

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA MECÂNICA**

**Avaliação Termoeconômica de uma Planta de
Cogeração Híbrida Biomassa/Gás Natural**

**DISSERTAÇÃO SUBMETIDA À
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE
MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA**

GIANCARLO LUCHETTA BEDIN

Florianópolis, 28 de março de 2003.

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**AVALIAÇÃO TERMoeconômica DE UMA PLANTA DE COGERAÇÃO HÍBRIDA
BIOMASSA / GÁS NATURAL**

GIANCARLO LUCHETTA BEDIN

Esta dissertação foi julgada adequada para obtenção do título de

MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA

ESPECIALIDADE ENGENHARIA MECÂNICA

Sendo aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica.

Prof. Edson Bazzo, Dr. Eng. - Orientador

Prof. José Bellini da Cunha Neto, Dr. – Coordenador do Curso

BANCA EXAMINADORA

Prof. Julio Cesar Passos, Dr.

Prof. Amir Antonio Martins de Oliveira Jr, Ph.D.

Prof. Saulo Güths, Dr.

Prof. Paulo Smith Schneider, Dr.

“...que Deus nos dê serenidade para aceitar as coisas que não podem ser mudadas, coragem para mudar as coisas que podem ser mudadas e sabedoria para saber a diferença.”

Oração do Teólogo Reinhold Niebbuhr, proferida pelo Deputado Roberto Campos em seu discurso de despedida do Congresso Nacional, fevereiro de 1999.

“...enterrem os mortos e dêem de comer aos vivos.”

Marquês de Pombal após o terremoto de 1755 que devastou Lisboa.

“...o quê?!?! Daniel Larusso vai lutar???”

Extraído do filme Karatê Kid. A hora da Verdade.

Per la mia famiglia

AGRADECIMENTOS

Em alusão ao sacrifício necessário para que pudesse assumir o trono da França, posto que deveria renunciar ao protestantismo e abraçar o catolicismo, disse Henrique IV, Rei de Navarra, em 25 de julho de 1593, que *'Paris vale bem uma missa'*. Guardado o evidente exagero, raciocínio análogo pode ser feito a cursar o mestrado em Engenharia Mecânica pela UFSC e, concomitantemente, desenvolver atividade profissional.

O curso exige grande dedicação, os docentes apresentam forte cobrança a seus alunos e o nível dos estudantes é igualmente elevado. O tempo necessário a fazer face a tais demandas, por sua vez, é restrito pelas responsabilidades inerentes à atividade profissional, o que aporta dificuldade para adequado desenvolvimento do curso.

Mas, parafraseando Henrique IV, *vale uma missa*. O nível de exigência a que se submete, o convívio com colegas e com professores de altíssimo nível, aliado à tradição de excelência do Departamento de Engenharia Mecânica da UFSC oferecem ao estudante uma formidável formação acadêmica e profissional e, muito importante, um elevado nível de auto-exigência.

Para que se possa enfrentar os desafios oferecidos pelo curso de mestrado em Engenharia Mecânica, contudo, é preciso bastante apoio. O presente trabalho, em particular, é especialmente devedor de grande suporte, sem o qual, certamente, não teria sido concluído.

Assim, gostaria inicialmente de agradecer à SCGÁS e sua equipe pelas informações e pelo apoio prestado. Em particular ao José Waldir Ferrari gostaria de agradecer também pela tolerância e pelas muitas vezes em que fechou os olhos para minhas ausências e falta de produtividade para que pudesse concluir as atividades do mestrado.

À empresa AGROINDUSTRIAL URBANO, especialmente ao engenheiro Robin Bahr, agradeço pela possibilidade de estudo que nos foi oferecida.

Diversos colegas e amigos, em especial os engenheiros Ricardo Borba, Alexandre Matelli e Gabriel Mann dos Santos, foram igualmente importantes no desenvolvimento do presente trabalho, oferecendo informações, críticas e sugestões. Na fase de coleta de dados o trabalho é particularmente devedor do suporte oferecido pelos engenheiros Paulo Steidel e Luiz Augusto de Menezes. Não, posso, contudo, deixar de destacar o grande apoio que recebi de meu amigo e brilhante profissional Fernando Marcelo Pereira, seja através de informações repassadas, apoio, críticas e, principalmente, incentivo para que pudesse concluir as atividades do mestrado.

Tivesse outro orientador que não o Professor Edson Bazzo, certamente o presente trabalho não teria sido concluído exitosamente. Além de ser renomado professor e pesquisador do Departamento de Engenharia Mecânica da UFSC, o professor Edson Bazzo possui uma característica de ocorrência não muito usual na academia, que é a capacidade de liderança. Sua

liderança é exercida pelo exemplo, pela capacidade de aglutinar, estimular e de sensibilizar as pessoas. Além de toda dívida que o presente trabalho possui com o Professor Edson Bazzo, particularmente devo ainda agradecer sua tolerância e seu não esmorecimento, mesmo quando o nível de dedicação do orientando não era proporcional à qualidade orientação recebida.

Todas as dificuldades oriundas da harmonização do curso de mestrado com o desenvolvimento de atividade profissional têm um preço. E, no meu caso, esse preço foi pago pela minha família, minha esposa Lidiane e meus filhos, Gianpiero e Lara. Sem o suporte deles, em especial de minha esposa, que soube apoiar-me, incentivar-me e cobrar-me na medida correta, eu não poderia concluir este trabalho.

E, por fim, devo agradecer a meus irmãos, Fábio e Lis, e a meus pais, Dilmo e Odete Bedin. Apenas se tem noção do amor e do esforço que os pais fazem por seus filhos quando se deixa de ser filho e passa a ser pai. No meu caso eu nem devo agradecer a meus pais pelo suporte durante o curso de mestrado, mas sim pela vida e por toda a formação que eles me possibilitaram. Todo o caminho que trilhei e tudo aquilo que alcancei eu devo a eles.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS.....	x
LISTA DE SÍMBOLOS	xi
RESUMO	xv
ABSTRACT	xvi
CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO.....	1
1.1. Apresentação	1
1.2. Objetivos.....	5
1.3. A Dissertação por Capítulos	5
CAPÍTULO 2 – COGERAÇÃO A BIOMASSA E GÁS NATURAL.....	7
2.1. Perspectiva Histórica do Sistema Elétrico Brasileiro.....	7
2.1.1. Fase inicial.....	7
2.1.2. Início do Século XX.....	9
2.1.3. Período pós Revolução de 1930.....	11
2.1.4. Período pós Segunda Guerra Mundial	11
2.1.5. Revolução de 1964.....	13
2.1.6. Ciclo de Desestatização	14
2.1.6.1 <i>Racionamento de 2001</i>	18
2.2. Cogeração.....	21
2.2.1. Cogeração na Indústria Sucro-Alcooleira.....	24
2.2.2. Cogeração na Indústria de Celulose.....	26
2.2.3. Geração Termoelétrica com Gás Natural	28
2.3. Ferramentas de Análise Termoeconômica.....	30
CAPÍTULO 3 – PLANTA DE COGERAÇÃO EM ANÁLISE	33
3.1. Planta de Cogeração Existente.....	33
3.1.1. Descrição das Instalações.....	33
3.1.2. Produção e Consumo de Casca de Arroz	34
3.1.3. Consumo de Energia Elétrica.....	35
3.1.4. Consumo de Energia Térmica	36
3.2. Casca de Arroz	36
3.3. Simulação da Planta de Cogeração. Cenário Atual	37
3.3.1. Caldeiras.....	38
3.3.2. Conjunto Turbogenerador.....	42
3.3.3. Condensador / Desaerador / Cisterna.....	43

3.3.4.	Processos de Parboilização e de Secagem.....	44
3.3.5.	Bombas Hidráulicas.....	44
3.3.6.	Rendimentos dos Equipamentos	46
3.3.7.	Resultados.....	46
3.4.	Simulação da Planta de Cogeração. Geração de 2300 kW _{EL}	49
3.4.1.	O Gás Natural.....	49
3.4.2.	Revisão dos Balanços de Massa e Energia.....	51
3.4.3.	Resultados.....	55
3.5.	Simulação da Planta de Cogeração: Geração de 2850 kW _{EL}	57
CAPÍTULO 4 – CONSIDERAÇÕES ECONÔMICAS		65
4.1	Preço do Gás Natural.....	65
4.2	Preço da Energia Elétrica	67
4.3	Viabilidade Econômica da Utilização de Gás Natural	67
CAPÍTULO 5 – ANÁLISE TERMOCONÔMICA		71
5.1	Considerações Gerais	71
5.2	Estimativa de Custo de Implantação do Sistema.....	72
5.3	Rateio de Investimentos	77
5.4	Custos Operacionais.....	80
5.5	Custo dos Insumos.....	80
5.6	Análise Termoeconômica: Método proposto por TSATSARONIS	81
5.6.1	Custos Exergéticos.....	81
5.6.2	Cálculo das Exergias	82
5.6.3	Balanço de Custos.....	83
5.6.4	Equações Auxiliares.....	86
5.6.5	Resultados: Geração de 2.300 kW _{EL}	87
5.6.6	Resultados: Geração de 2.850 kW _{EL}	88
5.6.7	Método do Subproduto.....	93
5.7	Análise Termoeconômica: Método do Custo Exergético de VALERO & LOZANO	97
5.7.1	Considerações sobre o Método.....	97
5.7.2	Formulação	98
5.7.3	Análise Exergética e Exergoeconômica: Geração de 2300 kW _{EL}	103
5.7.4	Análise Exergética e Exergoeconômica: Geração de 2850 kW _{EL}	108
5.8	Análise Comparativa.....	110
CAPÍTULO 6 – CONCLUSÕES		111
6.1.	Conclusões	111

6.2. Sugestões Para Outras Pesquisas.....	113
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	115

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Investimentos no setor elétrico desde 1970.....	19
Figura 2 – Variação do preço pago para aquisição de gás natural pela SCGÁS.....	28
Figura 3 – Esquema da planta de cogeração em análise.	33
Figura 4 – Comparação entre a energia consumida, gerada e comprada entre janeiro e outubro de 2001. .	35
Figura 5 – Porcentagem de energia elétrica gerada em relação ao consumo em 2001.....	35
Figura 6 – Variação do rendimento global do sistema em função da potência elétrica.....	59
Figura 7 – Variação do rendimento elétrico do sistema em função da potência elétrica.....	60
Figura 8 – Variação do rendimento isoentrópico da turbina em função da potência elétrica.	60
Figura 9 – Variação do fluxo de mássico de gases de combustão na saída da caldeira de recuperação.	61
Figura 10 – Variação da temperatura dos gases de combustão.....	62
Figura 11 – Variação da vazão de vapor saturado que deixa a turbina. Sem extração para parboilização....	62
Figura 12 – Variação do consumo diário de gás natural em função da potência elétrica gerada.	63
Figura 13 – Variação do preço de gás natural para diferentes companhias distribuidoras.....	66
Figura 14 – Variação do preço do custo diário para aquisição de gás natural e energia elétrica.	68
Figura 15 – Variação do benefício econômico obtido com a introdução de gás natural na planta de cogeração a partir da variação do preço deste insumo.....	69
Figura 16 – Variação do benefício econômico obtido com a introdução de gás natural na planta de cogeração a partir da variação do preço de compra da energia elétrica.....	70
Figura 17 – Versão simplificada da planta de cogeração.....	71
Figura 18 – Balanço de custos para o subsistema caldeira principal.....	84
Figura 19 – Balanço de custos para o subsistema caldeira de recuperação.....	84
Figura 20 – Balanço de custos para o subsistema turbina.	85
Figura 21 – Balanço de custos para o subsistema gerador.....	85
Figura 22 – Variação do custo exergético das utilidades da planta.	88
Figura 23 – Variação do custo horário das utilidades da planta de cogeração.	89
Figura 24 – Variação do custo exergético das utilidades da planta sem considerar-se o custo de amortização dos investimentos em implantação do sistema.	90
Figura 25 – Variação do custo horário das utilidades da planta de cogeração sem a consideração dos custos de amortização dos investimentos para implantação do sistema.....	91
Figura 26 – Variação do custo horário do gás natural, casca de arroz e de desmineralização com o aumento da potência elétrica gerada pela planta de cogeração.	92
Figura 27 – Variação do custo exergético das utilidades térmicas e elétrica da planta de cogeração para diferentes preços de aquisição do gás natural.	93
Figura 28 – Variação do custo exergético da energia elétrica e do vapor excedentes.	97

LISTA DE SÍMBOLOS

PCI – Poder calorífico inferior	[kJ/kg]
PCS – Poder calorífico superior	[kJ/kg]
W – Potência eletromecânica	[kW]
Q – Fluxo de calor	[kW]
m – Fluxo de massa	[kg/s]
mm – Fluxo de massa por unidade de fluxo de massa de combustível	[kg/kg]
h – Entalpia específica	[kJ/kg]
e – Exergia específica	[kJ/kg]
s – Entropia específica	[kJ/kg.°C]
E – Exergia	[kW]
T - temperatura	[°C]
cp – Calor específico médio	[kJ/kg.°C]
x – Título	
<i>f_v</i> – Fração volumétrica	
<i>f_m</i> – Fração mássica	
V – Volume	[m ³]
P - Pressão	[kPa]
w – Umidade absoluta do ar	[kg/kg _{AR}]
Op – Operação diária da planta de cogeração	[h]
CA – Custo de aquisição	[R\$]
Pr – Preço	[R\$]
z – Investimento	[R\$]
Zr – Investimento rateado por subsistema	[R\$]
Zrh – Investimento rateado por subsistema em unidade de tempo	[R\$/h]
Ch – Custo em unidade de tempo	[R\$/h]
CS – Custo horário de um fluxo de massa ou energia	[R\$/h]
ch – Custo exergético	[R\$/MWh]
N_{AN} – Número de horas de operação anual da planta de cogeração	[h]
e – Excesso de ar no processo de combustão	
FMO – Fator de manutenção e operação	
<i>i</i> – Taxa de juros	[%]
<i>n</i> – Período de tempo	[anos]
FRC – Fator de recuperação de capital	

A – Matriz de incidência modificada	
B* – Custo Exergético. Método VALERO & LOZANO	[kW]
B – Exergia. Notação exclusiva para o método VALERO & LOZANO	[kW]
Y* – Vetor de valores externos	
Z – Vetor de custos externos	
Π – Custo Exergoeconômico. Método VALERO & LOZANO	[R\$/h]
ch* – Custo exergoeconômico unitário. Método VALERO & LOZANO	[R\$/MWh]
Zrh* – Investimento por subsistema. Método VALERO & LOZANO	[R\$/h]
Ch* – Custo em unidade de tempo. Método VALERO & LOZANO	[R\$/h]

Letras Gregas

η - Rendimento	[%]
ρ – Massa específica	[kg/m ³]

Sub-índices:

CP – Caldeira principal
CREC – Caldeira de recuperação
TURB – Turbina a vapor
GER – Gerador
EL – Elétrico
COND – Condensador
DMIN – Processo de desmineralização de água para o processo de secagem de arroz
0 – Referência
1 – Vapor de alta pressão na saída da caldeira principal
2 – Vapor saturado extraído da turbina para o processo de parboilização
3 – Vapor saturado na saída da turbina
4 – Condensado obtido após processo de parboilização
5 – Fluxo de água após condensador
6 – Fluxo de água na entrada do desaerador
7 – Fluxo de água na entrada do desaerador
8 – Reposição de água na cisterna
9 – Fluxo de água para o desmineralizador
10 – Fluxo de água após o desmineralizador

-
- 11** – Fluxo de água na entrada do desaerador
- 12** – Fluxo de água após o desaerador
- 13** – Vapor extraído da turbina para o desaerador
- 14** – Fluxo de vapor na entrada do desaerador
- 15** – Fluxo de água na entrada da turbina principal
- 16** – Vapor de alta pressão na saída da caldeira principal
- 17** – Fluxo de água após cisterna para caldeira de recuperação
- 18** – Vapor saturado gerado pela caldeira de recuperação
- 19** – Condensado gerado após o processo de secagem de arroz
- g1** – Gases de combustão na saída da caldeira principal
- g2** – Gases de combustão na saída da caldeira de recuperação
- CA** – Casca de arroz
- GN** – Gás natural
- AR** – Ar
- G** – Gases de combustão
- GS** – Gases de combustão secos
- GW** – Vapor presente nos gases de combustão
- PROC,1** – Processo principal, de parboilização de arroz
- PROC,2** – Processo secundário, de secagem de arroz
- t** – Teórico
- g** – Global
- ref** – Referência
- RES** – Residual
- ÚTIL** – Útil / Sistema de utilidades da planta de cogeração
- D** – Disponível
- A** – Entrada da água de refrigeração no condensador / Utilidades consumidas pela empresa
- B** – Ponto de saída da água de refrigeração no condensador / Bomba hidráulica / Utilidades geradas como excedente
- r** – Água de reposição
- ÁGUA** – Água de refrigeração do condensador
- DIR** – Direto
- INDIR** – Indireto
- TOT** – Total
- Eqptos** – Equipamentos
- CIVIL** – Obras civis da planta de cogeração

LP – Baixa potência

MP – Média potência

HP – Alta potência

ENG – Serviço de engenharia

LUC – Lucro

CPGIR – Capital de giro

STUP – Entrada em operação (*start up*)

EVENT – Custos eventuais

RESUMO

A necessidade crescente de utilização racional de recursos energéticos tem levado diversos setores da sociedade a encarar a questão energética dentro de um contexto conservacionista. No Brasil, em particular, o aspecto da racionalização de fontes de energia se mostra importante no atual momento, tendo em vista a perspectiva de escassez de energia elétrica. Desta forma, tecnologias de cogeração têm se revestido de crescente importância, haja vista a alta eficiência proporcionada no processo de transformação energética.

Sistemas de cogeração de energia à biomassa obtida como rejeito de processos produtivos têm possibilitado o atendimento a demandas de utilidades térmicas e energia elétrica para diversos tipos de plantas industriais. Para muitos destes sistemas, contudo, a limitação ou sazonalidade na oferta de biomassa não tem permitido a operação durante todo o ano com a mesma potência, ou, em muitos casos, o atendimento pleno às demandas de utilidades térmicas e energéticas.

Neste cenário, sistemas de cogeração híbridos a biomassa e gás natural se apresentam como alternativas efetivas, permitindo a geração de utilidades térmicas e de energia elétrica em quantidades constantes ao longo do ano, mesmo que exista uma oferta de biomassa reduzida ou com variações sazonais.

O presente trabalho considera a aplicação e análise comparativa de modelos termoeconômicos para verificação da viabilidade econômica da utilização de gás natural em plantas de cogeração a biomassa instaladas em indústrias que possuem uma oferta limitada deste combustível.

Os resultados apresentados nesse trabalho correspondem a uma planta de cogeração existente, de uma empresa do setor de alimentos do parque industrial do Estado de Santa Catarina.

ABSTRACT

The growing need of rational use of the energy resources has taken several sectors of the society to face the energetic question in a conservationist way. In Brazil, the rationalization of the use of energy resources is particularly important in the present moment, due to the possible scenario of electric energy limited offer. In this situation, cogeneration technologies reach great importance due to the high efficiency proportioned by the energetic transformation process.

The use of biomass waste in cogeneration systems has supplemented the thermal and electrical energy needs of different kinds of industrial plants. For a great number of these systems, however, the limitation or even seasonalities in the offer of biomass do not allow for the operation during the entire year with the same electrical power, or, in many cases, the full supply of thermal and electrical demands.

In this scenario, hybrid cogeneration systems, using natural gas and biomass, are effective alternatives, allowing the generation of thermal and electrical utilities in constant amounts in the entire year, even with a reduced offer of biomass or with seasonal variations.

The present work considers an application and comparative analysis of thermoeconomical models to investigate the economic viability of natural gas utilization in cogeneration plants using biomass for industries that present a limited offer of this fuel.

The results presented in this work correspond to an existent cogeneration plant, installed in an industry of the food sector in the State of Santa Catarina, Brazil.

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1. Apresentação

As últimas três décadas do século XX foram marcadas por uma mudança nos parâmetros econômicos da energia, conseqüência principalmente dos choques dos preços do petróleo ocorridos em 1973 e 1979, o que teve por conseqüência uma crescente busca pela utilização racional das fontes de energia. No Brasil, em particular, este processo se mostra ainda mais intenso, haja vista a crise atravessada pelo setor elétrico. A partir do aumento da demanda de energia elétrica verificada ao longo da década de 1990 e da constatação de incapacidade do Estado em suprir meios para garantir a expansão da oferta, optou-se por introduzir um novo modelo de setor elétrico para o Brasil. Dentre o arcabouço de mudanças implementadas desde o Governo Fernando Collor até o Governo Fernando Henrique Cardoso está a introdução de figuras modernas de gestão no setor elétrico brasileiro, como a possibilidade de regulação por parte de agências independentes, com diretores eleitos e com mandatos com prazos pré-determinados, bem como a instauração de um regime concorrencial. As mudanças empreendidas, contudo, não foram exitosas na criação de um quadro institucional que permita que a expansão da oferta de energia elétrica seja empreendida de uma forma sustentável e com razoável estabilidade de preços.

A carência de investimentos em expansão da oferta de energia elétrica, aliada à ocorrência de sucessivos períodos de estiagem que contribuíram para diminuir significativamente os níveis médios dos reservatórios das usinas hidroelétricas brasileiras, resultaram que a crise do setor elétrico atingisse seu ponto culminante com o racionamento ocorrido em 2001. Ao longo dos meses de março a novembro daquele ano, consumidores dos mercados residencial, comercial e industrial foram obrigados a reduzir seu consumo de energia elétrica em 20% do valor de consumo correspondente ao mesmo mês do ano anterior. Conquanto tenha sido possível evitar-se o colapso no fornecimento de energia elétrica, o racionamento de energia, além do desconforto causado aos consumidores, impingiu significativo constrangimento à expansão do crescimento econômico nacional.

A situação recebe contornos ainda mais intensos haja vista as indefinições que ainda persistem quanto ao quadro institucional do setor elétrico a partir da mudança de governo federal ocorrida ao final de 2002. Não é possível ainda se afirmar em que sentido a nova administração federal procurará direcionar o setor, conquanto já existam sinalizações de um retorno a políticas de centralização do planejamento e da comercialização de energia elétrica assim como de enfraquecimento das agências reguladoras. Neste cenário é natural que investimentos em geração de energia elétrica, principalmente aqueles de origem privada, sejam postergados até que haja uma configuração mais clara para o quadro institucional do setor elétrico brasileiro.

