedores de baixa temperatura e cinco de alta temperatura. Cada caldeira é alimentada por um par de aquecedores (um de alta e outro de baixa temperatura).

Os pré-aquecedores de baixa temperatura operam com a água entrando a cerca 140°C , proveniente do desaerador, e saindo a 197°C . A pressão varia de 139 bar na entrada a 136 bar na saída. O vapor de aquecimento encontra-se a 15 bar e 280°C . Os pré-aquecedores são do tipo casco/tubo em “U”.

Os pré-aquecedores de alta temperatura operam recebendo água a 197°C vindo do pré-aquecedor de baixa, e saindo com temperatura de 250°C ; a pressão da água varia de 136 bar para 132 bar, entre a entrada e a saída, respectivamente. O vapor a 42 bar e 390°C é o fluido de aquecimento.

Nas figura 4.9 e 4.10 são mostrados o sistema de pré-aquecimento da água para o lado IHI e CBC, respectivamente.

Para o sistema que opera no lado IHI, a água desaerada entra no pré-aquecedor de baixa a 140°C troca calor com vapor de 15 bar e sai a 197°C . O condensado é transferido para o desaerador. Após ser pré-aquecido, o fluxo de água é transferido para o pré-aquecedor de alta, saindo a 250°C . O fluido de aquecimento é vapor de 42 bar. O condensado de 42 bar é expurgado saindo vapor *flash* a 15 bar e entrando no pré-aquecedor de baixa, juntando-se para o aquecimento inicial da água.

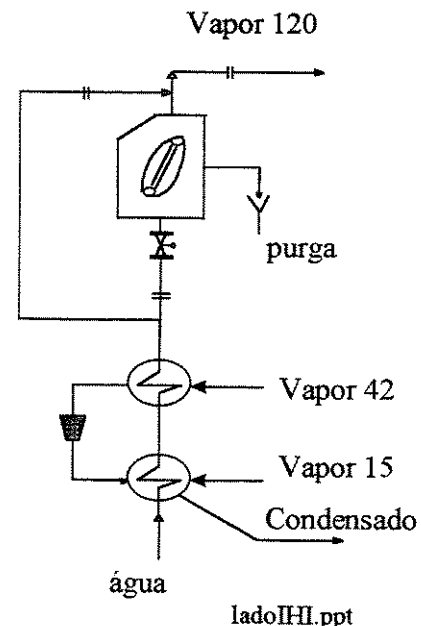


Figura 4.9 - Caldeiras IHI

Existe medição de toda a água que vai para o pré-aquecedor de baixa, porém, se existir um vazamento no trocador de calor, pode-se provocar um erro de medição da água que entra na caldeira. A água pré-aquecida é transferida para a caldeira e em seguida é vaporizada. Mas se houver um superaquecimento do vapor, entra em funcionamento o dessuperaquecedor, equalizando a temperatura do fluido. Como possui registro em ambas as linhas, é possível identificar o que foi consumido realmente na caldeira e o que foi utilizado pelo dessuperaquecedor, mas na operação real isso não acontece, pois apesar de existir o medidor na linha do dessuperaquecedor, essa informação não é registrada.

Na tubulação do vapor de 120 bar existe um medidor individual para cada caldeira e com isto a vazão de vapor é contabilizada. A purga é estimada como um percentual sobre a vazão de vapor total.

Para o lado CBC, a diferença básica é que existe a medição da água antes dos pré-aquecedores. A derivação da água para o dessuperaquecedor das caldeiras se encontra logo em seguida, porém existe um medidor de vazão específico para essa corrente. Se todos os medidores estivessem funcionando corretamente, seria possível determinar a vazão para o dessuperaquecedor bem como a purga por caldeira, o que não é verificado na prática. A vazão da purga das caldeiras foi estimada através de um percentual sobre a vazão de vapor de 120 bar. Os parâmetros de projeto dos aquecedores estão na tabela 4.2:

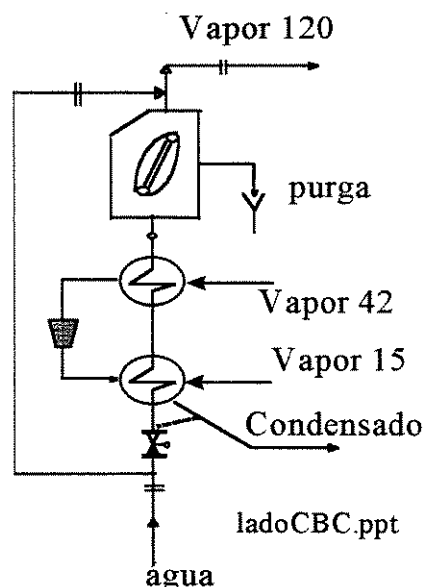


Figura 4.10 - Caldeiras CBC

Tabela 4.2 - Parâmetros dos Pré-aquecedores de Água das Caldeiras

Parâmetros	Pré-aquecedor de baixa	Pré-aquecedor de alta
Tipo	casco/tubo em “U”	casco/tubo em “U”
Capacidade	533 m ³ /h	533 m ³ /h
Pressão do vapor	15 bar	42 bar
Temperatura do vapor	280°C	390°C
Pressão da água na entrada	139 bar	136 bar
Pressão da água na saída	136 bar	132 bar
Temperatura água na entrada	142 °C	197°C
Temperatura água na saída	197 °C	250 °C

Fonte: Dados do Fabricante

4.7 - Sistema de Geração de Vapor

O vapor da Unidade Termoelétrica é gerado em seis caldeiras aquatubulares, sendo cinco convencionais e uma de recuperação, operando à pressão de 120 bar e 530 °C. A caldeira de recuperação opera aproveitando a energia térmica dos gases de exaustão da turbina a gás e complementa a necessidade térmica com uma pós-queima com gás combustível para manter a estabilidade térmica do vapor gerado.

No sistema das caldeiras convencionais, a água de alimentação é conduzida ao tubulão de vapor a partir do coletor de saída dos economizadores.

Nas figuras 4.11 e 4.12 são apresentados os sistemas de geração de vapor para os lados dos fabricantes das caldeiras IHI e CBC e é mostrado de forma simplificada o processo da água de alimentação das caldeiras, o processo de geração do vapor no interior das caldeiras e os sistemas de ar de combustão e os gases de exaustão.

Para a simulação, o volume de controle sobre caldeira, para ambos os lados, envolve além da caldeira, os pré-aquecedores de ar e ventiladores.

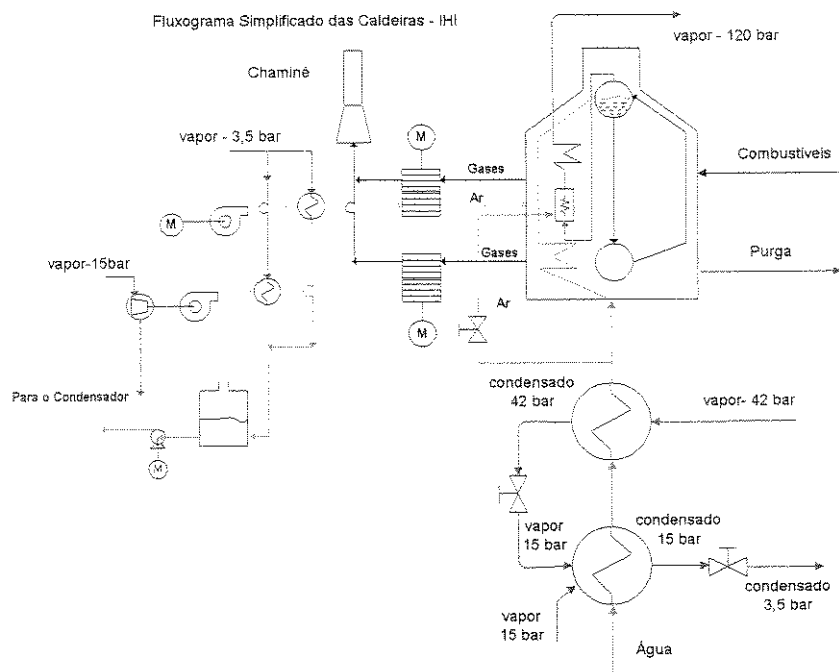


Figura 4.11 - Fluxograma Simplificado das Caldeiras IHI

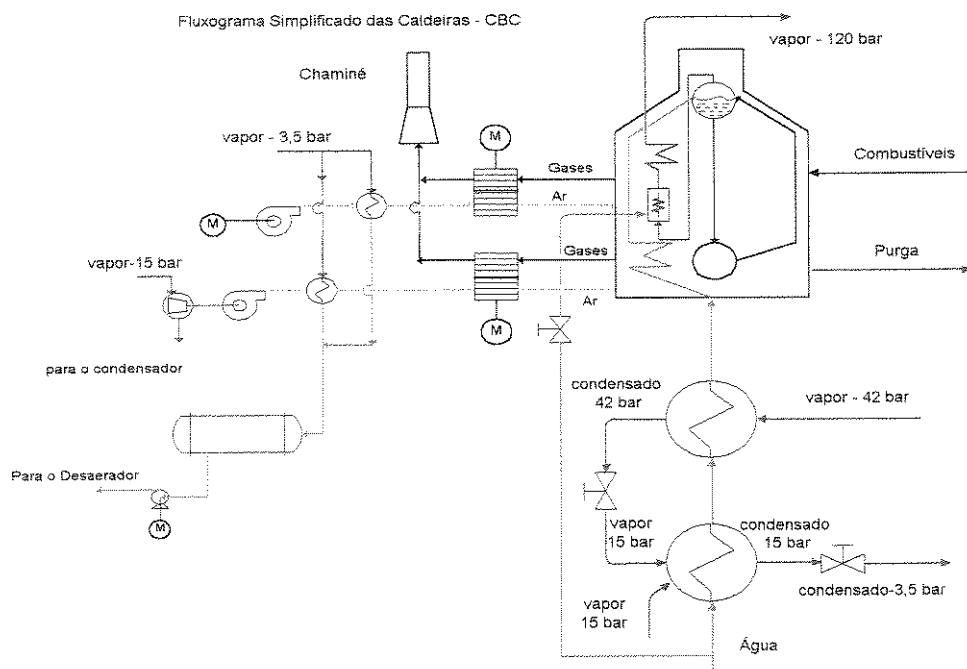


Figura 4.12 - Fluxograma Simplificado das Caldeiras CBC

4.8 - Sistema de Ar de Combustão e Gases de Exaustão

O ar de combustão é aspirado do meio ambiente por meio de ventiladores e descarregado em dutos. Inicialmente o ar passa pelo pré-aquecedor de ar a vapor (PV) que tem a finalidade de aumentar a temperatura do mesmo antes que entre no pré-aquecedor regenerativo (PR).

Após passar pelo PV, o ar é transferido para o PR, onde troca calor com os gases de exaustão que saem da caldeira. Os gases transferem calor para as chapas lisas e corrugadas que giram numa rotação contínua e baixa. O rotor metálico aquece a parte de cima por onde circulam os gases quentes e trocam calor com o ar que passa pela parte inferior.

O pré-aquecedor de ar, a vapor, é constituído de tubos aletados semelhantes a um radiador. No interior dos tubos circula o vapor a 3,5 bar e por fora o ar frio.

Os gases resultantes da combustão, ao deixarem a fornalha, passam pelos superaquecedores e depois pelos economizadores, aumentando a temperatura do vapor e da água, respectivamente.

Após passar pelo PR, onde cedem calor para o ar, os gases de exaustão seguem por um duto para a chaminé e daí para o ambiente. A tiragem das caldeiras é forçada e realizada por um par de ventiladores por caldeira, que succionam ao ar ambiente e o pressurizam para dentro da caldeira. Os ventiladores são acionados por motor elétrico ou por turbina a vapor.

Ao sair do PR, o ar é enviado para ser distribuído através das caixas de ar dos queimadores. Nesse ponto é efetuado o controle da vazão.

Nas figuras 4.11 e 4.12 foram mostrados os sistemas de ar de combustão e gases de exaustão.

Nas tabelas 4.3 a 4.5, são apresentados os principais parâmetros dos equipamentos que compõem o sistema de ar de combustão e exaustão.

Tabela 4.3- Parâmetros dos Ventiladores de Ar de combustão

Parâmetros	Ventiladores (IHI)	Ventiladores (CBC)
Quantidade	2	2
Tipo	centrífugo	centrífugo
Vazão	3.500 Nm ³ /min	4.000 Nm ³ /min
Pressão na entrada	0 mmH ₂ O	0 mmH ₂ O
Pressão na saída	900 mm H ₂ O	900 mm H ₂ O
Temperatura entrada	30 °C	30 °C
Rotação	1.750	1.750
Potência	750 CV	1200 CV

Fonte: Dados do Fabricante

Tabela 4.4- Parâmetros do Pré-aquecedor de Ar a Vapor

Parâmetros	Pré-aquecedor de ar a vapor - PV
Tipo	Radiador
Vapor aquecimento	3,5 bar
Perda de carga	19 mmH ₂ O
Área de troca	414 m ²
Troca térmica	2.442 kW
Temperatura do ar na entrada	ambiente
Temperatura do ar na saída	85 °C

Fonte: Dados do Fabricante

Tabela 4.5 - Parâmetros do Pré-aquecedor de Ar Regenerativo

Parâmetros	Pré-aquecedor Regenerativo - PR
Área de troca	7.639 m ²
Temperatura do ar na entrada	85 °C
Temperatura do ar na saída	300 °C
Temperatura dos gases entrada	350 °C
Temperatura dos gases saída	150 °C

Fonte: Dados do Fabricante

Figura 4.14 - Fluxograma Geral

4.10 - Sistema de Distribuição de Energia Elétrica

A energia elétrica utilizada na empresa é proveniente do concessionário (CHESF) e gerada internamente. Da CHESF, a energia entra na subestação com tensão de 230 kV. No interior da empresa existem três fontes produtoras de energia elétrica: os turbo-geradores a vapor, turbina a gás com caldeira de recuperação da UTE e turbina a gás da UMP, que podem operar em paralelo com a CHESF ou isoladamente, conforme as necessidades.

Os principais equipamentos do sistema elétrico são: cinco geradores de 45 MVA, 13,8kV e transformadores de 13,8KV/69kV com disjuntores individuais; dois geradores a gás de 49 MVA, 13,8 kV e transformadores 13,8 kV/69kV com disjuntores individuais; dois transformadores de 230/69 kV, 100 MVA, com disjuntores, para a interligação com o sistema CHESF; um barramento duplo de 69 kV e demais equipamentos para a operação do sistema.

Quando o sistema da empresa está operando em paralelo com o sistema CHESF, a frequência da rede é determinada pela CHESF, por ter uma inércia muito maior do que a do sistema da empresa.

Na figura 4.15 apresenta-se o diagrama unifilar simplificado da instalação.

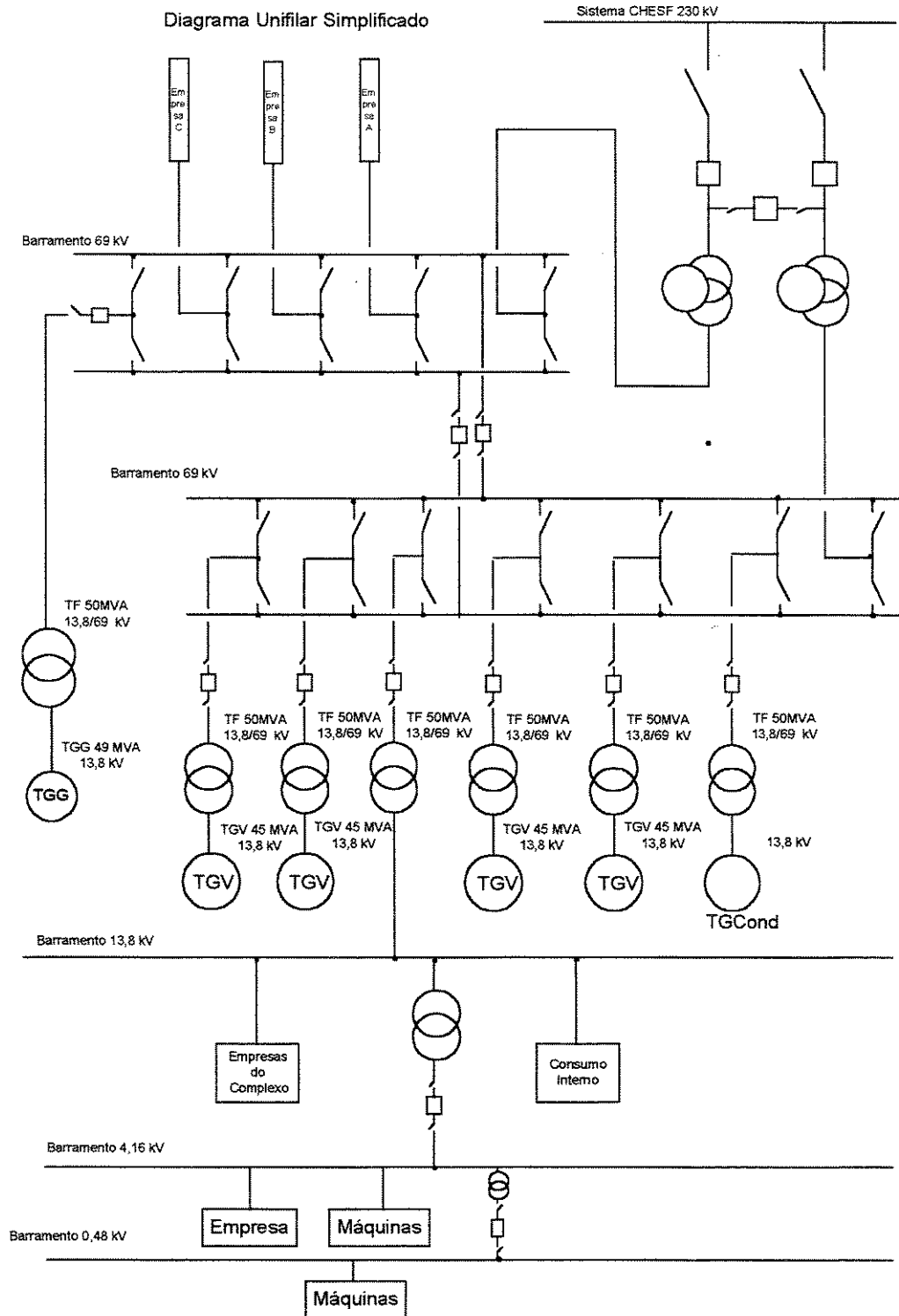


Figura 4.15 - Diagrama Unifilar Simplificado

4.11 - Unidade de Matérias-Primas - UMP

A Unidade de Matérias-Primas da empresa é constituída de diversas plantas, conforme está explicitado na figura 4.16. Nessa unidade, os principais produtos resultantes são:

eteno, propeno químico e polímero, butadieno, bezeno, para-xileno, orto-xileno, xilenos, mistos, solventes C9, hidrogênio, etano, metano, MTBE, tolueno, isopreno, DCPD, buteno; resíduo de pirólise, C9 de pirólise, gás combustível, gasóleo de pirólise, butenos, GLP, pentenos, gasolina pesada, "skimmed oil", C4, gasolina de pirólise, gás recuperado, do flare, solvente C10; gás combustível, gasóleo de pirólise.

Para melhor esclarecer, a seguir, na tabela 4.6 é mostrado o rendimento de uma planta de eteno tendo como carga a nafta.

Tabela 4.6 - Rendimento Médio da Planta

Correntes	%
Eteno	24,8
Gasolina de Pirólise	24,8
Metano	14,8
Propeno	14,7
Corrente C4	9,8
Etano	4,3
Resíduo de Pirólise	3,1
Hidrogênio	0,8
Propano (GLP)	0,6
Gasóleo de Pirólise	0,6
Perdas	1,7
Total	100,0

Fonte: COPENE Dados Internos

A UMP não faz parte do volume de controle escolhido para análise do sistema, porém, foram resumidas as principais unidades para ajudar na compreensão. Sinteticamente, pode-se dividir em olefinas e aromáticas.

As principais plantas que compõem a unidade de olefinas são:

- O - 150 - recuperação do etano do gás natural para craquear nos fornos de pirólise;
- O - 300 - separação da corrente C5, separação da corrente C9+, dessulfurização e remoção das olefinas da gasolina de pirólise e produção de BTX;
- O - 1100 - craqueamento da carga em forno tubular e separação dos compostos pesados (resíduo de pirólise, gásóleo de pirólise, gasolina de pirólise e água);
- O - 1200 - compressão do gás de carga, remoção dos gases ácidos e secagem do gás de carga;
- O - 1300 - resfriamento do gás de carga, purificação do hidrogênio e desmetalização;
- O - 1400 - fracionamento criogênico (desetanização, conversão do acetileno, fracionamento eteno/etano, despropanização, conversão do MAPD, fracionamento propeno/propano, desbutanização);
- O - 1500 - sistema de propeno refrigerante;
- O - 1600 sistema de eteno refrigerante;

As principais plantas que compõem a unidade de aromático são:

- ARO - 1000 - a unidade para processar nafta bruta;
- ARO -1020 - nesta unidade a nafta bruta é separada em nafta leve, média pesada;
- ARO -1030 - unidade de separação da nafta média;
- ARO - 4000 - a Unidade de Hidrodessulfurização (HDS)

- ARO - 4500 - a Unidade de Reforma Catalítica
- ARO - 5000 - a Unidade de Extração de Aromáticos para recuperação benzeno, tolueno, xilenos e aromáticos C9 das correntes provenientes das unidades de reforma catalítica
- ARO - 6000 a unidade de convecção de tolueno em benzeno, xilenos e alguns aromáticos pesados

Para uma visão geral da UMP, elaborou-se um fluxograma simplificado no qual são mostradas as principais plantas e seus produtos, vide Figura 4.16.

Fluxograma Simplificado da UMP

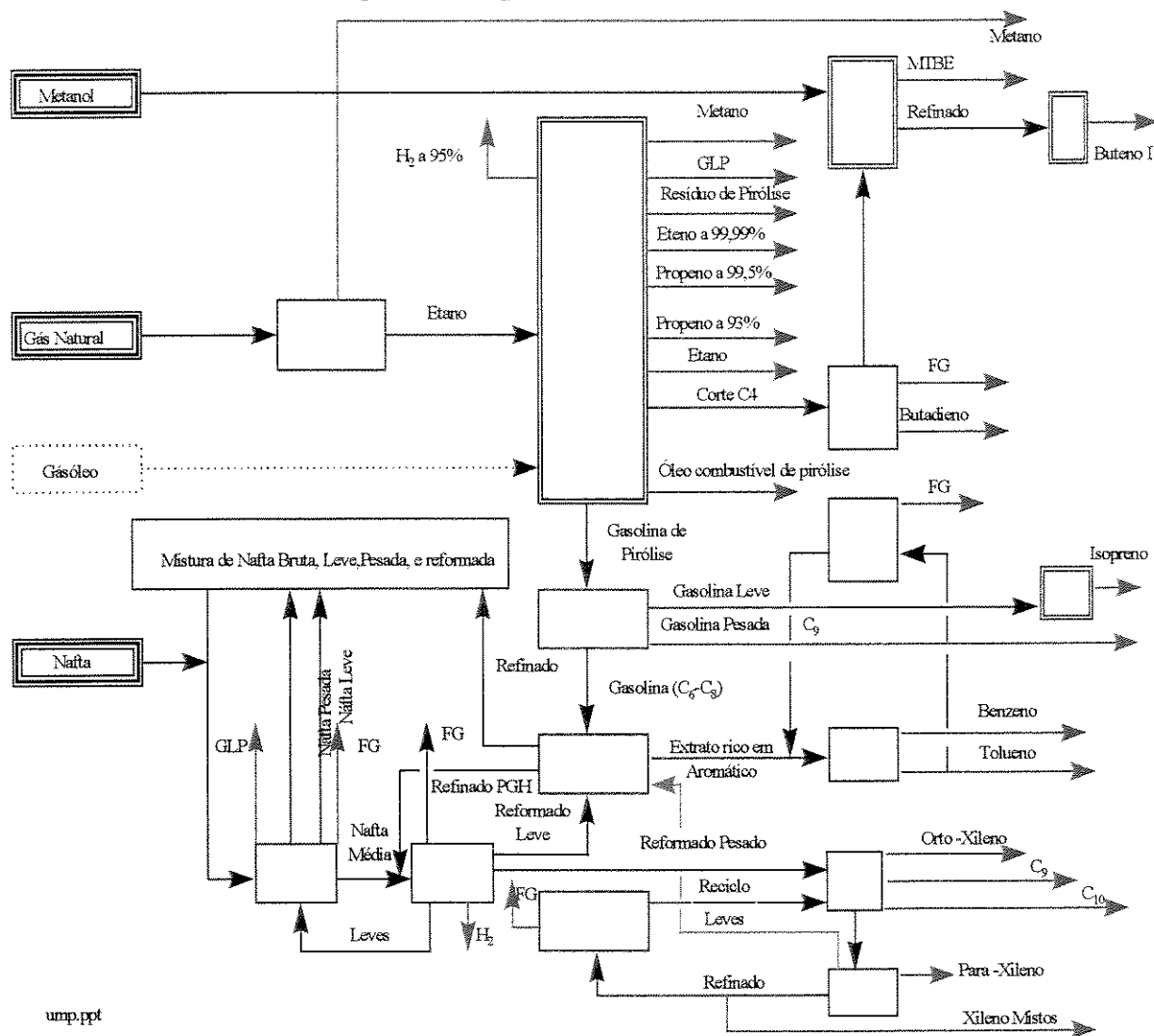


Figura 4.18 - Fluxograma Simplificado da UMP

Capítulo 5

Descrição da Operação do Sistema de Cogeração

Neste capítulo é mostrada de forma sucinta a operação do sistema de cogeração e o comportamento dos principais parâmetros de controle.

É oportuno ressaltar que trata-se de um Complexo Petroquímico de grande porte. São milhares de parâmetros gerados em curtos períodos; entretanto, as variações são identificadas para um dia, mês, semestre ou ano, contudo sem apresentarem variações significativas.

Para uma visão geral do comportamento dos diversos parâmetros os mesmos foram analisados e plotados para períodos típicos.

5.1 - Potência Elétrica do Complexo

O suprimento de energia elétrica para o Complexo Petroquímico provém de duas fontes diferenciadas: uma é a geração endógena e a outra é importada. No primeiro semestre de 1998, cerca de 55% da energia elétrica utilizada no Complexo foi importada da CHESF - Companhia Hidro Elétrica do São Francisco. A demanda elétrica contratada é de 125 MW na tensão de 230 kV. A energia chega da concessionária para a subestação da empresa-base e em seguida a

voltagem é rebaixada para 69 kV.

A CHESF define o período compreendido entre 17:00 às 23:00h de “carga pesada”, entretanto, nesse intervalo de tempo existe um outro período que vai das 17:30 às 20:30h e que é denominado de “ponta do sistema”. Este período é o mais importante para a operacionalidade do sistema. Essa definição é normalmente válida para a semana de segunda a sexta-feira, contudo, pode ser alterada a depender das necessidades operacionais ou oportunidades de mercado.

A outra fonte de energia elétrica é advinda da própria empresa-base, que gera num ciclo de cogeração produzindo vapor para suprimento das empresas coligadas e consumo próprio. A geração própria pode ser realizada por quatro turbogeradores a vapor do tipo contrapressão, um turbogerador do tipo condensante, uma turbina a gás com uma caldeira de recuperação e, finalmente, um turbogerador a gás que opera na UMP.

A capacidade total instalada da empresa-base é de 210 MW, entretanto, a geração efetiva atualmente encontra-se no patamar de 100 MW, comutando com o fornecimento do concessionário a depender das estratégias de mercado adotadas.

A demanda média da potência elétrica do Pólo Petroquímico é de aproximadamente 220 MW e tem pouca oscilação ao longo dos meses. Para o ano de 1997, a média foi de 215 MW, sendo que para os primeiros oito meses de 1998, de janeiro a agosto, a média foi de 223 MW. Para exemplificar, escolheu-se o mês de março de 1998, que é mostrado na figura 5.1. Observa-se que o menor valor foi de 206 MW e o maior foi de 225 MW.

Para o fornecimento da CHESF, verificou-se que a demanda média de foi de 118 MW, com picos de até 123 MW e mínimos de 90 MW. A variação existe, mas não é comum para valores tão acentuados e nesse caso foi devida a problemas operacionais na concessionária.

Durante o ano de 1997, a demanda média da potência elétrica da empresa cogeradora foi de 125 MW, e para os primeiros oito meses do ano de 1998 a demanda média foi de 121 MW.

Tomando como exemplo do mês de março de 1998, a empresa cogeradora produziu 95 MW, de energia elétrica, em média, tendo picos de até 125 MW e mínimos de 82 MW.

Energia Elétrica - março/98

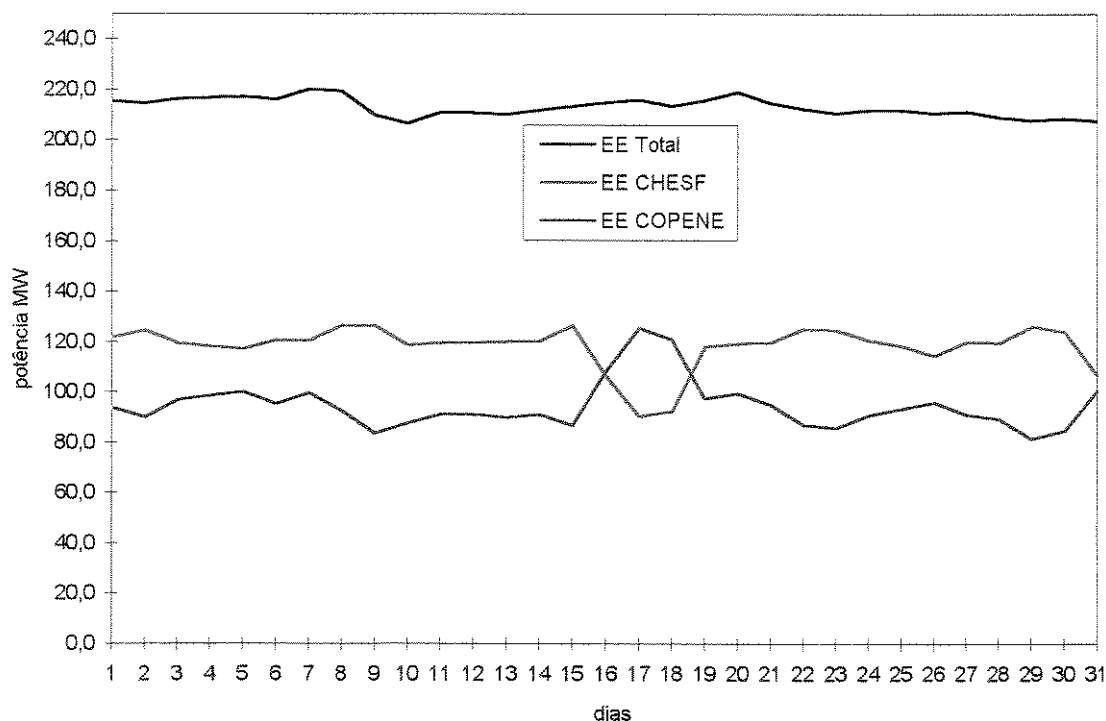


Figura 5.1 - Energia Elétrica para Complexo Petroquímico

A figura 5.1 ilustra o comportamento médio de um mês de operação, na base de medida diárias, não aparecendo, portanto, os efeitos de “fora de ponta do sistema”, e “ponta do sistema”.

Para melhor entendimento da operacionalidade do sistema, escolheu-se aleatoriamente um dia que representasse a operação, e a partir desses dados foram elaboradas diversas figuras.

Inicialmente é mostrado na figura 5.2 o comportamento do fornecimento de energia elétrica por parte da CHESF, ao longo do dia 24 de março de 1998.

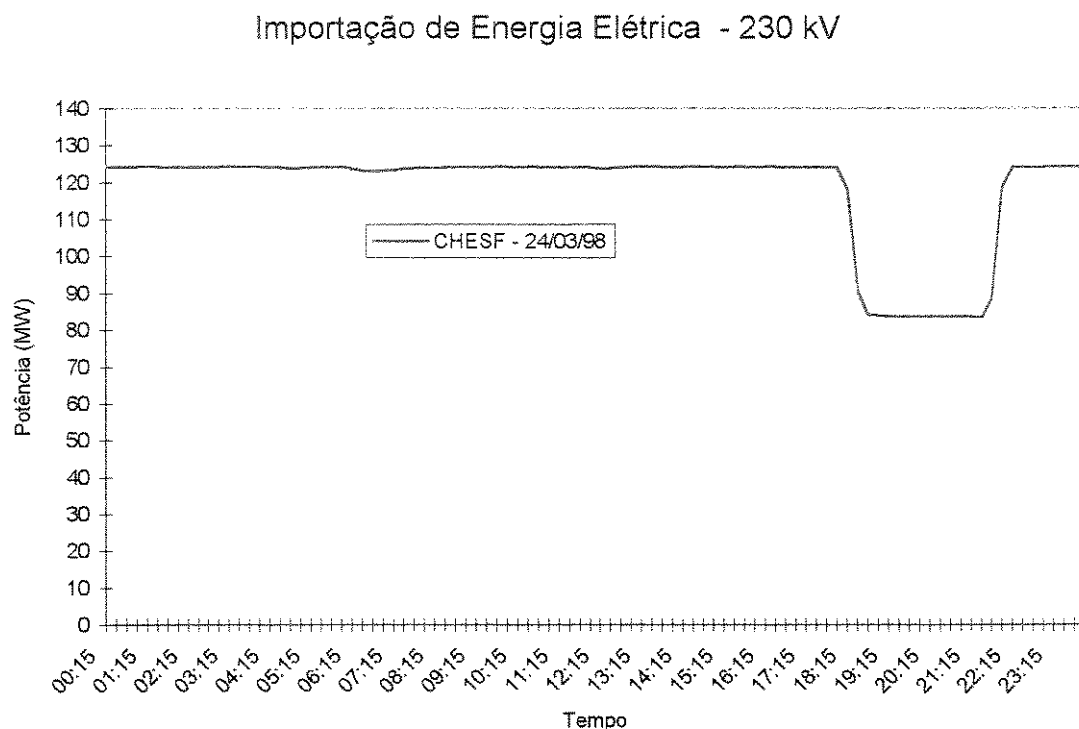


Figura 5.2 - Importação de Energia Elétrica - 230 kV - 24/03/98

Observa-se que ao longo do período de “fora de ponta” o fornecimento é estável, com poucas variações. Mas à medida em que vai se aproximando o fim do dia o comportamento muda. No trecho que vai das 17:30h às 20:30h, o que foi convencionado chamar de “ponta do sistema”, existe uma mudança brusca, e o fornecimento da CHESF cai para cerca de 90 MW. Isto exige da empresa cogeneradora mudança na geração, fato que pode ser identificado na figura 5.3.

Pela figura 5.3 observa-se que o sistema opera em torno de 90 MW e quando chega no período de “ponta”, o comportamento muda, passando a gerar cerca de 130 MW, compensando o que foi deixado de ser fornecido pelo concessionário. Para compor a energia elétrica total foram operados cinco dos seis geradores. São quatro turbogeradores a vapor e um turbogerador a gás. A turbina a gás da UMP(TG-Gás) trabalha na condição de carga básica gerando cerca de 31 MW. Como ela opera acoplada à unidade de matérias-primas e tem comprometimento com o processo,

sua carga não é alterada ao longo do dia, a não ser por motivo de uma falha operacional ou manutenção preventiva. Os TGs A,C,D (contrapressão) e E (condensante), operam em ciclo a vapor. Observa-se que os TGs A e C estão operando com uma condição bem abaixo da sua capacidade nominal, fornecendo cerca de 10 a 12 MW e elevando a geração no período de “ponta” para 20 e 30 MW. Com relação ao TG-D, nesse dia operava com cerca de 25 MW e no período de “ponta” elevou a geração para aproximadamente 31 MW.

Geração Endógena da Energia Elétrica - 24/03/98

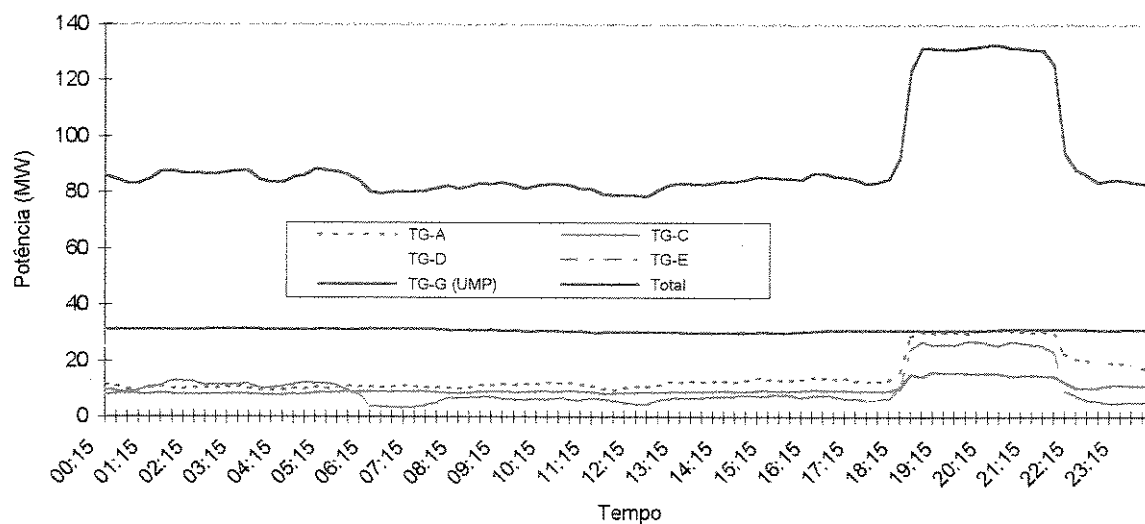


Figura 5.3 - Geração Endógena da Energia Elétrica

O TG-E é uma turbina do tipo condensante e estava trabalhando em condição desfavorável, pois estava gerando, em média, cerca de 5 MW, ou seja, consumindo muito vapor e fornecendo pouca energia elétrica, portanto, com rendimento baixo. No período denominado “ponta” a geração subiu para cerca de 26 MW. Esta operação é sistemática, ou seja, a turbina opera em condição de mínima potência e entra diariamente em plena carga no período de “ponta do sistema”.

Ressalta-se que o período de “ponta” semanal é de terça-feira a sábado, sendo que a operação aos domingos e as segundas-feiras não tem essa restrição. O estabelecimento da

mudança dos dias em que há “ponta” no sistema foi um acordo entre a empresa-base e a concessionária, e valeu para o primeiro semestre de 1998.

5.2 - Consumo de Rasf nos Geradores de Vapor - (GVs)

As caldeiras a vapor possuem capacidade nominal individual de 400 t/h. Existem dois grupos de caldeiras, três de um fornecedor e duas de um segundo. As três primeiras funcionam com um combustível que tem por base o Rasf que está a temperatura de 210°C e pressão de 8 bar tendo como combustível auxiliar o GAP. O GAP é um resíduo líquido chamado de *gasolina de pirólise*, está à temperatura ambiente e pressão de 3,5 bar proveniente do processo petroquímico na UMP. O segundo grupo pode operar com três combustíveis: Rasf, RAP e gás combustível, estes dois últimos também provenientes da UMP. O RAP é um combustível líquido queimado a temperatura de 110°C e pressão de 8 bar. Tem poder calorífico semelhante aos dois anteriores. Completando o *mix* de combustíveis existe o gás combustível, também um resíduo proveniente do processo petroquímico da UMP, sendo uma mistura de diversos hidrocarbonetos leves. Apesar de existir uma filosofia de separar os combustíveis por caldeira, na prática isso pode ser modificado e todas as caldeiras podem receberem Rasf.

As tubulações que transportam os combustíveis têm medidores de vazão. Entretanto, a maior preocupação recai sobre o Rasf, que tem que ser controlado pois é faturado pela PETROBRAS. Para mostrar como é o perfil do consumo de Rasf ao longo de um dia apresenta-se a figura 5.4.

Para a caldeira E (GV-E), no início do turno, a vazão de Rasf era de aproximadamente 11 t/h e por volta das 8:00h da manhã começou a aumentar a vazão de combustível, provavelmente, devido à queda de produção de vapor do GV-C. Mais adiante é notada uma outra elevação do consumo de combustível GV-E. Isso aconteceu devido ao início do período de “ponta”.

Existe um sistema de intertravamento para todas as caldeiras e elas respondem automaticamente às necessidades da operação. A indicação dessa operação pode ser acompanhada

pela figura 5.4, onde são identificados os GVs B,C, D e E. As caldeiras também podem operar manualmente, isto é, ser controladas pelo operador via painel. Nesse caso, é o que aconteceu com a caldeira C.

Observa-se que as três outras caldeiras acompanharam as necessidades do vapor para o processo e somente o GV-C teve outro comportamento, indicando que a caldeira pode ter sido operada manualmente.

É relevante ressaltar que o Rasf tem em sua composição cerca de 3% de enxofre. Levando-se em conta o consumo do Rasf pelas caldeiras durante o ano de 1998, a reação combustão transferiu para o meio ambiente, na forma gasosa, cerca de 1.317.983 kg de dióxido de enxofre (SO_2).

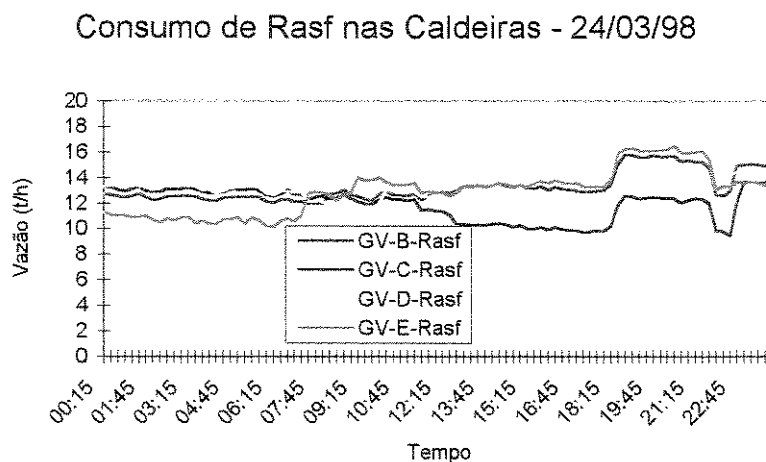


Figura 5.4 - Consumo de Rasf nas Caldeiras

5.3 - Geração de Vapor

Durante o período em estudo a geração de vapor situou-se na faixa de 1.200 t/h, tendo sempre em operação quatro caldeiras convencionais. A caldeira de recuperação esteve fora de operação pois o turbogerador a gás da UTE (TG-Gás) não estava operando. A figura 5.5 mostra como é a geração do vapor ao longo do mês de março.

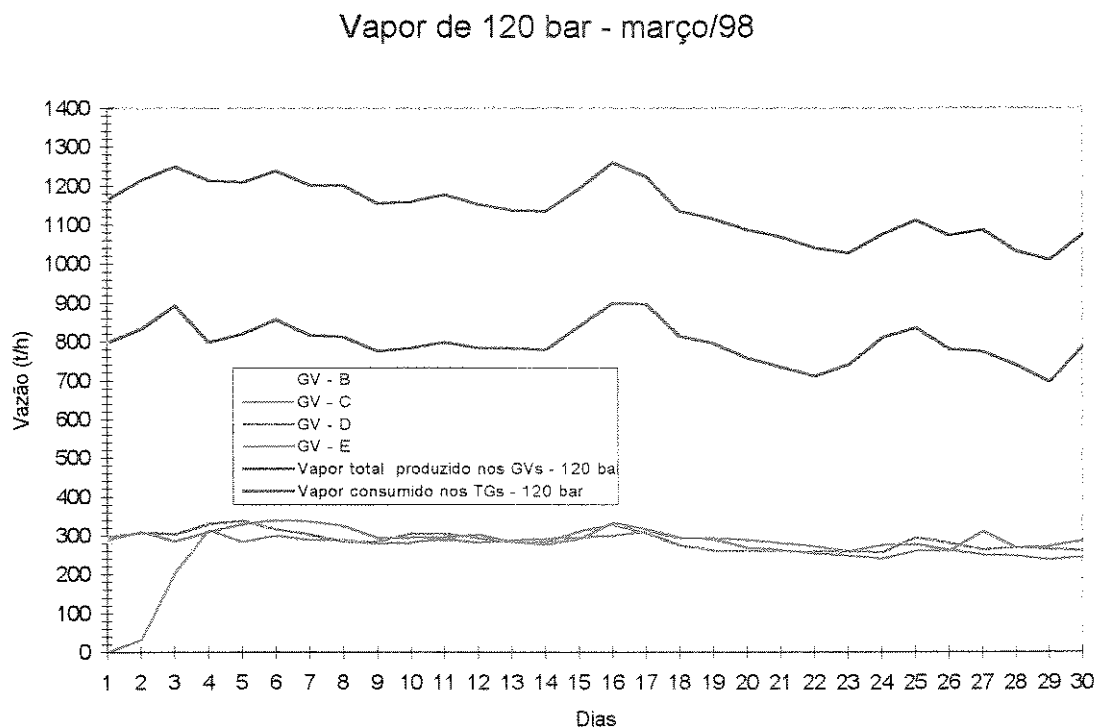


Figura 5.5 - Vapor de 120 bar gerado nos GVs e utilizados nos TGs - março/1998

Pela figura 5.5 observa-se que a geração máxima de vapor foi de 1.250 t/h e aconteceu em apenas dois picos diários. Nesses dias a geração de vapor de 120 bar aumentou devido a uma necessidade de se produzir mais energia elétrica, o que ocorreu, provavelmente, devido a uma manobra em conjunto com o concessionário de energia elétrica. Por outro lado, o valor mínimo de geração de vapor aconteceu em dois outros dias e ficou no patamar de 1.030 t/h, isto porque houve uma diminuição da demanda de energia elétrica do Complexo que se refletiu diretamente na geração de vapor. O valor médio de geração de vapor foi de 1.140 t/h identificando como foi o comportamento do sistema para o mês em estudo.

Ainda na referida figura 5.5 aparece a geração de vapor por caldeira ao longo do mês, observando-se que o GV-C encontrava-se parado no início do mês e no terceiro dia estava em operação. É possível identificar que todas as caldeiras estavam operando na condição automática, pois todas respondiam às variações do processo. Contudo, isto não quer dizer que em determinado período de algum dia não tenha sido alguma delas operada manualmente, entretanto,

esse efeito não aparece em razão da quantidade de dias explicitados na figura.

Geração de Vapor de 120 bar por GV - 24/03/98

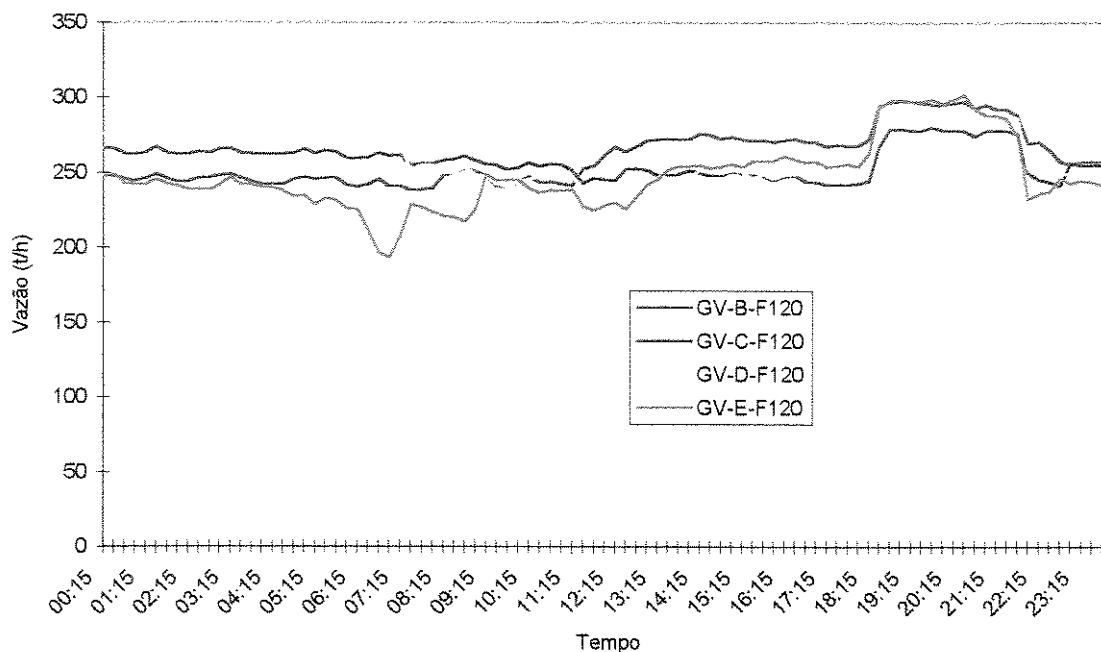


Figura 5.6 - Vapor de 120 bar produzido nos GVs - 24/03/98

Na figura 5.6 é mostrada a geração de vapor por caldeira, para um dia de operação. Pode se observar que a vazão ficou compreendida entre 250 t/h e cerca de 300 t/h. Durante o período do dia que vai da 0:0h até por volta das 17:30h não há muita variação da vazão, excetuando o GV-E que por volta das 07:00h sofreu uma diminuição da produção de vapor de 120 bar, mas voltou ao normal. Entretanto, das 17:30h às 21:00h, há uma maior produção de vapor, isso para compensar o aumento da demanda e a comutação do período da “ponta”, quando a elevação da vazão se dá em todas as caldeiras. Nota-se que é um ajuste automático atendendo às necessidades da operação.

Ressalta-se que a caldeira (GV-A) encontrava-se parada, em manutenção programada, e assim permaneceu até dezembro de 1998.

5.4 - Consumo de Vapor nas Turbinas

As turbinas a vapor são de quatro, entretanto, durante o primeiro semestre de 1998 só funcionaram três, pois a turbina (TG-B) encontra-se parada, sem previsão de retorno à operação.

Na figura 5.5, apresentada anteriormente, também mostrou-se o consumo total de vapor de 120 bar nas turbinas de contrapressão. A média para as três turbinas foi de 798 t/h, onde a menor vazão foi de 696 t/h e a maior foi de 900 t/h. É oportuno ressaltar que houve três elevações do consumo de vapor nas turbinas ao longo do mês de março/98. A primeira no dia 3, logo em seguida entre os dias 14 e 16 e finalmente nos dias 23 e 24. Em todas as elevações do consumo de vapor nas turbinas observa-se a resposta na geração de vapor nas caldeiras, fenômeno identificado na figura 5.6.

Para uma melhor visualização do consumo de vapor nas turbinas elaborou-se a figura 5.7, a qual mostra a operação das mesmas durante um dia. Observa-se que o TG-D encontrava-se com maior carga ficando estável durante o percurso, contudo, os outros dois operavam numa condição de baixa carga e com consumo de vapor inferior ao primeiro. Mas nos dois casos há a elevação do consumo de vapor no período de “ponta”, trecho logo reconhecido pela elevação brusca do consumo de vapor. Isso é refletido na geração de energia elétrica apresentada na figura 5.3

5.5 - Relação entre Vapor Gerado e Turbinado

A relação entre o vapor gerado nas caldeiras e o que é consumido nas turbinas revela um índice operacional que identifica quanto de vapor é empregado para consumo da UTE e quanto se destina à UMP.

Pela figura 5.7 pode-se identificar que a relação ficou em torno de 1,40, representando que cerca de 70% do vapor de 120 bar gerado na UTE é consumido nas turbinas e cerca de 30% é transferido para a UMP.

A menor relação ocorreu entre os dias 25 a 27 de março e significou que cerca de 75% do vapor gerado foi utilizados nas turbinas. A maior relação ocorreu no dia 5 e foi de 1,52, significando que aproximadamente 66% do vapor foi transferido para as turbinas e 34% à UMP.

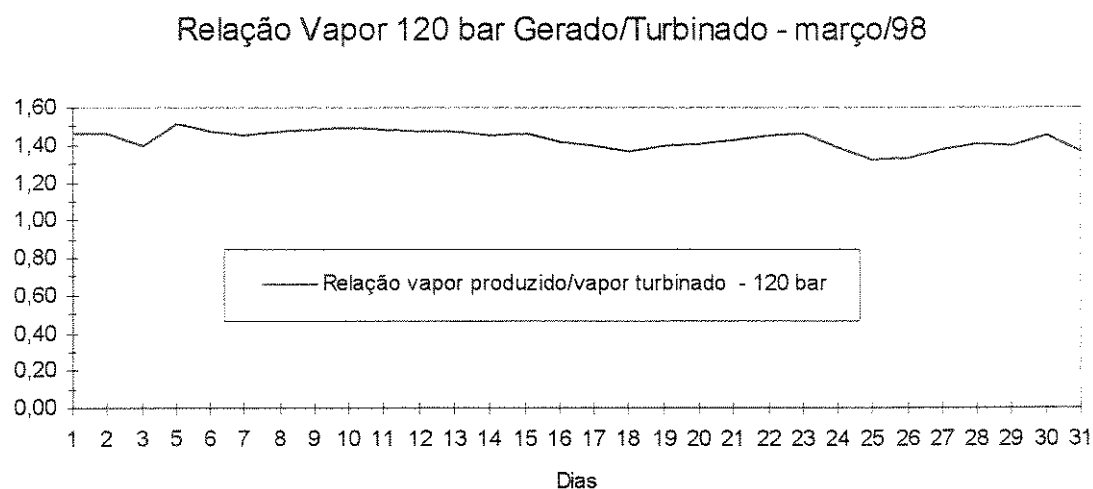


Figura 5.7 - Relação Vapor Gerado/Turbinado março/98

Esse índice revela uma informação operacional importante para a operação do sistema. Nesse sentido elaborou-se a figura 5.8, a qual mostra como é essa relação ao longo de um dia.

Na figura 5.8 observam-se três regiões. Na primeira, a relação situa-se no patamar de 1,40, o que acontece nas primeiras horas da madrugada, em seguida acontece o segundo turno, e o valor cai para cerca de 1,30 e, finalmente, no período chamado de “ponta do sistema”, o índice vai para 1,23. O que representa que cerca de 81% do vapor gerado vai para as turbinas.

Relação de Vapor Gerado/Turbinado - 24/03/98

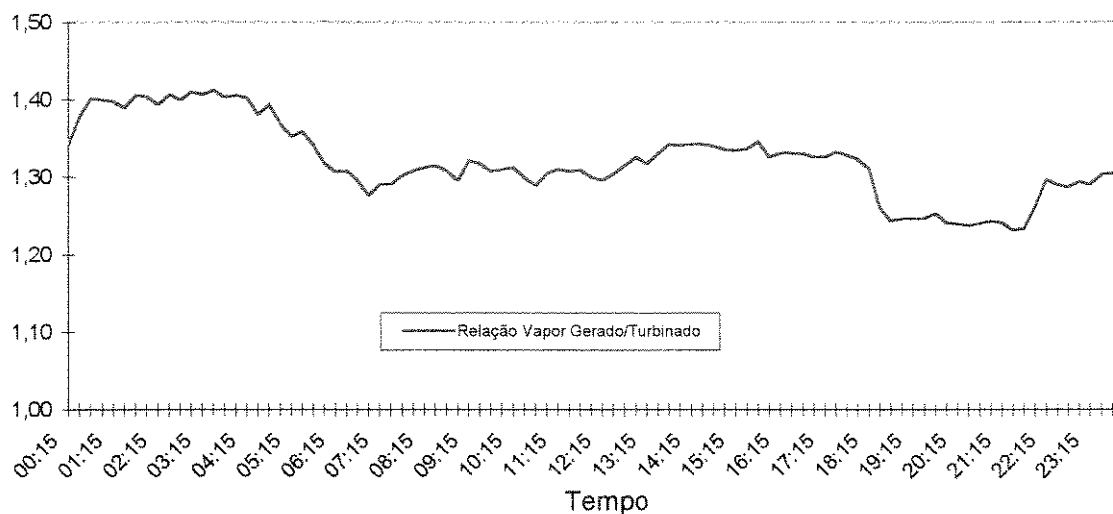


Figura 5.8 - Relação Vapor Gerado/Turbinado 24/03/98

A figura 5.8 é característica para um dia com comportamento típico, ou seja, sem interferências no sistema operacional.

5.6 - Consumos Específicos de Vapor

Outro parâmetro que serve para se comparar a operacionalidade são os consumos específicos, calculados para o sistema de cogeração.

Para calcular os consumos específicos foi necessário, inicialmente, plotar os dados da potência média gerada para cada dia. O resultado está apresentado na figura 5.9

Nesta figura são mostradas as potências totais médias geradas nos turbogeradores a vapor da UTE. A média foi de 56,1 MW para o mês de março de 1998. Nos dias iniciais do mês o valor máximo foi de cerca de 70 MW, assim como também para o período de 15 a 19 o valor foi o mesmo.

Potência Total e Consumos Específicos nos TGs março/98

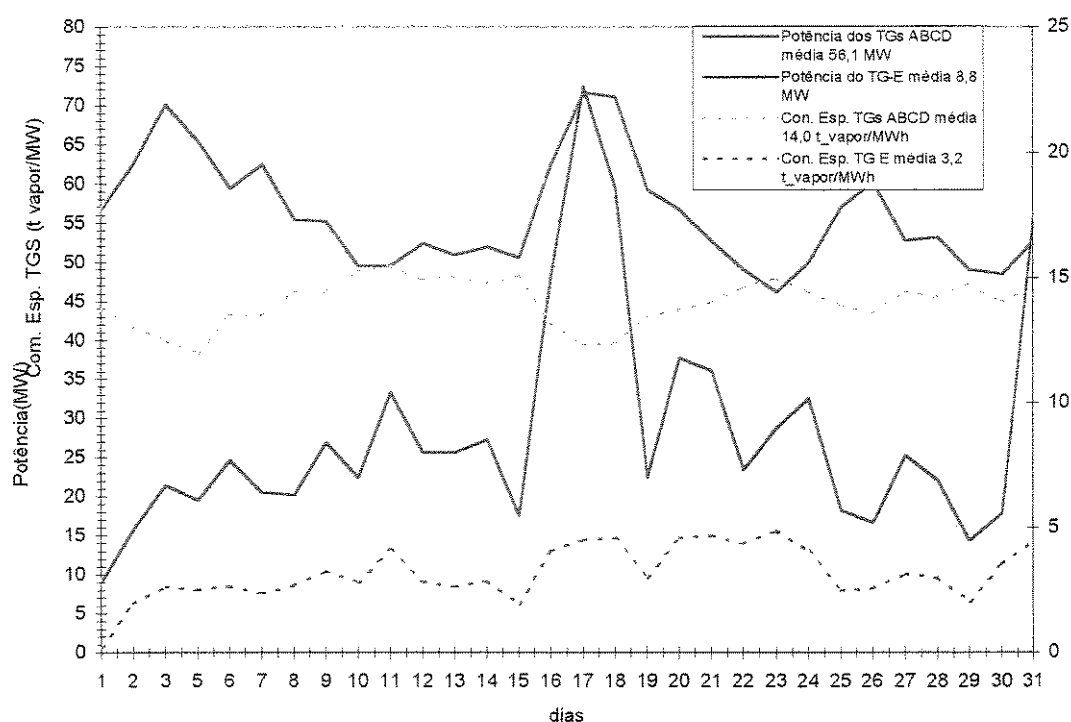


Figura 5.9 - Consumos Específicos março/98

Para o TG-E, turbogerador condensante, a média de geração mensal foi de 8,8 MW. Para o período compreendido entre os dias 15 a 19 houve um aumento significativo atingindo no dia 17 cerca de 25 MW.

Na mesma figura aparecem os consumos específicos para os dois tipos de máquinas. Inicialmente, a média do consumo específico para os TGs A,C e D (contrapressão) ficou em 14,0 t_vapor/MW. Para o TG-Cond a média do consumo específico foi de 3,2 t_vapor/MW.

Na figura 5.10 aparecem os valores das potências elétricas médias geradas para o mês de março nos TGs de contrapressão. Por um motivo interno da empresa, os dados dos dias 15 a 19 foram perdidos.

Potência Gerada nos TGs de Contra-Pressão - março/98

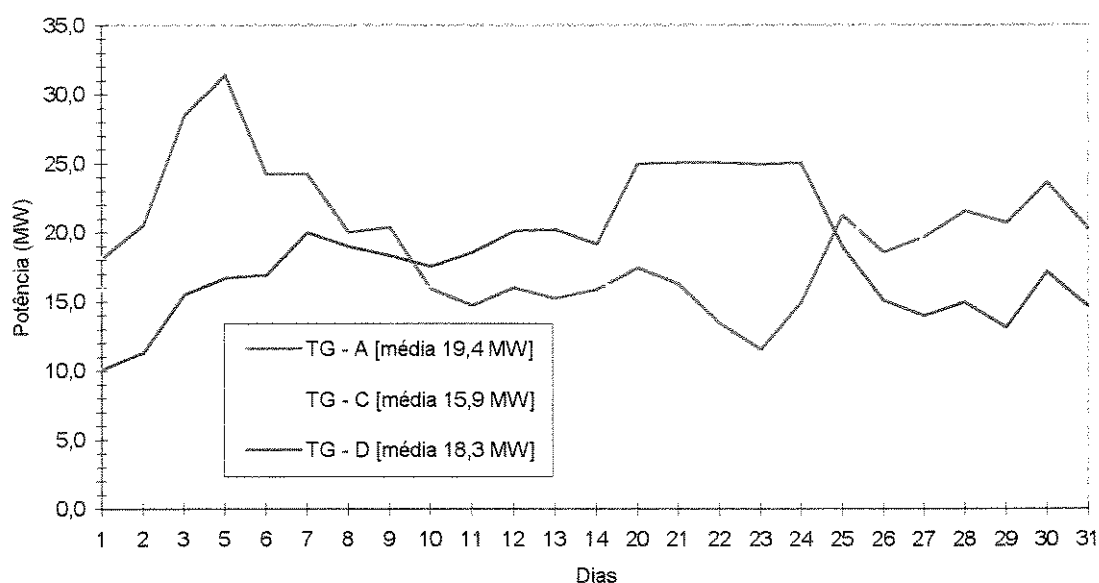


Figura 5.10 - Potência Gerada por TG de Contrapressão - março/98

Se se observar que para os TGs A, C e D os valores médios ficaram muito abaixo da capacidade nominal dos equipamentos, nota-se que o TG-A teve uma média um pouco superior à registrada no TG-D. O reflexo acontece nitidamente na figura 5.11, a qual apresenta os dados das médias dos consumos específicos para o mês de março de 1998.

Por essa figura 5.11, pode-se afirmar que operando com vapor nas mesmas condições, quanto maior é o consumo específico pior será a operação do equipamento. Isso aconteceu com o TG-C no dia 2, onde o consumo específico foi de 27 t_{vapor}/ MW. O melhor equipamento foi o TG-A que teve na média, o menor consumo específico e foi de 13,5 t_{vapor}/MW.

Consumo Específico dos TGs de Contra-Pressão - março/98

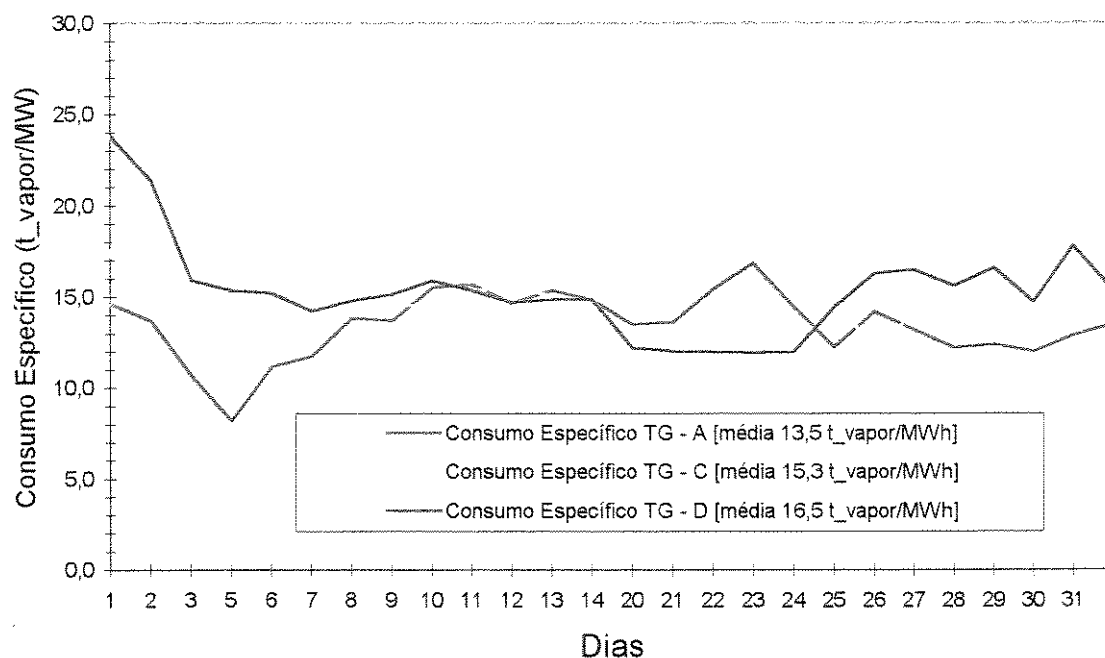


Figura 5.11 - Consumo Específico de vapor por TGs - março/98

Pela figura 5.12 observa-se que para um dia típico de operação o TG-C foi o de maior consumo específico o que significa que estava operando em condições desfavoráveis. Para o TG-D a média do consumo específico foi de 10 t_vapor/MW, e obteve o melhor índice para esse dia.

Esse parâmetro é o reflexo de como estavam trabalhando os TGs, ou seja, com baixa carga, muito abaixo da capacidade.

Consumo Específico dos TGs - 24/03/98

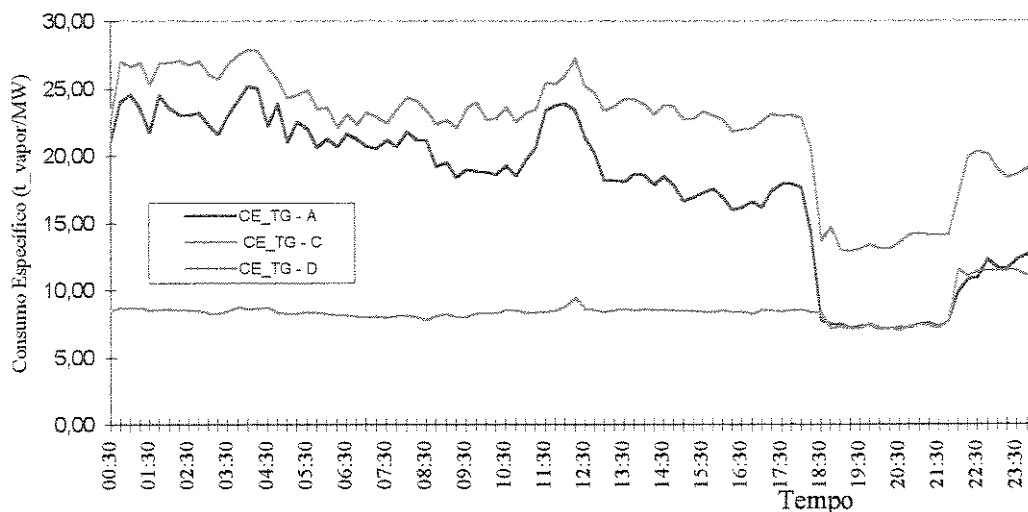


Figura 5.12 - Consumo Específico de Vapor por TGs - 24/03/98

5.7 - Exportação de Vapor

O vapor de alta pressão produzido na unidade de cogeração encontra-se nas condições de 120 bar e 530°C. Após a geração o vapor pode ser destinado a dois lugares. A menor parte é transferida para a UMP e o restante será utilizado nas turbinas a vapor para geração de energia elétrica, sendo extraído a 42 bar e o exausto a 15 bar.

Durante o ano de 1997, segundo a análise dos dados coletados, verificou-se que a média horária da produção de vapor de 120 bar gerado nas caldeiras foi de 1.212 t/h. Em média, 232 t/h de vapor foram transferidas para a UMP, ou seja, 19,1% para ser utilizado no processo de obtenção de produtos petroquímicos. O restante foi enviado para as turbinas para a geração de energia elétrica.

O vapor, após passar nas turbinas, na pressão de 42 bar, em média representa 59,7% da vazão. Esse vapor tanto é consumido no próprio processo como também é vendido.

O restante do vapor vai para o estágio de baixa pressão da turbina, e sai como vapor exausto, também como o anterior é também utilizado no próprio processo e para venda.

A venda de vapor de 42 bar no mês de agosto foi de 135.883 t e para o vapor de 15 bar quantidade foi de 198.275 t, gerando um faturamento de aproximadamente R\$ 4.500.000,00. A média mensal do total de vapor vendido aos clientes do Pólo é 330.000 t/mês. O preço do vapor dedende da pressão e da temperatura.

5.8 - Mudança Operacional - Segundo semestre de 1998

Optou-se por separar a operação do sistema em dois períodos diferentes. O primeiro compreendido entre os meses de janeiro a junho de 1998, quando operou segundo algumas características, que foram mostradas nos itens anteriores. O segundo período inicia-se após mudanças internas. As novas diretrizes têm contribuições de vários técnicos e refletem uma preocupação de reduzir os custos com a unidade térmica melhorando os índices operacionais.

Ressalta-se a vontade interna, na empresa, em aprimorar-se tecnicamente para reduzir os custos operacionais e a mudança de paradigmas, que no passado eram seguidos sem perspectivas de alterações, e hoje são todos revistos e têm um objetivo básico: tornar a empresa mais competitiva. A seguir serão detalhadas as principais mudanças operacionais, exemplo sempre reportadas ao mês de agosto de 1998.

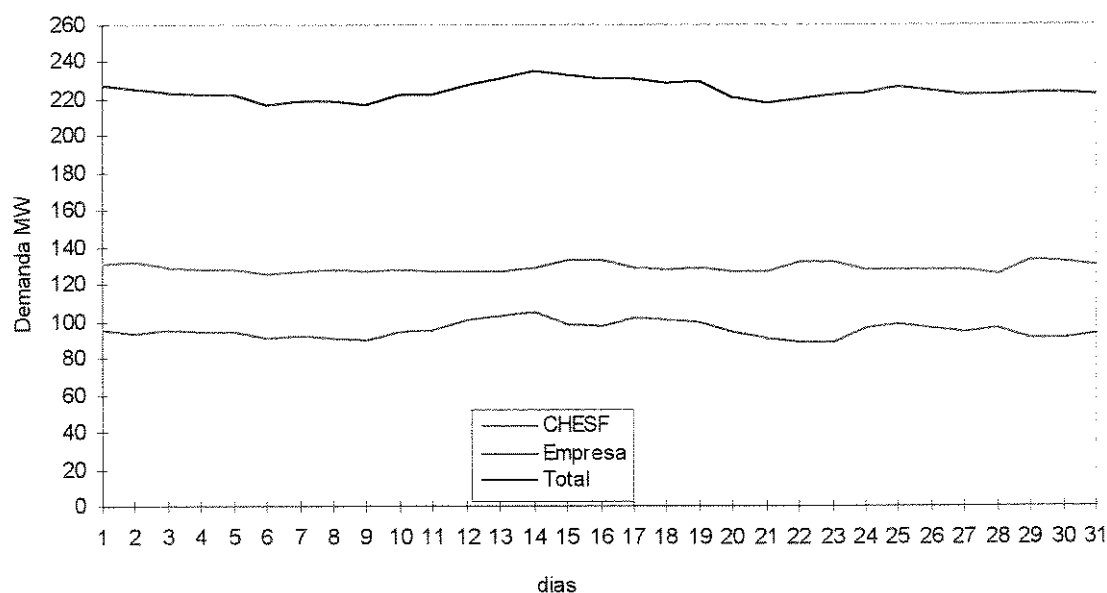
5.9- A Nova Demanda Elétrica

A demanda total do sistema não sofreu modificação substancial. A demanda total média para julho e agosto foi de 224 MW. A partir do mês de julho existiu a tendência de aumentar o percentual de geração e conseqüentemente diminuiu a importação da CHESF. Para exemplificar, elaborou-se a figura 5.13, que apresenta informações do mês de agosto de 1998. Pode-se observar

que houve um pequeno aumento de geração endógena e a média foi de 95MW. Quanto à importação, o novo contrato em vigência prevê para o primeiro semestre de 1999 uma demanda de 110 MW, diminuindo a importação e, portanto, aumentando a geração endógena. No mês adotado como exemplo essa mudança ainda não tinha acontecido.

Figura 5.13 Energia Elétrica para o Complexo

Energia Elétrica - agosto/98



Por outro lado, houve uma mudança operacional. No primeiro semestre de 1998 operavam sempre três TGs de contrapressão, em condições muito abaixo da capacidade nominal de projeto. Entretanto, a partir do segundo semestre passaram a operar apenas dois TGs com carga próxima da nominal.

Para o dia 12 de agosto de 1998, que explicitamos como um novo dia típico, verifica-se que os TGs A e D de contrapressão geravam individualmente cerca de 30 MW com operação semelhante ao TG-F, isto é, a turbina a gás da UMP. O TG-E, ou seja, o condensante, também continuou operando em condições desfavoráveis pois em média gerou 10,9 MW. Entretanto, no período de “ponta” operou em condições parecidas às dos outros turbogeradores para esse

período gerou em torno de 31 MW. A geração total da empresa-base situou-se no patamar de 100,9 MW, em média, alcançando até 136 MW durante o período de “ponta”. Também identifica-se que na “ponta” todos os equipamentos em operação respondem elevando a geração para atender às necessidades de energia. A figura 5.14 apresenta essas informações.

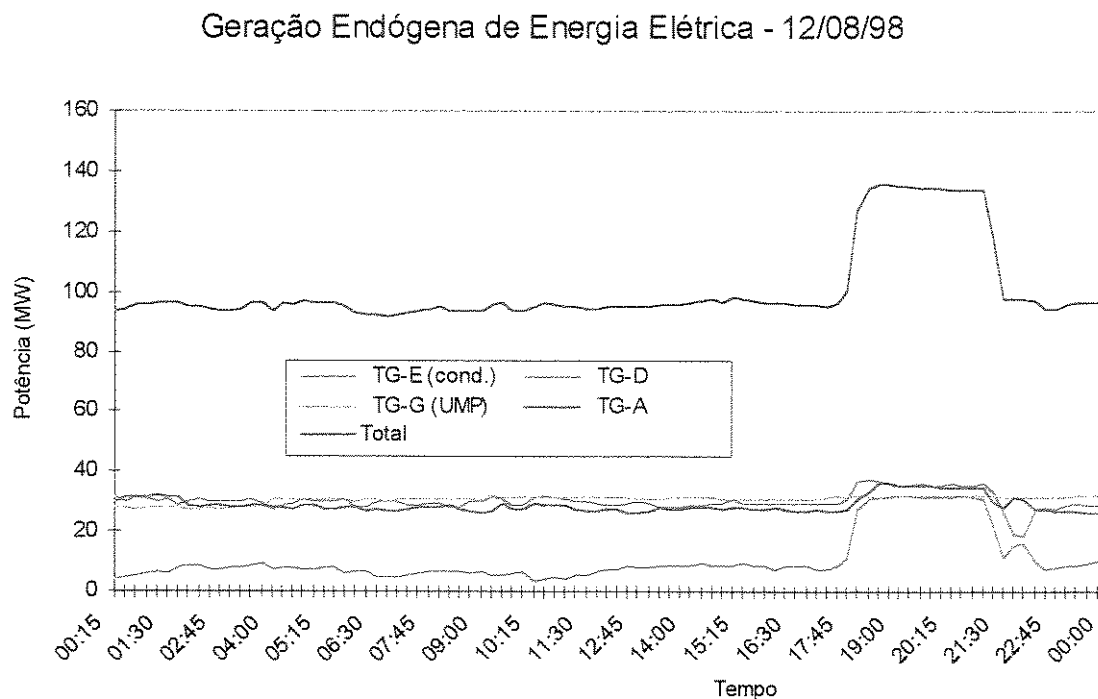


Figura 5.14 - Geração Endógena de Energia Elétrica - 12/08/98

5.10 - Consumo de Rasf nas Caldeiras - Segundo Semestre

O consumo de Rasf nas caldeiras pode ser observado na figura 5.15. Nela se mostra claramente como foi a evolução do consumo ao longo de um dia, assim como também a elevação do consumo na “ponta” do sistema. Salienta-se que existem outros combustíveis que são consumidos nas caldeiras, dependendo das necessidades operacionais internas. Observa-se que os geradores de vapor B,C e E estavam operando com Rasf como combustível, enquanto, o GV-D estava operando com um combustível complementar para suprir as necessidades de geração.