No sentido de potencializar a utilização racional das fontes primárias de energia corrobora também o processo de alteração no modo como a sociedade tem interagido com o meio-ambiente ao longo dos últimos anos, alçando as questões ambientais a um *status* de grande protagonismo. Deste modo, tem sido objeto de crescente preocupação os níveis de emissão de CO₂, tendo em vista sua relação com o efeito estufa. No sentido de minimizar esse problema, diversos países europeus vêm instituindo taxas, conhecidas como “taxas verdes”, sobre a emissão de substâncias como CO₂, CO, SO_x e NO_x, derivados da queima de combustíveis fósseis, como uma forma de uma resposta ao PROTOCOLO DE KYOTO, assinado em 1997.

No segmento industrial, empresas que utilizam vapor em seus processos respondem por uma parcela significativa destas emissões, haja vista a obtenção de vapor através da queima de combustíveis como biomassa, óleo combustível, gás natural, GLP, em caldeira. Ademais, há também a problemática ambiental relacionada ao consumo de energia elétrica, seja em indústrias, residências ou instalações comerciais. No Brasil, a despeito de grande parte da energia elétrica ser gerada a partir de usinas que aproveitam a significativa oferta de recursos hídricos do país e em cujo processo de transformação de energia a emissão de gases causadores de efeito estufa é significativamente reduzida, registra-se perda da capacidade de fixação de CO₂ devido à inundação de grandes áreas para formação dos reservatórios das usinas. Para grandes centrais termoeletricas, embora de ocorrência não muito significativa no Brasil, os níveis de emissão de gases poluentes bem como de gases que contribuem para o efeito estufa são bastante significativos.

A partir deste cenário, tecnologias de cogeração se apresentam como uma alternativa efetiva, uma vez que consistem na produção simultânea de energia elétrica e potência mecânica bem como de utilidades térmicas, como vapor de processo e/ou frio, por exemplo, a partir de uma ou mais fontes de energia. A grande vantagem do processo de cogeração está relacionada à alta eficiência no processo de transformação energética. Ademais, plantas operando em regime de cogeração estão geralmente localizadas próximas aos locais de consumo, dispensando, desta forma, significativos investimentos em linhas de transmissão e distribuição, contribuindo para aliviar a carga do sistema interligado e contribuindo para o aumento de sua eficiência.

Dentre os diversos tipos de combustíveis que podem ser utilizados em sistemas de cogeração destacam-se biomassa e o gás natural. A biomassa apresenta significativas vantagens, em especial pelo fato de sua combustão apresentar um balanço nulo na emissão de CO₂. A combustão da biomassa possibilita também que sejam evitadas emissões de SO_x, um dos agentes causadores das chuvas ácidas, posto que o enxofre não está presente na composição química da biomassa.

Os sistemas de cogeração com gás natural, por outro lado, são recomendados principalmente devido à sua alta confiabilidade e alta eficiência global, além da combustão do gás natural ser isenta de fuligem e a emissão de gases poluentes ser menor que a do óleo combustível. Outra vantagem advinda do emprego do gás natural em plantas de cogeração está relacionada ao aspecto logístico, haja vista não ser necessário trabalhar-se com estoques, uma vez que o gás natural é usualmente distribuído por modo dutoviário.

Setores industriais cujos processos produtivos geram por subprodutos rejeitos em forma de biomassa podem, em diversas oportunidades, utilizar estes rejeitos como insumos para os processos de geração de utilidades térmicas e elétricas a partir de sua queima. Este tipo de situação acontece, por exemplo, com empresas dos setores sucro-alcooleiro, de papel e celulose e com as indústrias de alimentos. Para indústrias beneficiadoras de arroz, por exemplo, além de haver necessidade de vapor para os processos de parboilização e de secagem do arroz bem como de energia elétrica para o funcionamento das instalações industriais, tem-se também o problema da eliminação da casca do arroz, a qual corresponde a cerca de 30% do volume do arroz adquirido junto aos produtores agrícolas e que se apresenta como uma forma de lixo para a empresa. Para este tipo de empresa há um significativo potencial para a implantação de sistemas de cogeração com biomassa, onde são produzidos os dois principais insumos da empresa, vapor e eletricidade, a partir da queima de seu resíduo, a casca de arroz.

A unidade da empresa AGROINDUSTRIAL URBANO localizada no Município de Jaraguá do Sul, Estado de Santa Catarina, que beneficia arroz e café, foi a primeira empresa brasileira do setor a instalar esse tipo de sistema, tendo em vista proporcionar o suprimento de toda a demanda de energia elétrica e de vapor para a planta industrial bem como acabar com o problema ambiental decorrente do descarte da casca de arroz. O dimensionamento do sistema de cogeração considerou ainda a possibilidade de geração de potência elétrica excedente, a qual pode ser comercializada com a companhia distribuidora de energia elétrica local (CELESC), ou mesmo com outras empresas consumidoras.

A produção de casca de arroz da empresa AGROINDUSTRIAL URBANO, contudo, não é suficiente para que a planta de cogeração possa operar gerando potência elétrica de acordo com a capacidade nominal da turbina a vapor, o que submete ao sistema uma significativa capacidade ociosa.

A limitação da oferta de casca de arroz e a conseqüente impossibilidade da planta de cogeração em operar de acordo com a capacidade de projeto implicam a incapacidade de atender-se a toda a demanda de energia elétrica das instalações da empresa. Desta forma, torna-se necessária a aquisição do montante de energia elétrica faltante junto à CELESC.

A partir da observação desta situação o presente trabalho considera a simulação da introdução de gás natural no processo de combustão em conjunto com a casca de arroz. Dois cenários são considerados. No primeiro cenário considera-se a introdução de gás natural no sistema de modo a permitir o pleno atendimento à demanda térmica e elétrica da empresa. No segundo cenário o volume de gás natural introduzido no processo de combustão permite a operação da planta de cogeração de acordo com a capacidade nominal da turbina a vapor, o que garante, além do atendimento às demandas de vapor e energia elétrica da empresa, também a geração de eletricidade excedente, permitindo inclusive sua comercialização com a CELESC ou mesmo outras empresas consumidoras.

A simulação permite a obtenção dos fluxos mássicos de gás natural cuja aquisição é necessária para que a planta de cogeração possa operar de acordo com os dois cenários de geração de potência elétrica anteriormente citados. Desta forma, a partir do preço de aquisição do gás natural e do preço pago pela empresa para aquisição de energia elétrica é possível empreender-se algumas considerações no sentido de ser verificada a viabilidade econômica da introdução do gás natural na planta.

Ferramentas usuais de análise econômica permitem verificar se a introdução de gás natural no sistema de cogeração em estudo é interessante ou não do ponto de vista econômico. Através deste tipo de ferramenta é também possível calcular o custo do produto final de plantas de geração termoelétrica, uma vez que todos os custos, sejam operacionais, de manutenção ou de amortização de investimento, podem ser alocados no custo do único produto final, que é a energia elétrica.

Para plantas de cogeração, contudo, onde são disponibilizados mais de um produto final, as metodologias usuais de análise econômica não permitem que a distribuição dos custos seja empreendida de um modo adequado entre os produtos finais. Para este tipo de sistema são empregadas metodologias de análise termoeconômica, nas quais os custos da planta de cogeração são divididos entre seus produtos finais de acordo com uma base exergética. Desta forma, o presente trabalho considera a aplicação de duas diferentes metodologias. A Teoria do Custo Exergético, proposta por VALERO & LOZANO (1993), bem como a metodologia proposta por TSATSARONIS *et al* (1996) são aplicadas à planta de cogeração permitindo a obtenção dos custos exergéticos dos fluxos de massa e energia do sistema. Por fim, é empreendida também uma comparação entre as características e os resultados apresentados pelas duas metodologias.

1.2. Objetivos

O objetivo principal do presente trabalho é empreender a análise termoeconômica de sistemas híbridos de cogeração a biomassa e gás natural, considerando-se a problemática técnica e econômica.

Dentre os objetivos específicos que se pretende alcançar podem ser destacados:

- Verificar a viabilidade termoeconômica da introdução de gás natural em plantas de cogeração a biomassa;
- Avaliar diferentes metodologias de análise termoeconômica, comparando resultados obtidos para uma planta de cogeração existente.

1.3. A Dissertação por Capítulos

A presente dissertação é dividida em cinco partes. A primeira parte, que compreende os Capítulos 1 e 2, tem por objetivo apresentar o trabalho ao leitor, bem como ilustrar o processo histórico de evolução do setor elétrico brasileiro e inserir a cogeração de energia neste contexto. Na primeira parte do trabalho o leitor conhecerá também as possibilidades oferecidas pelo emprego de ferramentas de análise termoeconômica assim como algumas das ferramentas disponíveis na bibliografia. São também apresentados resultados de pesquisas empreendidas para plantas de cogeração na indústria sucro-alcooleira, na indústria de celulose e papel e para plantas de geração termoelétrica que operam a gás natural obtidos a partir do emprego de ferramentas de análise termoeconômica.

O Capítulo 3 apresenta a planta de cogeração em estudo bem como empreende a simulação de sua operação sob as condições atuais e a partir da introdução de diferentes volumes de gás natural. Ao longo deste capítulo são também indicados parâmetros calculados da planta em análise, como eficiência de conversão energética e eficiência isoentrópica da turbina a vapor.

O Capítulo 4 apresenta algumas considerações referentes aos preços praticados para a aquisição de gás natural para emprego em plantas de geração termoelétrica, bem como informações a respeito do fornecimento de energia elétrica para a empresa. A partir destas informações e dos dados da simulação da planta de cogeração calculados no Capítulo 3 é possível verificar-se a viabilidade econômica da introdução de gás natural no sistema.

O Capítulo 5 empreende a análise termoeconômica da planta de cogeração, permitindo a obtenção do custo da energia elétrica gerada e dos fluxos de vapor de processo, tanto do vapor extraído da turbina para o processo de parboilização quanto do vapor gerado na caldeira de recuperação, a partir dos gases de combustão da caldeira principal, para utilização no processo de

secagem de arroz. O capítulo apresenta também uma comparação entre as duas metodologias bem como a análise termoeconômica da planta em condições de geração de excedente de energia elétrica a partir do emprego do método de partição de custos denominado método do subproduto.

No Capítulo 6 são apresentadas as conclusões do trabalho e as opções de novos trabalhos que podem ser desenvolvidos.

A última parte do trabalho apresenta as referências bibliográficas.

CAPÍTULO 2 – COGERAÇÃO A BIOMASSA E GÁS NATURAL

2.1. Perspectiva Histórica do Sistema Elétrico Brasileiro

2.1.1. Fase inicial

No Brasil, a energia elétrica tem a gênese de sua história coincidindo com o período final do Império, impulsionada principalmente pela elevação das exportações e conseqüente modernização da infra-estrutura e dos serviços brasileiros (ANEEL, 2002).

Segundo TELLES (1994), a primeira aplicação prática de eletricidade no Brasil se deu com as experiências de telégrafo elétrico em 1851. Antes disso a eletricidade só figurava em experiências didáticas em gabinetes de física e espetáculos de magia. Nesse ano, o Ministro da Justiça Eusébio de Queiroz, preocupado em obter comunicações rápidas para coibir o desembarque clandestino de escravos encarregou o professor de Física da Faculdade de Medicina do Rio de Janeiro, Dr. Paulo Cândido, de construir uma linha de telégrafo elétrico. Foi construída uma linha experimental com arame de cobre envolvido em seda e resina usando-se fundos de garrafa como isoladores. Essa experiência não teve êxito devido à falta de aparelhos receptores e transmissores. Dias após, o próprio professor, Futuro Barão de Capanema, auxiliado pelo Coronel Polydoro Quintanilha Jordão, futuro Visconde de Santa Tereza, conseguem afinal realizar uma transmissão entre duas salas afastadas da Escola Militar, tornando-se assim, os primeiros telegrafistas do Brasil.

A primeira linha telegráfica brasileira seria inaugurada em 11 de maio de 1852. Era uma linha subterrânea, com extensão de 4.300 m ligando o Palácio da Quinta da Boa Vista e o Quartel General do Exército, em Campos de Santana, Rio de Janeiro. A partir deste ponto, a expansão telegráfica tomou grande impulso. Em 1857 seria inaugurada a linha telegráfica Rio de Janeiro – Petrópolis, construída em extensão de 51 km com fios de ferro galvanizado. O advento das estradas de ferro, a Questão Christie e a Guerra do Paraguai catalisaram a expansão das linhas telegráficas no Brasil, permitindo a construção de sistemas em lugares então distantes, como por exemplo o Rio Grande do Sul (TELLES, *op cit*).

Em 1857 acontece a primeira experiência de iluminação pública no Brasil, com a iluminação do prédio da Escola de Engenharia, no Rio de Janeiro, por ocasião do baile em homenagem aos Imperadores. Em 1862 seria inaugurada a iluminação elétrica da estátua equestre de D. Pedro I, na então Praça da Constituição, atual Praça Tiradentes, no Rio de Janeiro.

Em 1873, o Rio de Janeiro já estava interligado por telégrafo a províncias distantes, como o Pará e Pernambuco. Em 1874 seria inaugurado o primeiro cabo telegráfico ligando o Brasil à Europa, cuja construção foi de iniciativa do Visconde de Mauá¹.

A primeira cidade brasileira e da América do Sul a possuir um sistema permanente de iluminação pública a eletricidade foi a cidade de Campos, na então província do Rio de Janeiro. A instalação consistia de 32 grandes lâmpadas a arco, de 2.000 velas, colocadas em altos postes nas ruas centrais da cidade, sendo a energia gerada em uma pequena usina termoelétrica, com caldeira e máquina a vapor de 50 CV e três dínamos de corrente contínua totalizando 52 kW de potência. No ano seguinte a iluminação pública foi ampliada para 52 luminárias, iniciando-se também a iluminação em casas particulares.

Ainda em 1883 entra em operação no Ribeirão do Inferno, em Diamantina, então província de Minas Gerais, uma instalação que foi o primeiro aproveitamento hidroelétrico no Brasil e um dos primeiros em todo o mundo. A instalação compunha-se de dois dínamos *Gramme*, de 4,8 CV, 360 volts e 13 A, acionados por uma roda d'água de madeira com 3,25 m de diâmetro. A energia elétrica era então transmitida a um ponto distante 2 km da usina tendo em vista o acionamento de bombas para o desmorte de terreno em minas de diamante. Esta linha de transmissão era, na época, a de maior extensão em todo o mundo.

Finalmente, em setembro de 1889, é inaugurada a primeira usina hidroelétrica do Brasil e da América do Sul. Destinada à produção de energia para a utilidade pública, a *Usina Marmelos Zero* no Rio Paraíba, era composta de duas turbinas hidráulicas acionando cada uma um alternador monofásico de 125 kW, 1 kV e 60 Hz, fornecendo energia elétrica para a cidade de Juiz de Fora (MG).

Em 1890, no início do período republicano, o Brasil contava com 4.618 kW de energia elétrica instalada, dos quais 3.143 kW de origem térmica e 1.475 kW de origem hidráulica (TELLES, *op cit*). Neste ano, seis cidades já dispunham de alguma iluminação elétrica pública e pelo menos três possuíam redes telefônicas, embora incipientes. O Telégrafo Nacional abrangia uma rede 10.969 km, com 182 estações.

No final do século a iluminação elétrica chegou a mais algumas cidades brasileiras, dentre as quais Curitiba em 1892, São Carlos do Pinhal e Piracicaba em 1893, Petrópolis em 1896 e Belo Horizonte em 1897.

Ainda no século XIX inicia-se no Brasil outra importante aplicação da eletricidade: a tração elétrica nos transportes urbanos. O primeiro bonde elétrico a trafegar no Brasil e na América do Sul foi o carro número 104, de quatro rodas, da *Cia. Ferro Carril do Jardim Botânico*, na

¹ Joaquim Nabuco em “UM ESTADISTA DO IMPÉRIO”, 1897.

Linha Praia do Flamengo, no Rio de Janeiro. O Rio de Janeiro não foi a única cidade brasileira a contar com bondes elétricos ainda no século XIX. Em 1899 foram inaugurados bondes na capital do Amazonas.

2.1.2. Início do Século XX

O início do século XX marcou a construção de um grande número de pequenas usinas geradoras de energia elétrica cuja produção visava o atendimento dos serviços públicos instalados nas cidades, sendo empregada predominantemente na iluminação pública e particular, nos bondes utilizados para o transporte coletivo e no fornecimento de força motriz a unidades industriais, sobretudo do setor têxtil (ANEEL, *op cit*). Dada a crescente demanda por energia elétrica e a impossibilidade de seu atendimento diretamente por parte da administração pública, passou a ganhar força a instituição do regime de concessões para a prestação dos serviços públicos.

Conforme a Constituição de 1891, as concessões para prestação de serviços de eletricidade eram outorgadas pelas municipalidades, notadamente no tocante ao segmento de distribuição. Aos governos estaduais cabia o poder concedente com relação ao aproveitamento e a utilização das quedas d'água (USP SÃO CARLOS, 2002).

Inicialmente, os contratos de concessão para realização dos serviços de eletricidade caracterizavam-se por prazos bastante dilatados, atingindo cerca de 80 anos, e oferecendo aos concessionários garantias financeiras por parte do Estado. De qualquer forma, apesar dos princípios liberais firmados na Constituição de 1891, os contratos possuíam cláusulas que preservavam o poder regulador do governo federal (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

Em abril de 1908 entrou em operação a *Usina Hidrelétrica Fontes Velha* - de propriedade da empresa *Rio de Janeiro Tramway, Light and Power Empresa Cliente - RJ TRAMWAY* - na época, a maior usina do Brasil e uma das maiores do mundo. Localizada no ribeirão das Lajes, município de Pirai (RJ), a usina foi responsável pelo abastecimento da energia empregada na iluminação pública e residencial e na tração dos bondes elétricos da cidade do Rio de Janeiro. Com uma potência inicial instalada de 12.000 kW, teve sua capacidade de geração ampliada graças à construção do reservatório de Lajes, da barragem de Tocos e do desvio de curso do rio Pirai para a vertente oceânica do rio Paraíba, somando, a partir de 1913, uma capacidade nominal de 49.000 kW e, em regime de sobrecarga, 64.000 kW (ELETROBRÁS, 2002).

A partir de meados da primeira década do século, especialmente no estado de São Paulo, os pequenos produtores e distribuidores de energia elétrica começaram a ensaiar um gradativo movimento de concentração, em geral capitaneado por empresas situadas em municípios economicamente mais fortes, formando grupos que passaram a controlar áreas mais extensas nos territórios estaduais. Dois exemplos desse processo foram a criação da Companhia Brasileira de

Energia Elétrica (CBEE), em 1909, e a criação da Companhia Paulista de Força e Luz (CPFL), em 1912.

Nos anos 1920, parte das empresas de capital nacional foi transferida para o controle de empresas estrangeiras. O Grupo *Light* incorporou as empresas de Ataliba Vale, Fonseca Rodrigues e Ramos de Azevedo, constituídas no interior do estado de São Paulo. A *American and Foreign Power Company (AMFORP)*, organizada em 1923 pela *Electric Bond and Share* e atuante no Brasil a partir de 1927, passou a controlar as empresas de Armando de Salles Oliveira e do Grupo Silva Prado e a CPFL. Em 1930, as atividades ligadas à energia elétrica estavam claramente dominadas pelo *Grupo Light*, concentrado no eixo Rio de Janeiro - São Paulo, e pela *AMFORP*, em diversas capitais estaduais, situação que viria a perdurar até meados dos anos 1960.

Assistiu-se naquele momento ao aumento do número de usinas instaladas, num processo de crescimento constante, iniciado na virada do século. Em especial, as usinas construídas pelos grupos estrangeiros passaram a contar com uma capacidade instalada bastante superior às unidades instaladas por iniciativa das concessionárias nacionais. Neste período, a hidroeletricidade tornou-se predominante, principalmente na região Sudeste do país. As usinas termoelétricas, mais numerosas na fase pioneira do setor, restringiram-se a áreas economicamente menos ativas e com menos abundância de recursos hídricos (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

A disponibilidade de capital para investimentos em mão-de-obra e matéria-prima, o desenvolvimento dos sistemas de transporte e o aumento da capacidade de geração de energia elétrica, em especial nas áreas servidas pelos grupos *Light* e *AMFORP*, garantiram as condições para a realização de inversões em unidades industriais do setor de siderurgia, na fabricação de máquinas agrícolas pesadas e de equipamentos industriais simples e de construção, bem como o desenvolvimento dos setores de beneficiamento de borracha, remédios e perfumaria, dentre outros (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

A energia elétrica teve sua produção e uso implantados no Brasil num período em que o país conheceu um grande desenvolvimento político, econômico e social. O novo regime republicano se consolidava, a economia crescia a partir da riqueza da exportação de produtos agrícolas e, ao mesmo tempo, diversificava-se e criavam-se as condições para a industrialização. A sociedade assistiu ao fortalecimento de novos segmentos e à inovação dos costumes, oriunda do progresso tecnológico, com a superação da iluminação a gás e da tração animal dos bondes, nas cidades. A energia elétrica instalou-se no Brasil, a um só tempo, como consequência e como condição das transformações da vida nacional (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

2.1.3. Período pós Revolução de 1930

A partir da Revolução de 1930 os recursos hídricos passaram a receber tratamento de item de interesse nacional, o que ensejou uma mudança na forma de sua administração. Com a assinatura do Código das Águas (1931), a caracterização jurídica da propriedade das águas foi redefinida. O Estado passou então a intervir diretamente no setor dado o poder de concessão dos direitos de uso de qualquer curso ou queda d'água. O período marca também a criação do CNAEE (Conselho Nacional de Águas e Energia Elétrica), órgão federal responsável pela tarifação, organização, controle das concessionárias, interligação entre as usinas e sistemas elétricos. Ainda na década de 30 registra-se o início do processo de participação do Estado na composição acionária de empresas geradoras e distribuidoras de energia, representando o início do chamado Estado-Empresário, denominação que viria a ser empregada para a atuação governamental na economia nas décadas seguintes. O Conselho Nacional de Águas e Energia Elétrica se configuraria no principal órgão do governo federal para a política setorial até a criação do Ministério das Minas e Energia (MME) e da Centrais Elétricas Brasileiras S.A. (ELETROBRÁS), no início da década de 1960 (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

Quando comparado com seu período inicial, o ritmo de crescimento da capacidade de geração de energia elétrica instalada no Brasil no período que vai de 1939 a 1945 apresentou uma queda acentuada (USP SÃO CARLOS, *op cit*). Apesar de importantes acréscimos ocorridos na década de 1930, o agravamento da Segunda Guerra Mundial, a partir de 1941 com a invasão da União Soviética pelas tropas alemãs e pelo ataque japonês aos Estados Unidos, contribuiu para que os investimentos em infra-estrutura para geração de hidroeletricidade diminuíssem sensivelmente, de sorte que a capacidade de geração elétrica permaneceu praticamente inalterada até o ano de 1945. O crescimento da capacidade instalada somente viria a ser retomado após o término da Segunda Grande Guerra.

2.1.4. Período pós Segunda Guerra Mundial

A década de 50 inaugura um período caracterizado por abundância de créditos internacionais, os quais favorecem a implantação de grandes empreendimentos de infra-estrutura no Brasil durante os anos seguintes (ELETROBRÁS, *op cit*). Como conseqüência, em 1952 é criado o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico (BNDE) para atuar nas áreas de energia e transporte².

² Roberto Campos em “A LANTERNA NA POPA”, 1994.

O período marca então um inédito incremento nos índices de crescimento da produção industrial, destacando-se os setores de equipamentos de transporte, de material elétrico e de comunicações, mecânico e siderúrgico como os setores mais modernos e dinâmicos da indústria brasileira.

No setor público federal registra-se a constituição da Central Elétrica de Furnas S.A. em 1957. Em 1960, também no âmbito federal, foi organizada a Companhia Hidrelétrica do Vale do Rio Paraíba (CHEVAP), com o objetivo de promover a construção da Usina Hidrelétrica Funil.

Dentre as iniciativas de destaque de âmbito estadual incluem-se a elaboração do Plano de Eletrificação de Minas Gerais e São Paulo, dentre cujas conseqüências está a organização da Companhia Energética de Minas Gerais (CEMIG). Destacam-se ainda a organização da Companhia Paranaense de Energia Elétrica (COPEL), da Espírito Santo Centrais Elétricas S.A. (ESCELSA), da Empresa Fluminense de Energia Elétrica (EFE), da Centrais Elétricas de Santa Catarina S.A. (CELESC), da Centrais Elétricas de Goiás S.A. (CELG), da Companhia de Eletricidade do Amapá (CEA), da Centrais Elétricas Matogrossenses S.A. (CEMAT), da Companhia Energética do Maranhão (CEMAR), da Companhia de Eletricidade do Estado da Bahia (COELBA), da Empresa Energética de Sergipe S.A. (ENERGIPE), da Companhia Energética de Alagoas (CEAL) e da Companhia Energética do Rio Grande do Norte (COSERN). Em 1963 entrou em operação a Usina Hidrelétrica de Furnas, maior usina do Brasil na época de sua construção. Localizada no rio Grande, entre os municípios de Alpinópolis (MG) e São João Batista do Glória (MG), foi a primeira usina a ter uma grande barragem de enrocamento (ELETROBRÁS, *op cit*). Furnas começou a operar com duas unidades geradoras de 152.000 kW cada e sua instalação constituiu o primeiro passo para a formação do sistema interligado entre Minas Gerais (MG), São Paulo (SP) e Rio de Janeiro (RJ), (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

Quanto às concessionárias privadas, verificou-se a expansão do parque gerador das empresas do Grupo *Light*, que promoveu a construção da Usina Hidrelétrica *Henry Borden II* e da Usina Termelétrica Piratininga, no estado de São Paulo, e da Usina Hidrelétrica Nilo Peçanha e da Usina Hidrelétrica Pereira Passos, no estado do Rio de Janeiro. O parque gerador das empresas do Grupo *AMFORP* foi expandido com a construção da Usina Hidrelétrica Avanhandava, da Usina Hidrelétrica Americana e da Usina Termelétrica Carioba, no estado de São Paulo, da Usina Hidrelétrica Guaricana, no Paraná, e da Usina Hidrelétrica Alberto Torres, no Estado do Rio de Janeiro.

O final do período marca uma alteração no perfil do setor de energia elétrica brasileiro. As empresas federais e estaduais aumentaram significativamente seu peso na geração de energia elétrica, passando de 6,80% da capacidade total de geração de energia elétrica instalada em 1952 para 31,30% em 1962 (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

A década de 1960 marca a reformulação dos órgãos federais, destacando-se a criação do Ministério das Minas e Energia e da ELETROBRÁS, com funções relacionadas à coordenação técnica, financeira e administrativa do setor de energia elétrica brasileiro, incorporando as aplicações realizadas até então pelo BNDE. Posteriormente, a ELETROBRÁS passou a controlar quatro empresas de âmbito regional, sendo as quais a Companhia Hidrelétrica do São Francisco (CHESF), Furnas Centrais Elétricas S.A., Centrais Elétricas do Sul do Brasil S.A. (ELETROSUL) e Centrais Elétricas do Norte do Brasil S.A. (ELETRONORTE) e duas empresas de âmbito estadual, a *Light* Serviços de Eletricidade S.A. e Espírito Santo Centrais Elétricas S.A. (ESCELSA).

A criação destes órgãos aliada aos estudos hidroenergéticos desenvolvidos a partir de 1962 consolidaram a estruturação do setor elétrico. O Plano Nacional de Eletrificação delineava uma profunda reestruturação setorial, prevendo um programa de expansão da geração de energia elétrica no país a partir da exploração de seu potencial hidráulico e a intervenção maciça do Estado nas áreas de geração e transmissão. A propriedade das novas instalações geradoras passaria a concentrar-se em empresas controladas pelo governo federal e pelos governos estaduais, as quais, por sua vez, tornar-se-iam responsáveis pelo suprimento às empresas atuantes no segmento de distribuição (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

2.1.5. Revolução de 1964

O processo de nacionalização do setor de energia elétrica brasileiro teve continuidade após a Revolução de 1964. A partir de sua efetiva organização, a ELETROBRÁS passou a atuar como empresa *holding* das concessionárias públicas de energia elétrica do governo federal e como responsável pelo planejamento setorial, definindo os programas de expansão do sistema elétrico brasileiro. Dentre suas atribuições, incluíram-se a realização de estudos e projetos e a construção e operação de usinas e de linhas de transmissão. A regulamentação e fiscalização do setor elétrico, bem como dos cursos de água, estiveram a cargo do DNAEE (Departamento Nacional de Águas e Energia Elétrica). Tal estrutura viria a ser alterada apenas em 1996, com a criação da ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica), (ANEEL, *op cit*).

A nacionalização do setor de energia elétrica foi acelerada com a aquisição, pelo governo federal, dos ativos das empresas do Grupo *AMFORP* na década de 1960 e das empresas Grupo *Light* no final da década de 70. O segmento de distribuição, também majoritariamente estatal, passou a ser controlado por empresas estaduais, cujas áreas de concessão correspondiam, na maior parte dos casos, aos limites geográficos de cada estado.

Durante o “milagre brasileiro”, período que vai de 1968 a 1974 ao longo do qual Brasil registrou significativo processo de aceleração do crescimento econômico, com índices de até 13 % ao ano (CAMPOS, *op cit*), registra-se também a realização de investimentos vultuosos em

obras de infra-estrutura. Para tal, as ações de planejamento da expansão e os investimentos setoriais nas áreas de geração e transmissão foram implementados, desde 1964, sob a égide do Ministério das Minas e Energia e do Ministério da Fazenda, tendo sido executadas fundamentalmente pela ELETROBRÁS.

O modelo setorial pautado pela organização do sistema ELETROBRÁS garantiu a expansão expressiva dos segmentos de geração e transmissão de energia elétrica ao longo dos anos 1960 a 1980. O grande crescimento da capacidade instalada de geração de energia elétrica ocorreu durante as décadas de 1960, com crescimento médio anual de 10,3%, de 1970, com crescimento médio anual de 8,8% e de 1980, com crescimento médio anual de 10,9%. De acordo com o Plano Decenal de Expansão 2000/2008, (ELETROBRÁS, 2000), o sistema elétrico brasileiro contava em dezembro de 1999 com uma capacidade instalada para geração de energia elétrica de 64.254 MW de potência. A capacidade instalada hidroelétrica respondia por 59.588 MW, o que representava 92,7% do total nacional em operação. Os 4.666 MW restantes correspondiam a usinas termoeletricas a óleo combustível, carvão e nuclear, além das unidades isoladas a óleo diesel que atendem a Região Norte do país.

A partir do final da década de 1970 o setor elétrico passa a enfrentar dificuldades devidas principalmente aos aumentos das taxas de juros internacionais derivadas da recessão que marcou o período posterior às crises dos preços do petróleo. Apesar da demanda de energia elétrica não apresentar o crescimento previsto, o governo brasileiro manteve o ritmo de expansão das obras de oferta de energia elétrica. Os cronogramas das obras, contudo, tiveram que ser estendidos, o que encareceu formidavelmente o custo final dos empreendimentos (USP SÃO CARLOS, *op cit*).

Ademais, a ocasião marca a retomada de uma prática da era Goulart (CAMPOS, *op cit*), qual seja, a adoção de uma política de combate da inflação baseada no controle das tarifas dos serviços públicos. Outra prática permissiva ao equilíbrio econômico financeiro das empresas do setor elétrico foi o oferecimento de energia elétrica a preços especiais para a substituição de derivados de petróleo bem como para o atendimento a grandes consumidores.

Conforme COELHO (1999), o valor médio real das tarifas decaiu de tal forma de 1974 a 1992 que no início da década de 90 os custos relativos aos serviços de dívida correspondiam a cerca de 60% da receita tarifária das empresas.

2.1.6. Ciclo de Desestatização

A introdução de um novo modelo para o setor de energia elétrica brasileiro foi proposta em 1992, no Plano Nacional de Desestatização (PND) do governo de Fernando Collor de Mello (1990-1992), o qual definiu como prioridade a venda das empresas distribuidoras, majoritariamente controladas pelos governos estaduais. Foi facilitada durante o governo de

Itamar Franco (1992-1994), que através de mudança legislativa estabeleceu o novo regime tarifário para as empresas de energia elétrica. O processo de implantação de um novo modelo para o setor elétrico continuou com a criação do Conselho Nacional de Desestatização (CND), em 1995, no início da gestão de Fernando Henrique Cardoso.

As mudanças relacionadas aos aspectos regulatórios e operacionais estão baseadas na criação do Mercado Atacadista de Energia (MAE), onde a energia elétrica disponível é negociada livremente entre geradores, produtores independentes, comercializadores e consumidores livres. Neste mercado a energia elétrica é comercializada em blocos no curto prazo, em conformidade com a oferta dos geradores bem como em contratos bilaterais de longo prazo entre os compradores e os vendedores.

O MAE é composto fundamentalmente pelos geradores de energia elétrica com capacidades iguais ou superiores a 50 MW bem como pelos varejistas e pelos consumidores livres. Denominam-se consumidores livres àqueles cuja demanda elétrica é superior a 3 MW, aos quais é facultada a liberdade de escolher o fornecedor de energia elétrica.

Os consumidores cujas demandas elétricas sejam inferiores a 3 MW são denominados consumidores cativos das concessionárias e estão excluídos do MAE. Este tipo de consumidor apenas pode comprar energia elétrica da concessionária a cuja rede está interligado. Este segmento é objeto de regulação da ANEEL, que controla as tarifas, embora faculte às empresas liberdade de gestão para a busca de reduções de custo.

De acordo com a nova estrutura do setor elétrico brasileiro, a ANEEL é o órgão regulador e fiscalizador dos serviços públicos de energia elétrica ao qual cabe a responsabilidade de garantir o cumprimento dos preceitos legais. O Operador Nacional do Sistema (ONS) é o órgão responsável pela operação do sistema eletroenergético, que visa a minimização de seu custo, observando os padrões técnicos, os critérios de confiabilidade e as regras do mercado.

As premissas básicas que nortearam as mudanças implementadas no setor elétrico foram o esgotamento da capacidade de investimento do Estado e a introdução da competição nas áreas de geração e comercialização de energia elétrica. Nos segmentos de transmissão e distribuição de energia, onde se configura uma situação de monopólio natural, introduziu-se a regulação de preço para incentivar a eficiência econômica.

Outros dois importantes agentes do novo quadro institucional são o Produtor Independente de Energia Elétrica (PIE) e o Auto-produtor de Energia Elétrica. O PIE é a pessoa jurídica que recebe autorização do poder concedente para comercializar o todo ou parte da energia elétrica gerada. O Auto-produtor é a pessoa jurídica que recebe autorização para produzir energia elétrica destinada a seu uso exclusivo.

De acordo com CORRÊA NETO (2001), a constituição destas novas figuras no setor elétrico brasileiro é um marco histórico e representa o momento a partir do qual a atividade de geração de energia elétrica passa a se desenvolver sob o regime concorrencial.

Através das resoluções da ANEEL de número 281, 282 e 286, de 1999, foram regulamentadas as condições de contratação do acesso, compreendendo o uso e a conexão dos sistemas de transmissão de energia elétrica, componentes da rede básica do sistema elétrico interligado e as tarifas de uso dos sistemas de distribuição de energia elétrica, respectivamente.

Quanto à remuneração aos produtores independentes de energia elétrica, a ANEEL estabeleceu um preço máximo, denominado valor normativo, o qual, até o final de 2002, variava de acordo com a tecnologia empregada para geração de energia elétrica. A partir deste período passou-se a empregar apenas um valor normativo com validade para todas as tecnologias de geração de energia elétrica. Para tecnologias de geração de energia elétrica como a solar fotovoltaica, a energia eólica e a cogeração a gás natural, especula-se que seriam utilizados recursos da Contribuição de Intervenção sobre o Domínio Econômico (CIDE) para garantir um valor normativo mais competitivo. Tal modelo, contudo, não está ainda regulamentado (TOTTENE, 2003).

Quanto à natureza patrimonial, o novo modelo concebido para o setor elétrico previa a privatização dos segmentos de geração e distribuição de energia, permanecendo o segmento de transmissão nas mãos do Estado. A estratégia implantada pelo Governo Federal, logo seguida pelos estados, foi vender inicialmente as empresas distribuidoras. A justificativa para tal estava na viabilização da venda posterior das empresas geradoras, tendo em vista a redução do risco de inadimplência das distribuidoras estatais (COSTA PINHEL, 2000). Assim, o processo teve início em 1995 com a venda da ESCELSA, concessionária distribuidora de energia elétrica do Espírito Santo, então de propriedade do Governo Federal. A privatização da companhia distribuidora de energia elétrica do Rio de Janeiro, *Light*, representou um importante marco na privatização do sistema elétrico, pois a partir dela dá-se o início da entrada de empresas estrangeiras de grande porte no processo, como a *Electricité de France* (EDF) e a *AES Corporation* (EUA).

Com a implementação do programa de desestatização, foram privatizadas, dentre outras, a Companhia de Eletricidade do Rio de Janeiro (CERJ), a Centrais Elétricas de Cachoeira Dourada (CDSA, empresa resultante da cisão da CELG), a COELBA, a ENERSUL, a CPFL, a CEMAT, a CELPA e a COELCE. A partir da cisão da ELETROSUL, em 1997, deu-se a criação da Centrais Geradoras do Sul do Brasil S.A. (GERASUL), que veio a ser privatizada em 15 de setembro do ano seguinte, tendo sido adquirida pelo *Grupo Tractebel*, da Bélgica.

A cisão dos ativos nucleares de Furnas, constituídos pela Central Nuclear Almirante Álvaro Alberto, deu origem à ELETROBRÁS TERMONUCLEAR S.A. (ELETRONUCLEAR), como

subsidiária da ELETROBRÁS, e cuja organização visou à manutenção do monopólio da União sobre o setor nuclear, fixado no texto constitucional.

Conforme COSTA PINHEL (*op cit*), o principal agente no processo foi o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), uma vez que coube ao mesmo a responsabilidade pela gestão dos processos que modelaram a venda das empresas federais e estaduais (à exceção do Estado de São Paulo). Coube também à ELETROBRÁS destacado papel, haja vista as operações de saneamento financeiro e administração compartilhada na maioria das empresas que viriam a ser privatizadas.

Ainda conforme COSTA PINHEL (*op cit*), até julho de 2000, 63% do segmento de distribuição de energia elétrica já se encontrava nas mãos da iniciativa privada. Grande parcela da distribuição que ainda se encontra em mãos estatais corresponde à COPEL³ e à CEMIG. Em termos globais, o aporte total de capital privado no setor elétrico foi de US\$ 21,6 bilhões, dos quais 85% foram destinados à aquisição de empresas distribuidoras de energia e o restante para a aquisição de empresas geradoras de energia.

O período de mudanças no setor elétrico brasileiro marca também um movimento de recuperação das tarifas de energia elétrica. Conforme as condições contratuais definidas ao longo do processo de privatização, as empresas de energia passaram a contar com fórmulas paramétricas de reajuste tarifário, o que foi feito para estimular potenciais compradores. Nos contratos foram discriminadas as parcelas dos custos ditos gerenciáveis, em geral corrigidos pelo regulador por índices de preço do mercado (IGP-M), e custos não gerenciáveis, como por exemplo o custo da energia comprada, cuja correção estaria relacionada principalmente à variação do custo de aquisição.

A atividade de comercialização de energia elétrica num ambiente competitivo é um assunto relativamente novo no mundo, tendo surgido apenas a partir de meados da década de 1990. Ademais, deve ser ressaltado o quadro institucional algo dinâmico pelo qual o setor elétrico vem passando no Brasil, o qual impacta sobremaneira as decisões de investimento dos agentes do mercado (principalmente na geração de energia elétrica, com prazos e riscos mais elevados), uma vez que existe a necessidade natural de tempo para a sedimentação das mudanças e das novas regras.

³ O governo do Paraná, durante a gestão Jaime Lerner (1995 – 1998 e 1999 a 2003), tentou até o final do ano de 2001 a privatização da COPEL, no que foi impedido pela ação de grupos contrários a venda junto à Justiça daquele Estado.

2.1.6.1 *Racionamento de 2001*

Apesar das mudanças implantadas no setor elétrico brasileiro, o ano de 2001 seria marcado por uma aguda crise de oferta de energia elétrica, que culminou no racionamento a que foi constrangido grande parte do país⁴. No início daquele ano registrou-se um nível de precipitação pluvial bastante abaixo das médias históricas, o que deixou os reservatórios de grande parte das usinas hidroelétricas brasileiras com volumes extremamente reduzidos⁵. Durante os meses de abril a novembro de 2001, consumidores do mercado residencial, comercial e industrial foram obrigados a reduzir seu consumo de energia elétrica em 20% do valor registrado no mesmo mês do ano anterior. Graças a atuação emergencial do governo (VIANA, *op cit*), o racionamento de energia elétrica acabou sendo um mal extremamente tímido quando comparado com as possibilidades catastróficas então previstas⁶. A atuação do governo durante o racionamento, contudo, não impediu que o país tivesse um constrangimento no nível de crescimento de seu Produto Interno Bruto (PIB), o qual foi significativamente menor do que a expectativa inicial para aquele ano.

O Brasil chegou ao ponto crítico registrado em 2001 porque os investimentos no setor elétrico foram inferiores aos exigidos pelo constante aumento do consumo. De 1996 a 1998, o investimento médio anual situou-se em cerca de R\$ 4 bilhões, ante a uma necessidade de R\$ 6 bilhões anuais (COELHO, *op cit*). A FIGURA 1 ilustra os investimentos anuais no setor elétrico brasileiro desde 1970, com valores atualizados para o ano de 1999.

Durante a década de 1990 o consumo de energia elétrica registrou aumento considerável, principalmente a partir de 1994, devido à estabilização da economia a partir da introdução do Plano Real. Para o período 1990 a 1996, conforme COELHO (*op cit*), o crescimento médio anual da demanda de energia elétrica foi de 4,3%. Quando se considera apenas o período 1994 a 1996 o crescimento da demanda de energia elétrica superou os 6% anuais.

Diante da incapacidade do Estado seguir bancando os custos da ampliação da oferta, a solução concebida foi a mesma adotada para outras áreas de infra-estrutura, qual seja, a

⁴ Tendo em vista limitação na capacidade das linhas de transmissão que interligam a Região Sul às demais regiões do Brasil, os Estados do Rio Grande do Sul, de Santa Catarina e do Paraná não foram atingidos pelo racionamento.

⁵ No mês de março de 2001 o nível médio dos reservatórios das usinas hidroelétricas das regiões sudeste e centro-oeste correspondia a 34,5% do volume total, ao passo que no Nordeste os números registravam um volume útil de 35,8%. Francisco Viana em A ERA FHC (2002).

⁶ Durante o período pré-rationamento especulava-se a respeito da ocorrência de “apagões”, com cidades ficando sem energia elétrica por períodos de várias horas e até vários dias. Previa-se também a paralisação de serviços essenciais, como hospitais por exemplo, bem como o colapso do sistema de trânsito, dada a impossibilidade de funcionamento de semáforos.

privatização e desregulamentação do setor. Uma política que foi bastante exitosa para setores como o de telefonia, por exemplo, não registrou o mesmo êxito para o setor energético, o que foi creditado à falta de um horizonte legal e regulatório claro e definido para os investidores.