Pela figura 5.15 pode-se identificar a diminuição da vazão do Rasf após às 02:00h, voltando a aumentar no período de “ponta do sistema”. O decréscimo da vazão de combustível foi devido a redução da vazão de vapor no referido gerador de vapor.

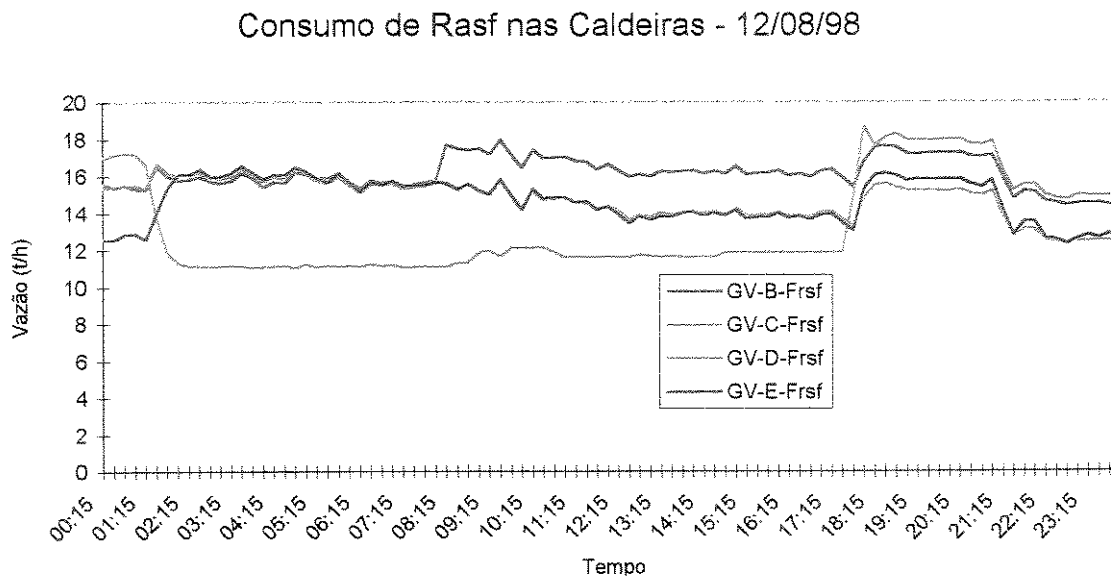


Figura 5.15 - Consumo de Rasf nas Caldeiras - 12/08/98

5.11 - Geração de Vapor

Durante o ano de 1998 o perfil de produção de vapor de 120 bar mudou, sendo a média nos oito primeiros meses foi de 1.126 t/h. Para exemplificar como foi a geração, foi elaborada a figura 5.16, na qual estão os valores para o mês de agosto de 1998. Nela pode-se identificar que houve mínimos de 992 t/h e máximos de 1203 t/h. A vazão média de vapor que passou pelas turbinas foi de 769 t/h. Para um maior detalhamento de como foi a geração de vapor por caldeira, os valores foram plotados na figura 5.17. Observa-se que todos os geradores de vapor estão operando na condição automática. Também verifica-se que houve uma diminuição da produção média de vapor no GV-D, mas nas horas do período de “ponta”, o equipamento atendia as necessidades da operação do sistema.

Ressalta-se que a produção individual dos GVs ficou entre 230 a 330 t/h. Na figura 5.17 é mostrada a operação de um certo dia, e se pode verificar que a variação da geração de vapor é pequena, e na “ponta” existe um acréscimo de aproximadamente 10%.

Vapor de 120 bar - agosto/98

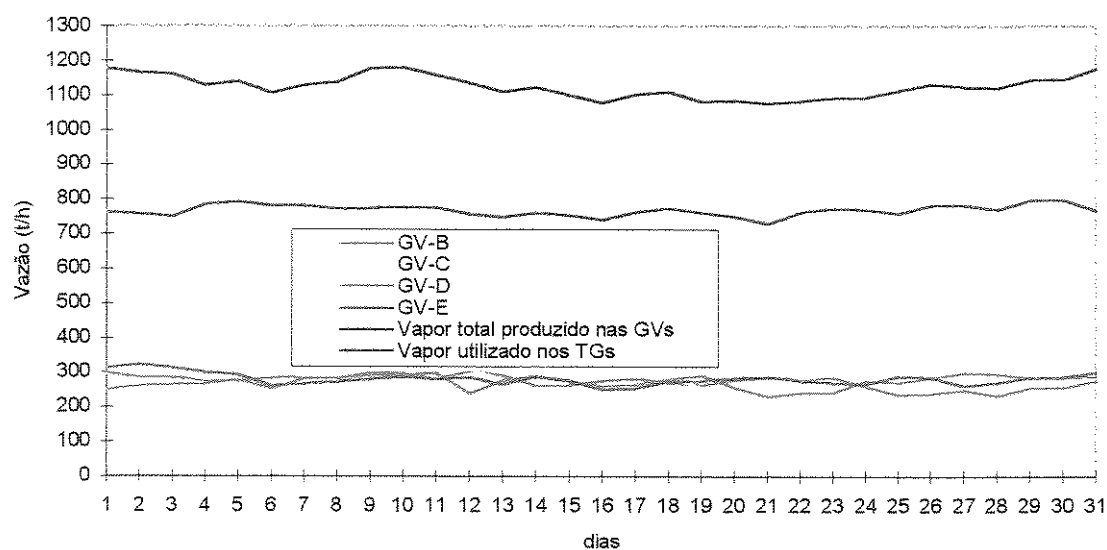


Figura 5.16 - Geração de Vapor de 120 bar - agosto/98

Geração de Vapor de 120 bar - 12/08/98

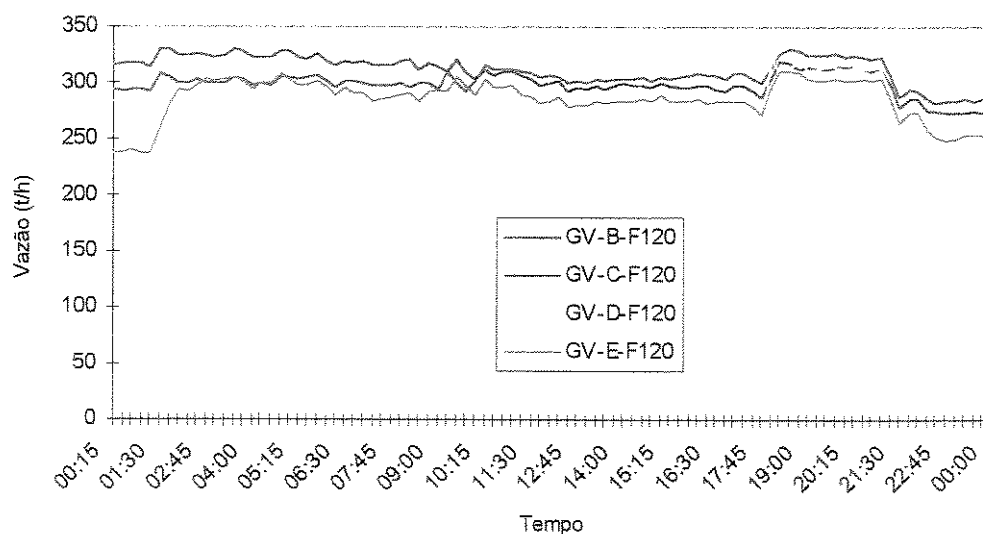


Figura 5.17 - Geração de Vapor por Caldeira - 12/08/98

Durante o mês de agosto a transferência de vapor de 120 bar para a UMP foi de no mínimo 22,5% e no máximo 28,4%, equivalendo à operação de uma caldeira. O restante do vapor foi destinado para o sistema de cogeração da UTE.

Do total do vapor de 120 bar que entrou nos TGs, cerca de 50,4% foi extraído como vapor de 42 bar, e o restante 49,6% foi vapor exausto a 15 bar.

5.12 - Produção Específica de vapor

A figura 5.18 apresenta a produção específica de vapor de 120 bar com relação ao consumo de Rasf nas caldeiras. Por ele pode-se identificar que o GV-D tem o menor consumo específico de Rasf, entretanto, ressalta-se que existe uma complementação com um combustível auxiliar. Para o GV-B que operou com Rasf, o valor médio foi de 16,15 toneladas de vapor de 120 bar para cada tonelada de Rasf.

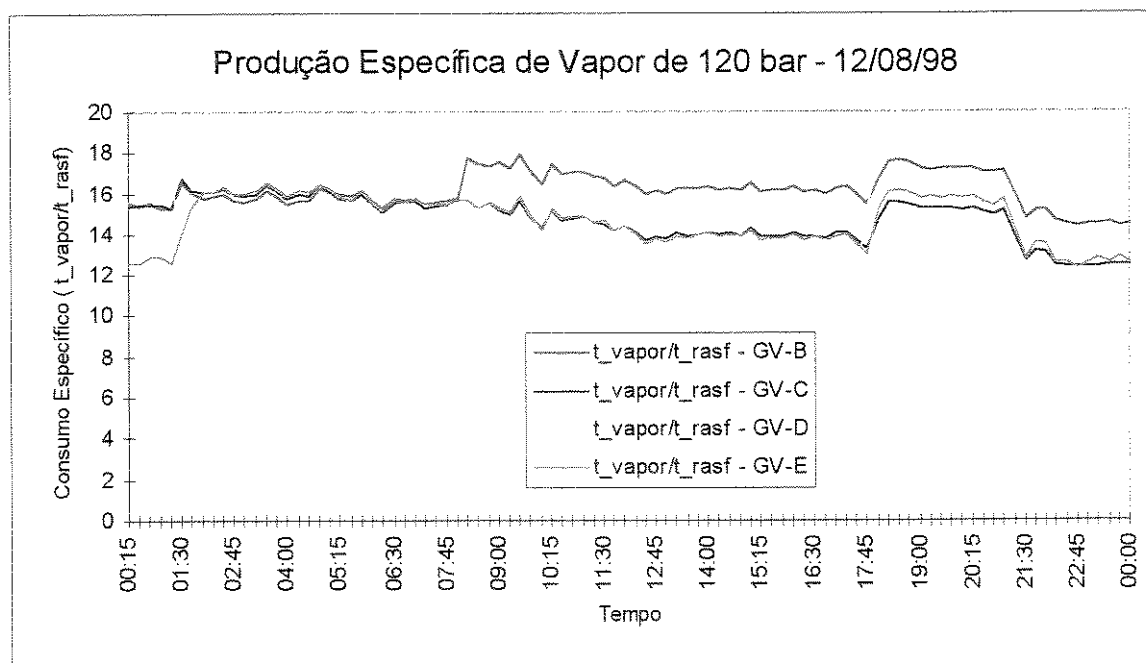


Figura 5.18 - Produção Específica de Vapor -12/08/98

5.13 - Entrada, Extração e Exaustão de Vapor nos TGs

O vapor de 120 bar após entrar nos TGs sai a 42 e 15 bar. A figura 5.19 apresenta as informações de admissão e a saída do vapor.

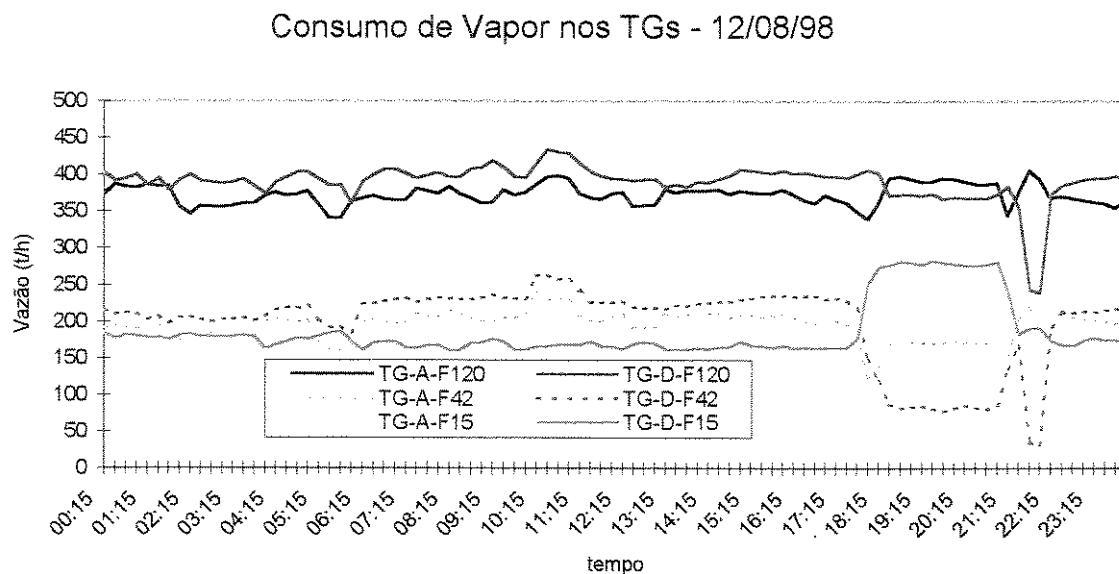


Figura 5.19 - Entrada, Saída e Exaustão do Vapor nos TGs 12/08/98

A operação para o dia 12/08/98 está completamente modificada em relação ao ocorrido no primeiro semestre. Atualmente existem somente dois TGs de contrapressão em operação, sempre trabalhando em carga alta, com vazão do vapor variando 350 a 400 t/h. Verifica-se ainda na figura 5.19 que a extração e o vapor exausto ficaram aproximadamente constantes no período “fora de ponta”. Contudo, quando se chega na faixa da “ponta do sistema” existe uma alteração na vazão da extração do vapor de 42 bar e no exausto de 15 bar. A vazão do vapor de extração diminui, fazendo com que mais vapor passe pela turbina e, conseqüentemente, gere mais energia elétrica.

5.14 - Consumo Específico nos TGs

Como era esperado, após a modificação na operação, o consumo específico nos TGs mudou completamente. No primeiro semestre o consumo específico era alto, ou seja, o turbogerador estava sempre operando com baixa geração de energia elétrica. Atualmente o consumo específico encontra-se na faixa de 12 a 13 t_{vapor} /MW, o que pode ser observado na figura 5.20. Ainda verifica-se que durante o período de “ponta do sistema” o consumo específico diminui, o que representa que a geração de energia da turbina a vapor aumentou.

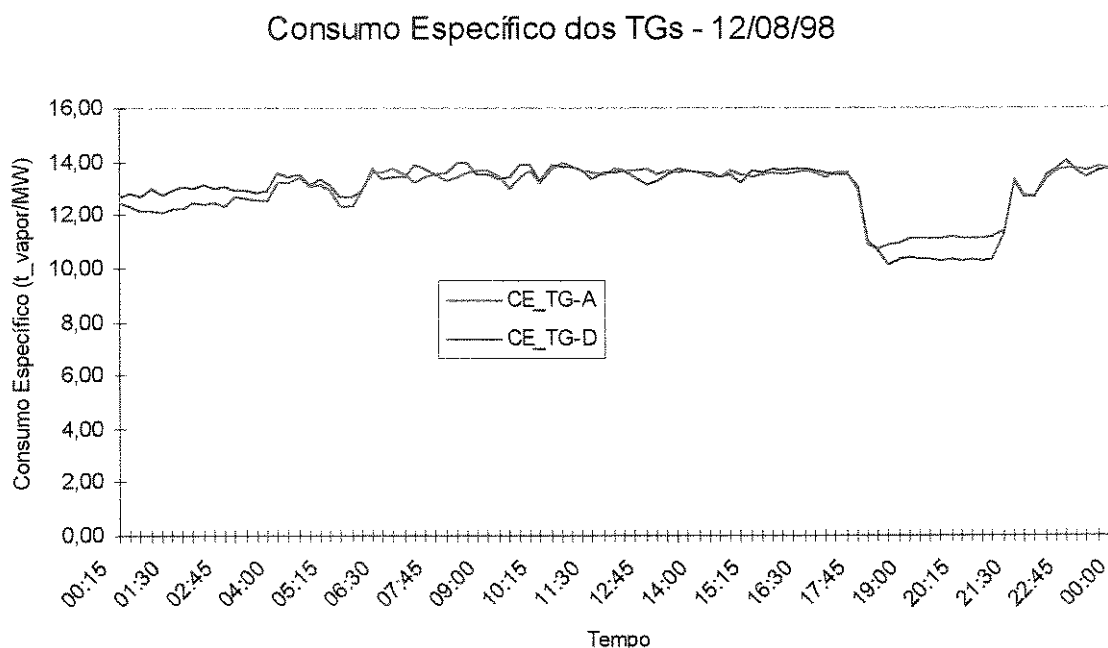


Figura - 5.20 - Consumo Específico dos TGs -12/08/98

Esta sistemática de operação melhorou todos os índices de controle da planta. Entretanto, deixa a mesma com um grau de confiabilidade menor, pois se um TG parar de funcionar repentinamente, terá que ser realizada uma manobra brusca no sistema visando atender às cargas previamente definidas.

5.15 - Relação Vapor Gerado/Turbinado

Apesar da modificação efetuada na operação a relação entre o vapor de 120 bar gerado e o turbinado não teve alteração significativa, porque a modificação na geração do vapor de 120 bar foi muito pequena. A figura 5.21 apresenta o histórico dessa avaliação.

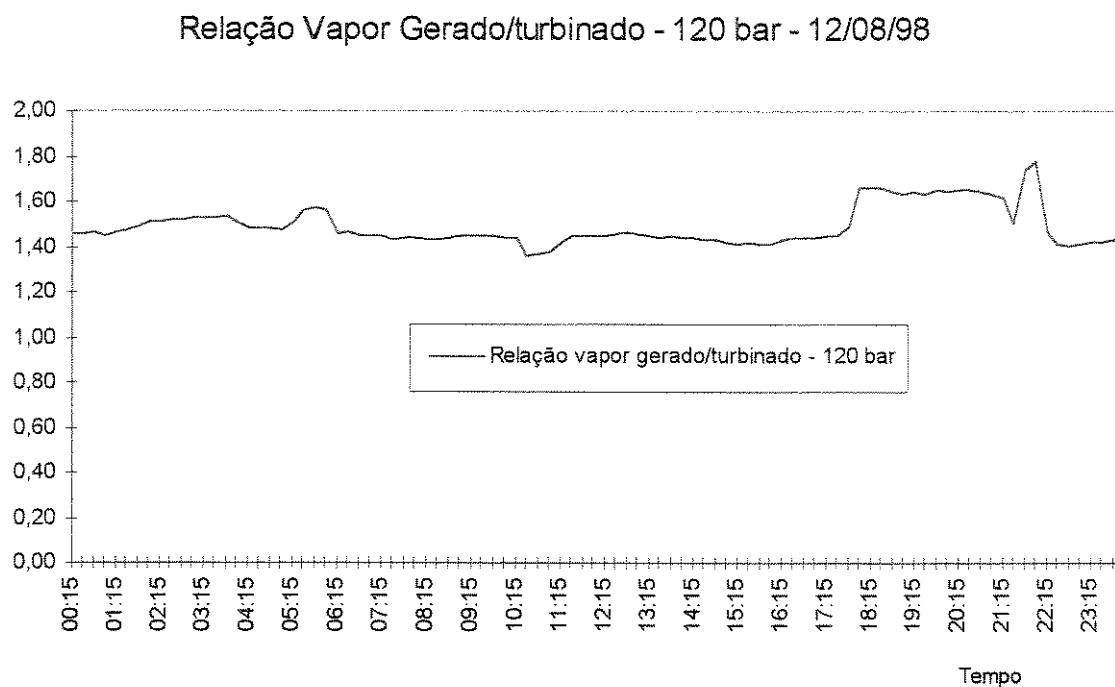


Figura 5.21 - Relação entre Vapor Gerado e Turbinado 12/08/98

5.16 - Comentários Finais

Após estudar como foi o comportamento do sistema térmico durante o ano de 1997 e os primeiros oito meses do ano de 1998, verificou que existem duas sistemáticas bem diferentes. No primeiro semestre de 1998 estavam operando três TGs, sempre em carga parcial e com isso os parâmetros de processo eram desfavoráveis do ponto de vista técnico e econômico. Muitos foram os comentários e discussões sobre a operacionalidade do sistema térmico. Se observou que muito dos paradigmas operacionais existentes, que eram de longa data, foram modificados sempre na

busca de se aperfeiçoar a operação.

Após as modificações, verificou-se que dois dos TGs de contrapressão que encontravam-se em funcionamento melhoraram seus índices de controle, o que trouxe benefícios para a planta. Contudo é possível haver diminuição da confiabilidade. Neste caso, pode entrar em operação o TG sobressalente ou ainda o TG de condensação ou o TG a gás, ou uma composição que possa atender as necessidades daquele dado instante. Quem vai definir quem opera e como opera são os custos dos seus produtos, vapor e eletricidade, como será visto no capítulo 6.

Capítulo 6

Exploração dos Resultados

Neste capítulo são apresentados e comentados os resultados obtidos a partir do programa computacional, referentes as seguintes grandezas: exergia dos fluxos, eficiência dos volumes de controle, custos exergéticos ou monetários etc.

Foram coletados dos dados reais sete modos operacionais diferentes da planta, e a partir daí elaboraram-se outras simulações atendendo a cenários factíveis, tendo como variáveis, a carga das caldeiras, o excesso de ar de combustão, o preço dos combustíveis e a tarifa de energia elétrica.

Apresenta-se um caso exemplo completo, cujos parâmetros foram coletados no dia 12/08 no horário das 20:15h, portanto, na “ponta”. Para este caso, as tabelas com todos os fluxos e volumes de controle serão mostradas na íntegra. Para os demais casos serão mostradas tabelas que façam um resumo dos principais parâmetros, especialmente para os produtos exportáveis da unidade industrial. Alguns gráficos ajudarão a entender o processo, bem com a evolução dos custos do produtos quando varia o preço dos combustíveis.

6.1 - Dados Operacionais Reais

Os parâmetros utilizados para simulação foram fornecidos pela empresa-base. Durante um período foi realizado um estágio na empresa para coletar os diversos dados operacionais, assim como também para o conhecimento do processo e funcionamento da unidade termoeletrica. Os dados foram fornecidos na forma primária, ou seja, em ASCII. Eles foram coletados em intervalo de 15 em 15 minutos em cada dia, para todos os meses. A partir dessas informações foram elaboradas planilhas, gráficos, tabelas (exemplos dos quais foram apresentados no capítulo 5) contendo os principais parâmetros que irão alimentar o programa.

6.2 - Desenvolvimento do Programa Computacional

O programa computacional foi desenvolvido no ambiente do *software Engineering Equation Solver - EES*⁶, que dispõe de uma linguagem própria e que possui algumas rotinas de propriedades termodinâmicas e funções matemáticas. A programação é simples e requer do usuário uma compreensão prévia de suas vantagens, limitações e linguagem.

O programa é composto por três subprogramas. O primeiro calcula os balanços de massa, energia e exergia. O segundo calcula os custos exergéticos unitários para os fluxos, insumos (*fueles*) e produtos dos volumes de controle. Finalmente, o terceiro calcula os custos monetários em reais por segundo para todos os fluxos internos e para os insumos (*fueles*) e os produtos, dos volumes de controle.

A metodologia para a realização dos balanços de massa, energia e exergia, assim como também a análise termoeconômica, está de acordo com a descrição feita no capítulo 3, sendo que as equações utilizadas na análise termoeconômica estão representadas no Anexo B .

⁶ Na internet o endereço é www.fchart.com

Sendo m_j é a vazão do vapor de 120 bar do grupo de caldeiras do fabricante CBC (caldeiras D e E).

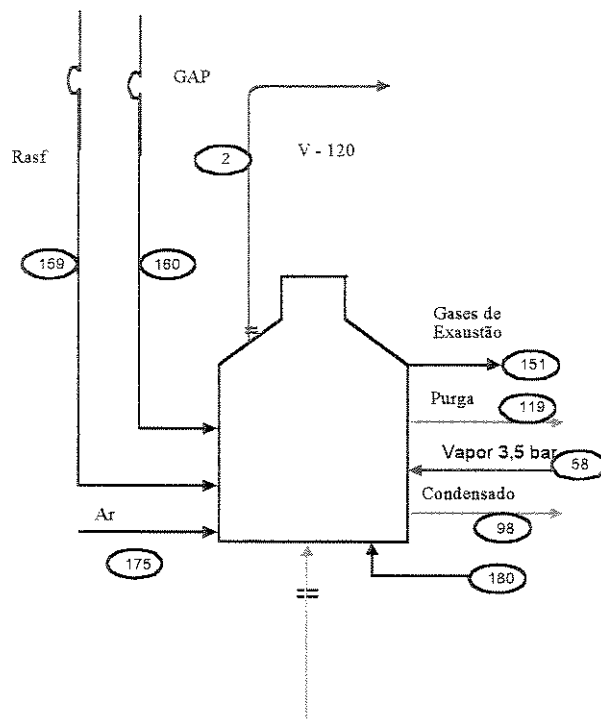


Figura 6.1 - Volume de Cantrole Caldeiras

A vazão do vapor de 120 bar é medida e registrada a cada 15 minutos. A purga foi estimada em 2% da vazão de vapor de 120 bar. Portanto, a vazão de água de alimentação é a soma dessas duas parcelas.

Definida a geração de vapor, o próximo passo é calcular a vazão dos combustíveis. A vazão do Rasf é também medida simultaneamente com a vazão do vapor de 120 bar, e os demais combustíveis são calculados de acordo com a vazão de vapor de cada caldeira e sua eficiência. O ar de combustão é calculado a partir da composição elementar dos combustíveis (Anexo A). Inicialmente, é calculado o ar estequiométrico e em seguida o real, de acordo com o excesso de ar. Também são calculados os percentuais dos gases de exaustão, em massa e volume.

O ar de combustão é inicialmente pré-aquecido num trocador a vapor e em seguida num trocador ar/gás chamado de regenerativo, estando os dois trocadores de calor dentro do volume de controle da caldeira.

Os resultados obtidos a partir do programa são transferidos para uma planilha eletrônica previamente programada, para serem realizados os cálculos finais e a construção de tabelas e gráficos.

6.3 - Modelo de Simulação - Hipóteses Básicas

Inicialmente o sistema térmico foi convenientemente dividido em volumes de controle, que atendessem a operação da planta e que ajudassem na simulação. Por exemplo, alguns dos volumes selecionados são: caldeiras, turbogeradores a vapor, turbogerador de condensação, turbina a gás, trocadores de calor, desaeradores, purgadores, bombas, condensador, *pool* de energia elétrica, válvulas redutoras de pressão, assim como também os *headers* de vapor e condensado.

Para o volume de controle caldeira, representado na figura 6.1, observa-se as entradas e as saídas que compõe o subsistema. Algumas hipóteses foram assumidas para que se pudesse simular o volume de controle. Por exemplo, a eficiência da caldeira varia em função da sua carga. A curva foi ajustada de acordo com dados dos fabricantes e com os testes mensais realizados regularmente pela empresa-base. Para cada grupo de fabricante de caldeira foi adotada uma curva, parametrizada pela vazão de vapor (em t/h), conforme está descrita nas equações 6.1 e 6.2. O valor das eficiências é em percentagem.

$$\eta_{Cal,i} = -0,0179 * \left(\left(\frac{m_i}{100} \right)^2 + 0,5485 * \frac{m_i}{100} + 86,174 \right) \quad (6.1)$$

$$\eta_{Cal,j} = -0,0175 * \left(\left(\frac{m_j}{100} \right)^2 + 0,5363 * \frac{m_j}{100} + 84,259 \right) \quad (6.2)$$

Sendo m_i é a vazão do vapor de 120 bar do grupo de caldeiras do fabricante IHI (caldeiras A,B, e C).

O vapor de 3,5 bar que entra na caldeira é para o pré-aquecedor a vapor (PV) e sai condensado. A energia elétrica que entra nesse volume de controle é para acionar os ventiladores de ar de combustão como também é utilizada no motor do pré-aquecedor regenerativo.

Conhecida a vazão dos combustíveis e do ar de combustão, então a vazão de gases de exaustão é a soma dessas duas parcelas. As temperaturas de entrada e saída dos trocadores são as de projeto, assim como também suas eficiências.

Portanto, o ar entra no PV com temperatura ambiente e sai pré-aquecido, devido a troca de calor com o vapor de 3,5 bar. Em seguida o ar é transferido para o trocador regenerativo saindo com a temperatura especificada, para realizar a combustão.

Para as turbinas a vapor são medidas as vazões do vapor de 120 e 15 bar e as potências geradas. A vazão do vapor de 42 bar é calculada a partir desses dados. As eficiências do corpo de alta pressão (120 - 42 bar) e do corpo de baixa pressão (42 - 15 bar) foram estimadas de acordo com os dados históricos e as curvas do fabricante.

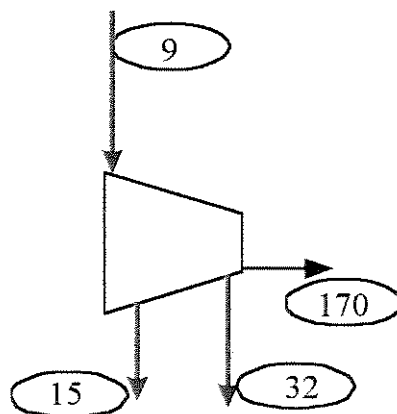


Figura 6.2 - Volume de Controle Turbinas a Vapor

A figura 6.2 apresenta as entradas e saídas da turbina a vapor.

Para o volume de controle turbina a gás, as variáveis a vazão de combustível, o ar de combustão, e dos gases de exaustão, a temperatura, a potência, a eficiência e a potência são apresentadas nas equações 6.3 a 6.8.

$$m_{comb} = \frac{\dot{W}_{TG}}{\eta \cdot PCI_{gás}} \quad (6.3)$$

$$m_{Ar} = m_{Gás} - m_{comb} \quad (6.4)$$

$$m_{gases} = 5,5 * \left(\frac{Carg a}{0,6} \right)^2 + 22,5 * \left(\frac{Carg a}{0,6} \right) + 363 \quad (6.5)$$

$$T_{Gás} = -44 * \left(\frac{Carg a}{0,6} \right)^2 + 207 * \left(\frac{Carg a}{0,6} \right) + 324 \quad (6.6)$$

$$\eta_{TG} = \left(-0,33 * \left(\frac{Carg a}{0,2} \right)^2 + 0,423 * \left(\frac{Carg a}{0,2} \right) - 0,361 \right) * 0,3 \quad (6.7)$$

$$\dot{W}_{TG} = -8,785 * \left(\frac{Carg a}{0,2} \right)^2 + 40,495 * \left(\frac{Carg a}{0,6} \right) - 10,66 \quad (6.8)$$

Estas variáveis foram parametrizadas em função da carga da turbina a gás, exceto para equação 6.4. Os valores são válidos para carga da turbina acima de 0,6.

A figura 6.4 apresenta o volume de controle em estudo.

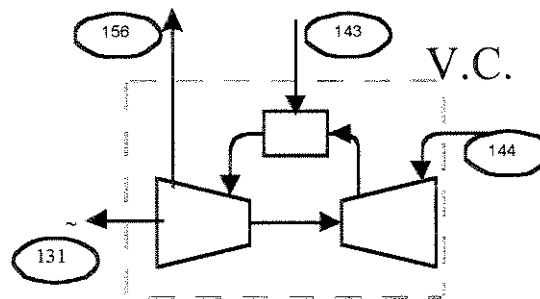


Figura 6.3 - Volume de Controle Turbina a Gás

A caldeira de recuperação tem seu desempenho determinado pela condição de operação da turbina a gás. Os fluxos energéticos são: o gás combustível e os gases de exaustão da turbina a

gás. Nessa simulação não houve queima suplementar e portanto, a vazão do gás combustível foi nula.

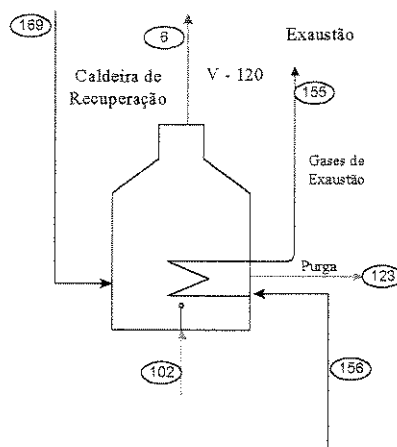


Figura 6.4 - Volume de Controle Caldeira de Recuperação

Conhecendo a eficiência, a vazão dos gases, a temperatura de entrada dos gases e a temperatura de saída dos gases da caldeira de recuperação, pode ser calculada a vazão de vapor de 120 bar. Ressalta-se que a temperatura dos gases na saída da chaminé é fixada (em 230°C) previamente, assim como a eficiência da caldeira (entre 0,9 e 0,95).

A turbina de condensação e o condensador são outros dois volumes de controle selecionados. Para a turbina é medida a potência gerada. A sua eficiência foi estimada de acordo com os dados históricos e de projeto. Entra vapor de 15 bar e sai vapor a pressão de 0,1575 bar, que em seguida, vai para o condensador. O condensado é enviado para UTA. A variação da temperatura da água de refrigeração do condensador ficou em torno de 5°C. A sua vazão é calculada por balanço de massa e energia. A figura 6.5 mostra os dois volumes de controle.

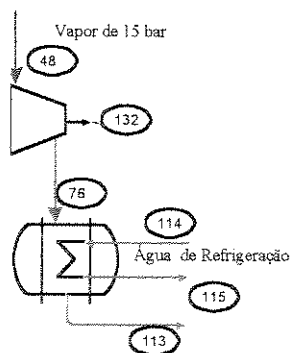


Figura 6.5 - Volumes de Controle Turbina Condensante e Condensador

Os pré-aquecedores de água de alimentação da caldeira são outros dois volumes de controle. O pré-aquecedor de alta recebe vapor de 42 bar e elimina condensado de 42 bar através do purgador. As temperaturas de entrada e saída da água são fixada de acordo com o projeto original, e correspondem à condição nominal. O consumo de vapor de 42 bar é obtido por balanço de energia.

O pré-aquecedor de baixa recebe vapor superaquecido com 15 bar de pressão, vapor *flash*, a 15 bar expandido no purgador de alta (mistura líquido/vapor) e pré-aquece a água de alimentação da caldeira. As temperaturas de entrada e saída da água de alimentação das caldeiras são fixadas semelhantes ao pré de alta. A figura 6.6 apresenta os pré-aquecedores de alta e baixa pressões. O consumo de vapor de 15 bar é obtido por balanço de massa e energia.

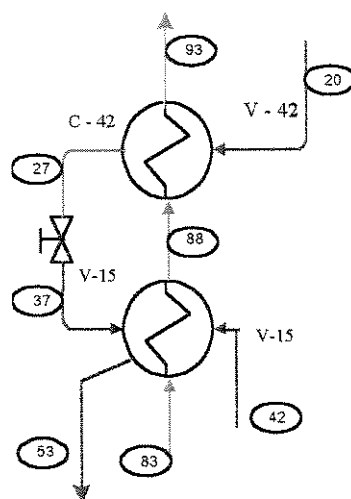


Figura 6.6 - Volumes de Controle Pré-aquecedores de Alta e Baixa

Os desaeradores recebem uma mistura vapor/líquido proveniente dos pré-aquecedores de baixa, vapor de 3,5 bar e água de reposição. A saída é a água desaerada com temperatura especificada de acordo com o projeto. Pelos balanços de massa e energia se determina a vazão de vapor de 3,5 bar necessária. A figura 6.7 mostra as entradas e saída do desaeradores.

Além desses subsistemas nominados existem as válvulas redutoras de pressão, bombas e os *headers*. Esses últimos volumes de controle são úteis pois funcionam como acumuladores e distribuidores dos fluxos.

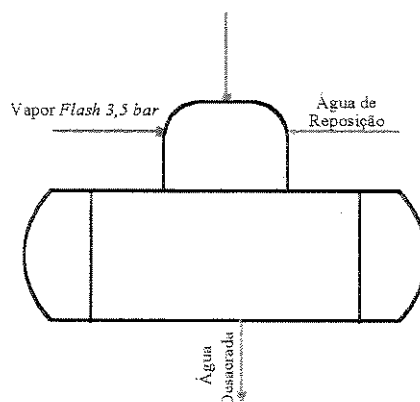


Figura 6.7 - Volume de Controle Desaeradores

Por último, ainda foi considerado o *pool* de energia elétrica como sendo um volume de controle virtual que recebe e distribui toda a energia elétrica. A figura 6.8 mostra os fluxos de energia elétrica importada (UMP e CHESF), a gerada pelos TGs, a parte consumida na UTE, e finalmente, o fluxo resultante dessa operação.

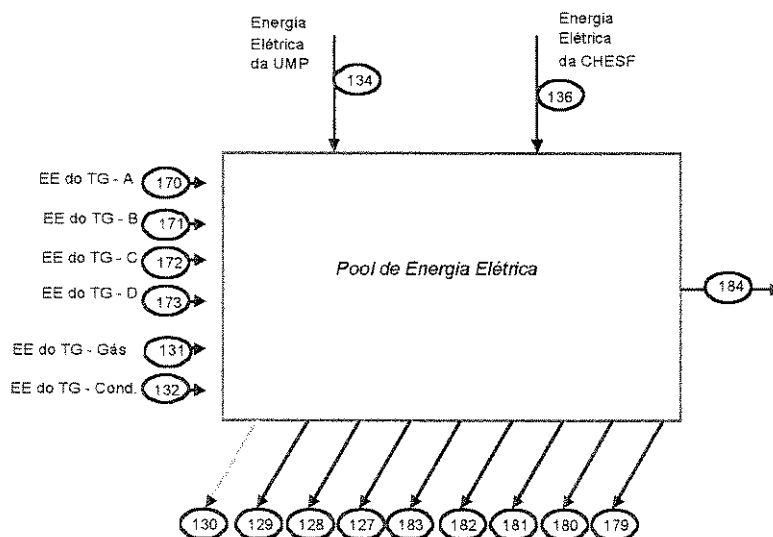


Figura 6.8 - Volume de Controle Pool de Energia Elétrica

Estes são as principais informações para que se possa fazer a simulação do sistema térmico, de forma que se possa adequar com os valores operacionais.