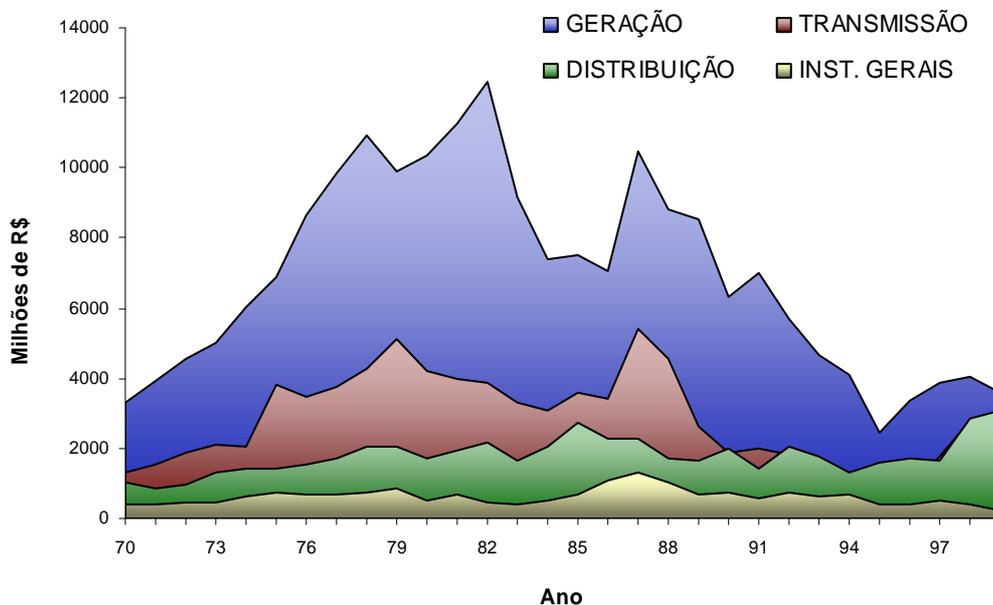


Figura 1 – Investimentos no setor elétrico desde 1970.

Fonte: COSTA PINHEL (*op cit.*).

Conforme VIANA (*op. cit.*), além da falta de investimentos privados e governamentais, também a ocorrência de problemas como os abaixo indicados contribuiu para que fosse atingido o quadro de escassez de energia elétrica registrado no ano de 2001:

- Atraso nas licitações de novas usinas para geração de energia elétrica;
- Defasagem na tarifa média praticada para o consumidor, inibindo novos investimentos em geração de energia;
- Falhas operacionais bem como atraso na implantação de novas linhas de transmissão de energia elétrica, o que restringiu a transferência de energia elétrica da Região Sul, com oferta abundante, para as demais regiões do Brasil;
- Falta de chuvas por vários anos consecutivos, provocando o constante declínio dos níveis dos reservatórios;
- Mudança cambial de 1999, provocando forte desvalorização do real frente ao dólar, o que impactou de modo significativo as empresas do setor elétrico, as quais registravam elevado endividamento em dólar, decorrentes dos investimentos para compra de empresas estatais e de ativos operacionais.

No ano de 2000, com a crise energética se avizinhando, o governo federal propôs a implantação do PPT (Programa Prioritário de Termoeletricidade) como forma de aumentar rapidamente a capacidade instalada de geração de energia elétrica. O PPT previa a construção de 49 usinas termoelétricas a serem abastecidas com o gás natural importado da Bolívia através do Gasoduto Bolívia-Brasil (GASBOL) ou com o gás natural produzido pela PETROBRÁS. Além de se constituírem em unidades de geração cuja construção demanda muito menos tempo do que uma usina hidroelétrica, as usinas termoelétricas a gás natural permitem uma operação bastante flexível, posto que podem ser acionadas ou desligadas de acordo com o aumento da demanda. Uma significativa sorte de dificuldades, contudo, contribuiu para que o PPT evoluísse com bastante lentidão bem como para que significativa parcela das usinas termoelétricas previstas não saísse do papel. Tendo em vista o gás natural importado da Bolívia ter seu pagamento indexado ao dólar, os concessionários das termoelétricas exigiam que as tarifas da energia elétrica a ser produzida também estivessem indexadas à moeda norte-americana. Do contrário, uma eventual desvalorização do real provocaria uma pressão sobre os seus custos de produção que não poderia ser repassada aos consumidores (REVISTA PRIMEIRA LEITURA, 1999). Este descasamento entre custo de produção e valor de venda de energia gerada poderia criar uma situação semelhante à que levou à beira da falência as grandes empresas de distribuição de energia na Califórnia (EUA). Outras razões que contribuíram para o insucesso do PPT foram a defasagem do preço das tarifas elétricas, dificuldade em concorrer-se com usinas hidrelétricas mais antigas, cujos investimentos já se encontravam pagos e dificuldades para aquisição de equipamentos importados, notadamente turbinas a gás.

Estima-se que nos próximos dez anos o volume de investimentos em novas redes de transmissão e distribuição necessários para evitar a falta de energia seja de cerca de R\$ 84 bilhões. Ou seja, algo em torno de R\$ 8 bilhões por ano (REVISTA PRIMEIRA LEITURA, *op cit*).

Os membros da nova administração federal, que substituiu o Governo Fernando Henrique Cardoso, diagnosticam que a principal fragilidade do novo modelo implantado para o setor energético está relacionada à falta de mecanismos de proteção contra a escassez e a sobreoferta de energia elétrica. Atinge-se uma situação paradoxal onde em caso de maior crescimento do país não há capacidade instalada de energia elétrica suficiente para suprir a demanda e em caso de manutenção das atuais taxas de crescimento e do atual consumo de energia elétrica as empresas passam por dificuldades uma vez que não conseguem equilíbrio econômico financeiro com os níveis de receita operacional obtida. Nesta situação, a intenção do novo governo é caminhar para um modelo do tipo *pool*, o que proporciona maior estabilidade ao setor e mais garantia aos agentes do mercado. O *pool* seria implantado de uma forma bastante esquemática, com os geradores de energia de um lado, os distribuidores de outro e os

consumidores acima. Desta forma, os distribuidores somente comprariam do *pool* e os geradores somente venderiam para o *pool*, com o preço rateado por todos. Caso haja excesso de energia, o *pool* absorve. Caso haja escassez, o *pool* sempre terá reserva. A intenção é incluir no *pool* geradores elétricos de todas as naturezas (eólicos, biomassa, hídricos, termoelétricos, por exemplo), mas pagando-se um preço o menor possível⁷.

2.2. Cogeração

A partir deste panorama do setor energético brasileiro, a cogeração de energia se apresenta como uma efetiva alternativa para ampliação da capacidade nacional de geração de energia elétrica.

De acordo com BEJAN *et al* (1996), cogeração é a produção simultânea de energia mecânica e de energia térmica a partir de uma ou mais fontes primárias de combustível. Assim, a cogeração é antes de tudo uma ação de conservação de energia, uma vez que os rendimentos globais envolvidos no processo de conversão térmica podem atingir valores significativamente elevados, de até 90% da fonte primária de energia, os quais são muito superiores aos índices de geração termoelétrica convencional.

Para o Brasil, a cogeração é também uma opção bastante interessante para a ampliação do parque gerador, haja vista a economia de combustível, a diversificação da matriz energética e as vantagens advindas da descentralização da geração de energia, como a minimização das perdas ocorridas com transmissão de energia e a diminuição de investimentos em grandes projetos de geração e transmissão de energia elétrica.

No setor industrial a cogeração apresenta também diversas vantagens, como o aumento na confiabilidade do fornecimento de energia elétrica, a flexibilidade de operação das plantas industriais, o menor dispêndio para aquisição de energia junto à concessionária distribuidora bem como permitir às empresas uma menor exposição às variações de preço da eletricidade no mercado.

Para empresas que dispõem de subprodutos de processos que podem ser usados como combustíveis, a cogeração apresenta-se ainda mais vantajosa. Na indústria siderúrgica, há a possibilidade de aproveitamento energético dos gases que são subproduto do processo, como o gás de coqueria, por exemplo. Os segmentos de açúcar e álcool, papel e celulose e alimentos têm facultada a utilização de biomassa como combustível, haja vista a grande disponibilidade de subprodutos de processos industriais como o bagaço de cana, cascas de madeira, licor negro ou lixívia e resíduos, respectivamente.

⁷ Entrevista da Ministra de Minas e Energia, Dilma Rousseff, ao jornal O Estado de São Paulo, 02/03/2003.

Além das vantagens da produção descentralizada de energia elétrica, a cogeração contribui também para a dinamização do setor de bens de capital e do setor de fornecimento de serviços especializados de alta capacidade tecnológica, contribuindo no aumento do volume de impostos recolhidos bem como no aumento do número de empregos gerados em locais afastados dos grandes centros urbanos.

A utilização racional das fontes primárias de energia tem ganho crescente ênfase ao longo das últimas décadas, o que pode ser justificado pelas mudanças nos parâmetros econômicos da energia, pelo aspecto ambiental envolvido, em especial pelo aumento da energia útil produzida por tonelada de CO₂ lançada na atmosfera, bem como por mudanças regulatórias e iniciativas legais. É a partir deste contexto que a cogeração passa a ganhar maior relevância, haja vista sua capacidade de oferecer altos rendimentos energéticos com grande economicidade.

Conforme item 2.1 deste trabalho, o suprimento de energia elétrica no início do Século XX era caracterizado pela existência de plantas de geração implantadas por grandes e médias empresas, dada a inexistência de grandes centrais geradoras e distribuidoras de energia. A partir deste sistema os operadores das plantas de geração de energia elétrica acabavam sendo impingidos a utilizar de todos os subterfúgios para maximizar o rendimento das centrais de geração elétrica, o que favorecia a implantação de sistemas como a cogeração.

A partir do surgimento de grandes concessionárias de geração, transmissão e distribuição de energia elétrica, as quais ampliaram a disponibilidade e melhoraram a confiabilidade de suprimento, os sistemas de cogeração foram paulatinamente perdendo importância e diminuindo sua participação na matriz energética nacional. Nesta situação, a implantação de sistemas de cogeração acabou ficando restrita a aplicações muito específicas, como por exemplo refinarias e plataformas de petróleo.

Os dois choques de preços do petróleo, ocorridos em 1973 e 1979, aliados às reformas liberalizantes empreendidas nas economias de diversos países durante a década de 1980, que permitiram aos setores elétricos destes países atuar de forma cada vez mais desregulamentada, passaram a imprimir em todo mundo uma crescente consciência de utilização racional da energia. Da mesma forma, a crescente importância conferida pela sociedade aos aspectos ambientais, tem contribuído para a ampliação das possibilidades de emprego de tecnologias com alta eficiência energética, como é o caso da cogeração de energia.

Um retrato da maior utilização de tecnologias como a cogeração é seu emprego também no setor terciário da economia, ao invés da utilização apenas em plantas industriais. Em empresas prestadoras de serviços, como por exemplo hotéis, *shopping centers* e hospitais, sistemas de cogeração podem fornecer energia elétrica para o funcionamento das instalações da empresa,

água quente para cozinha e banheiros, vapor para processos de limpeza e aquecimento de água bem como frio para sistemas de climatização.

No Brasil, contudo, o número de plantas de cogeração em operação, ou até mesmo o montante de energia elétrica gerada em plantas de cogeração é ainda incipiente, apesar de toda a sorte de vantagens proporcionadas, tanto para o setor produtivo e elétrico quanto para o país. COELHO (*op cit*) analisou as principais barreiras que atravancam o aumento da participação da cogeração à biomassa no setor sucro-alcooleiro. Tais informações são interessantes uma vez que espelham uma realidade que pode ser ampliada para os mais diversos segmentos produtivos brasileiros. Dentre as principais barreiras ao aumento da cogeração à biomassa no setor sucro-alcooleiro e que registram impacto também em outros setores produtivos podem ser destacadas:

- Alto custo por kW instalado das plantas de cogeração existentes, o que impacta de sobremaneira o custo da energia elétrica produzida. A origem desta dificuldade está na ausência de um maior fator de escala, tendo em vista as plantas de cogeração serem em geral de pequena capacidade devido a problemas logísticos de transporte e armazenamento do combustível;
- Baixa eficiência das centrais térmicas a vapor tendo em vista ser ainda predominante no país a utilização de centrais térmicas que produzem vapor a baixa pressão⁸. A substituição por esgotamento do tempo de uso dos equipamentos de baixa pressão por unidades de operação a alta pressão, bem como a difusão de tecnologias como a queima em leito fluidizado, a gaseificação de biomassa e a introdução de maior número de turbinas a gás devem contribuir para o aumento da eficiência das plantas térmicas e, por conseguinte, na viabilização de um maior número de aplicações de cogeração;
- No campo político, a visão dos planejadores do setor elétrico que sempre privilegiou a expansão do parque hidroelétrico, considerando a cogeração como opção secundária para geração de energia elétrica;
- Para sistemas de cogeração que se utilizam de resíduos de processos produtivos, ocorrem por vezes variações nos níveis de produção das unidades fabris, acarretando em sazonalidades na oferta dos resíduos. Situações como esta podem acontecer em empresas beneficiadoras de produtos de safras agrícolas bem como em empresas com níveis de produção bastante sensíveis às variações de demanda por parte do mercado;

⁸ Conforme COELHO (*op cit*) no setor sucro-alcooleiro a maioria das caldeiras proporciona vapor a 22 bar e 300 °C.

- Receio do setor elétrico de perder seus maiores clientes, que de clientes passariam a fornecedores;
- Dificuldades relativas aos preços de compra por parte das empresas distribuidoras da energia elétrica gerada como excedente;
- Receio dos investidores quanto a contratos de longo prazo com o setor elétrico, tendo em vista a natureza de transição de modelos que hoje existe no Brasil;
- Falta de políticas precisas sobre preços e regulamentação de funcionamento do setor elétrico, o que acaba por afastar investidores;
- Exigência excessiva de garantias de parte de agentes econômicos, inclusive nacionais, como o BNDES;
- Desconfiança dos investidores na capacidade gerencial das empresas do setor sucro-alcooleiro, dado o perfil de gestão eminentemente familiar deste segmento;
- Reduzida oferta de financiamento local.

2.2.1. Cogeração na Indústria Sucro-Alcooleira

O setor sucro-alcooleiro figura entre as mais tradicionais e antigas indústrias não extrativas de manipulação e processamento da biomassa no Brasil. A cana-de-açúcar é, desde o período colonial, a cultura mais amplamente desenvolvida e o açúcar foi um produto de exportação básico para a economia brasileira durante alguns séculos. Do século XVI ao século XVIII esta atividade tinha absoluta preponderância sobre todas as outras atividades econômicas desenvolvidas no país.

O emprego do álcool de cana-de-açúcar como combustível ocorreu já antes da Segunda Guerra Mundial, através da produção de álcool anidro para adição à gasolina, o chamado álcool motor. Em 1976, após o primeiro choque do petróleo, é instituído o PROÁLCOOL, programa do governo federal para incentivar a utilização de álcool no setor automotivo. Inicialmente o programa visava a expansão do uso de álcool anidro na gasolina. Após o segundo choque do petróleo, em 1979, tem início a segunda fase do programa, desta vez objetivando a produção de álcool hidratado para ser utilizado como substituto da gasolina, baseando-se principalmente em destilarias autônomas e na expansão das áreas plantadas, (CORRÊA NETO, *op cit*).

Ainda conforme CORRÊA NETO (*op. cit.*), o Brasil possui 330 destilarias de etanol, as quais, a partir de uma produção de cana-de-açúcar no ano safra de 1998/1999 de 300 milhões de toneladas, permitiram a obtenção de 12,98 bilhões de litros de etanol, dos quais 6,81 bilhões de litros de álcool hidratado e 6,17 bilhões de litros de álcool anidro.

Da massa total da produção de cana-de-açúcar, 30% corresponde ao bagaço, com 50% de umidade, proporcionando formidável oferta de biomassa para utilização como combustível.

COELHO (*op cit*) analisa termoeconomicamente uma planta de cogeração existente em uma usina de produção de álcool e açúcar do Estado de São Paulo. Para esta planta a demanda de potência elétrica é de 15,2 MW ao passo que o consumo de vapor de processo é de 556 ton/h e a potência mecânica despendida nas moendas é de cerca de 14,65 MW. A planta de cogeração gera ainda um excedente de eletricidade de 5 MW os quais são comercializados a 35 R\$/MWh. Para a simulação, na qual é considerado um custo de bagaço de cana-de-açúcar como sendo de 12 R\$/ton e uma taxa de desconto de 20% para 10 anos, atinge-se um custo de energia elétrica de 27,7 R\$/MWh para o cenário onde não é considerado o custo de amortização dos investimentos e de 30,2 R\$/MWh para o cenário onde há a consideração do custo de amortização dos investimentos. De acordo com a mesma simulação, o custo do vapor de processo atinge 4,90 R\$/ton para o cenário onde não é considerado o custo de amortização dos investimentos e de 5,35 R\$/ton para o cenário onde o custo de amortização dos investimentos é considerado.

Para o montante de energia gerado como excedente, de acordo com o método de partição de custos denominado de método do subproduto, para as mesmas condições financeiras anteriormente citadas obtém-se 41,66 R\$/MWh e 42,99 R\$/MWh para os cenários sem a consideração do custo de amortização dos investimentos e para o cenário onde este custo é considerado, respectivamente. Deve-se observar que estes valores correspondem a cálculos empreendidos ao longo do ano de 1999, no qual o real possuía uma cotação muito mais apreciada em relação ao dólar do que no início de 2003. Há também que se considerar a atualização dos valores tendo em vista a desvalorização decorrente da inflação acumulada desde 1999, cujos índices foram particularmente altos nos anos de 2001 e 2002.

CORRÊA NETO (*op cit*) analisa a viabilidade técnica e econômica de projetos de geração de energia elétrica utilizando a tecnologia de geração termoelétrica em ciclo combinado operando em cogeração integrada a sistemas de gaseificação de biomassa para a produção de gás combustível e empregando gás natural para a complementação. Dentre as simulações que consideram o emprego de gás natural, uma considera sua utilização durante a entressafra e a outra considera sua utilização ao longo de todo o ano, de modo concomitante à biomassa. Desse modo, para a utilização de gás natural adquirido apenas durante o período correspondente à entressafra, a um custo de 2,475 US\$/MMBTU⁹, em uma planta de cogeração com 80 MW de potência elétrica instalada, com investimentos equivalentes a 1.248 US\$ por kW instalado, atinge-

⁹ A unidade de custo do gás natural 'US\$/MMBTu' (dólar por milhão de Btus) é utilizada no presente trabalho em função de seu emprego usual na indústria do gás natural.

se valores de custo para a energia elétrica da ordem de 63,10 US\$/MWh. Na segunda simulação desenvolvida, considerando a utilização de gás natural durante o ano inteiro, de modo concomitante à utilização de biomassa gaseificada, para uma planta de cogeração com 62 MW de potência elétrica instalada, com investimentos de 1.321 US\$ por kW instalado, o custo da energia elétrica chega a 62,14 US\$/MWh.

Deve-se observar que o preço do gás natural considerado pela simulação, de 2,475 US\$/MMBTU, corresponde na verdade a um preço próximo ao preço do Programa Prioritário de Termoeletricidade (PPT) que é de 2,581 US\$/MMBTU. Este preço, contudo, é o preço para fornecimento de gás natural à companhia distribuidora local, e não o preço final de venda do produto. Para o fornecimento ao cliente final, naturalmente, o preço será maior.

Pelo fato das análises empreendidas pelo trabalho utilizarem o dólar por base monetária, tem-se uma maior estabilidade temporal nos níveis de custo calculado para a energia elétrica. O trabalho, contudo, não detalha qual o percentual dos custos que é afetado pela variação cambial e qual o percentual dos custos que é afetado apenas pela inflação do real. Do modo como está indicado, o custo por kW instalado para uma planta de cogeração com 62 MW de potência elétrica, indicado no trabalho como da ordem de 1.321 US\$, representaria algo em torno de 4.227,2 R\$ por kW instalado, para uma cotação cambial de 3,20 R\$/US\$, um valor aparentemente bastante sobrevalorizado. Como consequência, o custo calculado para a energia elétrica fica também sobrevalorizado. Para um custo da energia elétrica gerada calculado em 62,14 US\$/MWh, a conversão para R\$/MWh, a partir da mesma taxa de câmbio anteriormente considerada, proporciona 198,85 R\$/MWh, valor também bastante elevado.

2.2.2. Cogeração na Indústria de Celulose

As indústrias de celulose e as indústrias ditas integradas¹⁰ têm necessidade de vapor para seus processos industriais, o qual é obtido através da queima de subprodutos dos processos fabris, como resíduos de madeira e lixívia, bem como através da queima de lenha e óleo. Além do emprego nos processos industriais, o vapor obtido permite também a cogeração de energia elétrica, utilizada para o funcionamento das instalações das empresas.

O segmento de papel e celulose está incluído entre os mais eletrointensivos do setor industrial. De acordo com VELÁZQUEZ (2000), as indústrias de celulose geram grande parte da energia elétrica consumida, entre 80% a 85%, bem como as integradas, onde este valor é da ordem de 50% a 60%. Para as indústrias de papel, contudo, dada a reduzida disponibilidade de

¹⁰ Indústrias integradas produzem tanto celulose quanto papel.

combustível resultante dos processos industriais, apenas 10% da eletricidade necessária é autogerada, sendo o restante adquirido junto às concessionárias distribuidoras.

VELÁZQUEZ (*op cit*) analisou os aspectos técnicos e econômicos da cogeração de modo a permitir que o segmento de papel e celulose atinja a auto-eficiência em geração de eletricidade, colaborando na oferta de energia através de um planejamento integrado do setor elétrico. Em particular foi realizado um estudo de caso na *Indústria Klabin*, situada na cidade de Telêmaco Borba, estado do Paraná, analisando o sistema de cogeração existente, avaliando também o potencial de geração de eletricidade com a introdução de tecnologias mais eficientes, como por exemplo turbinas a gás natural. O estudo avalia também a geração de excedentes de energia elétrica bem como sua venda à concessionária distribuidora de energia elétrica.

O trabalho apresenta os custos de geração termoeétrica a partir da introdução de um sistema de combustão a ciclo combinado com turbina a gás na planta industrial da empresa em estudo, com fornecimento de 30 MW de potência elétrica na turbina a gás e de 10 MW de potência elétrica na turbina a vapor. Para tal considerou-se que o custo de implantação do sistema seria de 1.200 US\$ por kW instalado e que a análise econômica seria empreendida atribuindo à eletricidade o custo total de amortização do investimento, sendo o custo do vapor de processo considerado nulo. Considerando-se taxas de desconto de 20% com período de amortização de 15 anos e um preço de gás natural de 2,55 US\$/MMBTU, o custo da energia elétrica gerada atingiu valores da ordem de 50,57 R\$/MWh, correspondentes ao ano de 1999.

Deve-se novamente observar que o custo do gás natural considerado para esta simulação, assim como o fora na simulação anterior, corresponde a um preço próximo ao preço do PPT, que é um preço para a companhia distribuidora local. Para o fornecimento ao cliente final, naturalmente, o preço será maior.

Ao considerar o custo do vapor de processo como sendo nulo, o trabalho sobrecarrega o custo da energia elétrica gerada e não oferece maior contribuição para a otimização da operação da planta de cogeração. Qual seria o interesse em racionalizar-se o consumo de um produto cujo custo é nulo, como é o caso do vapor de processo? Esta consideração impacta também o custo da energia elétrica gerada como excedente, posto que seu custo será maior, contribuindo no sentido contrário ao ganho de competitividade por preço na venda do excedente no mercado. Nesta situação, mesmo sendo o custo do vapor provavelmente bastante reduzido face ao custo da energia elétrica, o mais conveniente seria o emprego de uma análise termoeconômica, possibilitando a obtenção do custo das utilidades térmicas e elétricas de um modo mais próximo da realidade.

2.2.3. Geração Termoelétrica com Gás Natural

O gás natural consiste em um combustível tecnologicamente formidável para aplicações de geração termoelétrica. É distribuído por via dutoviária, eliminando a necessidade de estoques, possui composição química e parâmetros físicos, como por exemplo temperatura e presença de particulados, constantes, é pago após a utilização e é de fácil controle operacional durante o processo de combustão. Na Grã-Bretanha, de acordo com COSTA PINHEL (*op cit*), 90% dos projetos de cogeração têm por base o gás natural, ao passo que este valor é de 75% nos Estados Unidos e de 60% no Japão. A utilização de turbinas a gás, de evolução tecnológica recente, permite atingir elevada eficiência térmica e reduzidos custos de investimento.

A partir da inauguração do Trecho Sul do Gasoduto Bolívia-Brasil, em 31 de março de 2000, e que marcou a conclusão deste empreendimento, seria natural esperar um incremento no número de plantas de geração termoelétrica alimentadas a gás natural. Não foi isto, contudo, o que aconteceu¹¹.

A partir de janeiro de 1999, com o descolamento das cotações de câmbio do real e do dólar, com significativa apreciação deste último, o preço do gás natural começou a se elevar de modo substancial. A FIGURA 2 ilustra a variação do preço pago para aquisição do gás natural pela SCGÁS, a Companhia de Gás de Santa Catarina, junto à GASPETRO, desde janeiro de 2000, quando seu valor nominal, sem impostos, era de 0,2117 R\$/m³.

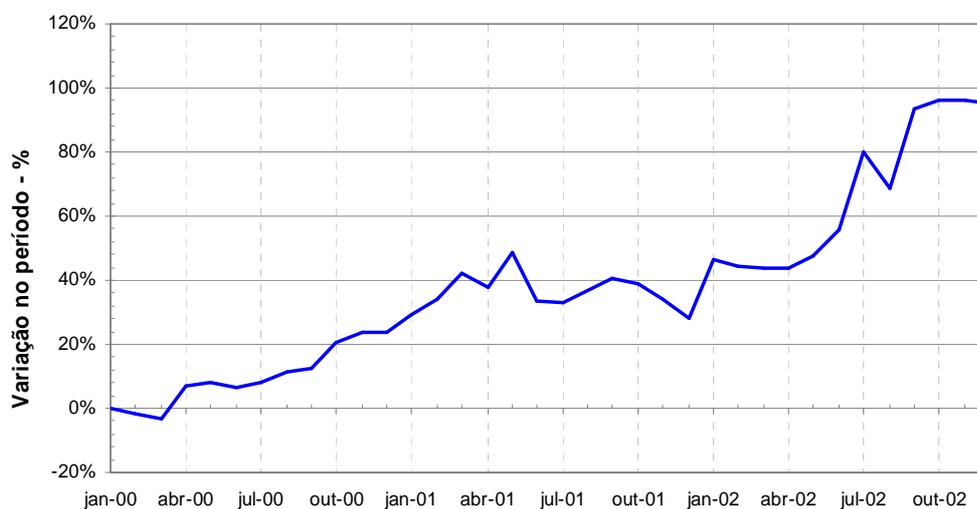


Figura 2 – Variação do preço pago para aquisição de gás natural pela SCGÁS.

Fonte: Gerência de Planejamento – SCGÁS.

¹¹ No período em que este trabalho é escrito, início do ano de 2003, não há nenhuma planta de geração termoelétrica a gás natural em operação em Santa Catarina.

Para o aumento do custo do gás natural contribuiria também o significativo aumento dos preços do barril de petróleo, o que ocorreu ao longo dos últimos anos da década de 1990, passando de um valor em torno de US\$ 10 em março de 1998 para valores superiores a US\$ 35,00 nos meses iniciais do ano de 2003. O cenário de dificuldades para a implantação de plantas de geração termoelétrica foi também agravado pela elevação do custo dos equipamentos, que devido à necessidade de importação, são adquiridos com preços cotados em dólar.

SZKLO *et al* (2000), a partir da reestruturação do sistema energético brasileiro e do aumento da oferta de gás natural, tendo em vista a implantação do Gasoduto Bolívia-Brasil, estudam o potencial de aplicação deste combustível em plantas de cogeração. Desta forma, desenvolveu-se o modelo COGEN, que consiste numa ferramenta de análise econômica de empreendimentos de cogeração a gás natural. O modelo é aplicado em dois estudos de caso de plantas de cogeração, sendo o primeiro em uma indústria do setor químico e o segundo em um *shopping center*. O artigo conclui que existe maior viabilidade econômica para a implantação de sistemas de cogeração em aplicações industriais, o que pode ser considerado como natural. O grau de viabilidade técnica e econômica de sistemas de cogeração é proporcional à maior capacidade de emprego das utilidades térmicas, o que, de certa forma, ocorre com maior frequência no setor industrial do que no setor de serviços. Desta forma, para empresas que apresentam maior demanda elétrica do que térmica, não possuam resíduos de processo que possam servir como combustível, sendo então necessária a aquisição de gás natural, e cujas demandas de potência elétrica não proporcionem significativo ganho de escala na geração de eletricidade, é natural que a cogeração a gás natural tenham maiores dificuldades em atingir viabilidade econômica.

COSTA PINHEL (*op cit*) analisa as variações de retorno e risco associado de uma usina térmica a gás natural, com potência de 500 MW, operando com diferentes níveis de contratação de energia. A partir do cálculo das séries de valores descontados dos fluxos de caixa possíveis do empreendimento, é realizada uma análise probabilística dos resultados obtidos e computados diversos índices para avaliação do risco e do retorno. A partir da análise dos indicadores são apontadas algumas estratégias, com o objetivo de tornar atrativos os investimentos em geração térmica, aproveitando-se da sinergia da complementação térmica e, tendo como resultados, menores valores para o custo da energia. São abordados os seguintes critérios: remuneração esperada, risco aceitável, condições do fornecimento de gás e preço de venda da energia elétrica. Adicionalmente é mencionada a possibilidade de negociação de créditos de CO₂ evitados, no âmbito do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (Clean Development Mechanism – CDM), criado pela CONFERÊNCIA DE KYOTO em 1997.

A análise considerou uma taxa de câmbio de 1,80 R\$/US\$, bastante desatualizada nos dias atuais, um preço de fornecimento de gás natural de 2,47 US\$/MMBTU, um fator de disponibilidade de 95% e um rendimento elétrico de 51%, taxas de desconto de 15% ao ano para o capital próprio investido (30% do custo total do empreendimento) e de 8% mais inflação para o capital de terceiros (70% do custo total do empreendimento), com prazo de amortização de 10 anos.

Para o Valor Normativo vigente à época da simulação, junho de 1999, correspondente a 57,2 R\$/MWh, o empreendimento proporcionou uma TIR de 6,5%. Calculando-se o custo da energia elétrica gerada para a obtenção de uma TIR de 15% chegou-se a um valor de 64,7 R\$/MWh.

O trabalho conclui destacando o significativo hiato de preços entre a energia transacionada atualmente nos contratos entre supridoras e distribuidoras e a nova energia, proveniente da expansão do sistema, seja ela de origem hidráulica ou térmica. O autor destaca também a importância da flexibilização das condições contratuais de fornecimento de combustível para a redução do custo da energia gerada, tendo em vista evitar queima desnecessária de gás natural.

Dadas as condições de taxa de câmbio e de custo de aquisição de gás natural consideradas pelo trabalho, este, como já observado, abaixo do preço para o consumidor final, e aquela bastante divorciada dos valores atuais, é de se esperar que o hiato entre os preços da energia elétrica transacionadas atualmente e os preços da energia obtida a partir da expansão do sistema de geração seja ainda maior.

2.3. Ferramentas de Análise Termoeconômica

VALERO & LOZANO (1993) apresentam as bases teóricas e algumas aplicações da Teoria do Custo Exergético. O artigo apresenta a formulação de fundamentos e critérios que permitem a descrição do processo de formação de custos para as utilidades de um sistema energético. As bases do trabalho são a utilização da Segunda Lei da Termodinâmica, através da exergia, bem como o emprego do conceito de produto e insumo para cada um dos componentes do sistema térmico em análise e a formulação matemática que permite a obtenção de um sistema de equações que permite o modelamento do sistema térmico. As ferramentas desenvolvidas são de utilidade na análise e projeto de sistemas térmicos, permitindo, dentre outras aplicações, a alocação de custos para as utilidades produzidas e a otimização operacional.

A Teoria do Custo Exergético é baseada em conceitos econômicos, como fonte, estrutura e eficiência, bem como considera conceitos da teoria geral de sistemas. Estes conceitos e ferramentas, contudo, não são suficientes para dar uma explicação física do custo das utilidades

de plantas térmicas. Por outro lado, se a termodinâmica proporciona o entendimento e a quantificação das variáveis envolvidas na geração de irreversibilidades que ocorre durante a transformação da energia química ou potencial do combustível em utilidades térmicas ou elétricas, não proporciona o entendimento às conseqüências econômicas. A Teoria do Custo Exergético interliga os conceitos de economia com a formulação termodinâmica. Ela postula que o processo de formação do custo exergético ocorre de modo paralelo ao processo de degradação do nível energético da fonte primária de energia. Por resultado, tem-se um procedimento que calcula o custo de todos os fluxos de massa e energia de uma planta térmica, baseada numa matriz de custos que define as interações do sistema a partir de um ponto de vista termoeconômico.

Em 1993, conforme VALERO *et al* (1993), um grupo de pesquisadores do campo da termoeconomia decidiu comparar suas metodologias na solução de um problema simples de otimização de um sistema térmico predefinido. O problema ficou conhecido como “Problema CGAM”, tendo em vista as iniciais dos principais pesquisadores (CHRISTOS FRANGOPOULOS, GEORGE TSATSARONIS, ANTÔNIO VALERO E MICHAEL VON SPAKOVSKY), e consistia em uma planta de cogeração a gás natural com turbina e caldeira de recuperação proporcionando 30 MW de potência elétrica e 14 kg/s de vapor saturado a 20 bar. O objetivo do Problema CGAM era mostrar como as metodologias se aplicavam, quais os conceitos que eram usados e quais os resultados obtidos para a mesma situação. Como objetivo final da resolução do problema CGAM foi relacionado também uma eventual unificação das metodologias de análise termoeconômica.

De modo semelhante trabalham CERQUEIRA & NEBRA (1999) comparando quatro metodologias de análise termoeconômica, sendo as quais a metodologia TFA (*Thermoeconomic Functional Approach*), proposta por FRANGOPOULOS (1993) a metodologia denominada *Exergoeconomics*, proposta por TSATSARONIS (1994), a Teoria do Custo Exergético, proposta por VALERO (1993) e o Método de Desagregação, proposto por VALERO E SERRANO (1994). Para tal as quatro metodologias são aplicadas a uma planta de cogeração com turbina a gás e caldeira de recuperação fornecendo 10 kg/s de vapor a 10 bar e potência elétrica em conformidade com a otimização a ser aplicada. O artigo destaca as similaridades das metodologias, notadamente a divisão do sistema térmico em subsistemas ou unidades bem como a necessidade de definir-se um produto resultante de cada um dos subsistemas. Outro ponto destacado é o tratamento dado ao custo das irreversibilidades. Na Teoria do Custo Exergético, de VALERO, o custo das irreversibilidades é ignorado, o que resulta, por conseguinte, na alocação deste custo no subsistema que fornece o produto final da planta. Na metodologia *Exergoeconomics*, de TSATSARONIS, o custo das irreversibilidades é tratado de modo separado, como uma segunda etapa do trabalho. Para as metodologias TFA, de FRANGOPOULOS, e Método de Desagregação,

de VALERO & LOZANO, o custo é dividido internamente entre os diferentes subsistemas. O artigo compara os resultados obtidos através das metodologias analisadas. São também levadas em consideração a importância da divisão da exergia em componentes térmico e mecânico bem como é discutida a alocação do custo das irreversibilidades externas.

O artigo conclui afirmando que a partir de uma definição consistente dos subsistemas e de seus produtos e se igual tratamento é dispensado ao custo das irreversibilidades, as quatro metodologias analisadas apresentam resultados equivalentes.

GUARINELLO *et. al.* (2000) aplicaram conceitos de termoeconomia para a análise de um sistema de cogeração distrital. A planta de cogeração é avaliada nas bases da Primeira e da Segunda Lei da Termodinâmica. Da mesma forma, o artigo faz uso da Teoria do Custo Exergético para avaliar o custo das utilidades produzidas pela planta.

BALESTIERI (1997) expõe a idéia de um modelo de caráter conjectural para o planejamento da expansão de centrais de cogeração, baseado em redes de grafos generalizados e levando em conta decisões tomadas em períodos anteriores. Este modelo considera vários fatores que influenciam este processo, tais como preço e fontes de combustível disponíveis, variação das demandas de energia térmica e eletromecânica e o surgimento de novas tecnologias de geração. Ainda não há disponibilidade de uma aplicação prática para este modelo, podendo ser objeto de trabalho futuro, para que sua junção com modelos de projeto já existentes, bem como a modelos de simulação operacional em cargas parciais, possibilitando assim uma visão global da cogeração.

TUNA & SILVEIRA (1997) apresentam uma metodologia para minimização dos custos energéticos através de uma avaliação exergoeconômica de um sistema de cogeração. Nesta avaliação, analisou-se o caso de uma planta química no Estado de São Paulo, onde se verificou termoeconomicamente, tanto pela 1ª como pela 2ª Lei da Termodinâmica, quatro diferentes configurações de sistemas de cogeração. A clareza das equações apresentadas possibilita serem aplicadas na avaliação de outras plantas industriais. Da mesma forma, na parte econômica da avaliação, os autores expõem com bastante clareza os custos envolvidos em cada etapa do processo.

CAPÍTULO 3 – PLANTA DE COGERAÇÃO EM ANÁLISE

3.1. Planta de Cogeração Existente

3.1.1. Descrição das Instalações

A FIGURA 3 mostra um esquema da planta de cogeração em estudo. Uma caldeira aquotubular com capacidade nominal de 20 ton/h fornece vapor superaquecido a 42 bar de pressão absoluta e 420 °C para um sistema turbogerador com capacidade nominal de 2,85 MW. Vapor na pressão de 5 bar é extraído da turbina para o processo principal, de parboilização do arroz, numa vazão média de 8 ton/h. Vapor também é extraído na pressão de 11 bar e 290 °C, numa vazão de 0,5 ton/h para atender ao desaerador. O restante do vapor deixa a turbina na pressão de 0,15 bar e título de aproximadamente 0,97, alcançando o condensador com capacidade nominal de 10 ton/h. O condensado é então bombeado até o desaerador onde é misturado à água que retorna do processo principal e ao vapor extraído da turbina. Ao desaerador junta-se também água de reposição desmineralizada, a uma taxa de cerca de 3 m³/h, tendo em vista compensar as perdas ocorridas durante o processo de parboilização do arroz. A mistura que sai do desaerador é então bombeada até a caldeira principal, fechando o ciclo.

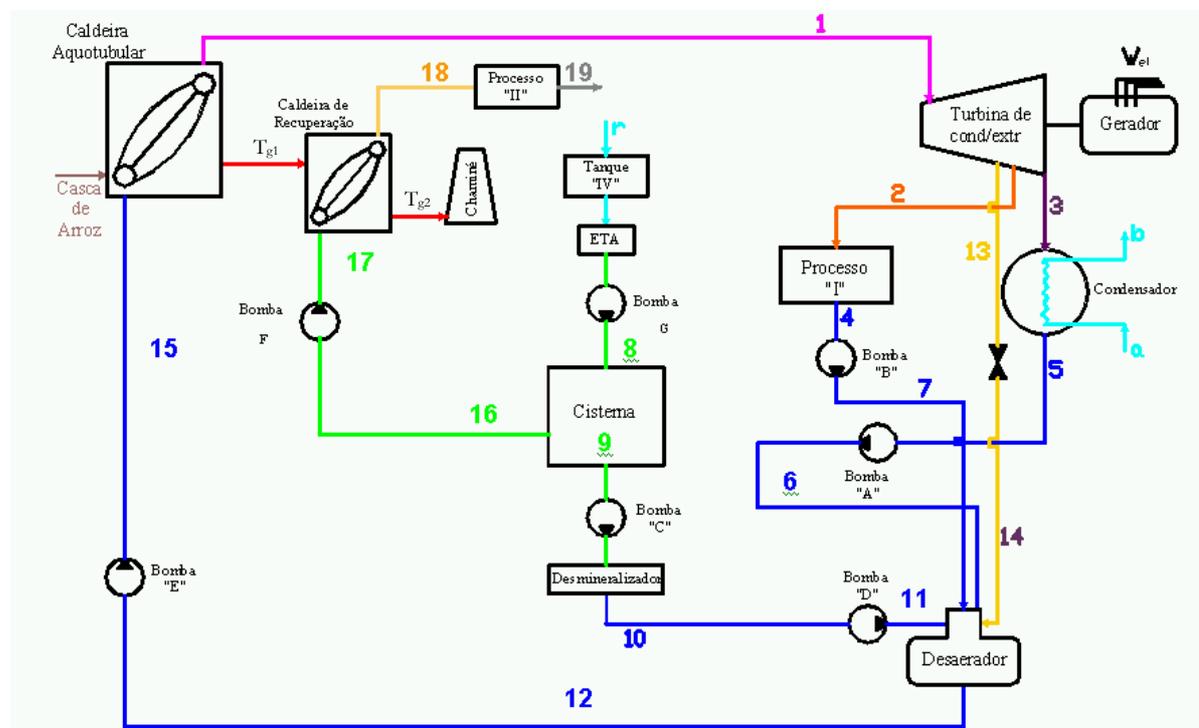


Figura 3 – Esquema da planta de cogeração em análise.

Uma segunda caldeira faz parte do sistema, atendendo unicamente ao processo de secagem de arroz. O contato direto com o produto exige que o vapor seja isento de produtos

químicos, o que impede a utilização do vapor principal, produzido a partir de água desmineralizada. Desta forma, além da água de reposição para o ciclo principal, há também reposição contínua de aproximadamente 1 m³/h de água filtrada, correspondente à caldeira de recuperação, que utiliza o calor residual dos gases provenientes da caldeira principal. A água de reposição é bombeada na temperatura e pressão atmosféricas. O vapor gerado nessa caldeira, saturado e com pressão de 5 bar é descartado após a utilização no processo de secagem.

A TABELA 1 ilustra algumas características dos principais equipamentos do sistema.

Tabela 1 - Principais equipamentos da planta de cogeração.

Equipamento	Quant.	Fabricante	Capacidade máxima
Caldeira Aquotubular	1	Biochamm	20 t/h
Caldeira de Recuperação	1	Biochamm	nd
Turbina a Vapor	1	TGM - TMCE3000	3000 kW
Gerador	1	WEG	3750 kVA
Condensador	1	TGM – OS40119	10 t/h

3.1.2. Produção e Consumo de Casca de Arroz

A produção atual de casca de arroz da empresa não é suficiente para proporcionar o atendimento de sua demanda de energia elétrica. Mesmo no período de safra, quando a produção de casca de arroz atinge seu volume máximo, sua oferta ainda não é suficiente para o atendimento pleno às necessidades de energia elétrica e vapor de processo da empresa.

A TABELA 2 apresenta o valor médio anual de produção de casca de arroz bem como o valor de produção máximo, que ocorre durante a safra, geralmente iniciada a partir do mês de março.

Tabela 2 - Oferta de casca de arroz.

Produção média anual de casca de arroz	45,0 t/dia
Produção máxima de casca de arroz	70,6 t/dia

Até a instalação da planta de cogeração, a casca de arroz se apresentava como um grande inconveniente para a empresa. Além de ser considerada um resíduo sem utilidade, exigia custos para sua eliminação, dificultada principalmente pela baixa densidade deste subproduto, o que acarretava problemas de ordem econômica e ambiental (BAHR, 2001).

3.1.3. Consumo de Energia Elétrica

A oferta restrita de casca de arroz impinge ao sistema de cogeração uma significativa capacidade ociosa, o que implica na necessidade de adquirir-se energia elétrica da CELESC.

A FIGURA 4 apresenta um comparativo entre a energia elétrica gerada pelo sistema e a energia elétrica adquirida da CELESC entre os meses de janeiro e outubro de 2001.

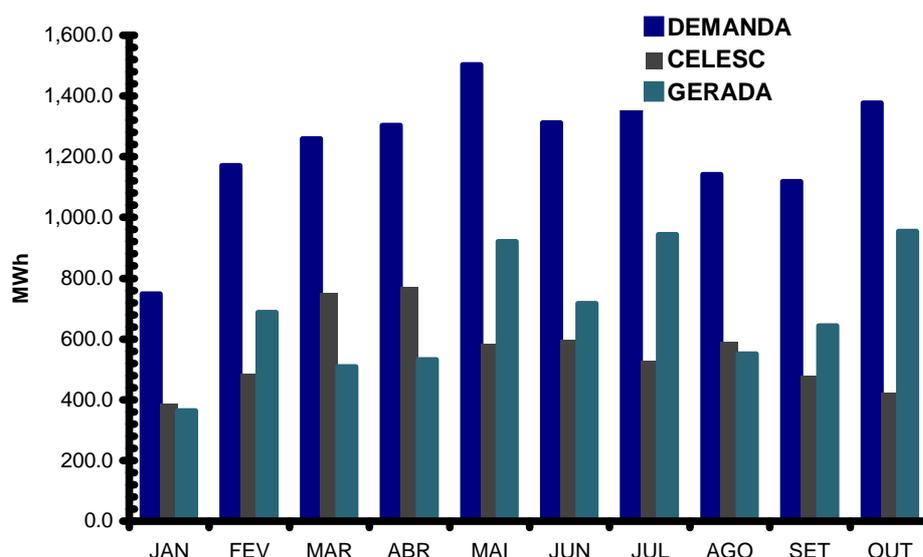


Figura 4 – Comparação entre a energia consumida, gerada e comprada entre janeiro e outubro de 2001.