6.4 - Modos de Operação da Planta

Foram escolhidos sete modos operacionais diferentes, que representam boa parte da sistemática operacional da unidade industrial. Dentre os modos operacionais, encontram-se caldeiras com diferentes valores de produção de vapor, variação do excesso de ar de combustão, variadas tarifas de energia elétrica e períodos distintos do ano.

Com os modos operacionais foram simulados dezessete casos, com diferentes parâmetros obtendo-se os custos operacionais para os produtos da planta, isto é, vapor com pressões de 120, 42 e 15 bar e energia elétrica.

Para facilitar o entendimento da sistemática adotada optou-se por descrever um caso exemplo contemplando todas as etapas em detalhe e os principais parâmetros de saída. Para os demais casos, são apresentados apenas os parâmetros mais relevantes.

Os casos estudados aparecem como sendo um reflexo da operação do sistema de cogeração, isto é, os dados de entrada são reais e obedecem a uma estratégia da empresa. Com a operação do sistema buscou-se verificar como estava o funcionamento da unidade, ou seja, as eficiências, as irreversibilidades, os custos de cada corrente assim como também dos principais produtos.

6.5 - Caso Exemplo

O caso escolhido reflete a atual operação do sistema e foi denominado de Caso - 6210, (dados do dia 12/08 às 20:15 h, portanto no horário de “ponta”), ou seja, uma análise mostrando um retrato instantâneo do funcionamento da unidade termoeletrica.

6.5.1 - Dados de Entrada

Para o programa computacional operar são necessários vários dados de entrada e antecipadamente deve ser preenchida uma planilha para cada caso simulado.

O principal combustível utilizado na combustão das caldeiras é o Rasf e somente a vazão dele é registrada. Os outros combustíveis, (GAP, RAP e Gás Combustível) não têm medição instantânea, as vazões são totalizadas no final de cada mês de maneira indireta, obedecendo a um rateio interno da empresa. Nas caldeiras A,B,C, além do Rasf queima-se o GAP e nas caldeiras D e E pode-se queimar Rasf, RAP e Gás Combustível. Com as informações da queima do combustível principal (Rasf), a eficiência das caldeiras, além de outros parâmetros, foram calculadas as vazões dos outros combustíveis (por caldeira) para cada simulação.

Planilha de Entrada do Programa Simulador

Vazão dos Combustíveis

m_RASF_cal_A=0 {t/h} {Vazão de Rasf na Caldeira A - em manutenção }
 m_RASF_cal_B=17,2 {t/h} {Vazão de Rasf na Caldeira B }
 m_RASF_cal_C=15,1 {t/h} {Vazão de Rasf na Caldeira C }
 m_RASF_cal_D=18,07 {t/h} {Vazão de Rasf na Caldeira D }
 m_RASF_cal_E=15,84 {t/h} {Vazão de Rasf na Caldeira E }

Coeficiente de excesso de ar por caldeira

ex_ar_Cal_A=0 ex_ar_Cal_B=1,10 ex_ar_Cal_C=1,10
 ex_ar_Cal_D=1,10 ex_ar_Cal_E=1,10

Turbina a Gás e Caldeira de Recuperação estavam paradas

Vazão de Vapor por Caldeira

m[1]=0 {t/h} {vazão do vapor de 120 da Cal_A}
 m[2]=323,71 {t/h} {vazão do vapor de 120 da Cal_B}
 m[3]=310,27 {t/h} {vazão do vapor de 120 da Cal_C}

$m[4]=315,87 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 120 da Cal_D}\}$

$m[5]=301,7 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 120 da Cal_E}\}$

Vazão de Vapor por TG

$m[9]=391,4 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 120 bar que entra no TG_A}\}$

$m[10]=0 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 120 bar que entra no TG_B}\}$

$m[11]=0 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 120 bar que entra no TG_C}\}$

$m[12]=379,1 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 120 bar que entra no TG_D}\}$

$m[32]=215,58 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 15 bar do que sai do TG_A}\}$

$m[33]=0 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 15 bar do que sai do TG_B}\}$

$m[34]=0 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 15 bar do que sai do TG_C}\}$

$m[35]=272,54 \quad \{t/h\} \quad \{\text{vazão do vapor de 15 bar do que sai do TG_D}\}$

Potência Gerada nos Turbogeneradores e as respectivas eficiência isoentrópicas

$Pot_TG_A=35,14 \quad \{MW\}$

$ef_TG_1A=0,75$

$Pot_TG_B=0 \quad \{MW\}$

$Pot_TG_C=0 \quad \{MW\}$

$Pot_TG_D=36,27 \quad \{MW\}$

$ef_TG_1D=0,75$

$Pot_TG_Cond=29,76 \quad \{MW\}$

$ef_TG_Cond_iso=0,75$

$Pot_TG_Gas=0$

$Pot_TG_UMP=31,98 \quad \{MW\}$

$Pot_CHESF=88,85 \quad \{MW\}$

Além dessas principais informações, ainda é necessário informar quantas bombas estão operando e quais são, isto é, se são motorizadas ou turbinadas e quantos e quais são os desaeradores em operação.

6.5.2 - Parâmetros Termodinâmicos dos Fluxos

Cada fluxo foi numerado de forma sequencial, sendo identificado por um número de 1 até 184, conforme o fluxograma apresentado na figura 4.14. Os dados principais são: vazão mássica, pressão e temperatura; os parâmetros calculados são a entalpia, a entropia, a exergia específicas, a energia e a exergia totais.

Na tabela 6.1 estão apresentados os fluxos mássicos. Por exemplo, as correntes de 2 a 5 (vapor de 120 bar) são dados registrados, assim como as vazões dos fluxos 9 a 12 (vapor de 120 bar) e os fluxos 32 a 35 (vapor de 15 bar), todos dos turbogeradores. As demais vazões mássicas são todas calculadas pelo programa.

Os fluxos sem número tem valor zero, e isso significa que o equipamento foi previsto no programa, mas no momento encontra-se parado. A coluna ($E[i]$), apresenta valores de energia, neste caso calculadas multiplicando a massa pelo poder calorífico inferior (fluxos do 157 a 169) ou pela entalpia específica. Para os fluxos de 127 a 132, 134, 136 e de 170 a 184, a energia tem valor igual ao da exergia, por se tratar de um fluxo de potência elétrica.

O cálculo das exergias dos combustíveis (fluxos 157 a 169 e 143) foi feito através das equações 3.13 e 3.14.

Os fluxos exergéticos totais estão representados nas Figuras 6.9 e 6.10. Uma análise sucinta das figuras pode ser realizada por grupo de fluxos. Por exemplo, o grupo que vai do 157 a 169, representa a exergia dos combustíveis que entram na planta. O grupo compreendido do número 2 ao 6 são os fluxos de vapor de 120 bar e 530°C, que saem das caldeiras; e do 9 ao 12 são também fluxos de vapor de 120 bar que alimentam às turbinas a vapor. O grupo que vai do 13 ao 35 são fluxos de saída das turbinas ou válvulas redutoras de pressão, com pressão de saída de 42 ou 15 bar. O conjunto seguinte, que vai do 36 ao 73, são fluxos de entrada e saída dos diversos equipamentos. Os fluxos 7 (vapor de 120 bar) 24 (vapor de 42 bar) e 46 (vapor de 15 bar), são exportados para a UMP, o primeiro, e os seguintes para o Pólo Petroquímico. Merecem uma atenção especial os fluxos 114 e 115, que representam a exergia na entrada e saída da água de refrigeração do condensador do turbogerador de condensação. A exergia específica é baixa,

porém, como a vazão é muito alta, a exergia total é grande e naturalmente se destacam, mas a transferência é a diferença entre os dois fluxos. Os fluxos 134 e 136 são respectivamente a energia elétrica da UMP e da CHESF. Assim como também os fluxos entre o 170 e 173 são as potências geradas nos turbogeradores a vapor de contrapressão. Finalmente, o fluxo 184 é o *pool* de energia elétrica que será disponibilizada para o consumo interno e exportação para as empresas do Pólo Petroquímico.

Tabela 6.1 - Parâmetros Termodinâmicos dos Fluxos

Fluxos	m[i] [t/h]	p[i] [bar]	t[i] [°C]	h[i] [kJ/kg]	s[i] [kJ/K.kg]	b[i] [kJ/kg]	E[i] [MW]	B[i] [MW]
1	-	-	-	-	-	-	-	-
2	323,7	120	530	3428	6,589	1518	308,3	136,5
3	310,3	120	530	3428	6,589	1518	295,5	130,9
4	315,9	120	530	3428	6,589	1518	300,8	133,2
5	301,7	120	530	3428	6,589	1518	287,3	127,3
6	-	-	-	-	-	-	-	-
7	481	120	530	3428	6,589	1518	458,1	202,9
8	-	-	-	-	-	-	-	-
9	391,4	120	530	3428	6,589	1518	372,7	165,1
10	-	-	-	-	-	-	-	-
11	-	-	-	-	-	-	-	-
12	379,1	120	530	3428	6,589	1518	361	159,9
13	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-
15	175,8	42	391,5	3189	6,712	1243	155,8	60,7
16	-	-	-	-	-	-	-	-
17	-	-	-	-	-	-	-	-
18	106,6	42	391,5	3189	6,712	1243	94,41	36,79
19	-	-	-	-	-	-	-	-
20	37,32	42	390	3186	6,706	1241	33,02	12,86
21	35,77	42	390	3186	6,706	1241	31,65	12,33
22	36,41	42	390	3186	6,706	1241	32,22	12,55
23	34,78	42	390	3186	6,706	1241	30,78	11,99
24	138,5	42	390	3186	6,706	1241	122,6	47,74
25	-	-	-	-	-	-	-	-
26	-	-	-	-	-	-	-	-
27	37,32	42	253,3	1101	2,823	314,3	11,42	3,258
28	35,77	42	253,3	1101	2,823	314,3	10,94	3,123
29	36,41	42	253,3	1101	2,823	314,3	11,14	3,179
30	34,78	42	253,3	1101	2,823	314,3	10,64	3,036
31	-	-	-	-	-	-	-	-
32	215,6	15	279,5	2991	6,835	1008	179,1	60,33
33	-	-	-	-	-	-	-	-
34	-	-	-	-	-	-	-	-
35	272,5	15	279,5	2991	6,835	1008	226,4	76,27
36	-	-	-	-	-	-	-	-
37	37,32	15	198,3	1101	2,859	303,5	11,42	3,146
38	35,77	15	198,3	1101	2,859	303,5	10,94	3,015

Tabela 6.1 - Parâmetros Termodinâmicos dos Fluxos (Continuação)

Fluxos	m[i] [t/h]	p[i] [bar]	t[i] [°C]	h[i] [kJ/kg]	s[i] [kJ/K.kg]	b[i] [kJ/kg]	E[i] [MW]	B[i] [MW]
39	36,41	15	198,3	1101	2,859	303,5	11,14	3,069
40	34,78	15	198,3	1101	2,859	303,5	10,64	2,932
41	-	-	-	-	-	-	-	-
42	33,11	15	280	2992	6,837	1008	27,51	9,27
43	31,73	15	280	2992	6,837	1008	26,37	8,885
44	32,3	15	280	2992	6,837	1008	26,85	9,045
45	30,86	15	280	2992	6,837	1008	25,64	8,64
46	174,8	15	280	2992	6,837	1008	145,3	48,94
47	-	-	-	-	-	-	-	-
48	185,4	15	280	2992	6,837	1008	154,1	51,93
49	-	-	-	-	-	-	-	-
50	-	-	-	-	-	-	-	-
51	-	-	-	-	-	-	-	-
52	-	-	-	-	-	-	-	-
53	70,42	15	198	843,4	2,312	208,6	16,5	4,081
54	67,5	15	198	843,4	2,312	208,6	15,81	3,912
55	68,72	15	198	843,4	2,312	208,6	16,1	3,982
56	65,63	15	198	843,4	2,312	208,6	15,38	3,804
57	-	-	-	-	-	-	-	-
58	6,675	3,5	190	2842	7,191	752,3	5,269	1,395
59	6,515	3,5	190	2842	7,191	752,3	5,143	1,361
60	6,701	3,5	190	2842	7,191	752,3	5,29	1,4
61	6,516	3,5	190	2842	7,191	752,3	5,144	1,362
62	-	-	-	-	-	-	-	-
63	70,42	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	16,5	3,822
64	67,5	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	15,81	3,663
65	68,72	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	16,1	3,73
66	65,63	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	15,38	3,562
67	20,38	3,5	190	2842	7,191	752,3	16,09	4,259
68	20,38	3,5	190	2842	7,191	752,3	16,09	4,259
69	20,38	3,5	190	2842	7,191	752,3	16,09	4,259
70	20,38	3,5	190	2842	7,191	752,3	16,09	4,259
71	20,38	3,5	190	2842	7,191	752,3	16,09	4,259
72	128,3	3,5	190	2842	7,191	752,3	101,3	26,81
73	-	-	-	-	-	-	-	-
74	-	-	-	-	-	-	-	-
75	-	-	-	-	-	-	-	-
76	185,4	0,1576	55	2414	7,424	255,3	124,4	13,15
77	255,3	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	41,45	8,783

Tabela 6.1 - Parâmetros Termodinâmicos dos Fluxos (Continuação)

Fluxos	m[i] [t/h]	p[i] [bar]	t[i] [°C]	h[i] [kJ/kg]	s[i] [kJ/K.kg]	b[i] [kJ/kg]	E[i] [MW]	B[i] [MW]
78	255,3	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	41,45	8,783
79	255,3	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	41,45	8,783
80	255,3	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	41,45	8,783
81	255,3	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	41,45	8,783
82	-	-	-	-	-	-	-	-
83	330,2	140	141,7	605,4	1,743	140,3	55,53	12,86
84	316,5	140	141,7	605,4	1,743	140,3	53,22	12,33
85	322,2	140	141,7	605,4	1,743	140,3	54,18	12,55
86	307,7	140	141,7	605,4	1,743	140,3	51,75	11,99
87	-	-	-	-	-	-	-	-
88	330,2	136	198,3	850	2,296	219,8	77,96	20,16
89	316,5	136	198,3	850	2,296	219,8	74,72	19,33
90	322,2	136	198,3	850	2,296	219,8	76,07	19,67
91	307,7	136	198,3	850	2,296	219,8	72,66	18,79
92	-	-	-	-	-	-	-	-
93	330,2	132	250	1086	2,771	313,8	99,56	28,79
94	316,5	132	250	1086	2,771	313,8	95,43	27,59
95	322,2	132	250	1086	2,771	313,8	97,15	28,09
96	307,7	132	250	1086	2,771	313,8	92,79	26,83
97	-	-	-	-	-	-	-	-
98	6,675	3,5	137	576,4	1,708	121,6	1,069	0,2255
99	6,515	3,5	137	576,4	1,708	121,6	1,043	0,2201
100	6,701	3,5	137	576,4	1,708	121,6	1,073	0,2264
101	6,516	3,5	137	576,4	1,708	121,6	1,043	0,2201
102	-	-	-	-	-	-	-	-
103	-	-	-	-	-	-	-	-
104	-	-	-	-	-	-	-	-
105	425,6	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	69,09	14,64
106	425,6	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	69,09	14,64
107	425,6	3,5	138,9	584,4	1,728	123,8	69,09	14,64
108	-	-	-	-	-	-	-	-
109	-	-	-	-	-	-	-	-
110	425,6	140	141,7	605,4	1,743	140,3	71,57	16,58
111	425,6	140	141,7	605,4	1,743	140,3	71,57	16,58
112	425,6	140	141,7	605,4	1,743	140,3	71,57	16,58
113	185,4	0,1576	53	221,9	0,7424	55,05	11,43	2,836
114	19.439	1	30	125,8	0,4365	50,13	679,1	270,7
115	19.439	1	35	146,7	0,5049	50,64	792	273,5
116	902,6	1	60	251,2	0,8311	57,93	62,98	14,52

Tabela 6.1 - Parâmetros Termodinâmicos dos Fluxos (Continuação)

Fluxos	m[i] [t/h]	p[i] [bar]	t[i] [°C]	h[i] [kJ/kg]	s[i] [kJ/Kkg]	b[i] [kJ/kg]	E[i] [MW]	B[i] [MW]
117	902,6	3,5	60	251,6	0,8315	58,2	63,08	14,59
118	-	-	-	-	-	-	-	-
119	6,474	132	250	1086	2,771	313,8	1,952	0,5644
120	6,205	132	250	1086	2,771	313,8	1,871	0,541
121	6,317	132	250	1086	2,771	313,8	1,905	0,5507
122	6,034	132	250	1086	2,771	313,8	1,819	0,526
123	-	-	-	-	-	-	-	-
124	-	-	-	-	-	-	-	-
125	-	-	-	-	-	-	-	-
126	-	-	-	-	-	-	-	-
127	-	-	-	-	-	-	2,478	2,478
128	-	-	-	-	-	-	2,478	2,478
129	-	-	-	-	-	-	2,478	2,478
130	-	-	-	-	-	-	0,0910	0,0910
131	-	-	-	-	-	-	-	-
132	-	-	-	-	-	-	29,76	29,76
133	0,3933	140	141,7	605,4	1,743	140,3	0,0661	0,0153
134	-	-	-	-	-	-	31,98	31,98
135	0,0999	140	141,7	605,4	1,743	140,3	0,0168	0,0038
136	-	-	-	-	-	-	88,85	88,85
137	-	-	-	-	-	-	-	-
138	180,5	3,5	60	251,4	0,831	58,18	12,61	2,917
139	180,5	3,5	60	251,4	0,831	58,18	12,61	2,917
140	180,5	3,5	60	251,4	0,831	58,18	12,61	2,917
141	180,5	3,5	60	251,4	0,831	58,18	12,61	2,917
142	180,5	3,5	60	251,4	0,831	58,18	12,61	2,917
143	-	-	-	-	-	-	-	-
144	-	-	-	-	-	-	-	-
145	54,45	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	12,76	2,955
146	54,45	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	12,76	2,955
147	54,45	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	12,76	2,955
148	54,45	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	12,76	2,955
149	54,45	3,5	138,9	843,4	2,356	195,4	12,76	2,955
150	-	-	-	-	-	-	-	-
151	336,9	1,0	189,8	160	0,4437	124,7	14,98	11,67
152	323,9	1,0	184,3	154,4	0,4314	121,3	13,89	10,91
153	335,2	1,0	186,6	156,8	0,4366	124	14,6	11,55
154	320,9	1,0	179,5	149,5	0,4207	120	13,33	10,69
155	-	-	-	-	-	-	-	-

Exergia Total dos Fluxos

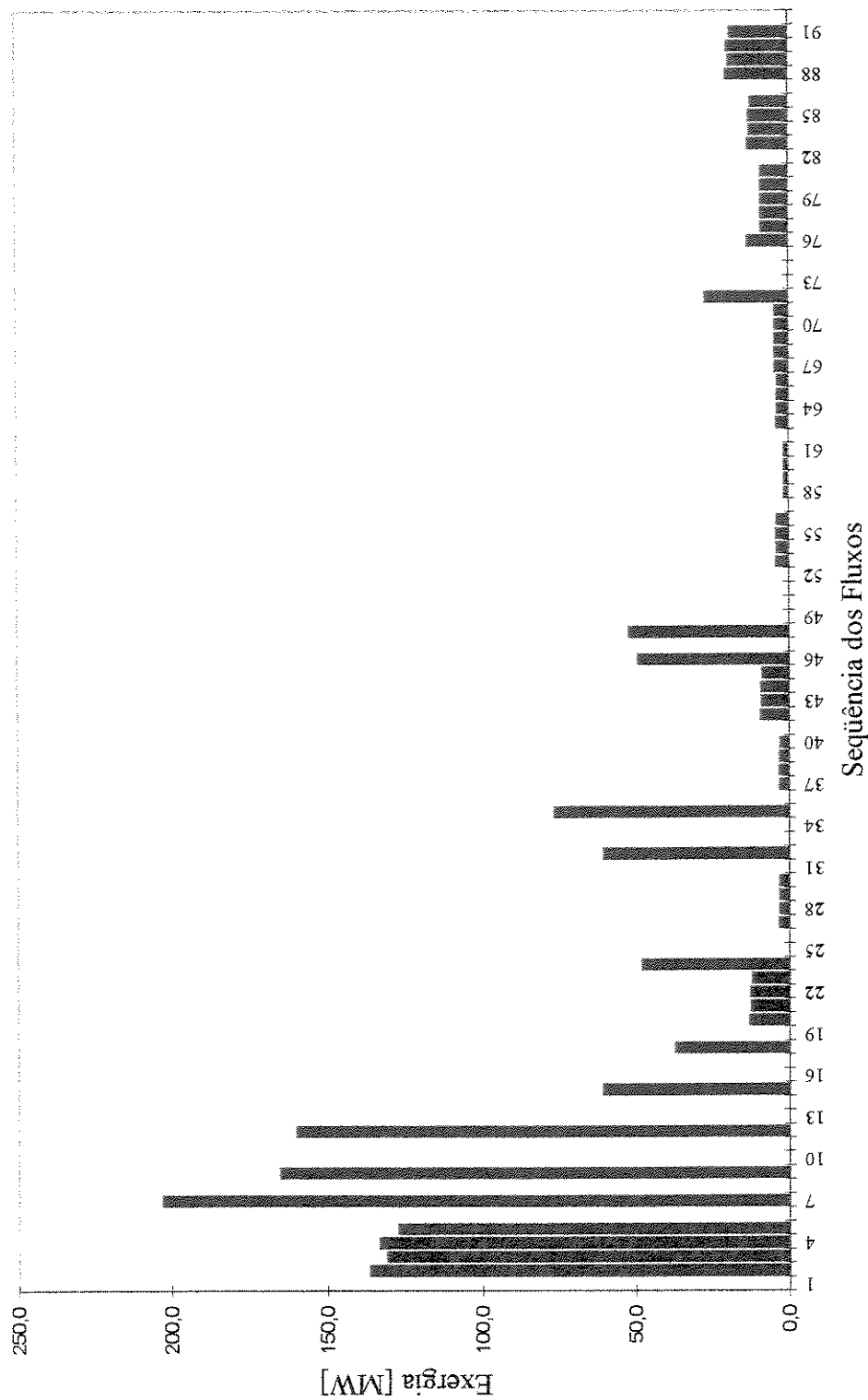


Figura 6.9 - Exergia Total dos Fluxos 1 a 92

Exergia dos Fluxos (continuação)

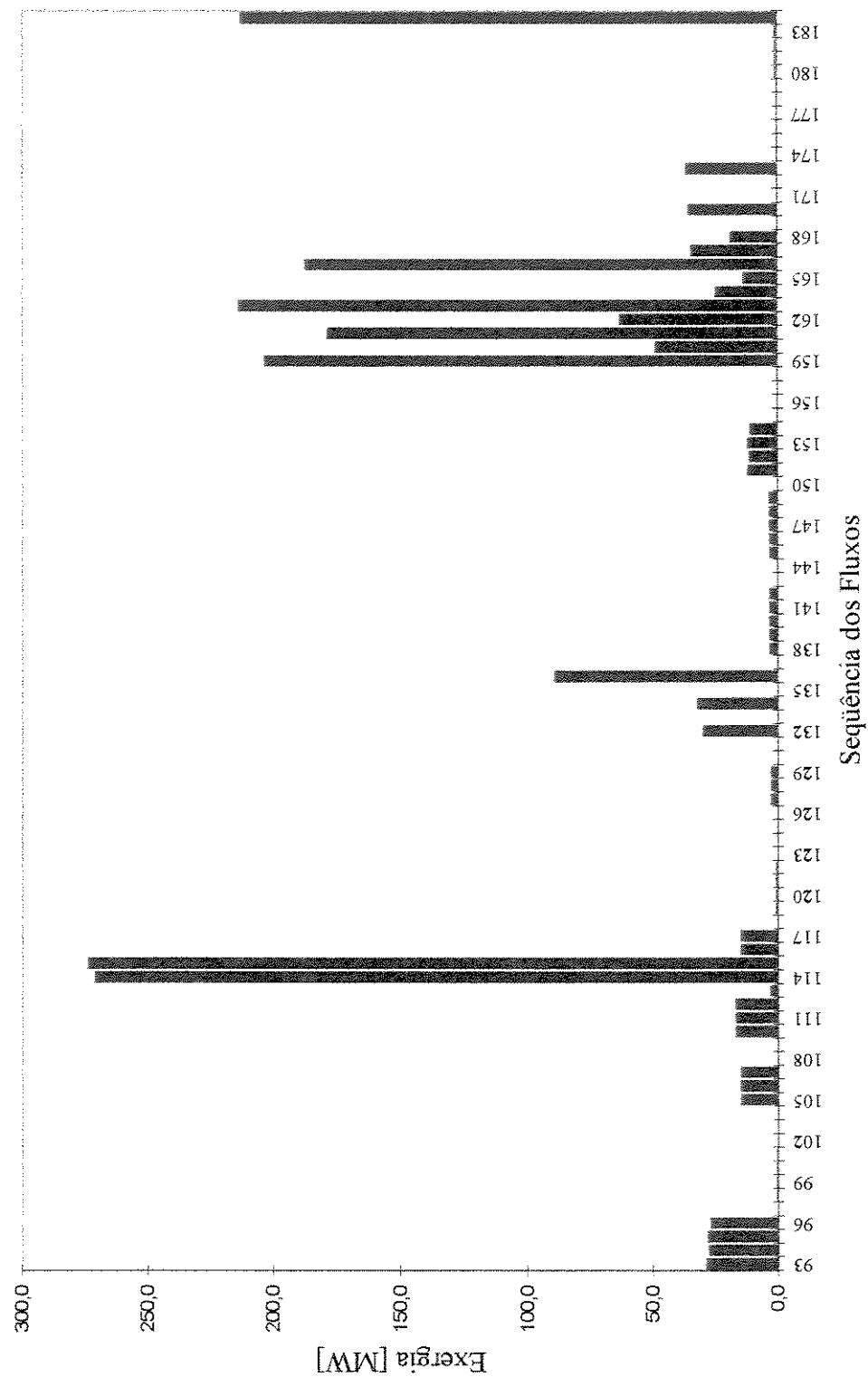


Figura 6.10 Exergia Total dos Fluxos 93 a 184

6.5.3 - Custos Exergéticos dos Fluxos

Na tabela 6.2 estão listados os fluxos devidamente identificados, os custos exergéticos unitários ($k[i]$) em $[kJ/kJ]$, os custos monetários (C^*) em $[R\$/s]$ os custos totais em $[R\$/t]$ para os fluxos de vapor, condensado ou água e em $[R\$/MWh]$ para os fluxos de potência.

Foram destacados os fluxos de saídas externas, que representam os produtos da planta. Como exemplo, cita-se o fluxo 7 - Vapor 120 UMP, com 2,241kJ/kJ, 1,251R\$/s e 9,363R\$/t como custos exergéticos unitário e monetários, respectivamente. Chama-se atenção para o fato deste fluxo ter um custo monetário (em Reais por segundo) maior que os demais. A soma dos custos das caldeiras (2+3+4+5) será igual à soma de (7+9+12). A variação dos custos monetários destes últimos foi devido a vazão de cada um.

O custo exergético unitário máximo ($k=2,918$) foi o do fluxo 132, que ocorreu devido à eficiência exergética do turbogerador de condensação ser menor que as demais, o que acarretou num custo monetário do fluxo de potência maior ($C^*=28,88R\$/MWh$).

Os valores dos preços dos combustíveis foram: Rasf 110,0 R\$/t, GAP 113,97 R\$/t e a tarifa da energia elétrica da CHESF considerada para o caso exemplo foi de 21,23R\$/MWh e para a energia gerada no TG a Gás da UMP foi de 21,23 R\$/MWh, conforme valores da tabela 6.11.

Tabela 6.2 - Custos Exergéticos e Monetários dos Fluxos

Fluxos	Nomes	k[i] [kJ/kJ]	C* R\$/s	C** [R\$/t] ou [R\$/MWh#]
1	Vapor 120 Cald_A	-	-	-
2	Vapor 120 Cald_B	2,221	0,8306	9,2374
3	Vapor 120 Cald_C	2,222	0,7982	9,2605
4	Vapor 120 Cald_D	2,262	0,8293	9,4507
5	Vapor 120 Cald_E	2,259	0,7955	9,4922
6	Vapor 120 Cald_Recup	-	-	-
7	Vapor 120 UMP	2,241	1,2510	9,3630
8	Vapor 120 RD120-42	-	-	-
9	Vapor 120 TG_A	2,241	1,0180	9,3633
10	Vapor 120 TG_B	-	-	-
11	Vapor 120 TG_C	-	-	-
12	Vapor 120 TG_D	2,241	0,9855	9,3585
13	Vapor 42 RD120-42	-	-	-
14	Vapor 42 RD42-15	-	-	-
15	Vapor 42 TG_A	2,241	0,3741	7,6608
16	Vapor 42 TG_B	-	-	-
17	Vapor 42 TG_C	-	-	-
18	Vapor 42 TG_D	2,241	0,2267	7,6559
19	Vapor 42 Pre_A	-	-	-
20	Vapor 42 Pre_B	2,242	0,0793	7,6457
21	Vapor 42 Pre_C	2,242	0,0760	7,6479
22	Vapor 42 Pre_D	2,242	0,0774	7,6479
23	Vapor 42 Pre_E	2,242	0,0739	7,6492
24	Vapor 42 - Vendas	2,242	0,2945	7,6549
25	Vapor 42 - UMP	-	-	-
26	Condensado 42 Pre_A	-	-	-
27	Condensado 42 Pre_B	2,242	0,0201	1,9370
28	Condensado 42 Pre_C	2,242	0,0193	1,9374
29	Condensado 42 Pre_D	2,242	0,0196	1,9369
30	Condensado 42 Pre_E	2,242	0,0187	1,9366
31	Vapor 15 RD42-15	-	-	-
32	Vapor 15 TG_A	2,241	0,3718	6,2082
33	Vapor 15 TG_B	-	-	-
34	Vapor 15 TG_C	-	-	-
35	Vapor 15 TG_D	2,241	0,4701	6,2105
36	Vapor 15 Flash Pre_A	-	-	-
37	Vapor 15 Flash Pre_B	2,321	0,0201	1,9370
38	Vapor 15 Flash Pre_C	2,322	0,0193	1,9374

Fluxos	Nomes	k[i] [kJ/kJ]	C* R\$/s	C** [R\$/t] [R\$/MWh#]
39	Vapor 15 Flash Pre_D	2,322	0,0196	1,9369
40	Vapor 15 Flash Pre_E	2,321	0,0187	1,9366
41	Vapor 15 Pre_A	-	-	-
42	Vapor 15 Pre_B	2,239	0,0571	6,2073
43	Vapor 15 Pre_C	2,239	0,0547	6,2084
44	Vapor 15 Pre_D	2,239	0,0557	6,2080
45	Vapor 15 Pre_E	2,239	0,0532	6,2073
46	Vapor 15 - Vendas	2,239	0,3014	6,2073
47	Vapor 15 - UMP	-	-	-
48	Vapor 15 TG Condensante	2,239	0,3198	6,2097
49	Vapor 15 Turbomba A	-	-	-
50	Vapor 15 Turbomba B	-	-	-
51	Vapor 15 Turbomba C	-	-	-
52	Condensado 15 Desa_A	-	-	-
53	Condensado 15 Desa_B	2,26	0,0254	1,2964
54	Condensado 15 Desa_C	2,26	0,0243	1,2971
55	Condensado 15 Desa_D	2,26	0,0248	1,2966
56	Condensado 15 Desa_E	2,366	0,0248	1,3576
57	Vapor 3,5 Cal_A	-	-	-
58	Vapor 3,5 Cal_B	1	0,0074	3,9872
59	Vapor 3,5 Cal_C	1	0,0072	3,9851
60	Vapor 3,5 Cal_D	1	0,0074	3,9857
61	Vapor 3,5 Cal_E	1	0,0072	3,9878
62	Vapor 3,5 Flash Desa_A	-	-	-
63	Vapor 3,5 Flash Desa_B	2,413	0,0254	1,2964
64	Vapor 3,5 Flash Desa_C	2,414	0,0243	1,2971
65	Vapor 3,5 Flash Desa_D	2,413	0,0248	1,2966
66	Vapor 3,5 Flash Desa_E	2,526	0,0248	1,3576
67	Vapor 3,5 Desa_A	1	0,0226	3,9868
68	Vapor 3,5 Desa_B	1	0,0226	3,9868
69	Vapor 3,5 Desa_C	1	0,0226	3,9868
70	Vapor 3,5 Desa_D	1	0,0226	3,9868
71	Vapor 3,5 Desa_E	1	0,0226	3,9868
72	Vapor 3,5 - UMP	1	0,1421	3,9872
73	Vapor Sai TurboBomba A	-	-	-
74	Vapor Sai TurboBomba B	-	-	-
75	Vapor Sai TurboBomba C	-	-	-
76	Vapor Sai TG Cond	2,239	0,0810	1,5724
77	Água Desmi Desa_A	1,641	0,0601	0,8471
78	Água Desmi Desa_B	1,641	0,0601	0,8471

Fluxos	Nomes	k[i] [kJ/kJ]	C* RS/s	C** [RS/t] [RS/MWh#]
79	Água Desmi Desa C	1,641	0,0601	0,8471
80	Água Desmi Desa D	1,641	0,0601	0,8471
81	Água Desmi Desa E	1,641	0,0601	0,8471
82	Água Pre Baixa A (entra)	-	-	-
83	Água Pre Baixa B (entra)	1,725	0,0907	0,9890
84	Água Pre Baixa C (entra)	1,725	0,0870	0,9892
85	Água Pre Baixa D (entra)	1,725	0,0885	0,9892
86	Água Pre Baixa E (entra)	1,725	0,0846	0,9896
87	Água Pre Baixa A (sai)	-	-	-
88	Água Pre Baixa B (sai)	2,035	0,1425	1,5536
89	Água Pre Baixa C (sai)	2,034	0,1366	1,5537
90	Água Pre Baixa D (sai)	2,035	0,1391	1,5542
91	Água Pre Baixa E (sai)	2,014	0,1317	1,5409
92	Água Caldeira A entra	-	-	-
93	Água Caldeira B entra	2,172	0,2017	2,1990
94	Água Caldeira C entra	2,173	0,1934	2,1998
95	Água Caldeira D entra	2,173	0,1968	2,1989
96	Água Caldeira E entra	2,158	0,1869	2,1867
97	Condensado 3.5 Cal A (sai)	-	-	-
98	Condensado 3.5 Cal B (sai)	1	0,0012	0,6445
99	Condensado 3.5 Cal C (sai)	1	0,0012	0,6443
100	Condensado 3.5 Cal D (sai)	1	0,0012	0,6447
101	Condensado 3.5 Cal E (sai)	1	0,0012	0,6442
102	Água P/ Cald Recupera	-	-	-
103	Água Desmin Bb A(entra)	-	-	-
104	Água Desmin Bb B(entra)	-	-	-
105	Água Desmin Bb C(entra)	1,64	0,1001	0,8467
106	Água Desmin Bb D(entra)	1,64	0,1001	0,8467
107	Água Desmin Bb E(entra)	1,64	0,1001	0,8467
108	Água Desmin Bb A(sai)	-	-	-
109	Água Desmin Bb B(sai)	-	-	-
110	Água Desmin Bb C(sai)	1,725	0,1170	0,9897
111	Água Desmin Bb D(sai)	1,725	0,1170	0,9897
112	Água Desmin Bb E(sai)	1,725	0,1170	0,9897
113	Condensado para UTA	2,239	0,0175	0,3392
114	Água Refri Condens(entra)	1	0,0049	0,0009
115	Água Refri Condens(sai)	1,074	0,0684	0,0127
116	Água Reposição entra Bomba	1	0,0877	0,3497
117	Água Reposição sai Bomba	1,007	0,0883	0,3522
118	Purga da Cal A	-	-	-

Fluxos	Nomes	k[i] [kJ/kJ]	C* RS/s	C** [RS/t] [RS/MWh#]
119	Purga da Cal_B	2,221	0,0034	1,9095
120	Purga da Cal_C	2,222	0,0033	1,9140
121	Purga da Cal_D	2,262	0,0034	1,9542
122	Purga da Cal_E	2,259	0,0033	1,9611
123	Purga da Cal_Rec	-	-	-
124	Potência Bomba_A	-	-	-
125	Potência Bomba_B	-	-	-
126	Potência Turbomba Aliment I	-	-	-
127	Potência Bomba_C	1,853	0,0169	24,55#
128	Potência Bomba_D	1,853	0,0169	24,55#
129	Potência Bomba_E	1,853	0,0169	24,55#
130	Potência Bomba Aliment II	1,853	0,0006	24,55#
131	Potência Elétrica TG_Gás	-	-	-
132	Potência Elétrica TG_Cond	2,918	0,2388	28,88#
133	Água p/ Dessuper Head. 42	1,725	0,0001	0,9895
134	Energia Elétrica da UMP	1	0,1884	21,23#
135	Água p/ Dessuper Head. 15	1,725	0,000027	0,9894
136	Energia Elétrica da CHESF	1	0,5233	21,23#
137	Vapor 3.5 Venda UTA	-	-	-
138	Água Repos.UTA Desa_A	1,007	0,0177	0,3522
139	Água Repos.UTA Desa_B	1,007	0,0177	0,3522
140	Água Repos.UTA Desa_C	1,007	0,0177	0,3522
141	Água Repos.UTA Desa_D	1,007	0,0177	0,3522
142	Água Repos.UTA Desa_E	1,007	0,0177	0,3522
143	Gás Comb. p/TG_gás	-	-	-
144	Ar para TG_Gás	-	-	-
145	Condensado Desa_A	2,441	0,0198	1,3117
146	Condensado Desa_B	2,441	0,0198	1,3117
147	Condensado Desa_C	2,441	0,0198	1,3117
148	Condensado Desa_D	2,441	0,0198	1,3117
149	Condensado Desa_E	2,441	0,0198	1,3117
150	Gases Exaustão Cald_A	-	-	-
151	Gases Exaustão Cald_B	1	0,0303	0,3239
152	Gases Exaustão Cald_C	1	0,0284	0,3157
153	Gases Exaustão Cald_D	1	0,0302	0,3246
154	Gases Exaustão Cald_E	1	0,0282	0,3158
155	Gases Exustão Cal_Recup	-	-	-
156	Gases Quentes do TG	-	-	-
157	Rasf - Caldeira_A	-	-	-
158	GAP - Caldeira_A	-	-	-

Fluxos	Nomes	K[i] [kJ/kJ]	C* R\$/s	C** [R\$/t] [R\$/MWh#]
159	Rasf - Caldeira B	1	0,5243	109,74
160	GAP - Caldeira B	1	0,1291	113,90
161	Rasf - Caldeira C	1	0,4603	109,74
162	GAP - Caldeira C	1	0,1672	113,90
163	Rasf - Caldeira D	1	0,5508	109,74
164	RAP Caldeira D	1	0,0611	107,16
165	Gás Comb. - Caldeira D	1	0,0449	165,61
166	Rasf - Caldeira E	1	0,4830	109,74
167	RAP Caldeira E	1	0,0853	107,16
168	Gás Comb. - Caldeira E	1	0,0626	165,61
169	Gás Combustível -Cald.Recup	-	-	-
170	Potência Elétrica TG A	2,81	0,2716	27,81#
171	Potência Elétrica TG B	-	-	-
172	Potência Elétrica TG C	-	-	-
173	Potência Elétrica TG D	2,894	0,2887	27,81#
174	Ar de Combustão Cald A	-	-	-
175	Ar de Combustão Cald B	1	-	-
176	Ar de Combustão Cald C	1	-	-
177	Ar de Combustão Cald D	1	-	-
178	Ar de Combustão Cald E	1	-	-
179	Potência Elétrica Cal A	1,853	0,0031	24,49#
180	Potência Elétrica Cal B	1,853	0,0031	24,49#
181	Potência Elétrica Cal C	1,853	0,0031	24,49#
182	Potência Elétrica Cal D	1,853	0,0031	24,49#
183	Potência Elétrica Cal E	1,853	0,0031	24,49#
184	Potência Elétrica Disp	1,853	1,4470	24,49#

Custo em R\$/MWh

6.5.4 - Análise dos Volumes de Controle do Caso Exemplo

A identificação dos volumes de controle é feita pela simbologia VC_i , sendo o (i) a numeração atribuída em ordem crescente para os diversos volumes ou subsistemas. Na Tabela 6.3 estão listadas a numeração, os nomes e os parâmetros calculados: exergética $\varepsilon[i]$, calculadas pela equação 3.21 e 3.22, o grau de perfeição termodinâmica $\xi[i]$, pela equação 3.26, as irreversibilidades $I[i]$ pela equação 3.19 e o percentual de irreversibilidades de cada volume de controle $\delta[i]$, calculado pela equação 3.