A FIGURA 5 apresenta a participação percentual da energia elétrica gerada na demanda total de energia elétrica da empresa para o período janeiro a outubro de 2001.

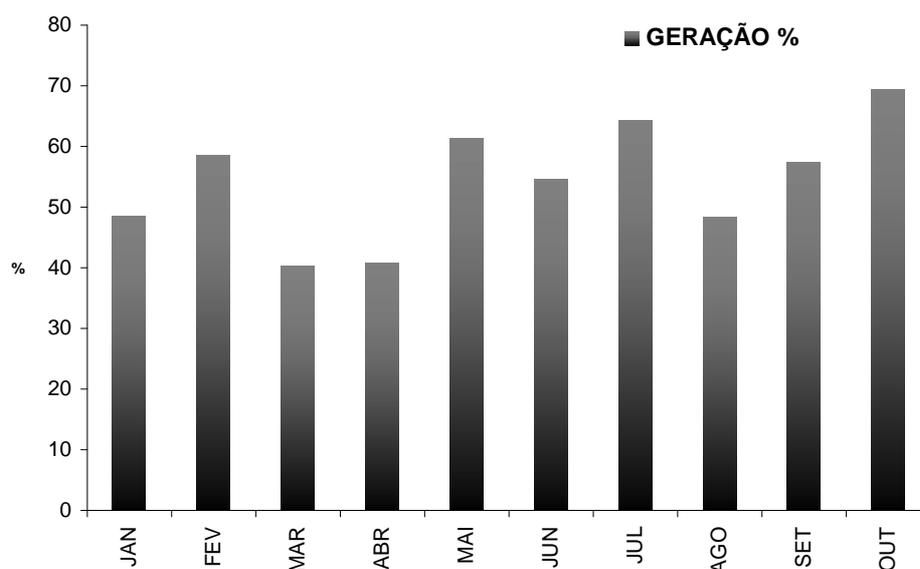


Figura 5 – Porcentagem de energia elétrica gerada em relação ao consumo em 2001.

De acordo com os dados fornecidos pela empresa, a demanda média de energia elétrica no período analisado, entre janeiro e outubro de 2001, foi de 2.300 kW de potência, o que representa 41,4 MWh por dia para um período diário de operação de 18 horas. Deste valor de demanda, a potência elétrica média gerada no sistema foi de 1250 kW (22,5 MWh), ao passo que a potência elétrica média adquirida da concessionária distribuidora foi de 1050 kW (18,9 MWh).

3.1.4. Consumo de Energia Térmica

As necessidades térmicas da empresa consistem de vapor saturado para os processos de parboilização, este o processo considerado principal pela empresa, e secagem de arroz, considerado o processo secundário. Para o processo de parboilização de arroz, a demanda média é de 8 toneladas de vapor saturado por hora, extraídas da turbina a uma pressão de 5 bar.

Para o processo de secagem de arroz, 1 tonelada de vapor saturado a uma pressão de 5 bar são obtidos por hora através de uma caldeira de recuperação que aproveita o calor residual dos gases de combustão da caldeira principal.

Embora apresentem as mesmas propriedades termodinâmicas, o vapor para o processo de secagem diferencia-se do vapor de processo para a parboilização por ser produzido com água não desmineralizada, uma vez que no processo de secagem o vapor entra em contato direto com o alimento, o que impede a presença de determinados produtos químicos (BAHR, *op cit*).

3.2. Casca de Arroz

A partir de uma amostra de casca de arroz coletada na empresa beneficiadora de arroz empreendeu-se uma análise química para determinar-se a participação em massa dos componentes carbono, hidrogênio, enxofre, oxigênio e nitrogênio bem como de umidade e de cinza na composição química do combustível. Os resultados obtidos seguem indicados pelas EQUAÇÕES 1 a 7, conforme se segue.

$$C_{CA} = 35,51\% \quad (1)$$

$$H_{CA} = 5,64\% \quad (2)$$

$$S_{CA} = 0\% \quad (3)$$

$$O_{CA} = 49,59\% \quad (4)$$

$$N_{CA} = 1,28\% \quad (5)$$

$$W_{CA} = 7,98\% \quad (6)$$

$$Z_{CA} = 0\% \quad (7)$$

A análise química elementar permitiu também a obtenção do poder calorífico superior (PCS_{CA}) e do poder calorífico inferior (PCI_{CA}) da casca de arroz, conforme EQUAÇÕES 8 e 9.

$$PCS_{CA} = 15.325 \text{ kJ/kg} \quad (8)$$

$$PCI_{CA} = 14.320 \text{ kJ/kg} \quad (9)$$

3.3. Simulação da Planta de Cogeração. Cenário Atual

Para o conhecimento dos parâmetros e propriedades termodinâmicas do fluido de trabalho bem como dos fluxos de massa e energia ao longo de todos os pontos do sistema, o mesmo foi simulado considerando que o fornecimento de utilidades térmicas e elétricas pela planta de cogeração se daria em taxas constantes e iguais aos valores médios verificados ao longo dos primeiros dez meses de 2001. Tal critério encontra justificativa na não identificação de sazonalidades na produção de arroz ao longo do ano, o que possibilita que as demandas térmica e elétrica se mantenham dentro de bandas de variação não muito significativas¹² (BAHR, *op cit*). Eventuais variações mais bruscas de demanda de utilidades, como pode ser verificado na FIGURA 4 para o valor de demanda elétrica para o mês de janeiro de 2001, não apresentam ocorrência sistemática (MAURÍCIO, 2001). Desta forma, a simulação considerará os seguintes valores de demanda elétrica (W_{EL}), demanda térmica para o processo de parboilização ($Q_{PROC,1}$) e demanda térmica para o processo de secagem de arroz ($Q_{PROC,2}$):

$$W_{EL} = 1.250 \text{ kW} \quad (10)$$

$$Q_{PROC,1} = 5.658 \text{ kW} \quad (11)$$

$$Q_{PROC,2} = 735 \text{ kW} \quad (12)$$

A TABELA 3, indicada a seguir, ilustra os parâmetros da planta de cogeração medidos pela equipe de operação, referenciados à FIGURA 3.

¹² Embora a produção agrícola de arroz apresente, naturalmente, sazonalidades, a operação da planta é programada para oferecer constância ao longo do ano em função da gestão do estoque de arroz adquirido durante a safra.

Tabela 3 - Parâmetros medidos pela equipe de operação nos diversos pontos da planta de cogeração.

Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)	Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)
1	42	420	-	13	11	290	0,14
2	5	154	2,22	14	1,3	-	-
3	0,15	sat	-	15	42	-	-
4	1,01	99*	-	16	1,3	-	0,28
5	1,01	sat	-	17	5	-	0,28
6	1,3*	-	-	18	5	sat	0,28
7	1,3*	-	-	19	1,01	sat	0,28
8	1,3*	-	1,11	a	3,9	25	-
9	1,3*	-	-	b	2,9	40	-
10	1,5*	-	-	r	1,01	25	1,11
11	1,7*	-	-	g1	1,01	-	-
12	-	104	-	g2	1,01	-	-

Os valores correspondentes às células da TABELA 3 que não estão preenchidos não são conhecidos de antemão. Desta forma, para a obtenção destes valores são empreendidos balanços de massa e energia nos diferentes subsistemas da planta de cogeração.

3.3.1. Caldeiras

Sendo h_1 a entalpia do vapor na saída da caldeira principal e h_{15} a entalpia da água de alimentação da caldeira, a EQUAÇÃO 13, indicada a seguir, apresenta o balanço de energia empreendido na caldeira principal.

$$m_1 \cdot (h_1 - h_{15}) = \eta_{CP} \cdot (m_{CA} \cdot PCI_{CA}) \quad (13)$$

Para o cálculo do fluxo de massa de ar teórica ($mm_{AR,CA,t}$) de combustão por unidade de fluxo mássico de casca de arroz, emprega-se a EQUAÇÃO 14, (BAZZO, 1995).

$$mm_{AR,CA,t} = 138,2 \cdot \left(\frac{C_{CA}}{12} + \frac{H_{CA}}{4} + \frac{S_{CA}}{32} - \frac{O_{CA}}{32} \right) \quad (14)$$

* Valores estimados em conformidade com a orientação da equipe de operação da planta de cogeração.

Conforme equipe de operação da planta (MAURÍCIO, *op cit*), o excesso de ar ($e_{AR,CA}$) para a combustão da casca de arroz é de cerca de 28%. Assim, pode-se calcular o fluxo mássico de ar real ($mm_{AR,CA}$) por unidade de fluxo mássico de combustível, conforme EQUAÇÕES 15 e 16.

$$e_{AR,CA} = 1,28 \quad (15)$$

$$mm_{AR,CA} = e_{AR,CA} \cdot mm_{AR,CA,t} \quad (16)$$

A massa teórica de gases ($mm_{G,CA,t}$) de combustão por unidade de fluxo mássico de casca de arroz é obtida através da EQUAÇÃO 17, conforme BAZZO (*op cit*).

$$mm_{G,CA,t} = 44 \cdot \left(\frac{C_{CA}}{12} \right) + 9 \cdot \left(H_{CA} + \frac{W_{CA}}{9} \right) + 64 \cdot \left(\frac{S_{CA}}{32} \right) + N_{CA} + 0,7685 \cdot mm_{AR,CA,t} \quad (17)$$

Para a obtenção da massa real de gases de combustão ($mm_{G,CA}$) por unidade de fluxo mássico de combustível deve-se somar à massa teórica de gases de combustão ($mm_{G,CA,t}$), EQUAÇÃO 17, o excesso de ar ($e_{AR,CA}$) da câmara de combustão bem como a massa de vapor correspondente à umidade absoluta presente no ar (w_{AR}), conforme EQUAÇÃO 18. Para a umidade absoluta do ar considerou-se um valor médio de $0,013 \text{ kg}_w/\text{kg}_{\text{ar}}$.

$$mm_{G,CA} = mm_{G,CA,t} + (e_{AR,CA} - 1) \cdot mm_{AR,CA,t} + w_{AR} \cdot e_{AR,CA} \cdot mm_{AR,CA,t} \quad (18)$$

$$w_{AR} = 0,013 \cdot \text{kg}_w / \text{kg}_{AR} \quad (19)$$

Para o cálculo do fluxo teórico de gases de combustão secos ($mm_{GS,CA,t}$) pode-se subtrair da EQUAÇÃO 17 o termo que considera o hidrogênio e a umidade da casca de arroz, conforme indicado na EQUAÇÃO 20. Somando-se a EQUAÇÃO 20 ao excesso de massa de ar presente na câmara de combustão pode-se obter a vazão mássica de gases secos de combustão, conforme EQUAÇÃO 21.

$$mm_{GS,CA,t} = 44 \cdot \left(\frac{C_{CA}}{12} \right) + 64 \cdot \left(\frac{S_{CA}}{32} \right) + N_{CA} + 0,7685 \cdot mm_{AR,CA,t} \quad (20)$$

$$mm_{GS,CA} = mm_{GS,CA,t} + (e_{AR,CA} - 1) \cdot mm_{AR,CA,t} \quad (21)$$

Para o cálculo do fluxo mássico teórico de vapor ($mm_{GW,CA,t}$) nos gases de combustão pode-se utilizar o termo que considera a presença de hidrogênio e de umidade na composição química da casca de arroz, conforme EQUAÇÃO 17, anteriormente indicada. O fluxo mássico real de vapor ($mm_{GW,CA}$) presente nos gases de combustão pode ser obtido pela diferença entre a massa real de gases de combustão ($mm_{G,CA}$) e a massa real de gases secos de combustão ($mm_{GS,CA}$), conforme EQUAÇÕES 22 e 23.

$$mm_{GW,CA,t} = 9 \cdot \left(H_{CA} + \frac{W_{CA}}{9} \right) \quad (22)$$

$$mm_{GW,CA} = mm_{G,CA} - mm_{GS,CA} \quad (23)$$

Para que possa ser calculada a temperatura de saída dos gases de combustão da caldeira principal ($T_{G1,CA}$) emprega-se a equação da energia, considerando como temperatura de referência (T_{ref}) o valor correspondente a 298,15 K, conforme EQUAÇÃO 24.

$$T_{G1,CA} = T_{ref} + \frac{Q_{RES,CA}}{m_{GS,CA} \cdot cp_{GS,CA} + m_{GW,CA} \cdot cp_{GW,CA}} \quad (24)$$

$$T_{ref} = 25^\circ C \quad (25)$$

O calor residual dos gases de combustão ($Q_{RES,CA}$) pode ser obtido pela diferença entre o calor disponível proporcionado pela queima de casca de arroz ($Q_{D,CA}$) e o quociente entre o calor útil obtido com a queima de casca de arroz ($Q_{UTIL,CA}$) e o fluxo mássico de combustível (m_{CA}), conforme EQUAÇÃO 26.

$$Q_{RES,CA} = Q_{D,CA} - \frac{Q_{UTIL,CA}}{m_{CA}} \quad (26)$$

Desconsiderando o calor sensível associado ao ar de combustão e ao combustível, o calor disponível proporcionado pela queima de casca de arroz ($Q_{D,CA}$) é igual ao poder calorífico inferior do combustível. Considerando ainda que o calor útil obtido ($Q_{UTIL,CA}$) seja equivalente à energia entregue ao fluido de trabalho, tem-se:

$$Q_{D,CA} = PCI_{CA} \quad (27)$$

$$Q_{UTIL,CA} = m_{1,CA} \cdot (h_1 - h_{15}) \quad (28)$$

A obtenção dos calores específicos médios do vapor ($cp_{GW,CA}$) e dos gases secos de combustão ($cp_{GS,CA}$) é empreendida a partir do quociente entre a variação da entalpia do vapor ($\Delta h_{GW,CA}$) e dos gases secos de combustão ($\Delta h_{GS,CA}$) e a diferença entre a temperatura dos gases de combustão ($T_{G1,CA}$) e a temperatura de referência (T_{ref}), conforme EQUAÇÕES 29 e 30. Para a obtenção da variação das entalpias do vapor e dos gases secos de combustão empregam-se as EQUAÇÕES 31 e 32, conforme BAZZO (*op cit*). A partir da resolução do sistema de equações pode-se então obter a temperatura dos gases de combustão ($T_{G1,CA}$).

$$cp_{GS,CA} = \frac{\Delta h_{GS,CA}}{T_{G1,CA} - T_{ref}} \quad (29)$$

$$cp_{GW,CA} = \frac{\Delta h_{GW,CA}}{T_{G1,CA} - T_{ref}} \quad (30)$$

$$\Delta h_{GS,CA} = 0,948 \cdot (T_{G1,CA} - T_{ref}) + \frac{0,765}{10.000} \cdot (T_{G1,CA}^2 - T_{ref}^2) \quad (31)$$

$$\Delta h_{GW,CA} = 1,910 \cdot (T_{G1,CA} - T_{ref}) + \frac{0,172}{10.000} \cdot (T_{G1,CA}^2 - T_{ref}^2) +$$

$$\frac{0,104}{1.000.000} \cdot (T_{G1,CA}^3 - T_{ref}^3)$$

Obtidos os parâmetros da combustão da casca de arroz obtém-se, a partir do produto entre o consumo de casca de arroz (m_{CA}) e a massa real de gases de combustão gerada por unidade de fluxo mássico de combustível ($mm_{G,CA}$), a vazão mássica real ($m_{G,CA}$) de gases de combustão, conforme EQUAÇÃO 33.

$$m_{G,CA} = m_{CA} \cdot mm_{G,CA} \quad (33)$$

O calor específico médio dos gases de combustão ($cp_{G,CA}$) é obtido a partir de uma média ponderada entre o calor específico médio dos gases secos ($cp_{GS,CA}$) e o calor específico médio do vapor ($cp_{GW,CA}$), conforme EQUAÇÃO 34.

$$cp_{G,CA} = \frac{m_{GS,CA} \cdot cp_{GS,CA} + m_{GW,CA} \cdot cp_{GW,CA}}{m_{G,CA}} \quad (34)$$

A partir dos gases de combustão oriundos da caldeira principal, obtém-se na caldeira de recuperação 1 ton/h de vapor saturado a 5 bar de pressão, destinado ao processo de secagem de arroz, conforme balanço de energia indicado pela EQUAÇÃO 35.

$$\eta_{CREC} \cdot m_{G,CA} \cdot cp_{G,CA} \cdot (T_{G1} - T_{G2}) = m_{16} \cdot (h_{18} - h_{17}) \quad (35)$$

3.3.2. Conjunto Turbogenerador

A partir de um balanço de energia obtém-se a relação entre a potência mecânica e os fluxos de vapor de entrada e saída da turbina, conforme EQUAÇÃO 36. As EQUAÇÕES 37 e 38 ilustram o balanço de massa dos fluxos de vapor que passam pela turbina e o título do vapor que segue para o condensador.

$$W_{TURB} = m_1 \cdot h_1 - m_2 \cdot h_2 - m_3 \cdot h_3 - m_{13} \cdot h_{13} \quad (36)$$

$$m_2 = m_1 - m_3 - m_{13} \quad (37)$$

$$x_3 = 0,97 \quad (38)$$

A partir do rendimento do gerador elétrico pode ser calculada a potência mecânica que é transformada em potência elétrica, conforme EQUAÇÃO 39.

$$W_{EL} = \eta_{GER} \cdot W_{TURB} \quad (39)$$

3.3.3. Condensador / Desaerador / Cisterna

A EQUAÇÃO 40 indica o balanço de energia empreendido no condensador, onde h_3 e h_5 representam as entalpias do vapor na entrada e na saída, respectivamente. As entalpias da água de refrigeração são representadas por h_A e h_B , sendo esta na saída e aquela na entrada do condensador. À saída do condensador o fluxo de vapor oriundo da caldeira passa totalmente para o estado líquido, de modo que seu título é zero, conforme EQUAÇÃO 41.

$$m_3 \cdot (h_3 - h_5) = \eta_{COND} \cdot m_{ÁGUA} \cdot (h_B - h_A) \quad (40)$$

$$x_5 = 0 \quad (41)$$

O balanço de massa dos fluxos de água e vapor na entrada e na saída do desaerador é representado pela EQUAÇÃO 42. A entalpia do fluxo de água que deixa o desaerador (h_{12}) é obtida a partir da soma ponderada das entalpias dos fluxos de entrada e saída do desaerador, conforme EQUAÇÃO 43.

$$m_{12} = m_9 + m_5 + m_{13} + m_4 \quad (42)$$

$$h_{12} = \frac{(m_9 \cdot h_{11} + m_3 \cdot h_6 + m_{13} \cdot h_{14} + m_4 \cdot h_7)}{m_{12}} \quad (43)$$

$$h_{14} = h_{13} \quad (44)$$

A EQUAÇÃO 45 indica o balanço de massa dos fluxos de água na entrada e na saída da cisterna. A entalpia dos fluxos mássicos de água que seguem para a estação de desmineralização (h_9) e para a caldeira de recuperação (h_{16}) são equivalentes à entalpia da água na saída da bomba G (h_8), conforme indicado pela EQUAÇÃO 46.

$$m_9 = m_r - m_{16} \quad (45)$$

$$h_{16} = h_9 = h_8 \quad (46)$$

3.3.4. Processos de Parboilização e de Secagem

A quantidade de energia despendida no processo de parboilização do arroz ($Q_{PROC,1}$), é obtida através de um balanço de energia, conforme EQUAÇÃO 47, ao passo que o fluxo mássico de água residual do processo de parboilização (m_4) é obtido a partir da EQUAÇÃO 48.

$$Q_{PROC,1} = m_2 \cdot h_2 - m_4 \cdot h_4 \quad (47)$$

$$m_4 = m_2 - m_r + m_{16} \quad (48)$$

Ao final da secagem de arroz o vapor de processo condensa totalmente, de modo que o fluxo passa a ser de água saturada com título (x_{19}) igual a zero, conforme EQUAÇÃO 49. O despêndio de energia no processo secundário ($Q_{PROC,2}$) é obtido através de um balanço de energia, conforme EQUAÇÃO 49.

$$Q_{PROC,2} = m_{16} \cdot (h_{18} - h_{17}) \quad (49)$$

$$x_{19} = 0 \quad (50)$$

3.3.5. Bombas Hidráulicas

O trabalho realizado pelas bombas hidráulicas A ($W_{B,A}$), B ($W_{B,B}$), C ($W_{B,C}$), D ($W_{B,D}$), E ($W_{B,E}$), F ($W_{B,F}$) e G ($W_{B,G}$), bem como as entalpias específicas (h_i) dos fluxos de entrada e saída da água nas respectivas bombas hidráulicas são indicadas pelas EQUAÇÕES 51 a 72, conforme se segue.

$$W_{B,A} = m_3 \cdot (h_6 - h_5) \quad (51)$$

$$h_{6,t} = h(\text{água}, s = s_5, P = P_6) \quad (52)$$

$$h_6 = \frac{(h_{6,t} - h_5)}{\eta_{B,A}} + h_5 \quad (53)$$

$$W_{B,B} = m_4 \cdot (h_7 - h_4) \quad (54)$$

$$h_{7,t} = h(\text{água}, s = s_4, P = P_7) \quad (55)$$

$$h_7 = \frac{(h_{7,t} - h_4)}{\eta_{B,B}} + h_4 \quad (56)$$

$$W_{B,C} = m_9 \cdot (h_{10} - h_9) \quad (57)$$

$$h_{10,t} = h(\text{água}, s = s_9, P = P_{10}) \quad (58)$$

$$h_{10} = \frac{(h_{10,t} - h_9)}{\eta_{B,C}} + h_9 \quad (59)$$

$$W_{B,D} = m_9 \cdot (h_{11} - h_{10}) \quad (60)$$

$$h_{11,t} = h(\text{água}, s = s_{10}, P = P_{11}) \quad (61)$$

$$h_{11} = \frac{(h_{11,t} - h_{10})}{\eta_{B,D}} + h_{10} \quad (62)$$

$$W_{B,E} = m_1 \cdot (h_{15} - h_{12}) \quad (63)$$

$$h_{15,t} = h(\text{água}, s = s_{12}, P = P_{15}) \quad (64)$$

$$h_{15} = \frac{(h_{15,t} - h_{12})}{\eta_{B,E}} + h_{12} \quad (65)$$

$$W_{B,F} = m_{16} \cdot (h_{17} - h_{16}) \quad (66)$$

$$m_{17} = m_{16} \quad (67)$$

$$h_{17,t} = h(\text{água}, s = s_{16}, P = P_{17}) \quad (68)$$

$$h_{17} = \frac{(h_{17,t} - h_{16})}{\eta_{B,F}} + h_{16} \quad (69)$$

$$W_{B,G} = m_r \cdot (h_8 - h_r) \quad (70)$$

$$h_{8,t} = h(\text{água}, s = s_r, P = P_8) \quad (71)$$

$$h_8 = \frac{(h_{8,t} - h_r)}{\eta_{B,G}} + h_r \quad (72)$$

3.3.6. Rendimentos dos Equipamentos

As curvas de rendimento dos equipamentos da planta de cogeração não foram fornecidas pelos fabricantes. Desta forma, os rendimentos dos equipamentos foram considerados constantes e a obtenção de seus valores numéricos baseou-se em consultas a operadores da planta, fornecedores e notas de aula da Disciplina Geração e Uso Racional de Energia, da Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da UFSC, a partir do que possibilitou-se a obtenção dos seguintes valores:

- Bombas Hidráulicas.....0.85¹³
- Caldeira Principal.....0.80¹⁴
- Condensador.....0.95¹⁵
- Gerador.....0.95¹⁶

O rendimento da caldeira de recuperação varia de acordo com a demanda requerida de vapor e com a temperatura de saída da caldeira principal dos gases de combustão. Para as condições prescritas para este trabalho, foi estimado o valor de 70% de acordo com os dados obtidos pelo levantamento de campo.

3.3.7. Resultados

Para resolver o sistema de equações empregou-se o programa computacional *Engineering Equation Solver (EES)*, através do qual foi possível a obtenção dos resultados indicados na TABELA 4 e complementados na TABELA 5.

¹³ DUMEL CALDEIRAS (2003)

¹⁴ MAURÍCIO (*op cit*).

¹⁵ BAZZO (*op cit*).

¹⁶ MORAES (2002).

Tabela 4 - Parâmetros medidos e parâmetros calculados da planta de cogeração.

Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)	Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)
1	42	420	2,84	13	11	290	0,14
2	5	154	2,22	14	1,3	276,7	0,14
3	0,15	sat	0,48	15	42	108,4	2,84
4	1,01	99*	1,39	16	1,3	25	0,28
5	1,01	sat	0,48	17	5	25,02	0,28
6	1,3*	100	0,48	18	5	sat	0,28
7	1,3*	99	1,39	19	1,01	sat	0,28
8	1,3*	25	1,11	a	3,9	25	17,13
9	1,3*	25	0,83	b	2,9	40	17,13
10	1,5*	25	0,83	r	1,01	25	1,11
11	1,7*	25	0,83	g1	1,01	417,8	4,17
12	1,17	104	2,84	g2	1,01	195,2	4,17

Tabela 5 - Fluxos de massa e energia nos diversos subsistemas da planta de cogeração.

Casca de Arroz	0,69 kg/s
Caldeira Principa1	7.889 kW
Caldeira de Recuperação	735 kW
Turbina	1.316 kW
Gerador	1.250 kW
Condensador	1.017 kW
Processo I	5.658 kW
Processo II	735 kW
Bomba A	0,005 kW
Bomba B	0,05 kW
Bomba C	0,02 kW
Bomba D	0,02 kW
Bomba E	14,64 kW
Bomba F	0,12 kW
Bomba G	0,04 kW

* Valores estimados em conformidade com a orientação da equipe de operação da planta de cogeração.

A partir dos parâmetros medidos e calculados e das EQUAÇÕES 73 e 74, abaixo indicadas, pode-se calcular o rendimento global (η_g) e o rendimento elétrico (η_{EL}) da planta de cogeração.

$$\eta_g = \frac{((W_{EL} + Q_{PROC,1} + Q_{PROC,2}) - (W_{B,A} + W_{B,B} + W_{B,C} + W_{B,D} + W_{B,E} + W_{B,F} + W_{B,G}))}{m_{CA} \cdot PCI_{CA}} \quad (73)$$

$$\eta_{g,EL} = \frac{((W_{EL}) - (W_{B,A} + W_{B,B} + W_{B,C} + W_{B,D} + W_{B,E} + W_{B,F} + W_{B,G}))}{m_{CA} \cdot PCI_{CA}} \quad (74)$$

$$\eta_g = 77,4\% \quad (75)$$

$$\eta_{g,EL} = 12,5\% \quad (76)$$

O alto rendimento global da planta de cogeração em sua configuração de operação atual se justifica, naturalmente, pela elevada demanda térmica para os processos de parboilização e secagem de arroz. Por conseguinte, dada a característica de paridade térmica da configuração atual, é também natural que o rendimento elétrico do sistema seja bastante baixo.

Considerando que o vapor sofra expansão isoentrópica ao longo da turbina, podemos obter as propriedades termodinâmicas para os pontos 2, 3 e 13 que proporcionaríamos à turbina a obtenção de seu rendimento teórico. Desta forma:

$$h_{2,t} = h(\text{vapor}, s = s_1, P = P_2) \quad (77)$$

$$h_{3,t} = h(\text{vapor}, s = s_1, P = P_3) \quad (78)$$

$$h_{13,t} = h(\text{vapor}, s = s_1, P = P_{13}) \quad (79)$$

$$W_{TURB,t} = m_1 \cdot h_1 - m_2 \cdot h_{2,t} - m_3 \cdot h_{3,t} - m_{13} \cdot h_{13,t} \quad (80)$$

$$\eta_{TURB} = \frac{W_{TURB}}{W_{TURB,t}} \quad (81)$$

$$\eta_{TURB} = 78,9\% \quad (82)$$

3.4. Simulação da Planta de Cogeração. Geração de 2300 kW_{EL}

Conforme ilustrado pela FIGURA 4, a demanda elétrica média da empresa no período de janeiro a outubro de 2001 foi correspondente a uma potência elétrica de 2300 kW, dois quais 1.250 kW foram gerados pela planta de cogeração e 1.050 kW foram adquiridos da concessionária local de distribuição de energia elétrica.

Tendo em vista o aproveitamento da capacidade ociosa da planta de cogeração é introduzido gás natural no processo de queima da caldeira principal permitindo a obtenção de uma potência elétrica total de 2.300 kW.

Conquanto seja agregado combustível ao sistema permitindo a geração de uma maior potência elétrica pela planta de cogeração, a demanda térmica para os processos de parboilização e secagem de arroz será mantida constante.

Para a casca de arroz, seu consumo será análogo àquele registrado quando da simulação da planta com geração elétrica de 1250 kW de potência. Desta forma:

$$W_{EL} = 2.300 \text{ kW} \quad (83)$$

$$Q_{PROC,1} = 5.658 \text{ kW} \quad (84)$$

$$Q_{PROC2} = 735 \text{ kW} \quad (85)$$

A despeito do incremento na geração de potência elétrica pela planta de cogeração, não devem ocorrer mudanças nos parâmetros do sistema que são conhecidas de antemão, conforme ilustrado pela TABELA 3, anteriormente indicada.

3.4.1. O Gás Natural

O gás natural a ser introduzido na planta de cogeração será adquirido da concessionária distribuidora de gás natural do estado de Santa Catarina, SCGÁS. Atualmente todo o gás natural distribuído pela SCGÁS é adquirido da GASPETRO, subsidiária da PETROBRÁS, através do Gasoduto Bolívia Brasil.

Conforme informações da Gerência de Operações da SCGÁS, a fração volumétrica média dos diferentes componentes do gás natural distribuído em Santa Catarina é a seguinte:

$$fv_{CH_4} = 0,890 \quad (86)$$

$$fv_{C_2H_6} = 0,059 \quad (87)$$

$$fv_{C_3H_8} = 0,021 \quad (88)$$

$$fv_{N_2} = 0,009 \quad (89)$$

$$fv_{CO_2} = 0,021 \quad (90)$$

A partir das frações volumétricas de seus componentes pode ser calculada a massa específica do gás natural a 0 °C e 1 atmosfera de pressão, (BAZZO *op cit*).

$$\rho_{CH_4} = \frac{16}{22,4} \quad (91)$$

$$\rho_{C_2H_6} = \frac{30}{22,4} \quad (92)$$

$$\rho_{C_3H_8} = \frac{44}{22,4} \quad (93)$$

$$\rho_{N_2} = \frac{28}{22,4} \quad (94)$$

$$\rho_{CO_2} = \frac{44}{22,4} \quad (95)$$

$$\rho_{O_2} = \frac{32}{22,4} \quad (96)$$

$$\rho_{GN} = fv_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + fv_{C_2H_6} \cdot \rho_{C_2H_6} + fv_{C_3H_8} \cdot \rho_{C_3H_8} + fv_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} + fv_{N_2} \cdot \rho_{N_2} \quad (97)$$

De posse das EQUAÇÕES 91 a 97 pode ser calculada a fração mássica das moléculas componentes do gás natural, conforme indicado a seguir.

$$fm_{CH_4} = \frac{\rho_{CH_4}}{\rho_{GN}} \cdot fv_{CH_4} \quad (98)$$

$$fm_{C_2H_6} = \frac{\rho_{C_2H_6}}{\rho_{GN}} \cdot fv_{C_2H_6} \quad (99)$$

$$fm_{C_3H_8} = \frac{\rho_{C_3H_8}}{\rho_{GN}} \cdot fv_{C_3H_8} \quad (100)$$

$$fm_{CO_2} = \frac{\rho_{CO_2}}{\rho_{GN}} \cdot fv_{CO_2} \quad (101)$$

$$fm_{N_2} = \frac{\rho_{N_2}}{\rho_{GN}} \cdot fv_{N_2} \quad (102)$$

Obtidas as frações mássicas das moléculas componentes do gás natural calcula-se o poder calorífico superior (PCS_{GN}), e o poder calorífico inferior (PCI_{GN}) conforme se segue:

$$PCS_{GN} = fm_{CH_4} \cdot 55.500 + fm_{C_2H_6} \cdot 51.870 + fm_{C_3H_8} \cdot 50.365 \quad (103)$$

$$PCS_{GN} = 51.276 \text{ kJ/kg} \quad (104)$$

$$PCI_{GN} = PCS_{GN} - 2.440 \cdot m_{GW,GN,t} \quad (105)$$

Para a avaliação do poder calorífico inferior (PCI_{GN}) será necessário conhecer-se a presença de umidade nos gases de combustão oriundos da combustão do gás natural. Assim, conforme BAZZO (*op. cit.*):

$$m_{GW,GN,t} = V_{GW,GN,t} \cdot \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{GN}} \quad (106)$$

$$\rho_{H_2O} = \frac{18}{22,4} \quad (107)$$

$$V_{GW,GN,t} = 2 \cdot fv_{CH_4} + 3 \cdot fv_{C_2H_6} + 4 \cdot fv_{C_3H_8} \quad (108)$$

Resolvendo-se o sistema de equações obtém-se o poder calorífico inferior (PCI_{GN}), conforme se segue:

$$PCI_{GN} = 46.326 \text{ kJ/kg} \quad (109)$$

3.4.2. Revisão dos Balanços de Massa e Energia

Para a obtenção dos parâmetros e dos estados termodinâmicos do fluido de trabalho nos demais pontos do sistema bem como para o conhecimento dos fluxos de massa e energia são

empreendidos novos balanços de massa e energia na caldeira principal e na caldeira de recuperação. Assim, para a caldeira principal:

$$m_{CA} \cdot PCI_{CA} + m_{GN} \cdot PCI_{GN} = \frac{m_1 \cdot (h_1 - h_{15})}{\eta_{CP}} \quad (110)$$

A determinação da vazão mássica de ar ($mm_{AR,GN}$) por unidade de vazão mássica de combustível é empreendida através das EQUAÇÕES 111 a 115 (BAZZO *op cit*). O excesso de ar ($e_{AR,GN}$) considerado para o processo de combustão do gás natural foi de 20%.

$$m_{AR,GN} = e_{AR,GN} \cdot m_{AR,GN,t} \quad (111)$$

$$e_{AR,GN} = 1,2 \quad (112)$$

$$\rho_{AR} = 0,21 \cdot \rho_{O_2} + 0,79 \cdot \rho_{N_2} \quad (113)$$

$$m_{AR,GN,t} = \frac{\rho_{AR}}{\rho_{GN}} \cdot V_{AR,GN,t} \quad (114)$$

$$V_{AR,GN,t} = \frac{100}{21} \cdot \left(2 \cdot fv_{CH_4} + \frac{7}{2} \cdot fv_{C_2H_6} + 5 \cdot fv_{C_3H_8} \right) \quad (115)$$

Conforme EQUAÇÃO 116 pode ser obtido o fluxo mássico de gases de combustão, onde (m_{GN}) representa o fluxo mássico de gás natural na entrada da caldeira principal e ($mm_{GS,GN}$) e ($mm_{GW,GN}$) representam o fluxo mássico de gases secos e úmidos de combustão por unidade de fluxo mássico de combustível, respectivamente.

$$m_{G,GN} = m_{GN} \cdot (mm_{GS,GN} + mm_{GW,GN}) \quad (116)$$

O fluxo mássico de gases provenientes da queima de gás natural ($m_{G,GN}$) é obtido através do balanço de energia da caldeira principal. Para a obtenção do fluxo mássico de gases de combustão secos ($mm_{GS,GN}$) e de vapor ($mm_{GW,GN}$) por unidade de fluxo mássico de combustível são utilizadas as EQUAÇÕES 117 a 121.

$$mm_{GS,GN} = mm_{GS,GN,t} + (e_{AR,GN} - 1) \cdot mm_{AR,GN,t} \quad (117)$$

$$mm_{GS,GN,t} = \frac{\rho_{CO_2}}{\rho_{GN}} \cdot V_{CO_2GN} + \frac{\rho_{N_2}}{\rho_{GN}} \cdot V_{N_2,GN,t} \quad (118)$$

$$V_{CO_2GN} = fv_{CO_2} + fv_{CH_4} + 2 \cdot fv_{C_2H_6} + 3 \cdot fv_{C_3H_8} \quad (119)$$

$$V_{N_2,GN,t} = fv_{N_2} + 0,79 \cdot Var_{GN,t} \quad (120)$$

$$mm_{GW,GN} = V_{GW,GN,t} \cdot \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{GN}} + w_{AR} \cdot e_{AR,GN} \cdot mm_{AR,GN,t} \quad (121)$$

Para que possa ser calculada a temperatura dos gases de combustão oriundos da queima de gás natural na saída da caldeira principal ($T_{G1,GN}$) emprega-se a mesma metodologia anteriormente utilizada quando da simulação da operação da planta de cogeração considerando apenas a combustão de casca de arroz, de modo que este valor de temperatura pode ser avaliado de acordo com o sistema de equações indicado a seguir.

$$T_{G1,GN} = T_{ref} + \frac{Q_{RES,GN}}{m_{GS,GN} \cdot cp_{GS,GN} + m_{GW,GN} \cdot cp_{GW,GN}} \quad (122)$$

$$Q_{RES,GN} = Q_{D,GN} - \frac{Q_{UTIL,GN}}{m_{GN}} \quad (123)$$

$$Q_{D,GN} = PCI_{GN} \quad (124)$$

Para a determinação do calor útil obtido na queima do gás natural ($Q_{UTIL,GN}$) será considerada a diferença entre o calor útil da caldeira (Q_{CP}) e o calor útil obtido na combustão de 0,69 kg/s de casca de arroz ($Q_{UTIL,CA}$), conforme EQUAÇÃO 125.

$$Q_{UTIL,GN} = Q_{CP} - Q_{UTIL,CA} \quad (125)$$

$$Q_{CP} = m_1 \cdot (h_1 - h_{15}) \quad (126)$$

A obtenção dos calores específicos médios do vapor ($cp_{GW,GN}$) e dos gases secos de combustão ($cp_{GS,GN}$) é empreendida novamente de acordo com a metodologia empregada para a obtenção dos calores específicos médios dos gases de combustão oriundos da queima da casca de arroz. Deste modo:

$$cp_{GS,GN} = \frac{\Delta h_{GS,GN}}{T_{G,GN} - T_{ref}} \quad (127)$$

$$cp_{GW,GN} = \frac{\Delta h_{GW,GN}}{T_{G,GN} - T_{ref}} \quad (128)$$

$$\Delta h_{GS,GN} = 0,948 \cdot (T_{G,GN} - T_{ref}) + \frac{0,765}{10.000} \cdot (T_{G,GN}^2 - T_{ref}^2) \quad (129)$$

$$\Delta h_{GW,GN} = 1,910 \cdot (T_{G,GN} - T_{ref}) + \frac{0,172}{10.000} \cdot (T_{G,GN}^2 - T_{ref}^2) + \frac{0,104}{1.000.000} \cdot (T_{G,GN}^3 - T_{ref}^3) \quad (130)$$

Determinados os parâmetros da combustão do gás natural pode-se calcular, através da EQUAÇÃO 116, o fluxo mássico real ($m_{G,GN}$) dos gases provenientes da combustão de gás natural oriundos da caldeira principal. Para a obtenção do calor específico médio ($cp_{G,GN}$) dos gases de combustão do gás natural pode ser empregada a EQUAÇÃO 131.

$$cp_{G,GN} = \frac{m_{GS,GN} \cdot cp_{GS,GN} + m_{GW,GN} \cdot cp_{GW,GN}}{m_{GS,GN} + m_{GW,GN}} \quad (131)$$

No cenário de geração de 2300 kW de potência elétrica os gases de combustão oriundos da caldeira principal serão constituídos de uma mistura de gases de combustão de gás natural e gases de combustão de casca de arroz. Deste modo, o fluxo mássico total de gases de combustão ($m_{G,TOT}$) será obtido pela soma dos fluxos mássicos dos gases de combustão do gás natural ($m_{G,GN}$) e da casca de arroz ($m_{G,CA}$). Para a obtenção da temperatura da mistura de gases de combustão (T_{G1}) bem como de seu calor específico médio (cp_{G1}) serão empreendidas médias ponderadas entre os fluxos de gases de combustão de cada um dos combustíveis, conforme se segue.

$$m_{G,TOT} = m_{G,GN} + m_{G,CA} \quad (132)$$

$$T_{G1} = \frac{m_{G,CA} \cdot T_{G1,CA} + m_{G,GN} \cdot T_{G1,GN}}{m_{G,TOT}} \quad (133)$$

$$cp_{G1} = \frac{m_{G,CA} \cdot cp_{G,CA} + m_{G,GN} \cdot cp_{G,GN}}{m_{G,TOT}} \quad (134)$$

Para a caldeira de recuperação, através de um balanço energético, EQUAÇÃO 135, é possível obter-se a temperatura dos gases de combustão que seguem para a chaminé (T_{G2}).

$$\eta_{CREC} \cdot m_{G,TOT} \cdot cp_{G1} \cdot (T_{G1} - T_{G2}) = m_{16} \cdot (h_{18} - h_{17}) \quad (135)$$

Para os demais pontos do sistema as equações oriundas dos balanços de massa e energia permanecem as mesmas da simulação anterior. Mesma consideração que é feita aos rendimentos dos equipamentos do sistema.

3.4.3. Resultados

Resolvendo-se novamente o sistema de equações através do programa computacional *Engineering Equation Solver (EES)*, obtém-se os resultados indicados nas TABELAS 6 e 7.

Tabela 6 - Parâmetros do sistema para operação com geração de 2300 kW de potência elétrica.

Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)	Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)
1	42	420	4,41	13	11	290	0,14
2	5	154	2,22	14	1,3	276,7	0,14
3	0,15	sat	2,05	15	42	105,5	4,41
4	1,01	99*	1,39	16	1,3	25	0,28
5	1,01	sat	2,05	17	5	25,02	0,28
6	1,3*	100	2,05	18	5	sat	0,28
7	1,3*	99	1,39	19	1,01	sat	0,28
8	1,3*	25	1,11	a	3,9	25	72,76
9	1,3*	25	0,83	b	2,9	40	72,76
10	1,5*	25	0,83	r	1,01	25	1,11
11	1,7*	25	0,83	g1	1,01	437,3	6,58
12	1,16	104	4,41	g2	1,01	333,5	6,58

* Valores estimados, em conformidade com a orientação da equipe de operação da planta de cogeração.

Tabela 7 - Fluxos de massa e energia para operação com geração de 2300 kW.

Casca de Arroz	0,69 kg/s
Gás Natural	0,12 kg/s
Caldeira Principa1	12.290 kW
Caldeira de Recuperação	735 kW
Turbina	2.421 kW
Gerador	2.300 kW
Condensador	4.321 kW
Processo I	5.658 kW
Processo II	735 kW
Bomba A	0,02 kW
Bomba B	0,05 kW
Bomba C	0,02 kW
Bomba D	0,02 kW
Bomba E	22,23 kW
Bomba F	0,12 kW
Bomba G	0,04 kW

A partir da introdução de gás natural no processo de combustão os rendimentos global e elétrico da planta de cogeração devem ser revisados tendo em vista a inclusão de nova fonte de energia primária. Assim, a determinação do rendimento global (η_g) e do rendimento elétrico (η_{EL}) passa a ser empreendida em conformidade com as EQUAÇÕES 136 e 137.

$$\eta_g = \frac{((W_{EL} + Q_{PROC,1} + Q_{PROC,2}) - (W_{B,A} + W_{B,B} + W_{B,C} + W_{B,D} + W_{B,E} + W_{B,F} + W_{B,G}))}{m_{CA} \cdot PCI_{CA} + m_{GN} \cdot PCI_{GN}} \quad (136)$$

$$\eta_{EL} = \frac{((W_{EL}) - (W_{B,A} + W_{B,B} + W_{B,C} + W_{B,D} + W_{B,E} + W_{B,F} + W_{B,G}))}{m_{CA} \cdot PCI_{CA} + m_{GN} \cdot PCI_{GN}} \quad (137)$$

$$\eta_g = 56,4\% \quad (138)$$

$$\eta_{EL} = 14,8\% \quad (139)$$

O rendimento global do sistema em sua operação com gás natural e casca de arroz proporcionando uma potência elétrica de 2.300 kW apresentou uma redução de cerca de 27% quando comparado ao rendimento global do sistema em sua configuração de operação anterior, com potência elétrica de 1.250 kW. A justificativa para tal está no fato do incremento de energia primária no sistema contribuir apenas para a geração de energia elétrica, dado o fato do consumo de utilidades térmicas permanecer constante. Esta alteração permitiu também um incremento de cerca de 18% no rendimento elétrico do sistema, embora seu valor absoluto seja ainda bastante reduzido.