Ressalta-se que as caldeiras tem eficiência exergética da ordem de 44% e as irreversibilidades individuais por caldeira, quando comparadas com a total é da ordem de 22%, ou seja, o total das caldeiras representam 90,79% das irreversibilidades do sistema térmico. As turbinas de contrapressão tem eficiência exergética entre 75 a 80% e irreversibilidades da ordem de 1,5%

Para melhor compreensão dessa análise foi elaborada a figura 6.11 a qual mostra as irreversibilidades para cada volume de controle, destacando-se as caldeiras. Como a irreversibilidade dos outros volumes de controle estão sempre abaixo de 2%, elaborou-se a figura 6.12 foram retiradas as caldeiras. Nesta figura destacam-se os turbogeradores como os equipamentos de maiores irreversibilidades, entretanto, muito pouco quando comparados com as irreversibilidades das caldeiras.

Tabela 6.3 - Eficiências e Irreversibilidades para os Volumes de Controle

Volumes Controle	Nomes	$\varepsilon[i]$	$\xi[i]$	$I[i]$ [kW]	$\delta[i]$ [%]
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	0,4436	0,5878	133.245	23,00
VC 3	Caldeira C	0,4435	0,5871	127.850	22,06
VC 4	Caldeira D	0,4336	0,5754	135.463	23,38
VC 5	Caldeira E	0,4336	0,5747	129.496	22,35
VC 6	Cal. Recuperação	-	-	-	-
VC 7	Turbina a Gás	-	-	-	-
VC 8	Vál. Redução 120/42	-	-	-	-
VC 9	Turbina a Vapor A	0,7974	0,9459	8.930	1,54
VC 10	Turbina a Vapor B	-	-	-	-
VC 11	Turbina a Vapor C	-	-	-	-
VC 12	Turbina a Vapor D	0,7743	0,9339	10.570	1,82
VC 13	Pré-Aquecedor Alta A	-	-	-	-
VC 14	Pré-Aquecedor Alta B	0,8988	0,9706	972	0,17
VC 15	Pré-Aquecedor Alta C	0,8971	0,9701	947	0,16
VC 16	Pré-Aquecedor Alta D	0,8985	0,9705	951	0,16
VC 17	Pré-Aquecedor Alta E	0,8979	0,9703	914	0,16
VC 18	Vál.Redução 42/15	-	-	-	-
VC 19	Pré-Aquecedor Baixa A	-	-	-	-
VC 20	Pré-Aquecedor Baixa B	0,8758	0,9591	1.035	0,18
VC 21	Pré-Aquecedor Baixa C	0,8763	0,9592	988	0,17
VC 22	Pré-Aquecedor Baixa D	0,8756	0,9590	1.012	0,18
VC 22	Pré-Aquecedor Baixa E	0,8754	0,9589	968	0,17
VC 23	Purgador 42/15 Pré A	-	-	-	-
VC 24	Purgador 42/15 Pré B	-	0,9656	112	0,02
VC 25	Purgador 42/15 Pré C	-	0,9654	108	0,02
VC 26	Purgador 42/15 Pré D	-	0,9657	110	0,02
VC 27	Purgador 42/15 Pré E	-	0,9657	104	0,02
VC 28	Purgador 15/3,5 Pré A	-	-	-	-
VC 29	Purgador 15/3,5 Pré B	-	0,9365	259	0,05
VC 30	Purgador 15/3,5 Pré C	-	0,9363	249	0,04
VC 31	Purgador 15/3,5 Pré D	-	0,9367	252	0,04
VC 32	Purgador 15/3,5 Pré E	-	0,9364	242	0,04
VC 33	Turbina Condensante	0,7674	0,8263	9.020	1,56
VC 34	Condensador do TG Cond	0,2715	0,9640	7.514	1,30
VC 35	Desaerador A	0,7097	0,8669	1.348	0,23
VC 36	Desaerador B	0,7097	0,8669	1.348	0,23
VC 37	Desaerador C	0,7097	0,8669	1.348	0,23

Tabela 6.3 - Eficiências e Irreversibilidades para os Volumes de Controle (cont.)

Volumes Controle	Nomes	$\varepsilon[i]$	$\xi[i]$	$I[i]$ [kW]	$\delta[i]$ [%]
VC 38	Desaerador D	0,7097	0,8669	1.348	0,23
VC 39	Desaerador E	0,7097	0,8669	1.348	0,23
VC 421	Turbina Vapor Bomba_A	-	-	-	-
VC 43	Bomba A	-	-	-	-
VC 44	Turbina Vapor Bomba_B	-	-	-	-
VC 45	Bomba B	-	-	-	-
VC 46	Turbina Vapor B. Aliment	-	-	-	-
VC 47	Bomba de Alimentação I	-	-	-	-
VC 48	Bomba de Alimentação II	0,7687	1,000	21	0,00
VC 49	Bomba C	0,7829	0,9686	538	0,09
VC 50	Bomba D	0,7829	0,9686	538	0,09
VC 51	Bomba E	0,7829	0,9686	538	0,09

% de Perdas por Volumes de Controle

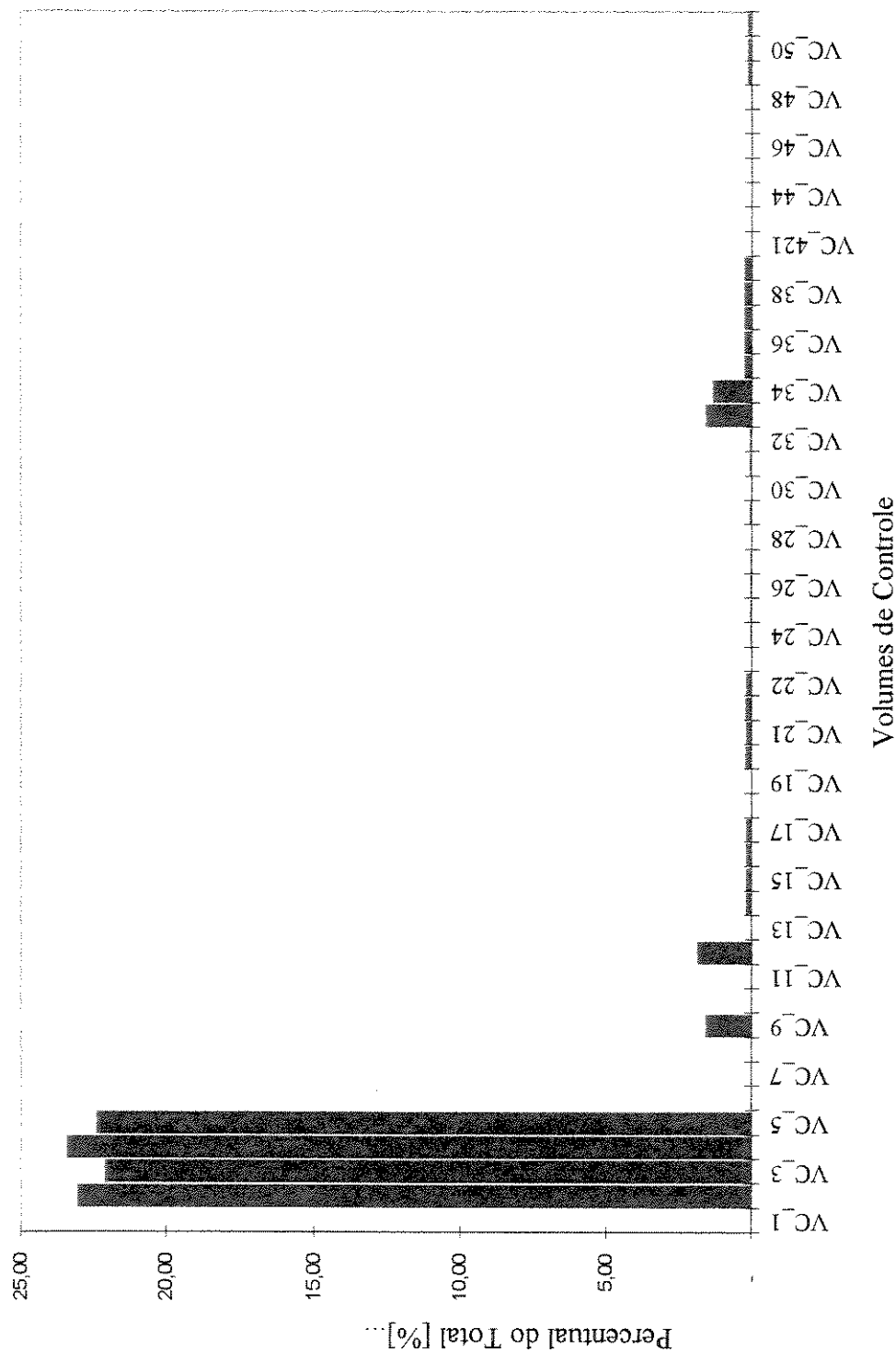


Figura 6.11 - Irreversibilidades para cada Volume de Controle

% de Perdas dos Volumes de Controle

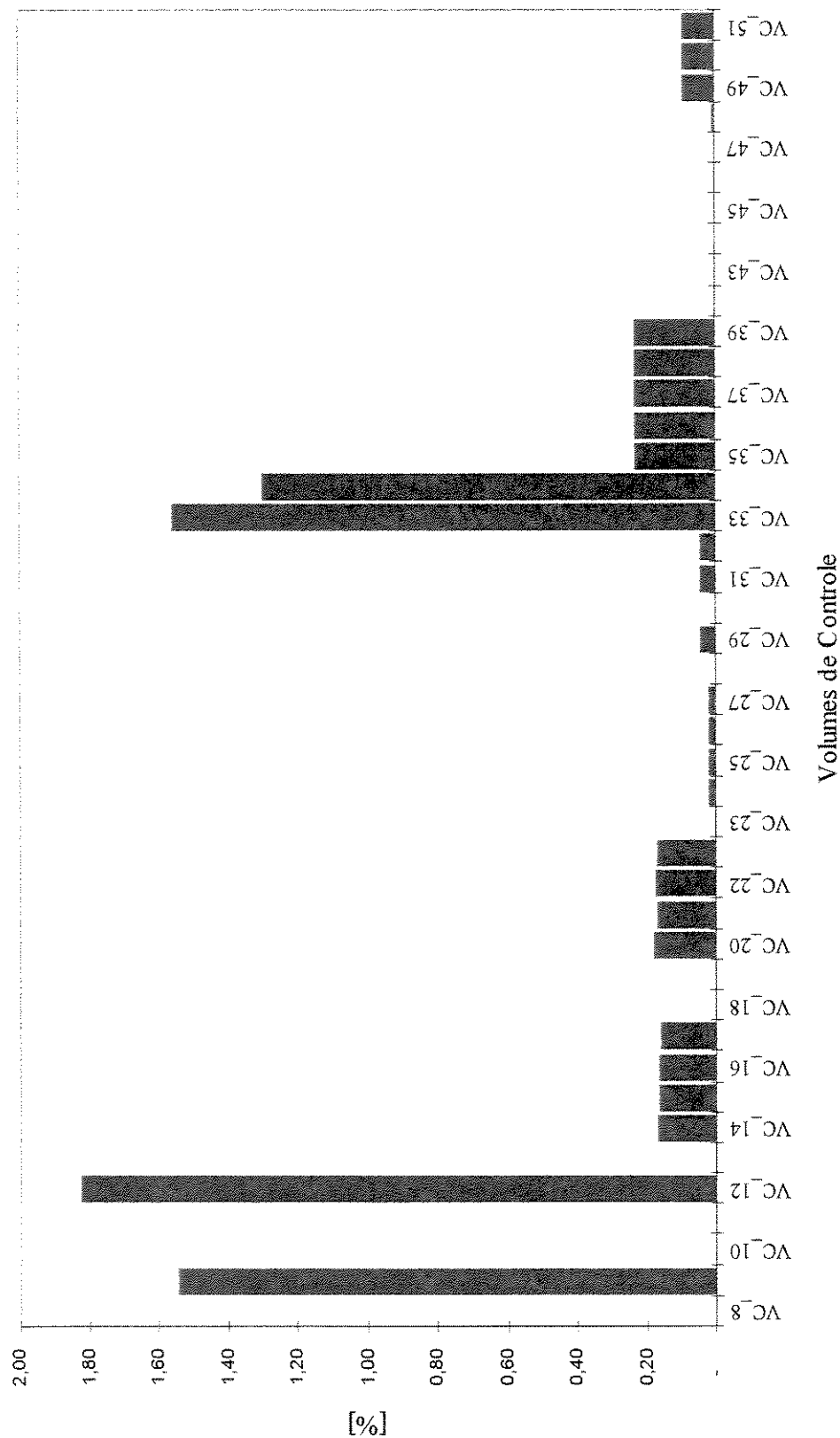


Figura 6.12 - Irreversibilidades para cada Volume de Controle (Exceto as Caldeiras)

6.5.5 - Custos Exergéticos Unitário e Monetários para os Produtos e Insumos dos Volumes de Controle

Para a análise dos volumes de controle foi elaborada a Tabela 6.4 a qual contempla os custos exergéticos unitários dos insumos (*fueles*) e dos produtos ($k_f[i]$) ($k_p[p]$) respectivamente. São listados os custos exergéticos para os insumos e produtos ($B\#f[i]$) ($B\#p[p]$) respectivamente, e finalmente, os custos monetários para os insumos e produtos ($C\#f[i]$) ($C\#p[p]$) respectivamente. Para os custos exergéticos unitários dos insumos são sempre menores ou iguais aos custos exergéticos unitários dos produtos. Os demais, os custos dos insumos são iguais aos dos produtos, como já era esperado, de acordo com a metodologia adotada, dado que Z é zero (equação 3.45).

Observa-se que os custos exergéticos unitários das caldeiras foram diferente da unidade isto foi devido ao fato dos volumes de controle serem alimentados por um fluxo de energia elétrica gerado pelo próprio sistema.

Tabela 6.4 - Custos Exergéticos Unitário e Monetários para os Produtos e Insumos (*fueles*) dos Volumes de Controle

Volumes Controle	Nomes	$k_f[i]$ [MW/MW]	$k_p[i]$	$B\#f[i]$ [MW]	$B\#p[i]$	$C\#f[i]$ R\$/s	$C\#p[i]$
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	1,002	2,258	241,90	241,90	0,6324	0,6324
VC 3	Caldeira C	1,002	2,235	232,09	232,09	0,6082	0,6082
VC 4	Caldeira D	1,002	2,286	241,51	241,51	0,6359	0,6359
VC 5	Caldeira E	1,002	2,286	230,88	230,88	0,6118	0,6118
VC 6	Cald.Recuperação	-	-	-	-	-	-
VC 7	Turbina a Gás	-	-	-	-	-	-
VC 8	Vál.Redução 120/42	-	-	-	-	-	-
VC 9	Turbina a Vapor A	2,241	2,810	98,75	98,75	0,2716	0,2716
VC 10	Turbina a Vapor B	-	-	-	-	-	-
VC 11	Turbina a Vapor C	-	-	-	-	-	-
VC 12	Turbina a Vapor D	2,241	2,894	104,96	104,96	0,2887	0,2887
VC 13	Pré-Aquecedor Alta A	-	-	-	-	-	-
VC 14	Pré-Aquecedor Alta B	2,242	2,494	21,52	21,52	0,0592	0,0592
VC 15	Pré-Aquecedor Alta C	2,242	2,499	20,64	20,64	0,0567	0,0567
VC 16	Pré-Aquecedor Alta D	2,242	2,495	21,01	21,01	0,0578	0,0578

Tabela 6.4 - Custos Exergéticos Unitário e Monetários para os Produtos e Insumos (fueles) dos Volumes de Controle (continuação)

Volumes Controle	Nomes	kf[i] [MW/MW]	kp[i]	B*f[i]	B*p[1] [MW]	C*f[i]	C*p[i] R\$/s
VC 17	Pré-Aquecedor Alta E	2,242	2,496	20,07	20,07	0,0552	0,0552
VC 18	Válv.Redução 42/15	-	-	-	-	-	-
VC 19	Pré-Aquecedor Baixa A	-	-	-	-	-	-
VC 20	Pré-Aquecedor Baixa B	2,260	2,580	18,84	18,84	0,0518	0,0518
VC 21	Pré-Aquecedor Baixa C	2,260	2,579	18,05	18,05	0,0497	0,0497
VC 22	Pré-Aquecedor Baixa D	2,260	2,581	18,38	18,38	0,0506	0,0506
VC 23	Pré-Aquecedor Baixa E	2,260	2,522	17,15	17,15	0,0472	0,0472
VC 24	Purgador 42/15 Pré A	-	-	-	-	-	-
VC 25	Purgador 42/15 Pré B	2,242	2,321	7,30	7,30	0,0201	0,0201
VC 26	Purgador 42/15 Pré C	2,242	2,322	7,00	7,00	0,0193	0,0193
VC 27	Purgador 42/15 Pré D	2,242	2,322	7,13	7,13	0,0196	0,0196
VC 28	Purgador 42/15 Pré E	2,242	2,321	6,81	6,81	0,0187	0,0187
VC 29	Purgador 15/3,5 Pré A	-	-	-	-	-	-
VC 30	Purgador 15/3,5 Pré B	2,260	2,413	9,22	9,22	0,0254	0,0254
VC 31	Purgador 15/3,5 Pré C	2,260	2,414	8,84	8,84	0,0243	0,0243
VC 32	Purgador 15/3,5 Pré D	2,260	2,413	9,00	9,00	0,0248	0,0248
VC 33	Purgador 15/3,5 Pré E	2,260	2,413	9,00	9,00	0,0248	0,0248
VC 34	Turbina Condensante	2,239	2,918	86,83	86,83	0,2388	0,2388
VC 35	Condensador TG Cond	2,239	8,248	23,09	23,09	0,0635	0,0635
VC 36	Desaerador A	1,562	2,202	7,25	7,25	0,0248	0,0248
VC 37	Desaerador B	1,562	2,202	7,25	7,25	0,0248	0,0248
VC 38	Desaerador C	1,562	2,202	7,25	7,25	0,0248	0,0248
VC 39	Desaerador D	1,562	2,202	7,25	7,25	0,0248	0,0248
VC 40	Desaerador E	1,562	2,202	7,70	7,25	0,0248	0,0248
VC 41	Turb.Vapor Bomba A	-	-	-	-	-	-
VC 42	Bomba A	-	-	-	-	-	-
VC 43	Turb.Vapor Bomba B	-	-	-	-	-	-
VC 44	Bomba B	-	-	-	-	-	-
VC 45	Turb.Vapor B. Aliment	-	-	-	-	-	-
VC 46	Bomba Alimentação I	-	-	-	-	-	-
VC 47	Bomba Alimentação II	1,853	2,410	0,17	0,17	0,0006	0,0006
VC 48	Bomba C	1,853	2,367	4,59	4,59	0,0169	0,0169
VC 49	Bomba D	1,853	2,367	4,59	4,59	0,0169	0,0169
VC 50	Bomba E	1,853	2,367	4,59	4,59	0,0169	0,0169

6.5.6 - Produtos e Perdas da Planta

A Tabela 6.5 resume os produtos que são comercializados pela empresa-base, destacando-se os custos dos vapores e o *pool* de energia elétrica.

Na planta existem vários fluxos que são considerados perdas, ou sejam, não têm um aproveitamento útil, porém tem um custo de produção. A soma monetária de todas as perdas foram rateada proporcionalmente pela exergia total de cada fluxo útil e o custo monetário final foi acrescido, elevando o valor de cada fluxo que será posteriormente comercializado. Com este rateio, todas as perdas terão custo zero e os produtos terão seu preço final adequadamente calculado.

Além das exergia e dos custos exergéticos unitários para os fluxos, são apresentados os custos monetários. Por exemplo, o custo monetário do fluxo (7) é de 9,36R\$/t, sem a correção. Na coluna seguinte aparece o mesmo fluxo com a devida correção e o valor cresce para 9,90R\$/t.

Nesta mesma tabela aparecem a vazão mássica, o custo exergético unitário do produto e os custos monetários (em R\$/s e R\$/t) para os volumes de controle das Caldeiras. Observa-se que para o vapor de 120 bar o maior custo foi produzido na caldeira E. Isto pode ser justificado pelo equipamento operar queimando além do Rasf, o RAP e o gás combustível, sendo este último combustível de maior preço por tonelada, e, portanto, aumentando o custo do vapor produzido. Esta explicação é similar para caldeira D.

O *Pool* de energia elétrica tem um custo exergético unitário menor que o verificado na geração dos turbogeradores, e isto pode ser explicado devido à entrada da energia elétrica no sistema oriunda da UMP e da CHESF, cujo custo exergético, por ser um insumo, tem valor igual à unidade.

Tabela 6.5 - Principais Produtos e Perdas da Planta.

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/sC#p	Custo* Monetário R\$/t R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh#
	Produtos					
7	Vapor120 p/UMP	202,9	2,241	1,251	9,363	9,90
24	Vapor 42 Export.	47,74	2,242	0,2942	7,65	8,09
46	Vapor 15 Export.	48,94	2,239	0,3014	6,21	6,56
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	29,76	2,918	0,2388	28,88#	30,16#
170	Potência TG A	35,14	2,810	0,2715	27,81#	29,09#
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	-	-	-	-	-
173	Potência TG D	36,26	2,894	0,2886	28,65#	29,92#
184	Pool EE	212,7	1,853	1,447	24,49#	25,76#
	Perdas					
73	Conden. TB A	-	-	-	-	-
74	Conden. TB B	-	-	-	-	-
75	Conden. TB C	-	-	-	-	-
113	Condensado	2,836	2,239	0,01746	0,339	-
115	Ag. Refrigeração	273,5	1,076	0,004859	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,5644	2,221	0,003432	1,91	-
120	Purga Cal C	0,541	2,222	0,003297	1,91	-
121	Purga Cal D	0,5507	2,262	0,003427	1,95	-
122	Purga Cal E	0,526	2,259	0,003286	1,96	-
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	11,67	0,04815	0,03049	0,34	-
152	Gases Cal C	10,91	0,04815	0,02861	0,33	-
153	Gases Cal D	11,55	0,04815	0,03032	0,33	-
154	Gases Cal E	10,69	0,03745	0,02828	0,33	-
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário[kp]	Custo Monetário R\$/s[C#p]	Custo* Monetário R\$/t[C#p]	
VC 2	Caldeira B	323,76	2,2577	0,6324	7,033	-
VC 3	Caldeira C	310,27	2,2347	0,6082	7,056	-
VC 4	Caldeira D	315,87	2,2856	0,6359	7,247	-
VC 5	Caldeira E	301,70	2,2859	0,6118	7,300	-
VC 6	Cald.Recuperação	-	-	-	-	-

* Custo monetário sem correção ** Custo monetário corrigido pelas perdas # Custo R\$/MWh da EE

6.5.7 - Balanço de Custos Monetários numa Caldeira a Vapor

Tomando como exemplo a caldeira B, pode-se identificar todos os fluxos de entrada com seus respectivos custos monetários, perfazendo o total de 0,8654 R\$/s que são consumidos durante a operação do equipamento. Pelo balanço monetário, o custo total na saída tem de ser o mesmo da entrada. O que fica evidente para ser examinado são os diversos custos dos fluxos. Por exemplo, o maior custo é o do vapor de 120 bar (fluxo 2), seguido pelo fluxo 151 que se refere aos gases de exaustão e representa 3,50% do custo total da caldeira. Na Tabela 6.6 estes valores estão apresentados.

Tabela 6.6 - Balanço de Custos Monetários na Caldeira a Vapor

Entradas		Caldeira B	Saídas	
Fluxos	R\$/s		R\$/s	Fluxos
159	0,5243		0,8306	2
160	0,1291		0,0303	151
58	0,0073		0,0034	119
175	-		0,0011	98
180	0,0030		-	-
93	0,2017		-	-
Total	0,8654		0,8654	Total

6.5.8 - Balanço de Custos Monetários para a Planta

De forma similar ao exemplo do item 6.4.7, foram contabilizados todos os custos que entram na planta de cogeração, destacando-se os combustíveis como principais insumos e vapor de 120 42, 15 bar e energia elétrica como principais produtos. O item Água refere-se aos fluxos (113, 115, 97, 98, 99, 100, 101, 102), ou seja, o primeiro é água de refrigeração do condensador e os demais são correntes de condensado. Todos esses fluxos são transferidos para a unidade de tratamento de água - UTA. Na tabela 6.7 estão apresentados os valores.

Tabela 6.7 - Balanço de Custos Monetários para a Planta

CUSTOS TOTAIS DA PLANTA

Entradas		Planta	Saídas	
Insumos	RS/s		RS/s	Produtos
Combustíveis	2,569		1,251	V-120
Ar	-		0,295	V-42
V-3,5	0,142		0,301	V-15
V-15	-		-	V-3,5
Água	0,093		1,447	EE
EE	0,712		0,091	Água
-			0,118	Gases
-			0,013	Purga
Total	3,516		3,516	Total

6.5.9 - Análise dos Parâmetros Globais da Planta

Tomando como volume de controle a unidade termoeletrica - UTE, pode-se contabilizar toda a energia e exergia que entra e sai da planta. Na entrada, além dos combustíveis, o vapor de 3,5 bar é outro insumo, assim como energia elétrica e a água. Na saída os produtos úteis são o vapor de 120, 42 e 15 bar, o *pool* de energia elétrica; e as perdas: água de refrigeração, gases de exaustão e purga da caldeira. Na tabela 6.8 estão apresentados os valores.

Tabela 6.8 - Energia e Exergia Total que Entra e Sai da Planta

Fluxos	Entrada		Saída	
	Energia	Exergia	Energia	Exergia
	MW	MW	MW	MW
Combustíveis	930,30	983,23	-	-
Ar de Combustão	-	-	-	-
Vapor 120 bar	-	-	458,10	202,90
Vapor 42 bar	-	-	122,60	47,74
Vapor 15bar	-	-	145,30	48,94
Vapor 3,5 bar	100,60	26,81	-	-
Energia Elétrica	120,83	120,83	212,70	212,70
Água	62,98	14,52	128,41	6,63
Gases Exaustão	-	-	55,03	44,82
Purga da Caldeira	-	-	7,55	2,18
TOTAL	1.214,71	1.145,39	1.129,69	565,81

Com os parâmetros da tabela 6.8 pode-se calcular as eficiências de primeira lei (η), exergética (ϵ) e o grau de perfeição termodinâmica (ξ), respectivamente. Além desses indicadores foram propostos os **fatores de recuperação**, considerando o balanço de energia e exergia da planta, ou seja, (Fr_{η}) e (Fr_{ϵ}). Estes parâmetros foram calculados de acordo com as equações 3.21, 3.22, 3.26, 3.27, 3.28 respectivamente. Os valores estão na tabela 6.9.

Tabela 6.9 - Eficiências Globais da Planta

	η	Fr_{η}	ϵ	Fr_{ϵ}	ξ
Total que Entra na Planta	77,28	15,72	44,73	4,67	49,39
Total que Entra na Planta menos Energia Elétrica (CHESF e UMP)	74,76	17,09	38,20	5,22	43,43

De acordo com a tabela 6.9, a eficiência de Primeira Lei da planta foi de 77,28%, e se forem retiradas as entradas de energia elétrica vindas da UMP e da CHESF, a eficiência se altera para 74,76%. Seguindo essa análise, calculou-se qual seria o fator de recuperação possível, e ficou em 15,72% e 17,09% respectivamente.

Pela mesma tabela calculou-se a eficiência exergética da planta e encontrou-se 44,73% e ao subtrair-se a energia elétrica gerada fora da unidade esse índice cai para 38,20%. Ou seja, do total da exergia que entra na planta somente 38,20% é aproveitada e o restante são irreversibilidades. Porém, parte desta irreversibilidade externa pode ser recuperada e foram calculados então os fatores de 4,67% e 5,22%, respectivamente.

Portanto, essa informação é importante pois ajuda a definir qual será o início de uma possível melhoria da eficiência exergética da planta, ou seja, as maiores irreversibilidades acontecem nas caldeiras, com cerca de 23%, seguido das perdas formada pelos gases de exaustão, purga das caldeiras e água de refrigeração, e logo após os TGs de contrapressão.

Por último, apresenta-se o grau de perfeição termodinâmico que ficou com 49,39% e 43,43%, com e sem contabilizar a energia elétrica gerada externamente, respectivamente.

6.6 - Parâmetros de Entrada do Simulador para os Casos Estudados

Foram sete os modos de operação da UTE estudados neste trabalho, e os parâmetros de entrada para o programa simulador encontram-se resumidos na Tabela 6.10. Nesta tabela aparecem os valores das vazões do Rasf por caldeira, o excesso de ar de combustão, a carga, eficiência e a temperatura dos gases de exaustão da caldeira de recuperação, as vazões de vapor de 120 bar gerado por caldeira, as vazões de vapor e as potências dos turbogeradores, número de bombas e desaeradores.

Para facilitar a análise foram criados grupos por similaridade de operação. Por exemplo, os Casos 6110, 6210, 6310 e 6410 tem excesso de ar de combustão de 1,10. Os casos 6105, 6205, 6305 e 6405 tem excesso de ar de combustão de 1,05, entretanto, todos os outros parâmetros são para cada par de casos (6110 e 6105, etc.).

Os casos 6510 e 6511 tem a mesma característica operacional, variando apenas o número de caldeiras em operação. No primeiro caso existem quatro caldeiras em funcionamento e no caso seguinte a vazão total é mesma mas somente três caldeiras operam.

O caso 6610 é base para os casos 6710, 6711, 6712, 6810, 6811 e 6812, ou seja, os parâmetros operacionais são os mesmos, mudando-se apenas as tarifas de energia elétrica e preço dos combustíveis. As tabelas 6.10 e 6.11 resumem as principais características dos casos estudados.

Tabela 6.10 - Parâmetros de Entrada do Programa Simulador para os Casos Estudados

CASOS ESTUDADOS - Dados de Entrada							
Código	6110	6210	6310	6410	6510	6511	6610
Data	12/08	12/08	24/03	24/03	05/01	05/01	05/01
Parâmetros	11:30h	20:15h	11:15h	20:30h	11:0h	11:0h	20:30h
m_RASF_cal_A[t/h]	-	-	-	-	-	-	-
m_RASF_cal_B[t/h]	14,68	17,20	12,79	15,73	17,72	17,72	19,31
m_RASF_cal_C[t/h]	12,68	15,10	12,26	12,4	13,05	-	13,96
m_RASF_cal_D[t/h]	15,37	18,07	12,94	17,5	18,26	18,26	18,41
m_RASF_cal_E[t/h]	13,1	15,84	13,59	16,52	14,32	14,32	14,74
ex_ar_Cal_A	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10
ex_ar_Cal_B	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10
ex_ar_Cal_C	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10
ex_ar_Cal_D	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10
ex_ar_Cal_E	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10	1,10
carga_TG_Gas	-	-	-	-	0,90	0,90	0,97
EF_Cal_Rec	-	-	-	-	0,95	0,95	0,95
T_gasesCal_Rec[°C]	-	-	-	-	230	230	230
m[1]_Cal_A[t/h]	-	-	-	-	-	-	-
m[2]_Cal_B[t/h]	286,0	323,76	241,31	295,55	263,49	360,0	293,28
m[3]_Cal_C[t/h]	273,89	310,27	251,75	278,42	247,53	-	266,53
m[4]_Cal_D[t/h]	268,75	315,87	247,72	293,71	345,01	360,0	348,6
m[5]_Cal_E[t/h]	278,0	301,7	238,82	302,98	259,84	360,0	266,74
m[9]_TG_A[t/h]	365,77	391,4	235,42	335,78	394,85	394,85	413,67
m[10]_TG_B[t/h]	-	-	-	-	-	-	-
m[11]_TG_C[t/h]	-	-	202,14	260,12	346,8	346,8	388,43
m[12]_TG_D[t/h]	393,32	379,1	331,01	344,6	-	-	-
m[32]_TG_A[t/h]	164,84	215,58	110,36	211,96	220,46	220,46	225,9
m[33]_TG_B[t/h]	-	-	-	-	-	-	-
m[34]_TG_C[t/h]	-	-	82,83	110,10	154,21	154,21	200,27
m[35]_TG_D[t/h]	175,64	272,5	174,01	187,6	-	-	-
Pot_TG_A[MW]	26,69	35,14	11,14	30,97	36,93	36,93	38,37
Pot_TG_B[MW]	-	-	-	-	-	-	-
Pot_TG_C[MW]	-	-	8,86	15,47	25,84	25,84	31,06
Pot_TG_D[MW]	29,7	36,27	24,75	29,77	-	-	-
Pot_TG_Cond[MW]	10,55	29,76	6,61	25,37	16,68	16,68	26,09
Pot_TG_Gas[MW]	-	-	-	-	29,89	29,89	31,96
Pot_TG_UMP[MW]	31,08	31,98	30,03	31,31	30,78	30,78	30,48
Pot_CHESF[MW]	124,49	88,85	124,3	83,7	92,93	92,93	76,41
N_BOMBAS_OPERA	3	3	3	3	3	3	3
N_DESA_OPERA	5	5	5	5	5	5	5

Tabela 6.11 - Resumo dos Parâmetros Comuns aos Casos Estudados

	Dados Operação	Rasf [R\$/t]	GAP [R\$/t]	RAP [R\$/t]	GC [R\$/t]	EE _{UMP} [R\$/MWh]	EE _{CHESF} [R\$/MWh]
6105	igual 6110 ex_ar=1,05	110,0	113,97	107,47	165,61	21,23	21,23
6205	igual 6210, ex_ar=1,05						
6305	igual 6310, ex_ar=1,05						
6405	igual 6410, ex_ar=1,05						
6110	-						
6210	-						
6310	-						
6410	-						
6510	-						
6511	igual 6510 3 caldeiras						
6610	-	132,0	141,37	132,65	202,62	26,0	30,85
6710	igual 6610						35,30
6711							24,31
6712							35,30
6810							
6811							
6812							

- preço do GAP e RAP são proporcionais às suas exergias. O preço do Gás Combustível - GC foi adotado como o valor da empresa-base. 165,61 R\$/t.
- A tarifa CHESF de 21,23R\$/MWh refere-se ao período úmido e fora da ponta
- A tarifa CHESF de 30,85R\$/MWh refere-se ao período úmido na ponta
- A tarifa CHESF de 35,30R\$/MWh refere-se ao período seco na ponta
- A tarifa CHESF de 24,31R\$/MWh refere-se a média anual.

6.7 - Análise dos Casos 6105, 6205, 6305, 6405, 6110, 6210, 6310, 6410

Comparando os casos 6105 e 6110, eles possuem parâmetros de entrada iguais, exceto no que se refere ao excesso de ar de combustão. Nas Tabelas 6.12 e 6.13 apresentam-se os valores da exergia dos fluxos, custo exergético unitário e monetário, para os produtos e para as perdas. Ressalta-se que os custos monetários são explicitados com e sem correção pela proporção das perdas externas. Observa-se que o custos monetários dos fluxos (7, 24, 46, 132, 170, 173 e 184)

são similares para os dois casos, entretanto, existem diferenças quando se comparam os custos monetários sem correção para os produtos (VC_2, VC_3, VC_4, VC_5) que saem das caldeiras.

Os custos dos produtos que saem das caldeiras no Caso - 6105 são menores do que os do Caso - 6110, com variação por caldeira de 0,006 R\$/t, favorável ao primeiro caso, o seja, para um menor excesso de ar de combustão o custo do vapor por caldeira é menor e representa uma economia estimada de 60.000,00 Reais por ano.

Outra comparação interessante envolve os casos 6105 e 6205. São exemplos com o mesmo excesso de ar de combustão e no mesmo dia, mas diferenciam-se quanto ao período de operação, sendo o primeiro na “fora ponta” e o segundo na “ponta”. Verifica-se que a potência cogerada para o segundo caso é maior do que no primeiro, especialmente no turbogerador de condensação que aumentou de 10,55 MW para 29,76 MW. Outra diferença é com relação ao custo monetário sem correção do vapor, que para o primeiro caso é maior do que o segundo, o mesmo acontece com os custos do vapor para as caldeiras. Entretanto, o custo monetário com correção do vapor de 120 bar é maior para o Caso - 6205, isto pode ser explicado devido a que turbogerador condensante estar operando a plena carga e portanto, a rejeição de exergia da corrente para o condensador é maior, aumentando as perdas, e quando é feita a correção do custo do vapor final seu custo é acrescido.

Tabela 6.12 - Principais Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6105

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
Produtos Úteis						
7	Vapor120 p/UMP	146,600	2,244	0,9084	9,411	9,79
24	Vapor 42 Export.	100,600	2,245	0,6238	7,69	8,00
46	Vapor 15 Export.	45,510	2,245	0,2822	6,25	6,50
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	10,550	2,925	0,0853	29,09	29,99
170	Potência TG A	26,690	3,229	0,2380	32,10	33,00
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	-	-	-	-	-
173	Potência TG D	29,700	3,137	0,2573	31,19	32,08
184	Pool EE	214,000	1,644	1,4400	24,22	25,12
Perdas						
113	Condensado	1,005	2,239	0,0062	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	96,940	1,076	0,0244	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,499	2,221	0,0034	1,91	-
120	Purga Cal C	0,478	2,222	0,0033	1,91	-
121	Purga Cal D	0,469	2,262	0,0034	1,95	-
122	Purga Cal E	0,485	2,259	0,0033	1,96	-
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	9,915	1,000	0,0305	0,34	-
152	Gases Cal C	9,275	1,000	0,0286	0,33	-
153	Gases Cal D	9,389	1,000	0,0303	0,33	-
154	Gases Cal E	9,619	1,000	0,0283	0,33	-
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC_1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC_2	Caldeira B	286,00	2,2658	0,5616	7,069	-
VC_3	Caldeira C	273,89	2,2428	0,5394	7,090	-
VC_4	Caldeira D	268,75	2,2946	0,5440	7,286	-
VC_5	Caldeira E	278,00	2,2858	0,5680	7,355	-
VC_6	Cald. Recuperação	-	-	-	-	-

Tabela 6.13 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6110

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
Produtos						
7	Vapor120 p/UMP	146,60	2,245	0,9091	9,418	9,79
24	Vapor 42 Export.	100,60	2,246	0,6242	7,70	8,00
46	Vapor 15 Export.	45,51	2,246	0,2824	6,26	6,51
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	10,55	2,927	0,0853	29,11	30,00
170	Potência TG A	26,69	3,231	0,2382	32,13	33,02
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	-	-	-	-	-
173	Potência TG D	29,70	3,139	0,2575	31,21	32,10
184	Pool EE	214,00	1,645	1,4400	24,22	25,11
Perdas						
113	Condensado	1,005	2,246	0,0175	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	96,940	1,076	0,0049	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,499	2,225	0,0034	1,91	-
120	Purga Cal C	0,478	2,226	0,0033	1,91	-
121	Purga Cal D	0,469	2,267	0,0034	1,95	-
122	Purga Cal E	0,485	2,262	0,0033	1,96	-
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	9,829	1,000	0,0305	0,34	-
152	Gases Cal C	9,186	1,000	0,0286	0,33	-
153	Gases Cal D	9,298	1,000	0,0303	0,33	-
154	Gases Cal E	9,530	1,000	0,0283	0,33	-
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	286,00	2,2672	0,5621	7,075	-
VC 3	Caldeira C	273,89	2,2442	0,5399	7,096	-
VC 4	Caldeira D	268,75	2,2961	0,5445	7,272	-
VC 5	Caldeira E	278,00	2,2872	0,5685	7,362	-
VC 6	Cald. Recuperação	-	-	-	-	-

Tabela 6.14 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6205

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário RS/s	Custo* Monetário RS/t ou RS/MWh#	Custo** Monetário RS/t ou RS/MWh*
Produtos						
7	Vapor 120 p/UMP	202,900	2,24	1,2500	9,356	9,89
24	Vapor 42 Export.	47,780	2,239	0,2943	7,64	8,08
46	Vapor 15 Export.	48,940	2,238	0,3012	6,20	6,56
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	29,760	2,916	0,2387	28,88	30,15
170	Potência TG A	35,140	2,809	0,2715	27,81	29,09
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	-	-	-	-	-
173	Potência TG D	36,270	2,892	0,2885	28,64	29,91
184	Pool EE	212,700	1,852	1,4470	24,49	25,77
Perdas						
113	Condensado	2,836	2,239	0,0175	0,339	-
115	Ag. Refrigeração	273,500	1,076	0,0049	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,564	2,221	0,0034	1,91	-
120	Purga Cal C	0,541	2,222	0,0033	1,91	-
121	Purga Cal D	0,551	2,262	0,0034	1,95	-
122	Purga Cal E	0,526	2,259	0,0033	1,96	-
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	11,740	1,000	0,0305	0,34	-
152	Gases Cal C	10,990	1,000	0,0286	0,33	-
153	Gases Cal D	11,630	1,000	0,0303	0,33	-
154	Gases Cal E	10,780	1,000	0,0283	0,33	-
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário RS/s [C#p]	Custo* Monetário RS/t [C#p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	323,76	2,2566	0,6310	7,028	-
VC 3	Caldeira C	310,27	2,2335	0,6077	7,050	-
VC 4	Caldeira D	315,87	2,2844	0,6340	7,241	-
VC 5	Caldeira E	301,70	2,2846	0,6113	7,294	-
VC 6	Cald. Recuperação	-	-	-	-	-

Os Casos 6305 e 6310 tem parâmetros de entrada iguais diferindo apenas no excesso de ar de combustão que é 1,05 e 1,10 respectivamente. Porém, os casos diferem dos analisados anteriormente, pois a operação aconteceu quando o sistema térmico estava funcionando com três turbogeradores com baixa geração. Observa-se que os custos monetários são maiores do que nos casos anteriores (6105 e 6110), identificando uma sistemática inadequada para a operação do sistema. Comparando os custos do vapor das caldeiras entre os dois casos verifica-se que houve uma diferença para o sistema operado de acordo com o Caso - 6310 de 63R\$/h, demonstrando que se estavam perdendo recursos financeiros de forma sistemática.

Fazendo uma análise sintética dos casos, verifica-se que a operação que estava sendo realizada para os casos 6305 e 6310 teve o maior custo monetário do vapor, fato constatado para o turbogerador de condensação, em que o custo da energia chegou a ser cerca de 10% mais cara. Outro fator relevante é o custo da potência do turbogerador A e C, que no exemplo 6310 custavam 49,67 e 51,67R\$/MWh, respectivamente. Este valor se deve ao fato dos equipamentos estarem operando com carga muito baixa e consequentemente com eficiência comprometida.

Portanto, ao invés de operar com três turbogeradores em baixa carga, é mais econômico fazê-lo com dois equipamentos funcionando com carga mais elevada.

A análise dos casos 6405 e 6410 é semelhante aos dois primeiros casos (6105 e 6110). Para estes casos a mudança acontece no custo final do vapor produzido em cada caldeira. Os dados estão mostrados nas tabelas 6.17 e 6.18.

Tabela 6.15 - Principais Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6305

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
	Produtos					
7	Vapor120 p/UMP	88,890	2,256	0,5547	9,478	9,84
24	Vapor 42 Export.	100,600	2,26	0,6291	7,76	8,05
46	Vapor 15 Export.	63,180	2,261	0,3955	6,31	6,55
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	6,610	3,228	0,0591	32,17	33,01
170	Potência TG A	11,140	4,915	0,1515	48,96	49,81
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	8,860	5,115	0,1254	50,95	51,80
173	Potência TG D	24,750	3,298	0,2258	32,84	33,69
184	Pool EE	198,000	1,737	1,4150	25,73	26,58
	Perdas	-	-	-	-	-
113	Condensado	0,421	2,2620	0,0175	0,339	-
115	Ag. Refrigeração	68,640	1,076	0,0049	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,421	2,221	0,0026	1,93	-
120	Purga Cal C	0,439	2,222	0,0026	1,93	-
121	Purga Cal D	0,432	2,262	0,0026	1,98	-
122	Purga Cal E	0,416	2,259	0,0026	1,97	-
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	7,994	1,000	0,0305	0,34	-
152	Gases Cal C	8,360	1,000	0,0286	0,33	-
153	Gases Cal D	8,364	1,000	0,0303	0,33	-
154	Gases Cal E	8,049	1,000	0,0283	0,33	-
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	241,31	2,2774	0,4713	7,031	-
VC 3	Caldeira C	251,75	2,2250	0,4919	7,033	-
VC 4	Caldeira D	247,72	2,9888	0,5028	7,308	-
VC 5	Caldeira E	238,82	2,3062	0,4837	7,292	-
VC 6	Cald. Recuperação	-	-	-	-	-

Tabela 6.16 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6310

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [kJ]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
Produtos						
7	Vapor 120 p/UMP	88,890	2,257	0,5535	9,457	9,81
24	Vapor 42 Export.	100,60	2,261	0,6277	7,74	8,03
46	Vapor 15 Export.	63,18	2,262	0,3946	6,30	6,53
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	6,61	3,23	0,0589	32,10	32,93
170	Potência TG A	11,14	4,917	0,1511	48,83	49,67
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	8,86	5,118	0,1251	50,83	51,67
173	Potência TG D	24,75	3,299	0,2253	32,77	33,61
184	Pool EE	198,00	1,737	1,4140	25,71	26,55
Perdas						
113	Condensado	0,421	2,2620	0,0043	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	68,64	1,076	0,0173	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,421	2,221	0,0026	1,93	-
120	Purga Cal C	0,439	2,222	0,0027	1,93	-
121	Purga Cal D	0,432	2,262	0,0027	1,98	-
122	Purga Cal E	0,416	2,259	0,0026	1,97	-
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	7,903	1,000	0,0305	0,34	-
152	Gases Cal C	8,269	1,000	0,0286	0,33	-
153	Gases Cal D	8,271	1,000	0,0303	0,33	-
154	Gases Cal E	7,955	1,000	0,0283	0,33	-
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kJ]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
Vapor de 120 bar						
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	241,31	2,2790	0,4769	7,115	-
VC 3	Caldeira C	251,75	2,2515	0,4977	7,116	-
VC 4	Caldeira D	247,72	2,3004	0,5062	7,357	-
VC 5	Caldeira E	238,82	2,3078	0,4862	7,333	-
VC 6	Cald. Recuperação	-	-	-	-	-

Tabela 6.17 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6405

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
	Produtos					
7	Vapor 120 p/UMP	98,110	2,248	0,6063	9,384	9,90
24	Vapor 42 Export.	102,300	2,25	0,6327	7,68	8,10
46	Vapor 15 Export.	65,140	2,249	0,4027	6,23	6,57
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	25,370	2,931	0,2044	29,00	30,22
170	Potência TG A	30,970	2,87	0,2443	28,40	29,62
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	15,470	3,828	0,1628	37,88	39,10
173	Potência TG D	29,770	2,919	0,2388	28,88	30,09
184	Pool EE	207,700	1,96	1,4650	25,39	26,61
	Perdas	-	-	-	-	-
113	Condensado	2,417	2,250	0,0175	0,339	
115	Ág. Refrigeração	233,100	1,075	0,0049	0,0009	
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,519	2,221	0,0034	1,91	
120	Purga Cal C	0,485	2,222	0,0033	1,91	
121	Purga Cal D	0,512	2,262	0,0034	1,95	
122	Purga Cal E	0,528	2,259	0,0033	1,96	
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,480	1,000	0,0305	0,34	
152	Gases Cal C	9,443	1,000	0,0286	0,33	
153	Gases Cal D	10,610	1,000	0,0303	0,33	
154	Gases Cal E	10,960	1,000	0,0283	0,33	
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	297,55	2,2640	0,5832	7,055	-
VC 3	Caldeira C	278,42	2,2427	0,5485	7,093	-
VC 4	Caldeira D	293,71	2,2918	0,5913	7,248	-
VC 5	Caldeira E	302,98	2,2857	0,6123	7,275	-
VC 6	Cald. Recuperação	-	-	-	-	-

Tabela 6.18 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6410

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
	Produtos					
7	Vapor 120 p/UMP	98,11	2,249	0,6064	9,385	9,90
24	Vapor 42 Export.	102,30	2,251	0,6329	7,68	8,10
46	Vapor 15 Export.	65,14	2,25	0,4028	6,23	6,57
131	Potência TG Gás	-	-	-	-	-
132	Pot. TG Cond.	25,37	2,932	0,2045	29,02	30,23
170	Potência TG A	30,97	2,871	0,2443	28,40	29,61
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	15,47	3,83	0,1628	37,88	39,10
173	Potência TG D	29,77	2,92	0,2389	28,89	30,10
184	Pool EE	207,70	1,96	1,4650	25,39	26,60
	Perdas					
113	Condensado	2,417	2,250	0,0175	0,339	-
115	Ag. Refrigeração	233,10	1,075	0,0049	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,519	2,221	0,0034	1,91	-
120	Purga Cal C	0,485	2,222	0,0033	1,91	-
121	Purga Cal D	0,512	2,262	0,0034	1,95	-
122	Purga Cal E	0,528	2,259	0,0033	1,96	-
123	Purga Cal Rec	-	-	-	-	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,400	1,000	0,0305	0,34	-
152	Gases Cal C	9,355	1,000	0,0286	0,33	-
153	Gases Cal D	10,520	1,000	0,0303	0,33	-
154	Gases Cal E	10,880	1,000	0,0283	0,33	-
155	Gases Cal Rec	-	-	-	-	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	297,55	2,2652	0,5836	7,060	-
VC 3	Caldeira C	278,42	2,2441	0,5490	7,099	-
VC 4	Caldeira D	293,71	2,2931	0,5917	7,253	-
VC 5	Caldeira E	302,98	2,2869	0,6128	7,281	-
VC 6	Cald. Recuperação	-	-	-	-	-

6.8 - Análise dos Casos 6510 e 6511

O Caso - 6510 é real, ou seja, os parâmetros foram coletados de acordo com a operação do sistema térmico no dia 05/01, às 11:0h, portanto, “fora da ponta”. Neste exemplo, as caldeira convencionais estavam com uma produção de vapor de 120 bar de 1.080,0 t/h e a caldeiras de recuperação respondia por 42,87t/h. Esta geração de vapor atendia a demanda da empresa e se fosse necessário um pequeno aumento ainda seria possível atender com um incremento nas caldeiras convencionais ou fazendo a pós-queima na caldeira de recuperação.

O Caso - 6511 é uma simulação mantendo todos os parâmetros do caso anterior, mas mudando apenas o número de caldeiras em operação. Anteriormente estavam operando quatro caldeiras convencionais e mais a caldeira de recuperação. A mudança proposta visa sentido de alterar a quantidade de caldeiras convencionais, isto é, ao invés de quatro, apenas três caldeiras e mais a de recuperação, com a vazão total de vapor constante. Esta hipótese envolve a parada de um equipamento de grande porte e que exige muita mão-de-obra de operação e principalmente de manutenção.

Após a análise verifica-se que os custos monetários dos produtos (7, 24, 46, 131, 132, 170, 172, e 184) são praticamente iguais, sem a correção, mas a grande diferença a ser verificada está na soma dos custos monetários (R\$/s) das caldeiras convencionais. Comparando os custos monetários dos casos, verifica-se que são menores para o Caso - 6511, ou seja, 0,0335 R\$/s a menos para o sistema operando com três caldeiras. A economia para este caso é cerca de 1.000.000,00 R\$/ano, tomando apenas com relação à operação do sistema, sem levar em conta a manutenção do equipamento e mão-de-obra de operação. Os valores estão mostrados nas tabelas 6.19 e 6.20.

Tabela 6.19 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6510

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário RS/s	Custo* Monetário RS/t ou RS/MWh#	Custo** Monetário RS/t ou RS/MWh*
	Produtos					
7	Vapor 120p/UMP	175,90	2,261	1,1080	9,563	10,08
24	Vapor 42 Export.	82,50	2,262	0,5199	7,82	8,24
46	Vapor 15 Export.	43,79	2,262	0,2759	6,35	6,69
131	Potência TG Gás	30,43	2,004	0,2073	24,52	25,75
132	Pot. TG Cond.	15,68	3,142	0,1372	31,50	32,73
170	Potência TG A	36,93	2,73	0,2808	27,37	28,60
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	25,84	3,172	0,2283	31,81	33,03
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	223,80	1,792	1,5230	24,50	25,72
	Perdas					
113	Condensado	2,836	2,239	0,0175	0,339	-
115	Ag. Refrigeração	157,10	1,076	0,0049	0,0009	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,459	2,221	0,0034	1,91	-
120	Purga Cal C	0,432	2,222	0,0033	1,91	-
121	Purga Cal D	0,602	2,262	0,0034	1,95	-
122	Purga Cal E	0,453	2,259	0,0033	1,96	-
123	Purga Cal Rec	0,075	2,259	0,0033	1,96	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	9,113	0,04815	0,0305	0,34	-
152	Gases Cal C	8,160	0,04815	0,0286	0,33	-
153	Gases Cal D	12,930	0,04815	0,0303	0,33	-
154	Gases Cal E	8,594	0,03745	0,0283	0,33	-
155	Gases Cal Rec	7,614	0,03745	0,0283	0,33	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário RS/s [C#p]	Custo* Monetário RS/t [C#p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	263,99	2,2803	0,5165	7,057	-
VC 3	Caldeira C	247,53	2,2545	0,4887	7,108	-
VC 4	Caldeira D	345,01	2,2749	0,6951	7,253	-
VC 5	Caldeira E	259,84	2,3025	0,5290	7,330	-
VC 6	Cald. Recuperação	42,87	2,5748	0,1440	12,92	-

Tabela 6.20 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6511

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário oRS/s	Custo* Monetário oRS/t ou RS/MWh #	Custo** Monetário oRS/t ou RS/MWh *
Produtos						
7	Vapor120 p/UMP	176,000	2,224	1,0940	9,440	9,99
24	Vapor 42 Export.	82,490	2,225	0,5133	7,72	8,17
46	Vapor 15 Export.	43,780	2,225	0,2724	6,27	6,63
131	Potência TG Gás	30,430	2,004	0,2073	24,52	25,83
132	Pot. TG Cond.	15,680	3,091	0,1355	31,11	32,41
170	Potência TG A	36,930	2,685	0,2773	27,03	28,33
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	25,840	3,12	0,2254	31,40	32,71
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	223,800	1,775	1,5150	24,37	25,67
Perdas						
113	Condensado					
115	Ág. Refrigeração	-	-	-	-	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	2,836	2,225	0,0100	0,342	-
120	Purga Cal C	157,100	1,074	0,0397	0,0009	-
121	Purga Cal D	-	-	-	-	-
122	Purga Cal E	0,649	2,183	0,0039	1,889	-
123	Purga Cal Rec	0,649	2,181	0,0039	1,889	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	14,050	1,000	0,0366	0,340	-
152	Gases Cal C	14,000	1,000	0,0365	0,339	-
153	Gases Cal D	-	-	-	-	-
154	Gases Cal E	15,510	1,000	0,0411	0,374	-
155	Gases Cal Rec	7,614	2,004	0,0519	0,448	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetá rioRS/s [C*p]	Custo* Monetá rioRS/t [C*p]	-
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	372,00	2,2440	0,7243	7,014	-
VC 3	Caldeira C	-	2,2180	0,7240	7,006	-
VC 4	Caldeira D	372,00	-	-	-	-
VC 5	Caldeira E	372,00	2,2540	0,7470	7,229	-
VC 6	Cald. Recuperação	42,87	2,5750	0,1440	12,092	-

6.9 - Análise dos Casos 6610, 6710, 6711, 6712

Os parâmetros de entrada do Caso - 6610 serão a base para todos os exemplos simulados neste item. As mudanças serão referentes apenas às tarifas de energia. Ressalta-se que o sistema estava operando na “ponta”, portanto, com carga elevada.

Os Casos 6610, 6710, 6711, 6712 têm custos monetários semelhantes (7, 24, 46, 131, 132, 170 e 172), sem a correção dos fluxos. Entretanto, quando se verifica o fluxo 184, identifica-se que existem grandes variações, fato constatado pela diferença da tarifa de energia elétrica recebida da CHESF (vide tabela 6.11).

De acordo com a empresa-base, a tarifa da energia elétrica do turbogerador a gás da UMP tem valor fixado em 26R\$/MWh, critério adotado pela indústria. A tarifa da CHESF, pode alterar de acordo com o dia, “ponta” ou “fora de ponta”, e o período do ano, ou seja, se é “úmido” ou “seco”. Isto depende se existe estoque excedente de água nos reservatórios da CHESF e se a mesma preferir converter essa energia hidráulica em elétrica e comercializar por um preço de ocasião, a ter de deixar a água verter sem a conversão.

Foram simuladas diversas tarifas de acordo com a indicação da CHESF, valores apresentados na tabela 6.11. O menor custo monetário do *pool* de energia elétrica é para o Caso - 6610, por ter a menor tarifa da CHESF. O valor médio encontrado para o *pool* é 26,19R\$/MWh, e se comparado com a tarifa CHESF que era de 21,21R\$/MWh, o valor é maior em 24%, mas mesmo assim é vantajoso para empresa pois o concessionário não pode atender toda a demanda do empreendimento durante todo o ano, sendo necessária a cogeração.

Para o Caso - 6712 a tarifa da energia elétrica da CHESF admitida foi de 24,41R\$/MWh, como no exemplo anterior o valor do custo do *pool* foi também superior, sendo calculada em 27,89R\$/MWh, um acréscimo de 14%.

Nos Casos - 6710 e 6711 há uma inversão. Quando as tarifas da CHESF consideradas foram 30,85 e 35,30R\$/MWh respectivamente, os custos do *pool* de energia elétrica foram menores, no

primeiro caso a diferença foi 0,85R\$/MWh e no segundo 3,83R\$/MWh, ou seja, 2,7 e 10,8%, respectivamente. Vide as tabelas 6.21, 6.22, 6.23 e 6.24.

A Figura 6.13 mostra como é a evolução dos custos do *pool* da energia elétrica gerada na empresa em relação as diversas tarifas praticadas pelo concessionário. Identifica-se que o ponto de equilíbrio é quando a tarifa da CHESF está em torno de 30R\$/MWh. Para tarifas acima deste valor, cogerar fica mais atrativo, isto é, a empresa terá uma maior rentabilidade

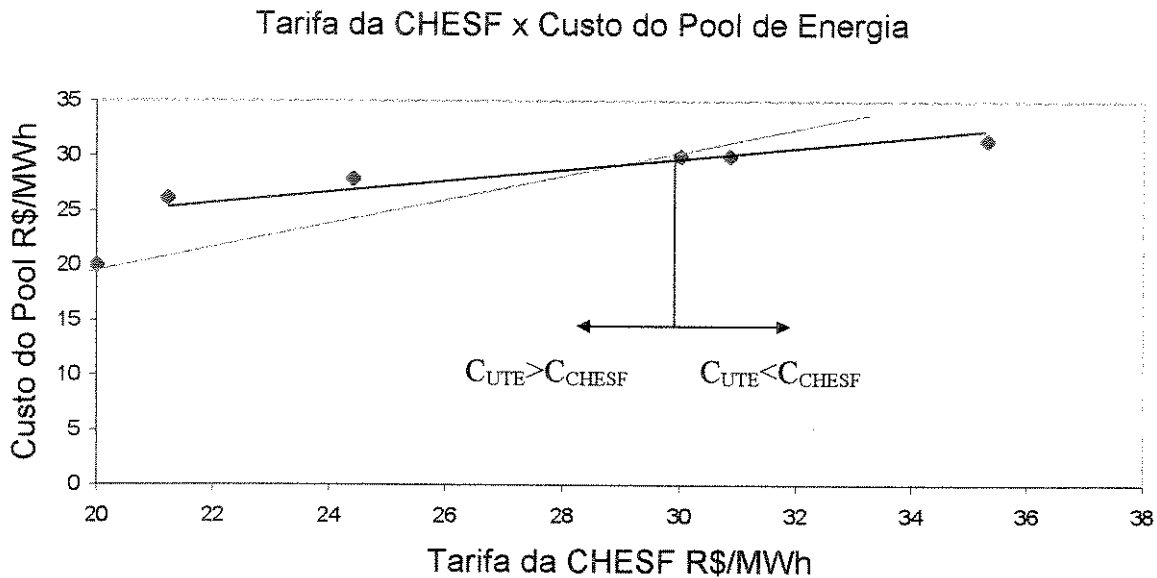


Figura 6.13 - Tarifa da CHESF x Custo do *pool* de Energia Elétrica

Tabela 6.21 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6610

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
Produtos						
7	Vapor120 p/UMP	174,90	2,255	1,0970	9,525	10,11
24	Vapor 42 Export.	83,19	2,256	0,5219	7,78	8,26
46	Vapor 15 Export.	39,68	2,253	0,2486	6,32	6,70
131	Potência TG Gás	31,96	1,931	0,2098	23,63	25,01
132	Pot. TG Cond.	26,09	2,972	0,2157	29,76	31,14
170	Potência TG A	38,37	2,731	0,2914	27,34	28,72
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	31,06	3,107	0,2684	31,11	32,49
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	225,20	1,909	1,5520	24,81	26,19
Perdas						
113	Condensado	2,520	2,239	0,0158	0,339	-
115	Ag. Refrigeração	243,80	1,076	0,0620	0,010	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,511	2,238	0,0031	1,91	-
120	Purga Cal C	0,465	2,240	0,0029	1,93	-
121	Purga Cal D	0,608	2,258	0,0038	1,96	-
122	Purga Cal E	0,460	2,260	0,0029	1,96	-
123	Purga Cal Rec	0,078	2,242	0,0006	2,61	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,46	1,00	0,0270	0,32	-
152	Gases Cal C	8,974	1,00	0,0233	0,30	-
153	Gases Cal D	13,12	1,00	0,0345	0,33	-
154	Gases Cal E	8,786	1,00	0,0230	0,30	-
155	Gases Cal Rec	7,681	1,93	0,0504	0,43	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	296,28	2,2712	0,5730	7,033	-
VC 3	Caldeira C	266,53	2,2505	0,5251	7,093	-
VC 4	Caldeira D	348,60	2,2738	0,7019	7,249	-
VC 5	Caldeira E	263,74	2,3037	0,5363	7,322	-
VC 6	Cald. Recuperação	44,54	2,4897	0,1447	11,696	-

Tabela 6.22- Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6710

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
Produtos						
7	Vapor120 p/UMP	174,90	2,255	1,1010	9,560	10,14
24	Vapor 42 Export.	83,19	2,256	0,5238	7,81	8,28
46	Vapor 15 Export.	39,68	2,253	0,2495	6,34	6,73
131	Potência TG Gás	31,96	1,931	0,2098	23,63	25,01
132	Pot. TG Cond.	26,09	2,972	0,2164	29,86	31,24
170	Potência TG A	38,37	2,731	0,2924	27,43	28,82
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	31,06	3,107	0,2693	31,21	32,59
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	225,20	1,909	1,7900	28,61	30,00
Perdas						
113	Condensado	2,520	2,239	0,0158	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	243,80	1,076	0,0620	0,010	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,511	2,238	0,0031	1,91	-
120	Purga Cal C	0,465	2,240	0,0029	1,93	-
121	Purga Cal D	0,608	2,258	0,0038	1,96	-
122	Purga Cal E	0,460	2,260	0,0029	1,96	-
123	Purga Cal Rec	0,078	2,242	0,0006	2,61	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,46	1,00	0,0270	0,32	-
152	Gases Cal C	8,974	1,00	0,0233	0,30	-
153	Gases Cal D	13,12	1,00	0,0345	0,33	-
154	Gases Cal E	8,786	1,00	0,0230	0,30	-
155	Gases Cal Rec	7,681	1,93	0,0504	0,43	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	296,28	2,2712	0,5730	7,038	-
VC 3	Caldeira C	266,53	2,2505	0,5251	7,100	-
VC 4	Caldeira D	348,60	2,2738	0,7019	7,254	-
VC 5	Caldeira E	263,74	2,3037	0,5363	7,328	-
VC 6	Cald. Recuperação	44,54	2,4897	0,1447	11,696	-

Tabela 6.23 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6711

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
	Produtos					
7	Vapor 120 p/UMP	174,90	2,255	1,1020	9,569	10,15
24	Vapor 42 Export.	83,19	2,256	0,5245	7,82	8,29
46	Vapor 15 Export.	39,68	2,253	0,2499	6,35	6,74
131	Potência TG Gás	31,96	1,931	0,2098	23,63	25,01
132	Pot. TG Cond.	26,09	2,972	0,2167	29,90	31,28
170	Potência TG A	38,37	2,731	0,2928	27,47	28,85
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	31,06	3,107	0,2697	31,26	32,64
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	225,20	1,909	1,8820	30,09	31,47
	Perdas					-
113	Condensado	2,520	2,239	0,0158	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	243,80	1,076	0,0620	0,010	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,511	2,238	0,0031	1,91	
120	Purga Cal C	0,465	2,240	0,0029	1,93	
121	Purga Cal D	0,608	2,258	0,0038	1,96	
122	Purga Cal E	0,460	2,260	0,0029	1,96	
123	Purga Cal Rec	0,078	2,242	0,0006	2,61	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,46	1,00	0,0270	0,32	-
152	Gases Cal C	8,974	1,00	0,0233	0,30	-
153	Gases Cal D	13,12	1,00	0,0345	0,33	-
154	Gases Cal E	8,786	1,00	0,0230	0,30	-
155	Gases Cal Rec	7,681	1,93	0,0504	0,43	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	296,28	2,2712	0,5730	7,040	-
VC 3	Caldeira C	266,53	2,2505	0,5251	7,103	-
VC 4	Caldeira D	348,60	2,2738	0,7019	7,256	-
VC 5	Caldeira E	263,74	2,3037	0,5363	7,331	-
VC 6	Cald. Recuperação	44,54	2,4897	0,1447	11,696	-

Tabela 6.24 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6712

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
Produtos						
7	Vapor 120 p/UMP	174,90	2,255	1,0990	9,543	10,13
24	Vapor 42 Export.	83,19	2,256	0,5228	7,79	8,27
46	Vapor 15 Export.	39,68	2,253	0,2490	6,33	6,71
131	Potência TG Gás	31,96	1,931	0,2098	23,63	25,01
132	Pot. TG Cond.	26,09	2,972	0,2160	29,80	31,19
170	Potência TG A	38,37	2,731	0,2918	27,38	28,76
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	31,06	3,107	0,2688	31,16	32,54
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	225,20	1,909	1,6580	26,50	27,89
Perdas						
113	Condensado	2,520	2,239	0,0158	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	243,80	1,076	0,0620	0,010	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,511	2,238	0,0031	1,91	-
120	Purga Cal C	0,465	2,240	0,0029	1,93	-
121	Purga Cal D	0,608	2,258	0,0038	1,96	-
122	Purga Cal E	0,460	2,260	0,0029	1,96	-
123	Purga Cal Rec	0,078	2,242	0,0006	2,61	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,46	1,00	0,0270	0,32	-
152	Gases Cal C	8,974	1,00	0,0233	0,30	-
153	Gases Cal D	13,12	1,00	0,0345	0,33	-
154	Gases Cal E	8,786	1,00	0,0230	0,30	-
155	Gases Cal Rec	7,681	1,93	0,0504	0,43	-
VC	Vapor de 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	296,28	2,2712	0,5730	7,036	-
VC 3	Caldeira C	266,53	2,2505	0,5251	7,096	-
VC 4	Caldeira D	348,60	2,2738	0,7019	7,251	-
VC 5	Caldeira E	263,74	2,3037	0,5363	7,326	-
VC 6	Cald. Recuperação	44,54	2,4897	0,1447	11,696	-

6.10 - Análise dos Casos 6810, 6811 e 6812

Como no item anterior, os parâmetros do Caso - 6610 foram utilizados como dados básicos para as simulações que seguem.

Os resultados encontram-se nas Tabelas 6.25, 6.26 e 6.27. A Figura 6.14 mostra como é a evolução do custo dos produtos comercializados pela empresa-base em relação ao preço do Rasf. Fica evidente que quanto maior for o maior o preço do combustível, mais aumentam os custos dos produtos.

Todos estes casos foram simulados com as mesmas tarifas de energia elétrica. Entretanto, o que se queria identificar era a influência do preço dos combustíveis no custo final dos produtos gerados na UTE.

O preço do Rasf é definido pela PETROBRAS, os preços do GAP e RAP foram atrelados ao Rasf pelo equivalente exergético (a empresa-base faz pelo poder calorífico inferior), e preço do gás combustível foi fornecido pela empresa-base. Para o Caso - 6810 verificou-se que ocorreu o maior custo dos produtos, mas mesmo assim o custo do *pool* de energia ficou inferior a tarifa admitida, portanto, identifica que se houver um aumento no preço do petróleo e desde que à tarifa da CHESF não ultrapasse o valor simulado, mesmo assim ainda fica atrativa a operação.

Chama-se atenção para o Caso - 6812, em que foi considerado o preço do Rasf em 110R\$/t e os demais combustíveis com preço apenas de 10% praticado no Caso - 6810. Justifica-se este baixo valor devido ao fato de que estes combustíveis são resíduos e, portanto, o pagamento proposto seria apenas para cobrir os custos de transferência dos mesmos. Neste caso, além de baixar os custos dos produtos de maneira geral, o custo da potência do turbogerador a gás fica em 3,37R\$/MWh. O custo do *pool* de energia elétrica fica em 26,06R\$/MWh, claramente abaixo da tarifa praticada pela concessionária, que foi admitida em 35,30R\$/MWh.

Tabela 6.25 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6810

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
	Produtos					
7	Vapor120 p/UMP	174,90	2,255	1,3110	11,384	12,08
24	Vapor 42 Export.	83,19	2,256	0,6237	9,30	9,87
46	Vapor 15 Export.	39,68	2,253	0,2971	7,55	8,01
131	Potência TG Gás	31,96	1,931	0,2567	28,91	30,58
132	Pot. TG Cond.	26,09	2,972	0,2577	35,56	37,22
170	Potência TG A	38,37	2,731	0,3482	32,67	34,33
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	31,06	3,107	0,3207	37,17	38,83
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	225,20	1,909	2,0690	33,07	34,73
	Perdas					
113	Condensado	2,520	2,239	0,0158	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	243,80	1,076	0,0620	0,010	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,511	2,238	0,0031	1,91	-
120	Purga Cal C	0,465	2,240	0,0029	1,93	-
121	Purga Cal D	0,608	2,258	0,0038	1,96	-
122	Purga Cal E	0,460	2,260	0,0029	1,96	-
123	Purga Cal Rec	0,078	2,242	0,0006	2,61	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,46	1,00	0,0270	0,32	-
152	Gases Cal C	8,974	1,00	0,0233	0,30	-
153	Gases Cal D	13,12	1,00	0,0345	0,33	-
154	Gases Cal E	8,786	1,00	0,0230	0,30	-
155	Gases Cal Rec	7,681	1,93	0,0504	0,43	-
VC	Vapor 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	296,28	2,2712	0,5730	8,462	-
VC 3	Caldeira C	266,53	2,2505	0,5251	8,514	-
VC 4	Caldeira D	348,60	2,2738	0,7019	8,784	-
VC 5	Caldeira E	263,74	2,3037	0,5363	8,857	-
VC 6	Cald.Recuperação	44,54	2,4897	0,1447	14,314	-

Tabela 6.26 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6811

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário RS/s	Custo* Monetário RS/t ou RS/MWh#	Custo** Monetário RS/t ou RS/MWh*
	Produtos					
7	Vapor120 p/UMP	174,90	2,255	0,9152	7,947	8,41
24	Vapor 42 Export.	83,19	2,256	0,4355	6,49	6,87
46	Vapor 15 Export.	39,68	2,253	0,2074	5,27	5,58
131	Potência TG Gás	31,96	1,931	0,1323	14,90	16,00
132	Pot. TG Cond.	26,09	2,972	0,1799	24,82	25,92
170	Potência TG A	38,37	2,731	0,2431	22,81	23,90
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	31,06	3,107	0,2239	25,95	27,04
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	225,20	1,909	1,6810	26,87	27,96
	Perdas					
113	Condensado	2,520	2,239	0,0158	0,339	-
115	Ag. Refrigeração	243,80	1,076	0,0620	0,010	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,511	2,238	0,0031	1,91	
120	Purga Cal C	0,465	2,240	0,0029	1,93	
121	Purga Cal D	0,608	2,258	0,0038	1,96	
122	Purga Cal E	0,460	2,260	0,0029	1,96	
123	Purga Cal Rec	0,078	2,242	0,0006	2,61	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,46	1,00	0,0270	0,32	-
152	Gases Cal C	8,974	1,00	0,0233	0,30	-
153	Gases Cal D	13,12	1,00	0,0345	0,33	-
154	Gases Cal E	8,786	1,00	0,0230	0,30	-
155	Gases Cal Rec	7,681	1,93	0,0504	0,43	-
VC	Vapor 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário RS/s [C*p]	Custo* Monetário RS/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	296,28	2,2712	0,5730	5,666	-
VC 3	Caldeira C	266,53	2,2505	0,5251	5,719	-
VC 4	Caldeira D	348,60	2,2738	0,7019	6,163	-
VC 5	Caldeira E	263,74	2,3037	0,5363	6,165	-
VC 6	Cald. Recuperação	44,54	2,4897	0,1447	7,375	-

Tabela 6.27 - Produtos e Perdas da Planta. - Caso Estudo - 6812

Fluxos	Nomes	Exergia [MW]	Custo Exergético Unitário [k]	Custo Monetário R\$/s	Custo* Monetário R\$/t ou R\$/MWh#	Custo** Monetário R\$/t ou R\$/MWh*
Produtos						
7	Vapor120 p/UMP	174,90	2,255	0,9126	7,924	8,33
24	Vapor 42 Export.	83,19	2,256	0,4343	6,47	6,81
46	Vapor 15 Export.	39,68	2,253	0,2069	5,26	5,53
131	Potência TG Gás	31,96	1,931	0,0214	2,40	3,37
132	Pot. TG Cond.	26,09	2,972	0,1794	24,75	25,72
170	Potência TG A	38,37	2,731	0,2424	22,74	23,71
171	Potência TG B	-	-	-	-	-
172	Potência TG C	31,06	3,107	0,2233	25,88	26,85
173	Potência TG D	-	-	-	-	-
184	Pool EE	225,20	1,909	1,5720	25,13	26,09
Perdas						
113	Condensado	2,520	2,239	0,0158	0,339	-
115	Ág. Refrigeração	243,80	1,076	0,0620	0,010	-
118	Purga Cal A	-	-	-	-	-
119	Purga Cal B	0,511	2,238	0,0031	1,91	-
120	Purga Cal C	0,465	2,240	0,0029	1,93	-
121	Purga Cal D	0,608	2,258	0,0038	1,96	-
122	Purga Cal E	0,460	2,260	0,0029	1,96	-
123	Purga Cal Rec	0,078	2,242	0,0006	2,61	-
150	Gases Cal A	-	-	-	-	-
151	Gases Cal B	10,46	1,00	0,0270	0,32	-
152	Gases Cal C	8,974	1,00	0,0233	0,30	-
153	Gases Cal D	13,12	1,00	0,0345	0,33	-
154	Gases Cal E	8,786	1,00	0,0230	0,30	-
155	Gases Cal Rec	7,681	1,93	0,0504	0,43	-
VC	Vapor 120 bar	Vazão Mássica [t/h]	Custo Exergético Unitário [kp]	Custo Monetário R\$/s [C*p]	Custo* Monetário R\$/t [C*p]	
VC 1	Caldeira A	-	-	-	-	-
VC 2	Caldeira B	296,28	2,2712	0,5730	7,009	-
VC 3	Caldeira C	266,53	2,2505	0,5251	5,765	-
VC 4	Caldeira D	348,60	2,2738	0,7019	5,784	-
VC 5	Caldeira E	263,74	2,3037	0,5363	6,131	-
VC 6	Cald. Recuperação	44,54	2,4897	0,1447	1,191	-

Custos dos Produtos de Exportação x Preço do Rasf

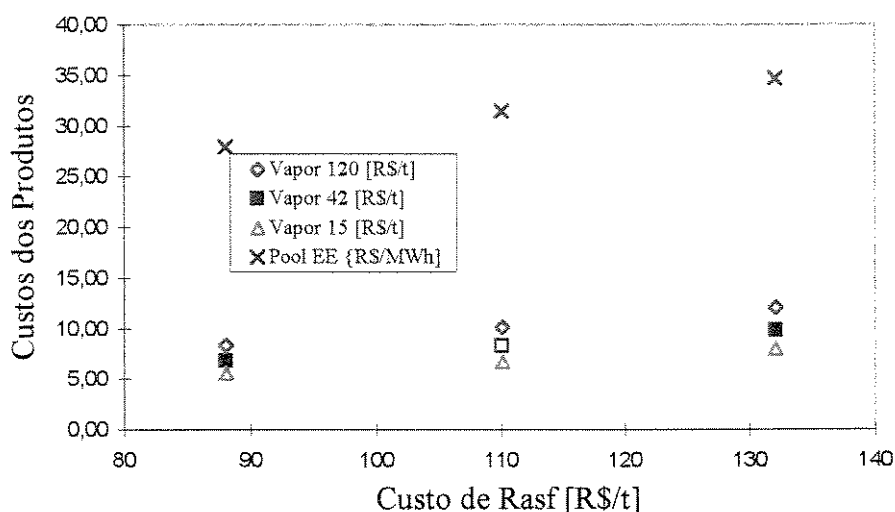


Figura 6.14 - Custos dos Produtos x Preço do Rasf

6.11 Comentários Finais

Das análises anteriormente apresentadas fica evidente que os custos dos produtos estão intrinsecamente correlacionados com a maneira de operação, com as tarifas de energia elétrica e com os custos dos combustíveis.

Para uma visão geral do comportamento dos parâmetros estudados durante a análise com os diversos casos, elaborou-se a Tabela 6.28, que sintetiza de maneira clara a evolução dos custos, bem como as eficiências de primeira e segunda leis e o grau de perfeição termodinâmica e o fator de recuperação possível.

Qual será o melhor caso? É uma pergunta natural a ser feita. A resposta não pode ser dada de maneira imediata pois dependerá da conjuntura do momento e outros fatores que são exógenos à empresa-base. Porém, se fosse possível optar, a escolha recairia sobre o Caso - 6812, o qual seria a opção mais atrativa.

Em qualquer análise deve-se levar em conta que a empresa tem de atender a demanda de vapor para UMP (vapor de 120 bar) e para o Pólo, isto é, vapor de 42 e de 15 bar, além da energia elétrica.

	Caso- 6105	Caso- 6205	Caso- 6305	Caso- 6405	Caso- 6110	Caso- 6210	Caso- 6310	Caso- 6410	Caso- 6510	Caso- 6511	Caso- 6710	Caso- 6711	Caso- 6712	Caso- 6810	Caso- 6811	Caso- 6812
Vapor 120 [R\$/t]	9,79	9,89	9,84	9,90	9,79	9,90	9,81	9,90	10,08	10,13	10,11	10,14	10,15	12,08	8,41	8,33
Vapor 42 [R\$/t]	8,08	8,00	8,05	8,10	8,00	8,09	8,03	8,10	8,24	8,28	8,26	8,28	8,29	9,87	6,87	6,81
Vapor 15 [R\$/t]	6,50	6,56	6,55	6,57	6,51	6,56	6,53	6,57	6,69	6,73	6,70	6,73	6,74	8,01	5,58	5,53
Pot. TG_Gás [R\$/MWh]	-	-	-	-	-	-	-	-	25,75	25,81	25,01	25,01	25,01	30,58	16,00	3,37
Pot. TG_Cond[R\$/MWh]	29,99	30,15	33,01	30,22	30,00	30,16	32,93	30,23	32,73	32,86	31,14	31,24	31,28	37,22	25,92	25,72
Pot. TG_A [R\$/MWh]	33,00	29,09	49,81	29,62	33,02	29,09	49,67	29,61	28,60	28,72	28,72	28,82	28,85	34,33	23,90	23,71
Pot. TG_B [R\$/MWh]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Pot. TG_C [R\$/MWh]	-	-	51,80	39,10	-	-	51,67	39,10	33,03	33,17	32,49	32,59	32,64	38,83	27,04	26,85
Pot. TG_D [R\$/MWh]	32,08	29,91	33,69	30,09	32,10	29,92	33,61	30,10	-	-	-	-	-	-	-	-
Pool EE [R\$/MWh]	25,12	25,12	26,58	26,61	25,11	25,76	26,55	26,60	25,72	25,80	26,19	30,00	31,47	34,73	27,96	26,09
Cal_A [R\$/t]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cal_B [R\$/t]	7,06	7,02	7,03	7,05	7,0754	7,03	7,11	7,05	7,05	7,00	7,03	7,03	7,04	8,46	5,66	7,00
Cal_C [R\$/t]	7,08	7,05	7,03	7,09	7,0962	7,05	7,11	7,09	7,10	-	7,09	7,10	7,10	8,51	5,71	5,76
Cal_D [R\$/t]	7,28	7,2	7,30	7,24	7,2467	7,29	7,35	7,25	7,25	7,25	7,24	7,25	7,25	8,78	6,16	5,78
Cal_E [R\$/t]	7,35	7,29	7,29	7,27	7,3619	7,30	7,33	7,28	7,33	7,33	7,32	7,32	7,33	8,85	6,16	6,13
Cal_Rec [R\$/t]	-	-	-	-	-	-	-	-	12,092	12,09	11,69	11,69	11,69	14,31	7,37	1,19
η [%]	83,39	81,98	83,15	77,52	83,34	77,28	83,15	77,52	78,55	78,48	75,67	75,67	75,67	75,67	75,67	75,67
Fr_n [%]	8,74	15,68	7,42	14,51	15,72	8,90	7,57	14,69	13,04	14,19	16,28	16,28	16,28	16,28	16,28	16,28
η_2 [%]	77,52	74,02	80,13	75,00	80,67	74,77	80,13	74,21	76,14	75,28	73,41	73,41	73,41	73,41	73,41	73,41
Fr_{n2} [%]	10,48	17,94	8,75	16,13	10,33	17,46	8,92	16,34	14,51	15,83	17,79	17,79	17,79	17,79	17,79	17,79
ϵ [%]	47,69	44,74	46,97	43,96	47,68	44,73	46,97	43,96	45,31	45,55	43,96	43,96	43,96	43,96	43,96	43,96
Fr_ϵ [%]	4,04	4,70	3,81	4,56	4,01	4,67	3,78	4,53	4,67	4,94	4,93	4,93	4,93	4,93	4,93	4,93
ϵ_2 [%]Sem EE _{CHESF,UMP}	38,71	38,22	36,81	37,26	38,71	38,21	36,81	37,26	38,79	38,84	38,42	38,42	38,42	38,42	38,42	38,42
Fr_ϵ [%]	4,73	5,25	4,54	5,10	4,69	5,22	4,50	5,07	5,22	5,55	5,42	5,42	5,42	5,42	5,42	5,42
ξ	51,73	49,43	50,79	48,52	51,69	49,40	50,75	48,50	49,98	50,49	48,89	48,89	48,89	48,89	48,89	48,89
ξ_2 Sem EE _{CHESF,UMP}	43,44	43,47	41,35	42,78	43,40	43,43	41,31	42,33	44,01	44,39	43,84	43,84	43,84	43,84	43,84	43,84

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

No Brasil, a implantação do setor petroquímico é recente mas já demonstra sua importância. Particularmente no Estado da Bahia, o Pólo Petroquímico possui um investimento superior a seis bilhões de dólares e é vital para a arrecadação do erário público, participando com cerca de 12% do PIB estadual e 25% do ICMS.

O sistema de cogeração em estudo é o maior do país em operação. A sua capacidade instalada é de 210 MW e corresponde a cerca de 72% do total do setor químico instalado no país. Porém, tem operado em carga parcial devido a fatores de mercado.

Apesar de toda sua importância, ainda não tinha sido realizado um estudo do sistema de cogeração que indicasse os custos dos produtos úteis (vapor e energia elétrica) utilizando uma metodologia que reunisse exergia e economia. A realização deste estudo possibilitou a identificação dos custos dos produtos úteis tendo como base a exergia dos fluxos, através da metodologia termoeconômica, além de quantificar os custos de cada fluxo interno da planta. Estes custos levam em conta somente os custos variáveis, isto é, os combustíveis, desde que os custos com operação e manutenção da unidade termoeletrica não foram informados pela empresa-base pois são confidenciais.

O programa foi desenvolvido para atender um sistema de cogeração em funcionamento, mas pode ser adaptado para outras plantas existentes ou a serem construídas.

Um dos limites é o número de caldeiras, convencionais e de recuperação. O mesmo acontece com os turbogeradores. Apesar de previstas, as válvulas redutoras de pressão e as turbobombas não foram simuladas, pois no período analisado a empresa manteve-as desligadas e por isso não havia informações operacionais disponíveis. A caldeira de recuperação não foi simulada com queima suplementar de combustível, pois na oportunidade esse sistema não estava operando.

Outra limitação é que os custos finais dos produtos ou dos fluxos não levam em conta os custos fixos, ou seja, investimento, operação e manutenção não foram considerados. Embora os custos de investimento não precisem ser considerados quando se trata de um sistema já existente (avaliação de estratégias de operação), a ausência dos custos de operação e manutenção (não disponível) prejudica a análise. Para estudos de otimização da operação tais custos são imprescindíveis.

Dos diversos casos estudados verifica-se que o sistema não deve operar com turbogeradores em baixa carga, pois isto vai acarretar um custo final maior do *pool* de energia elétrica. Esse tipo de operação foi realizada no primeiro semestre de 1998, e no segundo semestre os turbogeradores estavam funcionando em cargas bem elevadas.

Em todos os casos simulados ficou fixo o número de desaeradores, entretanto o programa prevê a possibilidade de alterar esta variável. Assim como também o número de caldeiras, nos casos simulados (exceto o 6511) o sistema de cogeração estava operando sempre com quatro caldeiras. A caldeira A estava parada. Porém, o programa funciona para uma ou mais caldeiras paradas. Esta possibilidade de simular o sistema com um número menor de equipamentos pode trazer vantagens, pois certamente haverá uma redução dos custos dos produtos finais. Assim como também o aumento da eficiência da planta. Isto pode ser comprovado analisando o caso 6511.

O estudo traz um aumento do conhecimento do sistema para que se possa identificar de maneira eficiente e rápida os custos dos produtos energéticos. Ainda destacam-se as eficiências de primeira e segunda leis (planta e equipamentos), as irreversibilidades de cada volume de controle, os custos monetários de cada fluxo interno, a quantificação das perdas externas, todas relevantes na priorização de um programa de aumento de eficiência térmica.

De modo geral se observou que a eficiência de primeira lei da planta para todos os casos estudados variou de 75 a 84% e se for retirada do seu cálculo a energia elétrica gerada fora da UTE, há um decréscimo, para o intervalo de 73 a 81%. O fator de recuperação de energia com base na primeira lei da termodinâmica ficou entre 7 e 16%, identificando que existem possibilidades de se recuperar parte da energia perdida.

A eficiência exergética variou entre 43 a 48% e se for retirada a parcela de energia elétrica importada da UMP e CHESF, a faixa de variação é mais baixa (entre 37 e 38%). O fator de recuperação com base segunda lei indica que se pode recuperar de 3 a 6% da exergia perdida nos diversos fluxos energéticos, que certamente diminuiria os custos dos produtos finais.

As irreversibilidades são calculadas para cada um dos volumes de controle, e para os casos simulados as maiores perdas aconteceram nas caldeiras, com cerca de 90% em relação a soma da irreversibilidade total, em seguida os turbogeradores com cerca de 3%.

Quanto à operação do sistema, deve-se evitar um excesso de ar de combustão nas caldeiras, além do especificado pelo fabricante, pois certamente ocorrerá uma maior perda e, conseqüentemente irá encarecer o produto final. Foi estimado que, se o excesso de ar cair de 1,10 para 1,05, o ganho será em torno de 60.000,00 R\$/ano.

Outra medida que pode ser avaliada é a adoção de uma estratégia de operação com apenas com três caldeiras convencionais e mais a de recuperação. De acordo com a simulação do Caso - 6511, isto traria uma economia estimada de 1.000.000,00 R\$/ano,

sem levar em conta os custos de manutenção e operação, o que certamente elevaria ainda mais esta economia. As caldeiras A e D foram mantidas paradas na simulação.

É relevante trabalhar com equipamentos em carga elevada, preferencialmente os turbogeradores de contrapressão, e a modulação da carga total no período de “ponta” poderia ser executada pelo turbogerador de condensação ou pelo turbogerador a gás.

É evidente que os custos dos produtos estão intrinsecamente associados ao preço dos combustíveis e as tarifas de energia elétrica praticadas pela concessionária. Para avaliar esta sensibilidade foram construídas tabelas e gráficos apontando qual é a tendência de evolução dos custos.

Tomando como base o Caso - 6610, em que o custo do Rasf é o de 110 R\$/t e o preço dos resíduos seguem por uma equivalência exergética, obteve-se um custo do *pool* de energia elétrica de 26,19R\$/MWh, valor acima do praticado pela concessionária (nesta simulação a tarifa da CHESF foi de 21,23R\$/MWh). Entretanto se a tarifa da CHESF subir para 30,85R\$/MWh, mantendo os demais preços dos combustíveis, o custo do *pool* de energia elétrica será de 30,0R\$/MWh, ligeiramente inferior ao praticado pela concessionária. Aumentando a tarifa da CHESF para 35,30 R\$/MWh (Caso - 6711) o custo do pool de energia elétrica será de 31,47 R\$/MWh, muito abaixo ao comercializado pela concessionária. Portanto, para tarifas da CHESF maiores que 30,0 R\$/MWh, o custo da energia elétrica cogerada fica atrativa, com valores abaixo ao praticado pela concessionária.

Para avaliar a sensibilidade dos custos dos combustíveis no custo final dos produtos, foram simulados os Casos - 6810, 6811 e 6812. Em todos esses casos a tarifa da energia elétrica da CHESF ficou em 35,30 R\$/MWh. Para o primeiro caso, o preço do Rasf foi aumentado em 20% (132 R\$/t), e os demais combustíveis foram majorados de acordo com sua exergia, tendo como base o Rasf. O custo do *pool* de energia elétrica foi de 34,73R\$/MWh, valor ligeiramente inferior à tarifa da CHESF. No caso seguinte, o preço do Rasf foi reduzido em 20%(88 R\$/MWh) do valor atual. O custo do *pool* de energia elétrica foi de 27,97 R\$/MWh, bem inferior ao praticado pela concessionária. Finalmente

no último caso, o preço do Rasf é mantido em 110 R\$/t e os preços dos demais combustíveis residuais foram valorados em 10% do valor do Rasf, já que tratam de resíduos que não têm mercado comercial. O custo do *pool* de energia elétrica baixou para 26,09R\$/MWh, muito abaixo da tarifa da CHESF que foi considerada em 35,30R\$/MWh. Ressalta-se que o custo da potência gerada na turbina a gás decresceu radicalmente para 3,37R\$/MWh, pois o preço do gás combustível baixou significativamente.

A valoração dos custos dos combustíveis residuais deverá ser discutido entre os setores da empresa-base e a possibilidade de remunerar os resíduos queimados na UTE por um custo simbólico de incineração não pode ser descartada. Com esta medida pode-se ter custos dos diversos produtos muito atrativos. Entretanto essa é uma decisão interna e requer uma discussão envolvendo as diversas unidades e a sua diretoria.

O sistema opera diariamente em duas condições diferentes, isto é, “na ponta” e “fora da ponta” de acordo com toda a estratégia entre a demanda do Pólo, a importação de energia elétrica da CHESF e a geração própria. Comparando os Casos - 6711 e 6110 “na pont a” e “fora da ponta”, respectivamente, observa que o custo do *pool* de energia para a simulação foi de 31,47R\$/MWh e 25,11R\$/MWh, respectivamente, um aumento significativo. Todavia a tarifa da energia eletrica da CHESF foi de 35,30R\$/MWh e 21,23R\$/MWh, respectivamente.

De acordo com os dados estudados, quando o sistema estava operando, com três turbogeradores de contrapressão, em carga reduzida, somente com a análise da operação (capítulo 5) já era possível identificar uma condição ineficiente do sistema térmico. Este fato foi comprovado, mais adiante, com a utilização do método termoeconômico. Esta condição de funcionamento foi modificada, passando a operar apenas dois turbogeradores de contrapressão a plena carga. Entretanto, a redução do número de turbogeradores operando pode diminuir a confiabilidade do sistema, ou seja, se por acaso um dos turbogeradores parar de repente provoca desequilíbrio no sistema elétrico.

Quanto à caldeira de recuperação, se ela estivesse operando com a temperatura dos gases de saída da chaminé em torno de 150°C (atualmente é 230 .°C), haveria uma economia de aproximadamente 1.000.000,00R\$/ano, com a geração de mais vapor.

As recomendações para trabalhos futuros são de diversa natureza: trabalhos dando continuidade à simulação do programa; trabalhos em pontos, específicos identificados pela simulação; e por último num contexto mais amplo. São elas:

- Inicialmente, recomenda-se testar o simulador variando o excesso de ar de combustão das caldeiras, com valores maiores que os testados e que sejam representativos de situações reais de operação;
- utilização de dados econômicos completos para custos fixos (investimentos, operação e manutenção), para uma análise termoeconômica completa;
- simular o sistema com a caldeira de recuperação operando com queima suplementar para avaliar seu impacto sobre os custos dos produtos;
- simular o sistema operando com três caldeiras e três ou quatro desaeradores;
- desenvolver um estudo específico para as caldeiras convencionais, visando reduzir as irreversibilidades identificadas pelo simulador;
- desenvolver um estudo para a caldeira de recuperação com objetivo de reduzir a temperatura dos gases de exaustão, aumentando a produção de vapor;
- fazer um estudo de viabilidade de substituição dos turbogeradores existentes, por máquinas mais eficientes e com maior flexibilidade de modulação, dada a proximidade do final da vida útil desses equipamentos;

- sugerir à empresa-base o acompanhamento de maneira sistemática dos parâmetros identificados como relevantes pelo simulador para o aumento da eficiência térmica da empresa;
- sugerir à empresa-base desenvolver um programa de treinamento para os engenheiros e supervisores com a finalidade de difundir esta metodologia proposto neste trabalho;
- sugerir à empresa-base desenvolver um treinamento específico com os operadores das caldeiras para conscientizá-los da importância dos parâmetros térmicos fundamentais para uma operação eficiente do sistema;
- sugerir à empresa-base um estudo sobre os impactos ambientais causados pela emissão dos efluentes gasosos, em especial, o SO_2 , indicando alternativas;
- sugerir à empresa-base estudo de otimização da operação do sistema térmico;
- sugerir à empresa-base estudo exergetico e termoeconômico para unidade de matérias-primas (UMP);
- estudo similar ao desenvolvido tendo como fronteira o ponto de entrega das utilidades (energia elétrica, vapor de 42 e 15 bar) nas empresas coligadas. Efeitos de vazamentos nas tubovias, deficiências no isolamento térmico e estado dos medidores ficariam evidentes.

Referências Bibliográficas

ABIQUIM - Associação Brasileira da Indústria Química e de Produtos Derivados.
Consumo Energético da Indústria Química e Petroquímica, São Paulo, 1996.

ABIQUIM - Associação Brasileira da Indústria Química e de Produtos Derivados.
Relatório Anual - 1997, São Paulo, 1998.

ALMEIDA, R. A Petroquímica na Economia Nacional. Simpósio Franco-Brasileiro sobre a Indústria Petroquímica SME - Secretaria das Minas e Energia, 03 a 09/12 de 1972, p 61 a 68, Salvador, 1972.

ANTUNES, A. M. S., A Indústria Petroquímica Brasileira - Estrutura , Desempenho e a Relação com a Química Fina. UFRJ, Rio de Janeiro, 1987.

BEJAN, A., Entropy Generation Trough Heat and Fluid Flow, Wiley, NY, 1982.

BENEDICT, M., GYFTPOULOS, E. P. Economic Selection of the Components of an Air Separation Process. ACS Symposium Series 122, p. 195-204, 1980.

- CARNOT, N. S., **Reflections on The Motive Power of Fire**. Dover Publications, 1960.
- CNI **Manual de Racionalização do Uso dos Combustíveis**. CNI - Confederação Nacional da Indústria, Departamento de Assistência à Média e Pequena Empresa, Rio de Janeiro, 1980.
- COPENE- Companhia Petroquímica do Nordeste, **Relatório Anual**. Salvador, 1998.
- EL-SAYED, Y. M., and EVANS, R. B. **Thermoeconomics and Design of Heat System**. Trans. ASME, *J. Eng. Power*, v. 92, p. 27-34, 1970.
- Del CAMPO, E. R. B., CERQUEIRA, S. A. A. da G., NEBRA, S. A., Thermoeconomic analysis of a Cuban sugar cane mill Energy Conversion and Management, vol. 39. Iss 16-18, pp 1773-1780, 1998.
- EL-SAYED, Y. M., GAGGIOLI, R. A., **A Critical Review of Second Law Costing Methods I - Background and Algebraic Procedures**. *J. of Energy Resources Technology*, v. 11, p. 8-15, March, 1989.
- FERREIRA, A. B. de H., **Novo Dicionário da Língua Portuguesa**. 1ª ed. Ed. Nova Fronteira, RJ, 1986.
- FRANCO, A. B., **Conservação de Energia na Área Industrial da Petrobras - Oito Anos de Trabalho Sistemático**. 3º Congresso de Utilidades, 23 a 27/11/1981, IBP, São Paulo, 1981.
- FRANGOPOULOS, C. A., **Functional Decomposition for Optimal Design of Complex Thermal Systems**. *Energy*, vol. 13, nº 3, p 239-244, 1988.

- GAGGIOLI, R. A., **Principles of Thermodynamics**. *ACS Symposium Series* 122, p. 3-14, 1980.
- GAGGIOLI, R. A., **Second Law Analysis for Process and Energy Engineering**. *ACS Symposium Series* 235, p. 3-50, 1983.
- GHIORZI, T. M., **Análise Exergética em Plantas de Separação Primária de Petróleo**. Campinas: FEM, UNICAMP, 1997 Dissertação (Mestrado), 1997.
- GORECHI, J. P. **Conservação de Energia na Indústria Química e Produtos Derivados**. 3º Congresso de Utilidades de 23 a 27/11/1981, IBP, São Paulo, 1981.
- GUARINELLO Jr. F. F., **Avaliação de um Sistema de Cogeração Proposto para um Pólo Industrial**. FEM, UNICAMP, 1997 Dissertação (Mestrado), 1997
- HAYWOOD, R. W. , **A Critical Review of the Theorems of Thermodynamic Availability, with Concise Formulations**. Part 1 and 2. *J. Mechanical Engineering Science*, v. 16, n. 3 and v. 16 n. 4, 1974.
- IBP - Instituto Brasileiro do Petróleo **A Indústria Petroquímica Brasileira**. Rio de Janeiro, 1983
- KEENAN, J. H., **A Steam Chart for Second-Law Analysis - A Study of Thermodynamic Availability in the Steam Power Plant**. *Mech. Eng.* v. 54, p. 195-204, 1932.
- KENNY, W. F., **Second Law Analysis to Improve Industrial Processes**. *ACS Symposium Series* 235, p. 51-70, 1983.
- KNOCHE, K. F., TSATSARONIS, G., **Exergetic Analysis of Energy Conversion Processes**. *ACS Symposium Series* 235, p. 135-146, 1983.

- KOTAS T. J. **The Exergy Method of Thermal Plant Analyses**. Butterworths, 1st Edition, London, UK, 1985.
- LAFER, M. B., **Planejamento no Brasil**. Coleção Debates - Economia, Ed. Perspectiva, São Paulo, 1975.
- LATORRE, C. O. F., **Diagnóstico do Potencial de Conservação de Energia**. V CBE - Congresso Brasileiro de Energia, v. II, p. 617-636, Rio de Janeiro, 1990.
- LLAGOSTERA, J., Análise das Derivadas Parciais da Exergia do Vapor D'água em Relação à Pressão e à Temperatura. *ABCM/COBEM'96* p.435-440, novembro, Florianópolis-SC, 1996.
- LOPES, L. A., **Vinte Anos de Proálcool: Avaliações e Perspectivas**. *Revista Economia & Empresa*, v. 3, n. 2 p. 49-57, abril/junho, 1996.
- MARQUES, M. J., **Implantação da Conservação da Energia no Brasil**. Separata do Boletim do Comitê Nacional Brasileiro da Conferência Mundial de Energia, Eletrobras/DEUE, Rio de Janeiro, 1988.
- MONDELO, J. L. A., **O Uso de Vapor na Indústria e geração de energia como sub-produto**. 2º Seminário de Utilidades, 6 a 11/11/1977, p. 11-18, IBP, São Paulo, 1977.
- MORAN, M.J., **Secund Law Analysis. What is State of the Art?**. *FLOWER'S*, July, 25-27, Florence, p.249-260, 1990.
- MORISHITA, H. M., **Modelagem e Simulação de Instalação a Vapor**. 2º Seminário de Utilidades. 6 a 11/11/1977, IBP, p. 11-18 São Paulo, 1977.
- NASO V., ORECCHINI F., DEL PO R., **Energy and Exergy Balances in Complex Systems: a Calculation Model Applied to "Sistema Italia"**.

Second Law Analysis of Energy Systems Towards the 21-St Century, p. 76-98, 1995.

NEIVA, J., **Conheça o Petróleo**, 5ª Ed. Ao livro Técnico, Rio de Janeiro, 1986.

OLIVEIRA Jr, S. HOMBEECK, M. VAN, **Exergy Analysis of Petroleum Separation Processes in Offshore Plataforms**. *ECOS*, june 25-27, p.63-69, Stockholm, 1996.

PAGY, A., **Eletrotermia - Uma Alternativa Energética para o Petróleo**. 3º Congresso de Utilidades 23 a 27/11/1981, IBP, São Paulo, 1981.

PETIT, P. J., GAGGIOLI, R.A , **Second Law Procedenses for Evaluating Processes**. *ACS Symposium Series* 122, p. 15-38, 1980.

PETROBRAS **A Indústria Petroquímica no Brasil**., Cadernos Petrobras nº7, Rio de Janeiro, 1984.

PROCEL - Programa Nacional de Conservação de Energia Elétrica/
ELETROBRAS, Documentação Básica. Editado pela Secretaria Executiva do Grupo Coordenador de Conservação de Energia Elétrica, Rio de Janeiro, 1986.

RAMOS, F. de S. A., **Substituição de Derivados de Petróleo por Energia Elétrica**. 3º Congresso de Utilidades de 23 a 27/11/1981, IBP, São Paulo, 1981.

RAVINDRANATH A. e THIYAGARAJAN A. **Available Energy Analysis of a Sulfuric Acid Plant**. *ACS Symposium Series* 235, p. 119-134, 1983.

REISTAD, G. M., **Availabile-Energy Utilization in U.S.** *ACS Symposium Series* 122, p. 93-112, 1980.

- REISTAD, G. M., GAGGIOLI R. A., **Available-Energy Costing**. *ACS Symposium Series* 122, p. 143-159, 1980.
- RIVERO R. e HERNÁNDEZ R., **Exergoeconomic Analysis of a Refinery's Utilities Plant**. Congress Seconde Law Analysis of Energy Systems Towards the 21-St Century, p. 325-334, 1995.
- ROTSTEIN, E., **Exergy Analysis and Thermodynamic Accouting of Utilities**. *Energy*, v.13, n.2, p. 177-182, 1988.
- SILVA, G. F., **Preparação e Estocagem de Combustíveis Sólidos na COPENE**. 3º Congresso de Utilidades 23 a 27/11/1981, IBP, São Paulo, 1981.
- SILVA, R. J., NEBRA, S. A., **Exergétic Analysis of Clinker Burnig Process in Cement Industry**. *Energy Systems and Ecology*. ASME, Cracow, Poland, July 5-9, p. 739-745, 1993.
- SIMÕES, A., **Estudo de Otimização Energética do Setor Têxtil**. V CBE - Congresso Brasileiro de Energia, v. II p. 598-605, Rio de Janeiro, 1990.
- SUAREZ, M.A., **A Petroquímica e Tecnoburocracia**, São Paulo, Ed. Hucitec, 1986.
- SZARGUT, J.; MORRIS, D. R.; and STEWARD, F. R., **Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes**. Hemisphere Publishing Co., New York, USA, 1988.
- SZARGUT, J. **Exergy and Ecology**. Second Law Analysis of Energy Systems Towards the 21-St Century, p. 11-20, 1995.
- TEIXEIRA, F., **A Dinâmica Empresarial e Tecnológica das Empresas do Complexo Petroquímico de Camaçari**, *Revista de Administração de Empresas*, Rio de Janeiro, jan/mar/88, p. 11-19, 1988.

- TORRES E. A. e GUERRA, S. G.M., **Competitividade, Energia e Petroquímica - Com particularidades para o Pólo do Nordeste. VII CBE Congresso Brasileiro de Energia**, vol. III, p 1425 - 1432, UFRJ/COPPE, Rio de Janeiro, out. 1996.
- TORRES, E. A., GALLO, W. L. R., **Exergetic Evaluation of a Cogeneration System in a Petrochemical Complex. FLOWER'S**, July, 25-27 Florence, 1997.
- TORRES, E. A., NEBRA, S. A., **Avaliação termoeconômica de um sistema de cogeração de indústria petroquímica. ABCM/COBEM'97** de 8 a 12 /12/97, Bauru, SP, 1997 (Anais em CD-Rom).
- TORRES, E. A., GALLO, W. L. R., **Exergetic Evaluation of a Cogeneration System in a Petrochemical Complex. Energy Convers.**, vol. 39, nº 16-18, pp.1845-1852, 1998.
- TSATSARONIS G., **Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems. Energy Combust**, vol. 19, pp 227-257, 1993.
- TSATSARONIS G., (guest editor) **Invited Papers on Exergoeconomics Energy Special Issue**, vol. 19 nº3, 1994.
- VALERO, A., LOZANO, M. **Curso de Termoeconomia**. (Apostila) Campinas 1994.
- VALERO, A., LOZANO, M. A., MUÑOZ, M. **A General Theory of Exergy Saving: Part I. On the Exergetic Cost, Part II. On the Thermoeconomic. Part III. Energy Saving and Thermoeconomics. In Computer-Aided Engineering Energy Systems**, vol. 3 Second Law Analysis and Modelling, R.A. Gaggioli, ed. ASME, New York, 1986.

- VERTIOLA, S. R., OLIVEIRA Jr. S., **Exergetic and Thermoeconomic Analysis of the Steam Cycle of a Medium-Sized Sugar and Alcohol mill.** *ECO'S 95*, p 231-236, July 11-15, Istambul, 1995.
- VIANA FILHO, L., **Petroquímica e Industrialização na Bahia 1967 - 1971.** Senado Federal, Brasília, 1984.
- WALL, G. **Exergy - A Useful Concept.** Physical Resource Theory Group 2nd Ed., Göteborg, 1986.
- WALL, G. **Exergy and Moral.** *Second Law Analysis of Energy Systems Towards the 21-St Century*, p. 21-29, 1995.
- WALTER, A. C. S., BAJAY, S. V., **Comparative Thermo-Economic Analysis of Cogeneration and Electricity Generation Plants Using Sugar-Cane as a Fuel.** Proceedings of 28th Intersociety Energy Conversion Engineering conference, Vol. 2, p. 2437-2442, Atlanta, aug. 08-13, 1993.
- WEPFER, W. J., CRUTCHER, B. G., Proc. American Power Conference, v. 43, p. 1070-1082, 1981.
- WEPFER, W. J., **Applications of Available-Energy Accounting.** *ACS Symposium Series 122*, p. 161-186, 1980.

ANEXO A

CÁLCULO DA EXERGIA DOS COMBUSTÍVEIS

Tabela B1 - Composição Elementar dos Combustíveis

COMBUSTÍVEIS				
	RASF	GAP	RAP	GÁS COMBUSTÍVEL
PCi (kJ/kg)	40.076	42.186	39.745	
T (°C)	210 a 220	25	110	25
P (bar)	8 a 9	3,5	8 a 9	0,8 a 1
C (%m)	88,05	86,8	89,4	71,3
H (%m)	8,85	13,1	10,5	28,7
S (%m)	2,92	0,1	0,04	-
Cinzas (%m)	0,172	0,001	0,001	-
Na (ppm)	46,25	1,4	0,4	-
V (ppm)	264	1,3	0,05	-
Ni (ppm)	39,44	-	-	-
C/H	9,95	6,62	8,5	2,48
Exergia kJ/kg	42.520	44.042	41.454	57.127

Fonte: COPENE, exceto as exergias

Tabela B 2 - Composição e Concentrações dos Gases

GÁS COMBUSTÍVEL					
Componente	% Vol	PM	PCS	H	C
H ₂	66,6	2,02	33888	100	0
CH ₄	18,2	16,04	13265	23,132	76,868
C ₂ H ₆	5,3	30,07	12399	20,112	79,888
C ₂ H ₄	0	28,05	12022	14,372	85,628
C ₃ H ₈	1,9	44,1	12034	18,286	81,714
C ₄ H ₁₀	6	58,12	11837	17,342	82,658
C ₅ H ₁₂	2	72,15	11714	16,764	83,236
SOMA	100				

Fonte: COPENE

ANEXO B

ANEXO - B

EQUACIONAMENTO PARA O SISTEMA INDUSTRIAL

GRUPO EQUAÇÕES DE ENTRADAS EXTERNAS 1 - 26

B# ₁₅₇ = B ₁₅₇	EQUAÇÃO 1 Rasf Caldeira A
B# ₁₅₈ = B ₁₅₈	EQUAÇÃO 2 GAP Caldeira A
B# ₁₇₄ = B ₁₇₄	EQUAÇÃO 3 Ar Caldeira A
B# ₁₅₉ = B ₁₅₉	EQUAÇÃO 4 Rasf Caldeira B
B# ₁₆₀ = B ₁₆₀	EQUAÇÃO 5 GAP Caldeira B
B# ₁₇₅ = B ₁₇₅	EQUAÇÃO 6 Ar Caldeira B
B# ₁₆₁ = B ₁₆₁	EQUAÇÃO 7 Rasf Caldeira C
B# ₁₆₂ = B ₁₆₂	EQUAÇÃO 8 GAP Caldeira C
B# ₁₇₆ = B ₁₇₆	EQUAÇÃO 9 Ar Caldeira C
B# ₁₆₃ = B ₁₆₃	EQUAÇÃO 10 Rasf Caldeira D
B# ₁₆₄ = B ₁₆₄	EQUAÇÃO 11 RAP Caldeira D
B# ₁₆₅ = B ₁₆₅	EQUAÇÃO 12 GC Caldeira D
B# ₁₇₇ = B ₁₇₇	EQUAÇÃO 13 Ar Caldeira D
B# ₁₆₆ = B ₁₆₆	EQUAÇÃO 14 Rasf Caldeira E
B# ₁₆₇ = B ₁₆₇	EQUAÇÃO 15 RAP Caldeira E
B# ₁₆₈ = B ₁₆₈	EQUAÇÃO 16 GC Caldeira E
B# ₁₇₈ = B ₁₇₈	EQUAÇÃO 17 Ar Caldeira E
B# ₁₆₉ = B ₁₆₉	EQUAÇÃO 18 GC Caldeira de Recuperação
B# ₄₇ = B ₄₇	EQUAÇÃO 19 Vapor de 15 bar da UMP
B# ₇₂ = B ₇₂	EQUAÇÃO 20 Vapor de 3,5 bar da UMP
B# ₁₁₆ = B ₁₁₆	EQUAÇÃO 21 Água de Reposição da UTA
B# ₁₄₃ = B ₁₄₃	EQUAÇÃO 22 GC para Turbina a Gás
B# ₁₄₄ = B ₁₄₄	EQUAÇÃO 23 Ar para a Turbina a Gás
B# ₁₁₄ = B ₁₁₄	EQUAÇÃO 24 Água de Refrigeração p/ Condensador
B# ₁₃₄ = B ₁₃₄	EQUAÇÃO 25 Energia Elétrica da UMP

$$B\#_{136} = B_{136}$$

EQUAÇÃO 26 Energia Elétrica da CHESF

GRUPO EQUAÇÕES DOS VOLUMES DE CONTROLE 27 - 85

CALDEIRA A EQUAÇÃO 27

$$B\#_{57} + B\#_{92} + B\#_{157} + B\#_{158} + B\#_{174} + B\#_{179} - B\#_1 - B\#_{150} - B\#_{97} - B\#_{118} = 0$$

CALDEIRA B EQUAÇÃO 28

$$B\#_{58} + B\#_{93} + B\#_{159} + B\#_{160} + B\#_{175} + B\#_{180} - B\#_2 - B\#_{151} - B\#_{98} - B\#_{119} = 0$$

CALDEIRA C EQUAÇÃO 29

$$B\#_{59} + B\#_{94} + B\#_{161} + B\#_{162} + B\#_{176} + B\#_{181} - B\#_3 - B\#_{152} - B\#_{99} - B\#_{120} = 0$$

CALDEIRA D EQUAÇÃO 30

$$B\#_{60} + B\#_{95} + B\#_{163} + B\#_{164} + B\#_{165} + B\#_{177} + B\#_{182} - B\#_4 - B\#_{153} - B\#_{100} - B\#_{121} = 0$$

CALDEIRA E EQUAÇÃO 31

$$B\#_{61} + B\#_{96} + B\#_{166} + B\#_{167} + B\#_{168} + B\#_{178} + B\#_{183} - B\#_5 - B\#_{154} - B\#_{101} - B\#_{122} = 0$$

CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO EQUAÇÃO 32

$$B\#_{156} + B\#_{169} + B\#_{102} - B\#_6 - B\#_{155} - B\#_{123} = 0$$

$$B\#_{143} + B\#_{144} - B\#_{156} - B\#_{131} = 0$$

TURBINA A GÁS EQUAÇÃO 33

$$B\#_8 - B\#_{13} = 0$$

TURBINA A VAPOR EQUAÇÃO 34

$$B\#_9 - B\#_{15} - B\#_{32} - B\#_{170} = 0$$

TURBINA A VAPOR A EQUAÇÃO 35

$$B\#_{10} - B\#_{16} - B\#_{33} - B\#_{171} = 0$$

TURBINA A VAPOR B EQUAÇÃO 36

$$B\#_{11} - B\#_{17} - B\#_{34} - B\#_{172} = 0$$

TURBINA A VAPOR C EQUAÇÃO 37

$$B\#_{12} - B\#_{18} - B\#_{35} - B\#_{173} = 0$$

TURBINA A VAPOR D EQUAÇÃO 38

$$B\#_{19} + B\#_{87} - B\#_{26} - B\#_{92} = 0$$

PRÉ AQUECEDOR DE ALTA A EQUAÇÃO 39

$$B\#_{20} + B\#_{88} - B\#_{27} - B\#_{93} = 0$$

PRÉ AQUECEDOR DE ALTA B EQUAÇÃO 40

$$B\#_{21} + B\#_{89} - B\#_{28} - B\#_{94} = 0$$

PRÉ AQUECEDOR DE ALTA C EQUAÇÃO 41

$$B\#_{22} + B\#_{90} - B\#_{29} - B\#_{95} = 0$$

PRÉ AQUECEDOR DE ALTA D EQUAÇÃO 42

$$B\#_{23} + B\#_{91} - B\#_{30} - B\#_{96} = 0$$

PRÉ AQUECEDOR DE ALTA E EQUAÇÃO 43

$$B\#_{14} - B\#_{31} = 0$$

VÁLVULA REDUTORA DE PRESSÃO 120/42 EQUAÇÃO 44

$$B\#_{41} + B\#_{36} + B\#_{82} - B\#_{52} - B\#_{87} = 0$$

PRÉ AQUECEDOR DE BAIXA A EQUAÇÃO 45

$$B\#_{42} + B\#_{37} + B\#_{83} - B\#_{53} - B\#_{88} = 0$$

PRÉ AQUECEDOR DE BAIXA B EQUAÇÃO 46

$B\#_{43} + B\#_{38} + B\#_{84} - B\#_{54} - B\#_{89} = 0$	PRÉ AQUECEDOR DE BAIXA C EQUAÇÃO 47
$B\#_{44} + B\#_{39} + B\#_{85} - B\#_{55} - B\#_{90} = 0$	PRÉ AQUECEDOR DE BAIXA D EQUAÇÃO 48
$B\#_{45} + B\#_{40} + B\#_{86} - B\#_{56} - B\#_{91} = 0$	PRÉ AQUECEDOR DE BAIXA A EQUAÇÃO 49
$B\#_{26} - B\#_{36} = 0$	PURGADOR 42/15 PRÉ A EQUAÇÃO 50
$B\#_{27} - B\#_{37} = 0$	PURGADOR 42/15 PRÉ B EQUAÇÃO 51
$B\#_{28} - B\#_{38} = 0$	PURGADOR 42/15 PRÉ C EQUAÇÃO 52
$B\#_{29} - B\#_{39} = 0$	PURGADOR 42/15 PRÉ D EQUAÇÃO 53
$B\#_{30} - B\#_{40} = 0$	PURGADOR 42/15 PRÉ E EQUAÇÃO 54
$B\#_{52} - B\#_{62} = 0$	PURGADOR 15/3.5 PRÉ A EQUAÇÃO 55
$B\#_{53} - B\#_{63} = 0$	PURGADOR 15/3.5 PRÉ B EQUAÇÃO 56
$B\#_{54} - B\#_{64} = 0$	PURGADOR 15/3.5 PRÉ C EQUAÇÃO 57
$B\#_{55} - B\#_{65} = 0$	PURGADOR 15/3.5 PRÉ D EQUAÇÃO 58
$B\#_{56} - B\#_{66} = 0$	PURGADOR 15/3.5 PRÉ E EQUAÇÃO 59
$B\#_{48} - B\#_{76} - B\#_{132} = 0$	TURBINA CONDENSANTE EQUAÇÃO 60
$B\#_{76} + B\#_{114} - B\#_{113} - B\#_{115} = 0$	CONDENSADOR DO TG EQUAÇÃO 61
$B\#_{67} + B\#_{145} + B\#_{138} - B\#_{77} = 0$	DESAERADOR A EQUAÇÃO 62
$B\#_{68} + B\#_{146} + B\#_{139} - B\#_{78} = 0$	DESAERADOR B EQUAÇÃO 63
$B\#_{69} + B\#_{147} + B\#_{140} - B\#_{79} = 0$	DESAERADOR C EQUAÇÃO 64
$B\#_{70} + B\#_{148} + B\#_{141} - B\#_{80} = 0$	DESAERADOR D EQUAÇÃO 65
$B\#_{71} + B\#_{149} + B\#_{142} - B\#_{81} = 0$	DESAERADOR E EQUAÇÃO 66
$B\#_{49} - B\#_{73} - B\#_{124} = 0$	TURBINA A VAPOR DA BOMBA A EQUAÇÃO 67
$B\#_{103} + B\#_{124} - B\#_{108} = 0$	BOMBA A EQUAÇÃO 68
$B\#_{50} - B\#_{74} - B\#_{125} = 0$	TURBINA A VAPOR DA BOMBA B EQUAÇÃO 69
$B\#_{104} + B\#_{125} - B\#_{109} = 0$	BOMBA B EQUAÇÃO 70
$B\#_{51} - B\#_{75} - B\#_{126} = 0$	TURBINA A VAPOR DA BOMBA C EQUAÇÃO 71
$B\#_{116} + B\#_{126} - B\#_{117} = 0$	BOMBA DE ALIMENTAÇÃO I EQUAÇÃO 72
$B\#_{116} + B\#_{130} - B\#_{117} = 0$	BOMBA DE ALIMENTAÇÃO II EQUAÇÃO 73
$B\#_{105} + B\#_{127} - B\#_{110} = 0$	BOMBA C EQUAÇÃO 74
$B\#_{106} + B\#_{128} - B\#_{111} = 0$	BOMBA D EQUAÇÃO 75
$B\#_{107} + B\#_{129} - B\#_{112} = 0$	BOMBA E EQUAÇÃO 76

HEADER 120 EQUAÇÃO 77

$$B\#_1 + B\#_2 + B\#_3 + B\#_4 + B\#_5 + B\#_6 - B\#_7 - B\#_8 - B\#_9 - B\#_{10} - B\#_{11} - B\#_{12} = 0$$

HEADER 42 EQUAÇÃO 78

$$B\#_{133} + B\#_{13} + B\#_{15} + B\#_{16} + B\#_{17} + B\#_{18} - B\#_{14} - B\#_{19} - B\#_{20} - B\#_{21} - B\#_{22} - B\#_{23} - B\#_{24} - B\#_{25} = 0$$

HEADER 15 EQUAÇÃO 79

$$B\#_{135} + B\#_{31} + B\#_{32} + B\#_{33} + B\#_{34} + B\#_{35} + B\#_{47} - B\#_{41} - B\#_{42} - B\#_{43} - B\#_{44} - B\#_{45} - B\#_{46} - B\#_{48} - B\#_{49} - B\#_{50} - B\#_{51} = 0$$

HEADER DE 3.5 EQUAÇÃO 80

$$B\#_{72} - B\#_{67} - B\#_{68} - B\#_{69} - B\#_{70} - B\#_{71} - B\#_{57} - B\#_{58} - B\#_{59} - B\#_{60} - B\#_{61} - B\#_{137} = 0$$

HEADER DE ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO EQUAÇÃO 81

$$B\#_{117} - B\#_{138} - B\#_{139} - B\#_{140} - B\#_{141} - B\#_{142} = 0$$

HEADER DE CONDENSADO 3.5 P/ DESAERADOR EQUAÇÃO 82

$$B\#_{62} + B\#_{63} + B\#_{64} + B\#_{65} + B\#_{66} - B\#_{145} - B\#_{146} - B\#_{147} - B\#_{148} - B\#_{149} = 0$$

HEADER DE ÁGUA DESAERADADA EQUAÇÃO 83

$$B\#_{77} + B\#_{78} + B\#_{79} + B\#_{80} + B\#_{81} - B\#_{103} - B\#_{104} - B\#_{105} - B\#_{106} - B\#_{107} = 0$$

HEADER DE ÁGUA ALIMENTAÇÃO DAS CALDEIRAS EQUAÇÃO 84

$$B\#_{108} + B\#_{109} + B\#_{110} + B\#_{111} + B\#_{112} - B\#_{82} - B\#_{83} - B\#_{84} - B\#_{85} - B\#_{86} - B\#_{102} - B\#_{133} - B\#_{135} = 0$$

POOL DE EE EQUAÇÃO 85

$$B\#_{170} + B\#_{171} + B\#_{172} + B\#_{173} + B\#_{131} + B\#_{132} + B\#_{134} + B\#_{136} - B\#_{130} - B\#_{129} - B\#_{128} - B\#_{127} - B\#_{183} - B\#_{182} - B\#_{181} - B\#_{180} - B\#_{179} - B\#_{184} = 0$$

FIM DAS EQUAÇÕES DOS VOLUMES DE CONTROLE

EQUAÇÕES COMPLEMENTARES

POOL DE EE - EQUAÇÕES DE PRODUTO

$$B\#_{184} \cdot B_{179} = B\#_{179} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 86}$$

$$B\#_{184} \cdot B_{180} = B\#_{180} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 87}$$

$$B\#_{184} \cdot B_{181} = B\#_{181} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 88}$$

$$B\#_{184} \cdot B_{182} = B\#_{182} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 89}$$

$$B\#_{184} \cdot B_{183} = B\#_{183} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 90}$$

$$B\#_{184} \cdot B_{127} = B\#_{127} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 91}$$

$$B\#_{184} \cdot B_{128} = B\#_{128} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 92}$$

$$B_{184} \cdot B_{129} = B_{129} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 93}$$

$$B_{184} \cdot B_{130} = B_{130} \cdot B_{184} \quad \text{EQUAÇÃO 94}$$

VAPOR DE 120

$$B_7 \cdot B_8 = B_8 \cdot B_7 \quad \text{EQUAÇÃO 95}$$

$$B_7 \cdot B_9 = B_9 \cdot B_7 \quad \text{EQUAÇÃO 96}$$

$$B_7 \cdot B_{10} = B_{10} \cdot B_7 \quad \text{EQUAÇÃO 97}$$

$$B_7 \cdot B_{11} = B_{11} \cdot B_7 \quad \text{EQUAÇÃO 98}$$

$$B_7 \cdot B_{12} = B_{12} \cdot B_7 \quad \text{EQUAÇÃO 99}$$

HEADER DE 42

$$B_{24} \cdot B_{25} = B_{25} \cdot B_{24} \quad \text{EQUAÇÃO 100}$$

$$B_{25} \cdot B_{14} = B_{14} \cdot B_{25} \quad \text{EQUAÇÃO 101}$$

$$B_{25} \cdot B_{19} = B_{19} \cdot B_{25} \quad \text{EQUAÇÃO 102}$$

$$B_{25} \cdot B_{20} = B_{20} \cdot B_{25} \quad \text{EQUAÇÃO 103}$$

$$B_{25} \cdot B_{21} = B_{21} \cdot B_{25} \quad \text{EQUAÇÃO 104}$$

$$B_{25} \cdot B_{22} = B_{22} \cdot B_{25} \quad \text{EQUAÇÃO 105}$$

$$B_{25} \cdot B_{23} = B_{23} \cdot B_{25} \quad \text{EQUAÇÃO 106}$$

HEADER DE 15

$$B_{46} \cdot B_{41} = B_{41} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 107}$$

$$B_{46} \cdot B_{42} = B_{42} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 108}$$

$$B_{46} \cdot B_{43} = B_{43} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 109}$$

$$B_{46} \cdot B_{44} = B_{44} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 110}$$

$$B_{46} \cdot B_{45} = B_{45} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 111}$$

$$B_{46} \cdot B_{48} = B_{48} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 112}$$

$$B_{46} \cdot B_{49} = B_{49} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 113}$$

$$B_{46} \cdot B_{50} = B_{50} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 114}$$

$$B_{46} \cdot B_{51} = B_{51} \cdot B_{46} \quad \text{EQUAÇÃO 115}$$

HEADER DE 3.5

$$B_{57} \cdot B_{137} = B_{137} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 116}$$

$$B_{57} \cdot B_{58} = B_{58} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 117}$$

$$B_{57} \cdot B_{59} = B_{59} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 118}$$

$$B_{57} \cdot B_{60} = B_{60} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 119}$$

$$B_{57} \cdot B_{61} = B_{61} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 120}$$

$$B_{57} \cdot B_{67} = B_{67} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 121}$$

$$B_{57} \cdot B_{68} = B_{68} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 122}$$

$$B_{57} \cdot B_{69} = B_{69} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 123}$$

$$B_{57} \cdot B_{70} = B_{70} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 124}$$

$$B_{57} \cdot B_{71} = B_{71} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 125}$$

HEADER ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO PARA O DESAERADOR

$$B_{138} \cdot B_{139} = B_{139} \cdot B_{138} \quad \text{EQUAÇÃO 126}$$

$$B_{138} \cdot B_{140} = B_{140} \cdot B_{138} \quad \text{EQUAÇÃO 127}$$

$$B_{138} \cdot B_{141} = B_{141} \cdot B_{138} \quad \text{EQUAÇÃO 128}$$

$$B_{138} \cdot B_{142} = B_{142} \cdot B_{138} \quad \text{EQUAÇÃO 129}$$

HEADER DE ÁGUA DESAERADA

$$B_{103} \cdot B_{104} = B_{104} \cdot B_{103} \quad \text{EQUAÇÃO 130}$$

$$B_{103} \cdot B_{105} = B_{105} \cdot B_{103} \quad \text{EQUAÇÃO 131}$$

$$B_{103} \cdot B_{106} = B_{106} \cdot B_{103} \quad \text{EQUAÇÃO 132}$$

$$B_{103} \cdot B_{107} = B_{107} \cdot B_{103} \quad \text{EQUAÇÃO 133}$$

HEADER ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO PARA AS CALDEIRAS

$$B_{82} \cdot B_{83} = B_{83} \cdot B_{82} \quad \text{EQUAÇÃO 134}$$

$$B_{83} \cdot B_{84} = B_{84} \cdot B_{83} \quad \text{EQUAÇÃO 135}$$

$$B_{83} \cdot B_{85} = B_{85} \cdot B_{83} \quad \text{EQUAÇÃO 136}$$

$$B_{83} \cdot B_{86} = B_{86} \cdot B_{83} \quad \text{EQUAÇÃO 137}$$

$$B_{83} \cdot B_{102} = B_{102} \cdot B_{83} \quad \text{EQUAÇÃO 138}$$

PRÉ AQUECEDORES DE ALTA - EQUAÇÕES DE FUEL

$$B_{19} \cdot B_{26} = B_{26} \cdot B_{19} \quad \text{EQUAÇÃO 139}$$

$$B_{20} \cdot B_{27} = B_{27} \cdot B_{20} \quad \text{EQUAÇÃO 140}$$

$$B_{21} \cdot B_{28} = B_{28} \cdot B_{21} \quad \text{EQUAÇÃO 141}$$

$$B_{22} \cdot B_{29} = B_{29} \cdot B_{22} \quad \text{EQUAÇÃO 142}$$

$$B_{23} \cdot B_{30} = B_{30} \cdot B_{23} \quad \text{EQUAÇÃO 143}$$

PRÉ AQUECEDORES DE BAIXA - EQUAÇÕES DE FUEL

$$(B_{\#36} + B_{\#41}) \cdot B_{52} = B_{\#52} \cdot (B_{36} + B_{41}) \quad \text{EQUAÇÃO 144}$$

$$(B_{\#37} + B_{\#42}) \cdot B_{53} = B_{\#53} \cdot (B_{37} + B_{42}) \quad \text{EQUAÇÃO 145}$$

$$(B_{\#38} + B_{\#43}) \cdot B_{54} = B_{\#54} \cdot (B_{38} + B_{43}) \quad \text{EQUAÇÃO 146}$$

$$(B_{\#39} + B_{\#44}) \cdot B_{55} = B_{\#55} \cdot (B_{39} + B_{44}) \quad \text{EQUAÇÃO 147}$$

$$(B_{\#40} + B_{\#45}) \cdot B_{55} = B_{\#56} \cdot (B_{40} + B_{45}) \quad \text{EQUAÇÃO 148}$$

CONDENSADOR

$$B_{\#76} \cdot B_{113} = B_{\#113} \cdot B_{76} \quad \text{EQUAÇÃO 149}$$

TG CONDENSANTE

$$B_{\#48} \cdot B_{76} = B_{\#76} \cdot B_{48} \quad \text{EQUAÇÃO 150}$$

TURBINA DA BOMBA A

$$B_{\#49} \cdot B_{73} = B_{\#73} \cdot B_{49} \quad \text{EQUAÇÃO 151}$$

AINDA NO HEADER DE ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO DAS CALDEIRAS

$$B_{\#83} \cdot B_{133} = B_{\#133} \cdot B_{83} \quad \text{EQUAÇÃO 152}$$

$$B_{\#83} \cdot B_{135} = B_{\#135} \cdot B_{83} \quad \text{EQUAÇÃO 153}$$

TURBINA DA BOMBA B

$$B_{\#50} \cdot B_{74} = B_{\#74} \cdot B_{50} \quad \text{EQUAÇÃO 154}$$

TURBINA DA BOMBA C

$$B_{\#51} \cdot B_{75} = B_{\#75} \cdot B_{51} \quad \text{EQUAÇÃO 155}$$

TG A GÁS

$$(B_{\#143} + B_{\#144}) \cdot B_{156} = B_{\#156} \cdot (B_{143} + B_{144}) \quad \text{EQUAÇÃO 156}$$

CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO

$$(B_{\#156} + B_{\#169}) \cdot B_{155} = B_{\#155} \cdot (B_{156} + B_{169}) \quad \text{EQUAÇÃO 157}$$

CALDEIRAS - EQUAÇÕES DE PRODUTO

$$B_{\#1} \cdot B_{118} = B_1 \cdot B_{\#118} \quad \text{EQUAÇÃO 158}$$

$$B_{\#2} \cdot B_{119} = B_2 \cdot B_{\#119} \quad \text{EQUAÇÃO 159}$$

$$B_{\#3} \cdot B_{120} = B_3 \cdot B_{\#120} \quad \text{EQUAÇÃO 160}$$

$$B_{\#4} \cdot B_{121} = B_4 \cdot B_{\#121} \quad \text{EQUAÇÃO 161}$$

$$B_{\#5} \cdot B_{122} = B_5 \cdot B_{\#122} \quad \text{EQUAÇÃO 162}$$

$$B\#_6 \cdot B_{123} = B\#_{123} \cdot B_6 \quad \text{EQUAÇÃO 163}$$

VAPOR DE 3.5 PARA AS CALDEIRAS - AQUECIMENTO DO AR DE COMBUSTÃO

$$B\#_{57} \cdot B_{97} = B\#_{97} \cdot B_{57} \quad \text{EQUAÇÃO 164}$$

$$B\#_{58} \cdot B_{98} = B\#_{98} \cdot B_{58} \quad \text{EQUAÇÃO 165}$$

$$B\#_{59} \cdot B_{99} = B\#_{99} \cdot B_{59} \quad \text{EQUAÇÃO 166}$$

$$B\#_{60} \cdot B_{100} = B\#_{100} \cdot B_{60} \quad \text{EQUAÇÃO 167}$$

$$B\#_{61} \cdot B_{101} = B\#_{101} \cdot B_{61} \quad \text{EQUAÇÃO 168}$$

COMBUSTÍVEIS DAS CALDEIRAS - EQUAÇÕES DE FUEL

$$(B\#_{157} + B\#_{158} + B\#_{174}) \cdot B_{150} = B\#_{150} \cdot (B_{157} + B_{158} + B_{174}) \quad \text{EQUAÇÃO 169}$$

$$(B\#_{159} + B\#_{160} + B\#_{175}) \cdot B_{151} = B\#_{151} \cdot (B_{159} + B_{160} + B_{175}) \quad \text{EQUAÇÃO 170}$$

$$(B\#_{161} + B\#_{162} + B\#_{176}) \cdot B_{152} = B\#_{152} \cdot (B_{161} + B_{162} + B_{176}) \quad \text{EQUAÇÃO 171}$$

$$(B\#_{163} + B\#_{164} + B\#_{165} + B\#_{177}) \cdot B_{153} = B\#_{153} \cdot (B_{163} + B_{164} + B_{165} + B_{177})$$

EQUAÇÃO 172

$$(B\#_{166} + B\#_{167} + B\#_{168} + B\#_{178}) \cdot B_{154} = B\#_{154} \cdot (B_{166} + B_{167} + B_{168} + B_{178})$$

EQUAÇÃO 173

TG A VAPOR - EQUAÇÕES DE FUEL

$$B\#_9 \cdot B_{15} = B\#_{15} \cdot B_9 \quad \text{EQUAÇÃO 174}$$

$$B\#_9 \cdot B_{32} = B\#_{32} \cdot B_9 \quad \text{EQUAÇÃO 175}$$

$$B\#_{10} \cdot B_{16} = B\#_{16} \cdot B_{10} \quad \text{EQUAÇÃO 176}$$

$$B\#_{10} \cdot B_{33} = B\#_{33} \cdot B_{10} \quad \text{EQUAÇÃO 177}$$

$$B\#_{11} \cdot B_{17} = B\#_{17} \cdot B_{11} \quad \text{EQUAÇÃO 178}$$

$$B\#_{11} \cdot B_{34} = B\#_{34} \cdot B_{11} \quad \text{EQUAÇÃO 179}$$

$$B\#_{12} \cdot B_{18} = B\#_{18} \cdot B_{12} \quad \text{EQUAÇÃO 180}$$

$$B\#_{12} \cdot B_{35} = B\#_{35} \cdot B_{12} \quad \text{EQUAÇÃO 181}$$

HEADER DE CONDENSADO A 3.5

$$B\#_{145} \cdot B_{146} = B\#_{146} \cdot B_{145} \quad \text{EQUAÇÃO 182}$$

$$B\#_{145} \cdot B_{147} = B\#_{147} \cdot B_{145} \quad \text{EQUAÇÃO 183}$$

$$B\#_{145} \cdot B_{148} = B\#_{148} \cdot B_{145} \quad \text{EQUAÇÃO 184}$$

$$B\#_{145} \cdot B_{149} = B\#_{149} \cdot B_{145} \quad \text{EQUAÇÃO 185}$$

obs. são 184 equações, mas pela indicação existem 185, porém, a equação 72 está desativada. Fica ela ou então

a 73

que é uma bomba motorizada ou turbinada, respectivamente.

CÁLCULO DOS CUSTOS EXERGÉTICOS UNITÁRIOS PARA OS FLUXOS

$$j=1;184$$

$$K_j=B\#/B_j$$

CÁLCULO DOS B# - CUSTOS EXERGÉTICOS TOTAIS DOS PRODUTOS E INSUMOS (fueles)
E AS EXERGIAS TOTAIS Bp e Bf DOS PRODUTOS E INSUMOS PARA OS VOLUMES DE CONTROLE
A NUMERAÇÃO DOS VC COMEÇA EM 27 ATÉ 76

$$B\#p_{27} = B\#_1 - B\#_{92} + B\#_{118}$$

$$B\#f_{27} = B\#_{157} + B\#_{158} + B\#_{174} - B\#_{150} + B\#_{57} - B\#_{97} + B\#_{179} \quad \text{CALDEIRA A}$$

$$Bp_{27} = B_1 - B_{92} + B_{118}$$

$$Bf_{27} = B_{157} + B_{158} + B_{174} - B_{150} + B_{57} - B_{97} + B_{179}$$

$$B\#p_{28} = B\#_2 - B\#_{93} + B\#_{119}$$

$$B\#f_{28} = B\#_{159} + B\#_{160} + B\#_{175} - B\#_{151} + B\#_{58} - B\#_{98} + B\#_{180} \quad \text{CALDEIRA B}$$

$$Bp_{28} = B_2 - B_{93} - B_{119}$$

$$Bf_{28} = B_{159} + B_{160} + B_{175} - B_{151} + B_{58} - B_{98} + B_{180}$$

$$B\#p_{29} = B\#_3 - B\#_{94} + B\#_{120}$$

$$B\#f_{29} = B\#_{161} + B\#_{162} + B\#_{176} - B\#_{152} + B\#_{59} - B\#_{99} + B\#_{181} \quad \text{CALDEIRA C}$$

$$Bp_{29} = B_3 - B_{94} + B_{120}$$

$$Bf_{29} = B_{161} + B_{162} + B_{176} - B_{152} + B_{59} - B_{99} + B_{181}$$

$$B\#p_{30} = B\#_4 - B\#_{95} + B\#_{121}$$

$$B\#f_{30} = B\#_{163} + B\#_{164} + B\#_{165} + B\#_{177} - B\#_{153} + B\#_{60} - B\#_{100} + B\#_{182} \quad \text{CALDEIRA D}$$

$$Bp_{30} = B_4 - B_{95} + B_{121}$$

$$Bf_{30} = B_{163} + B_{164} + B_{165} + B_{177} - B_{153} + B_{60} - B_{100} + B_{182}$$

$$B\#p_{31} = B\#_5 - B\#_{96} + B\#_{122}$$

$$B\#f_{31} = B\#_{166} + B\#_{167} + B\#_{168} + B\#_{178} - B\#_{154} + B\#_{61} - B\#_{101} + B\#_{183} \quad \text{CALDEIRA E}$$

$$Bp_{31} = B_5 - B_{96} + B_{122}$$

$$Bf_{31} = B_{166} + B_{167} + B_{168} + B_{178} - B_{154} + B_{61} - B_{101} + B_{183}$$

$$B\#p_{32} = B\#_6 - B\#_{102} + B\#_{123}$$

$$B\#f_{32} = B\#_{169} + B\#_{156} - B\#_{155} \quad \text{CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO}$$

$$Bp_{32} = B_6 - B_{102} + B_{123}$$

$$Bf_{32} = B_{169} + B_{156} - B_{155}$$

$$B\#p_{33} = B\#_{131}$$

$$B\#f_{33} = B\#_{143} + B\#_{144} - B\#_{156} \quad \text{TG GÁS}$$

$$Bp_{33} = B_{131}$$

$$Bf_{33} = B_{143} + B_{144} - B_{156}$$

$$B\#p_{34} = B\#_{13}$$

$$B\#f_{34} = B\#_8 \quad \text{Válvula Redutora 120/42}$$

$$Bp_{34} = B_{13}$$

$$Bf_{34} = B_8$$

$$B\#p_{35} = B\#_{170}$$

$$B\#f_{35} = B\#_9 - B\#_{15} - B\#_{32} \quad \text{TURBINA A A VAPOR A EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{35} = B_{170}$$

$$Bf_{35} = B_9 - B_{15} - B_{32}$$

$$B\#p_{36} = B\#_{171}$$

$$B\#f_{36} = B\#_{10} - B\#_{16} - B\#_{33} \quad \text{TURBINA B A VAPOR A EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{36} = B_{171}$$

$$Bf_{36} = B_{10} - B_{16} - B_{33}$$

$$B\#p_{37} = B\#_{172}$$

$$B\#f_{37} = B\#_{11} - B\#_{17} - B\#_{34} \quad \text{TURBINA C A VAPOR A EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{37} = B_{172}$$

$$Bf_{37} = B_{11} - B_{17} - B_{34}$$

$$B\#p_{38} = B\#_{173}$$

$$B\#f_{38} = B\#_{12} - B\#_{18} - B\#_{35} \quad \text{TURBINA D A VAPOR A EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{38} = B_{173}$$

$$Bf_{38} = B_{12} - B_{18} - B_{35}$$

$$B\#p_{39} = B\#_{92} - B\#_{87} \quad \text{Pré-Aquecedor de Alta A}$$

$$B\#f_{39} = B\#_{19} - B\#_{26}$$

$$B\#f_{54} = B\#_{30}$$

$$Bp_{54} = B_{40}$$

$$Bf_{54} = B_{30}$$

$$B\#p_{55} = B\#_{62} \quad \text{PURGADOR 42/3,5 PRÉ A EQUAÇÃO}$$

$$B\#f_{55} = B\#_{52}$$

$$Bp_{55} = B_{62}$$

$$Bf_{55} = B_{52}$$

$$B\#p_{56} = B\#_{63} \quad \text{PURGADOR 42/3,5 PRÉ B EQUAÇÃO}$$

$$B\#f_{56} = B\#_{53}$$

$$Bp_{56} = B_{63}$$

$$Bf_{56} = B_{53}$$

$$B\#p_{57} = B\#_{64} \quad \text{PURGADOR 42/3,5 PRÉ C EQUAÇÃO}$$

$$B\#f_{57} = B\#_{54}$$

$$Bp_{57} = B_{64}$$

$$Bf_{57} = B_{54}$$

$$B\#p_{58} = B\#_{65} \quad \text{PURGADOR 42/3,5 PRÉ D EQUAÇÃO}$$

$$B\#f_{58} = B\#_{55}$$

$$Bp_{58} = B_{65}$$

$$Bf_{58} = B_{55}$$

$$B\#p_{59} = B\#_{66} \quad \text{PURGADOR 42/3,5 PRÉ E EQUAÇÃO}$$

$$B\#f_{59} = B\#_{56}$$

$$Bp_{59} = B_{66}$$

$$Bf_{59} = B_{56}$$

$$B\#p_{60} = B\#_{132}$$

$$B\#f_{60} = B\#_{48} - B\#_{76} \quad \text{TURBINA CONDENSANTE EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{60} = B_{132}$$

$$Bf_{60} = B_{48} - B_{76}$$

$$B\#p_{61} = B\#_{115} - B\#_{114} \quad \text{CONDENSADOR DO TGCOND}$$

$$B\#f_{61} = B\#_{76} - B\#_{113}$$

$$B_{p61} = B_{115} - B_{114}$$

$$B_{f61} = B_{76} - B_{113}$$

$$B_{\#p62} = \left[\frac{B_{\#77}}{M_{77}} - \frac{B_{\#138}}{M_{138}} \right] \cdot M_{138} \quad \text{DESAERADOR A}$$

$$B_{\#f62} = \left[\frac{B_{\#145}}{M_{145}} - \frac{B_{\#77}}{M_{77}} \right] \cdot M_{145} + \left[\frac{B_{\#67}}{M_{67}} - \frac{B_{\#77}}{M_{77}} \right] \cdot M_{67}$$

$$B_{p62} = \left[\frac{B_{77}}{M_{77}} - \frac{B_{138}}{M_{138}} \right] \cdot M_{138}$$

$$B_{f62} = \left[\frac{B_{145}}{M_{145}} - \frac{B_{77}}{M_{77}} \right] \cdot M_{145} + \left[\frac{B_{67}}{M_{67}} - \frac{B_{77}}{M_{77}} \right] \cdot M_{67}$$

$$B_{\#p63} = \left[\frac{B_{\#78}}{M_{78}} - \frac{B_{\#139}}{M_{139}} \right] \cdot M_{139} \quad \text{DESAERADOR B}$$

$$B_{\#f63} = \left[\frac{B_{\#146}}{M_{146}} - \frac{B_{\#78}}{M_{78}} \right] \cdot M_{146} + \left[\frac{B_{\#68}}{M_{68}} - \frac{B_{\#78}}{M_{78}} \right] \cdot M_{68}$$

$$B_{p63} = \left[\frac{B_{78}}{M_{78}} - \frac{B_{139}}{M_{139}} \right] \cdot M_{139}$$

$$B_{f63} = \left[\frac{B_{146}}{M_{146}} - \frac{B_{78}}{M_{78}} \right] \cdot M_{146} + \left[\frac{B_{68}}{M_{68}} - \frac{B_{78}}{M_{78}} \right] \cdot M_{68}$$

$$B_{\#p64} = \left[\frac{B_{\#79}}{M_{79}} - \frac{B_{\#140}}{M_{140}} \right] \cdot M_{140} \quad \text{DESAERADOR C}$$

$$B_{\#f64} = \left[\frac{B_{\#147}}{M_{147}} - \frac{B_{\#79}}{M_{79}} \right] \cdot M_{147} + \left[\frac{B_{\#69}}{M_{69}} - \frac{B_{\#79}}{M_{79}} \right] \cdot M_{69}$$

$$B_{p64} = \left[\frac{B_{79}}{M_{79}} - \frac{B_{140}}{M_{140}} \right] \cdot M_{140}$$

$$B_{f64} = \left[\frac{B_{147}}{M_{147}} - \frac{B_{79}}{M_{79}} \right] \cdot M_{147} + \left[\frac{B_{69}}{M_{69}} - \frac{B_{79}}{M_{79}} \right] \cdot M_{69}$$

$$B_{\#p65} = \left[\frac{B_{\#80}}{M_{80}} - \frac{B_{\#141}}{M_{141}} \right] \cdot M_{141} \quad \text{DESAERADOR D}$$

$$B_{\#f65} = \left[\frac{B_{\#148}}{M_{148}} - \frac{B_{\#80}}{M_{80}} \right] \cdot M_{148} + \left[\frac{B_{70}}{M_{70}} - \frac{B_{\#80}}{M_{80}} \right] \cdot M_{70}$$

$$B_{p65} = \left[\frac{B_{80}}{M_{80}} - \frac{B_{141}}{M_{141}} \right] \cdot M_{141}$$

$$B_{f65} = \left[\frac{B_{148}}{M_{148}} - \frac{B_{80}}{M_{80}} \right] \cdot M_{148} + \left[\frac{B_{70}}{M_{70}} - \frac{B_{80}}{M_{80}} \right] \cdot M_{70}$$

$$B\#p_{66} = \left[\frac{B\#_{81}}{M_{81}} - \frac{B\#_{142}}{M_{142}} \right] \cdot M_{142} \quad \text{DESAERADOR E}$$

$$B\#f_{66} = \left[\frac{B\#_{149}}{M_{149}} - \frac{B\#_{81}}{M_{81}} \right] \cdot M_{149} + \left[\frac{B\#_{71}}{M_{71}} - \frac{B\#_{81}}{M_{81}} \right] \cdot M_{71}$$

$$Bp_{66} = \left[\frac{B_{81}}{M_{81}} - \frac{B_{142}}{M_{142}} \right] \cdot M_{142}$$

$$Bf_{66} = \left[\frac{B_{149}}{M_{149}} - \frac{B_{81}}{M_{81}} \right] \cdot M_{149} + \left[\frac{B_{71}}{M_{71}} - \frac{B_{81}}{M_{81}} \right] \cdot M_{71}$$

$$B\#p_{67} = B\#_{49} - B\#_{73} \quad \text{TURBOBOMBA A VAPOR DA BOMBA A EQUAÇÃO}$$

$$B\#f_{67} = B\#_{124}$$

$$Bp_{67} = B_{49} - B_{73}$$

$$Bf_{67} = B_{124}$$

$$B\#p_{68} = B\#_{108} - B\#_{103}$$

$$B\#f_{68} = B\#_{124} \quad \text{BOMBA A EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{68} = B_{108} - B_{103}$$

$$Bf_{68} = B_{124}$$

$$B\#p_{69} = B\#_{125}$$

$$B\#f_{69} = B\#_{50} - B\#_{74} \quad \text{TURBOBOMBA A VAPOR DA BOMBA B EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{69} = B_{125}$$

$$Bf_{69} = B_{50} - B_{74}$$

$$B\#p_{70} = B\#_{109} - B\#_{104}$$

$$B\#f_{70} = B\#_{125}$$

$$\text{BOMBA B EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{70} = B_{109} - B_{104}$$

$$Bf_{70} = B_{125}$$

$$B\#p_{73} = B\#_{117} - B\#_{116}$$

$$B\#f_{73} = B\#_{130} \quad \text{BOMBA DE ALIMENTAÇÃO II EQUAÇÃO}$$

$$Bp_{73} = B_{117} - B_{116}$$

$$Bf_{73} = B_{130}$$

$$B\#p_{74} = B\#_{110} - B\#_{105}$$

$B_{f74} = B_{127}$ BOMBA C EQUAÇÃO

$B_{p74} = B_{110} - B_{105}$

$B_{f74} = B_{127}$

$B_{p75} = B_{111} - B_{106}$

$B_{f75} = B_{128}$ BOMBA D EQUAÇÃO

$B_{p75} = B_{111} - B_{106}$

$B_{f75} = B_{128}$

$B_{p76} = B_{112} - B_{107}$

$B_{f76} = B_{129}$ BOMBA E EQUAÇÃO

$B_{p76} = B_{112} - B_{107}$

$B_{f76} = B_{129}$

CÁLCULO DOS CUSTOS EXERGÉTICOS DOS INSUMOS - K_f E DOS PRODUTOS - K_p

$J=27,76$

$K_{pj}=B_{pj}/B_{pj}$

$K_{fj}=B_{fj}/B_{fj}$

AS EQUAÇÕES DE CUSTOS MONETÁRIOS SÃO SEMELHANTES AS DOS CUSTOS EXERGÉTICOS,
BASTANDO TROCAR $B_{\#}$ POR $C_{\#}$, POR ESTE MOTIVO NÃO FORAM PUBLICADAS NESTE ANEXO

OS CUSTOS MONETÁRIOS (R\$/s) DAS CORRENTES DE ENTRADA DEVEM SER FORNECIDOS COMO DADOS

APÓS OS CÁLCULOS DOS CUSTOS MONETÁRIOS, OS PARÂMETROS SÃO TRANSFERIDOS
PARA UMA PLANILHA ELETRÔNICA PARA ELABORAÇÃO DE
GRÁFICOS, TABELAS E A COMPATIBILIDADE DAS UNIDADES