Calculando, o rendimento isoentrópico da turbina, conforme EQUAÇÕES 77 a 81, anteriormente indicadas, obtém-se:

$$\eta_{TURB} = 73,5\% \quad (140)$$

A queda de cerca de 7% no rendimento isoentrópico da turbina se explica pela maior vazão mássica de vapor que se expande até uma pressão de 0,15 bar, conseqüência natural do aumento da potência elétrica gerada.

3.5. Simulação da Planta de Cogeração: Geração de 2850 kW_{EL}

Embora a demanda média de energia elétrica da empresa corresponda a uma potência de 2.300 kW, o sistema de cogeração foi dimensionado para proporcionar uma potência elétrica máxima de 2.850 kW. Desta forma, pode-se introduzir gás natural na caldeira principal do sistema de modo a proporcionar que o mesmo opere de acordo com sua capacidade máxima. Assim, 2.300 kW serviriam ao atendimento da demanda de energia elétrica da empresa beneficiadora de arroz e os demais 550 kW poderiam ser comercializados com outras empresas ou mesmo com a CELESC.

Para a casca de arroz, seu consumo continuará a ser análogo àquele registrado quando da simulação da planta com geração elétrica de 1250 kW de potência. Desta forma:

$$W_{EL} = 2.850 \text{ kW} \quad (141)$$

$$Q_{PROC,1} = 5.658 \text{ kW} \quad (142)$$

$$Q_{PROC2} = 735 \text{ kW} \quad (143)$$

Os resultados obtidos dos balanços de massa e energia do sistema operando com geração de 2850 kW de potência elétrica são mostrados nas TABELAS 8 e 9.

Tabela 8 - Parâmetros do sistema para operação com geração de 2850 kW de potência elétrica.

Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)	Ponto	P (bar)	T (°C)	m (kg/s)
1	42	420	5,23	13	11	290	0,14
2	5	154	2,22	14	1,3	276,7	0,14
3	0,15	sat	2,87	15	42	104,6	5,23
4	1,01	99*	1,39	16	1,3	25	0,28
5	1,01	sat	2,87	17	5	25,02	0,28
6	1,3*	100	2,87	18	5	sat	0,28
7	1,3*	99	1,39	19	1,01	sat	0,28
8	1,3*	25	1,11	a	3,9	25	101,9
9	1,3*	25	0,83	b	2,9	40	101,9
10	1,5*	25	0,83	r	1,01	25	1,11
11	1,7*	25	0,83	g1	1,01	435,7	7,84
12	1,16	104	5,23	g2	1,01	348,7	7,84

Tabela 9 - Fluxos de massa e energia para operação com geração de 2850 kW de potência elétrica.

Gás Natural	0,18 kg/s
Caldeira Principa1	14.595 kW
Caldeira de Recuperação	735 kW
Turbina	3.000 kW
Gerador	2.850 kW
Condensador	6.052 kW
Processo I	5.657 kW
Processo II	734,8 kW
Bomba A	0,03 kW
Bomba B	0,05 kW
Bomba C	0,02 kW
Bomba D	0,02 kW
Bomba E	26,31 kW
Bomba F	0,12 kW
Bomba G	0,04 kW

* Valores estimados, em conformidade com a orientação da equipe de operação da planta de cogeração.

A partir das EQUAÇÕES 136 e 137 calcula-se as curvas de variação do rendimento global (FIGURA 6) e do rendimento elétrico (FIGURA 7) da planta de cogeração, como função da potência elétrica gerada.

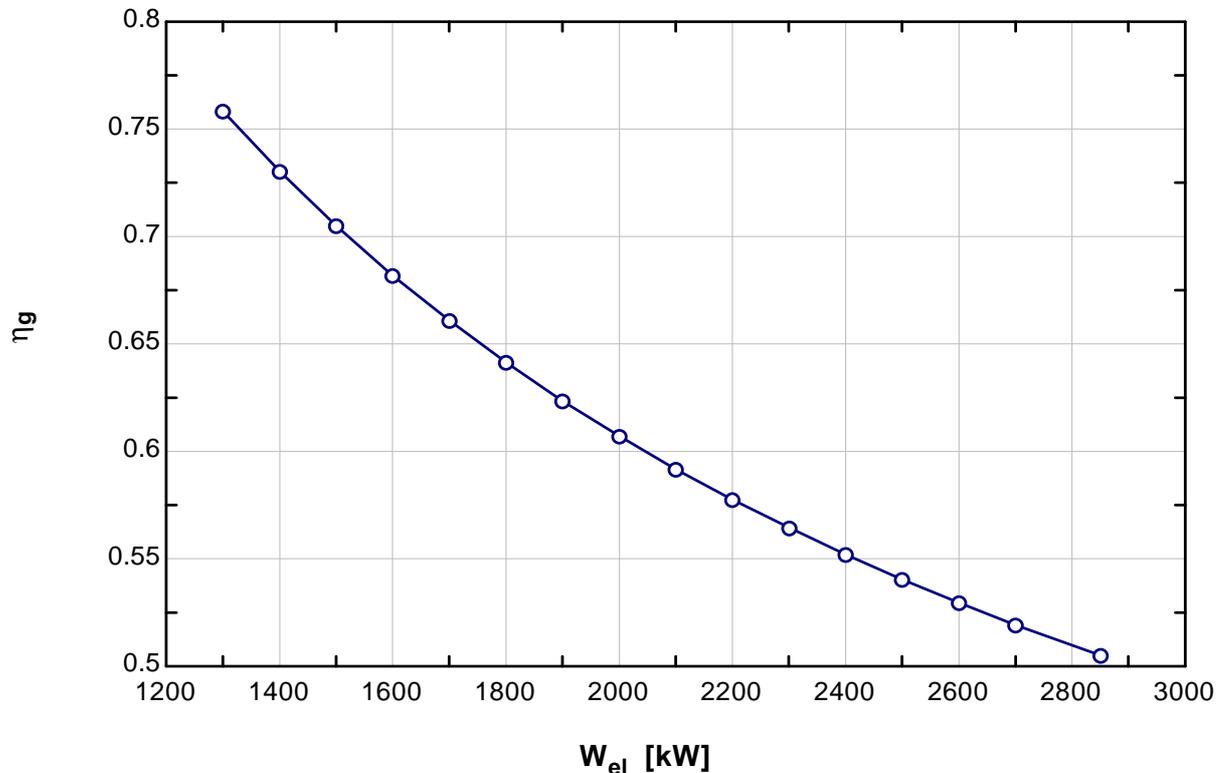


Figura 6 – Variação do rendimento global do sistema em função da potência elétrica.

Conforme já havia sido observado, o rendimento global (η_g) do sistema decresce a partir do aumento da potência elétrica fornecida, o que se justifica pelo fato da demanda térmica do processo II se manter constante quando do aumento da geração elétrica.

O rendimento elétrico (η_{EL}), por sua vez, aumenta quando o sistema é submetido a maiores potências, o que se explica pelo crescente aproveitamento percentual do vapor para geração de energia elétrica em detrimento à sua utilização como utilidade térmica.

A despeito do crescimento dos valores de rendimento elétrico, contudo, o valor máximo atingido pelo sistema, de cerca de 15,5% para uma potência elétrica de 2850 kW, é ainda um valor bastante reduzido. Calculando-se o rendimento elétrico do sistema para uma situação onde não ocorra extração de vapor da turbina para o processo de parboilização do arroz, chega-se a um rendimento elétrico máximo de 19,04%. Quando comparado a rendimentos de plantas termoelétricas de alto desempenho, cujos valores podem atingir até 40% (ÇENGEL, 1998), observa-se que é bastante reduzido o rendimento da planta de cogeração em análise.

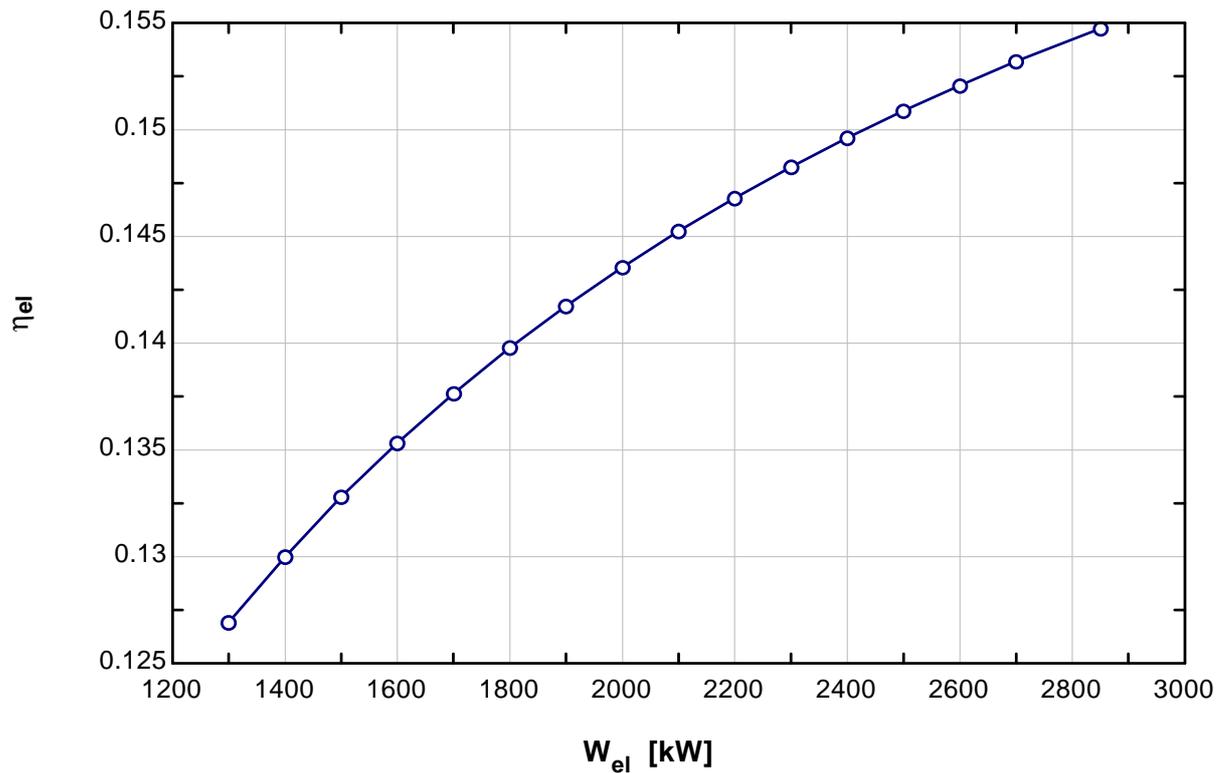


Figura 7 – Variação do rendimento elétrico do sistema em função da potência elétrica.

A partir da EQUAÇÃO 80, anteriormente indicada, obtém-se a curva de variação do rendimento isoentrópico da turbina (η_{TURB}) em função da potência elétrica.

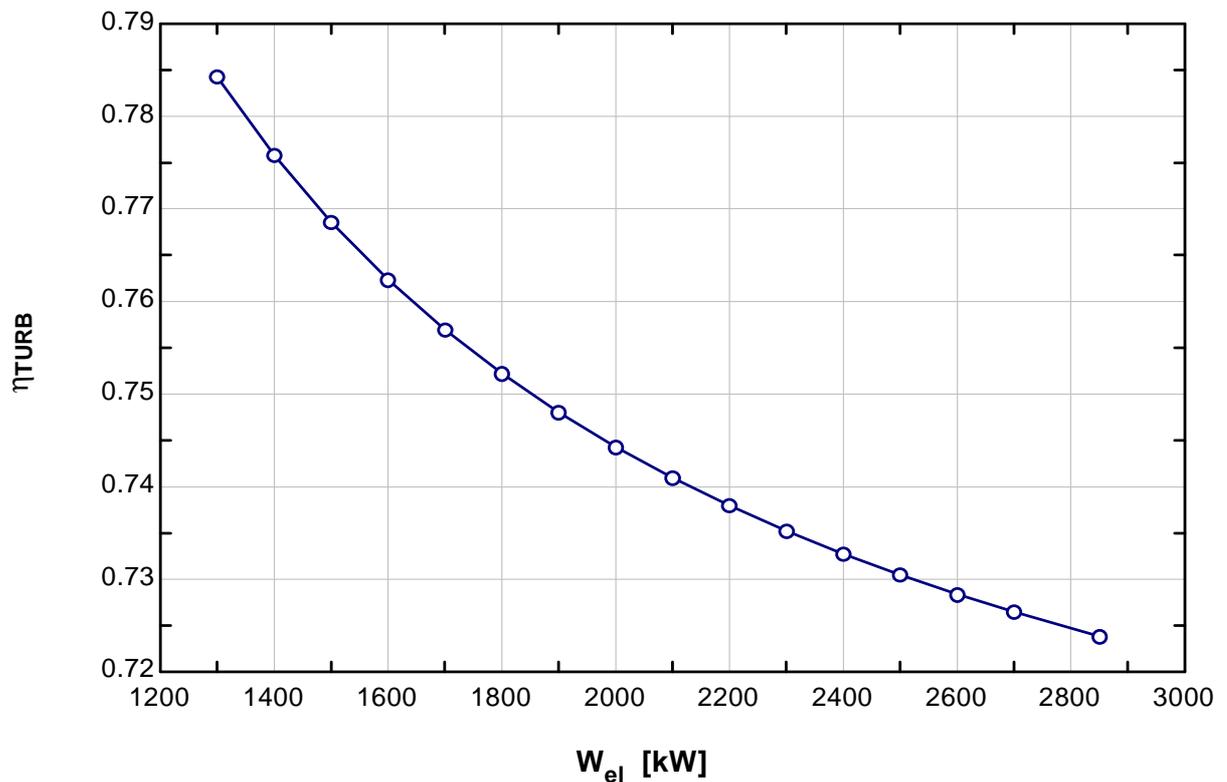


Figura 8 – Variação do rendimento isoentrópico da turbina em função da potência elétrica.

O gráfico apresentado pela FIGURA 8 ilustra a observação anteriormente empreendida, ou seja, dado o aumento percentual do fluxo mássico de vapor expandido até uma pressão de 0,15 bar, processo onde ocorre maior geração de entropia, em detrimento à vazão mássica de vapor expandido até pressões intermediárias, processo de menor geração de entropia, o rendimento isentrópico da turbina decresce a partir do aumento da potência elétrica gerada.

A partir dos cálculos empreendidos, verificou-se que a temperatura dos gases de combustão oriundos da queima da casca de arroz é ligeiramente superior à temperatura dos gases de combustão oriundos da queima de gás natural. Assim, a partir do aumento da potência elétrica fornecida pela planta de cogeração tem-se um aumento da participação proporcional de gases de combustão oriundos da queima de gás natural na totalidade dos gases de combustão, conforme ilustrado pela FIGURA 9. Desta forma, para um aumento da potência elétrica fornecida pela planta de cogeração ocorrerá uma pequena diminuição no valor da temperatura da mistura de gases de combustão que deixa a caldeira principal, conforme FIGURA 10.

Para o processo de secagem de arroz são consumidos 1 ton/hora de vapor saturado a uma pressão de 5 bar, independentemente da potência elétrica gerada pela planta de cogeração. Deste modo, a demanda térmica constante do processo de secagem de arroz aliada à pequena variação na temperatura dos gases que deixam a caldeira principal permitirá à temperatura dos gases de combustão na saída da caldeira de recuperação um comportamento ascendente a partir do aumento da potência elétrica gerada, conforme FIGURA 10.

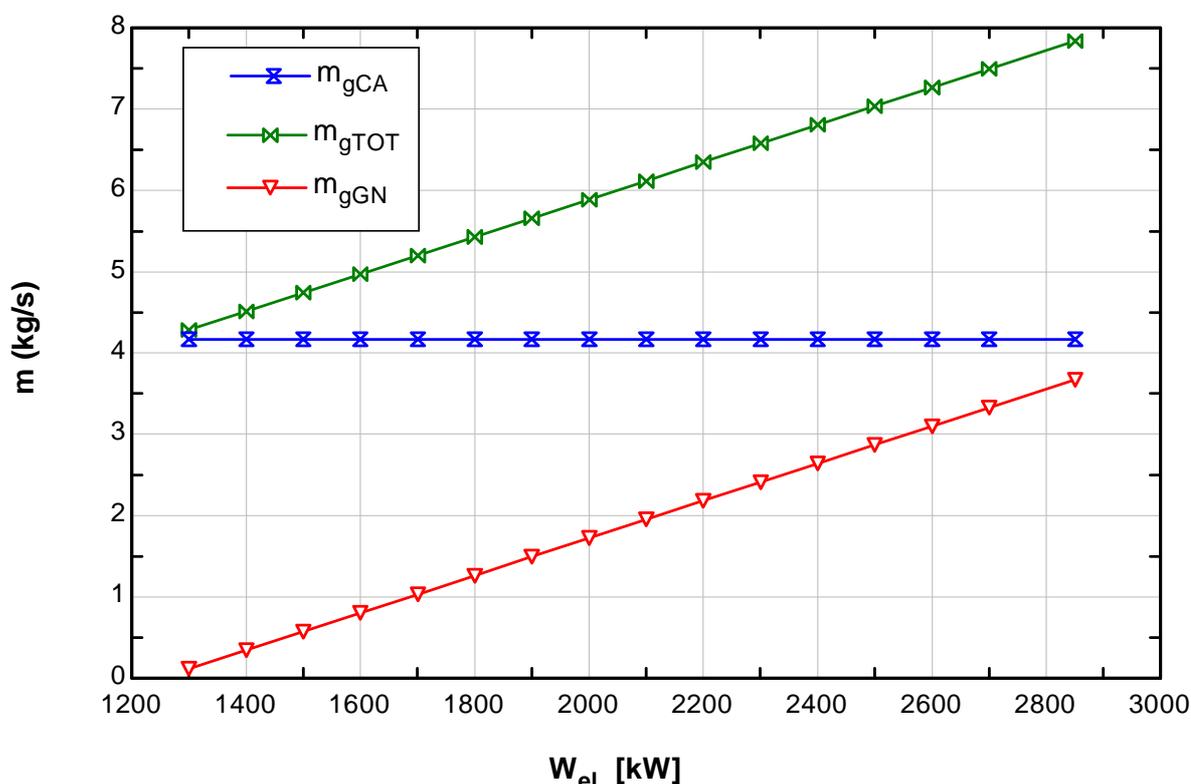


Figura 9 – Variação do fluxo de mássico de gases de combustão na saída da caldeira de recuperação.

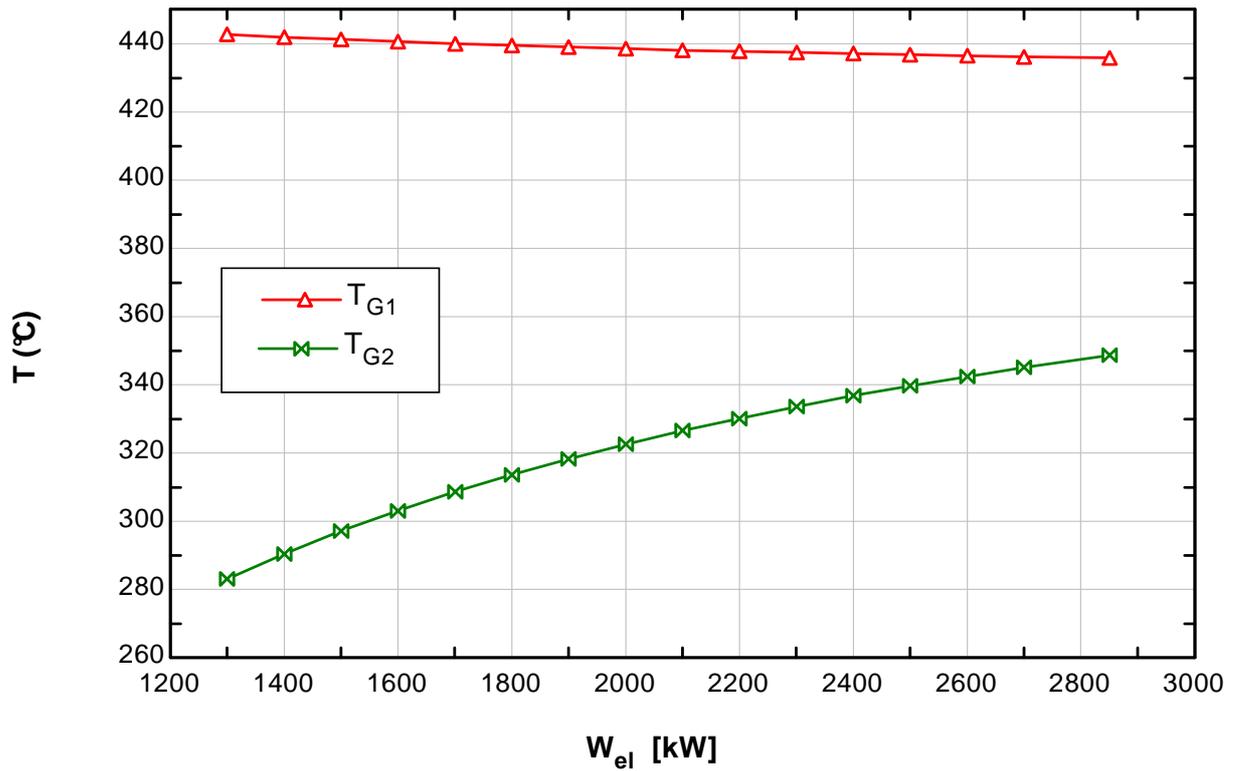


Figura 10 – Variação da temperatura dos gases de combustão.

Conforme a TABELA 8, a vazão de vapor (m_3) para o condensador quando da operação do sistema com sua capacidade plena é de 2,87 kg/s (10,33 ton/h).

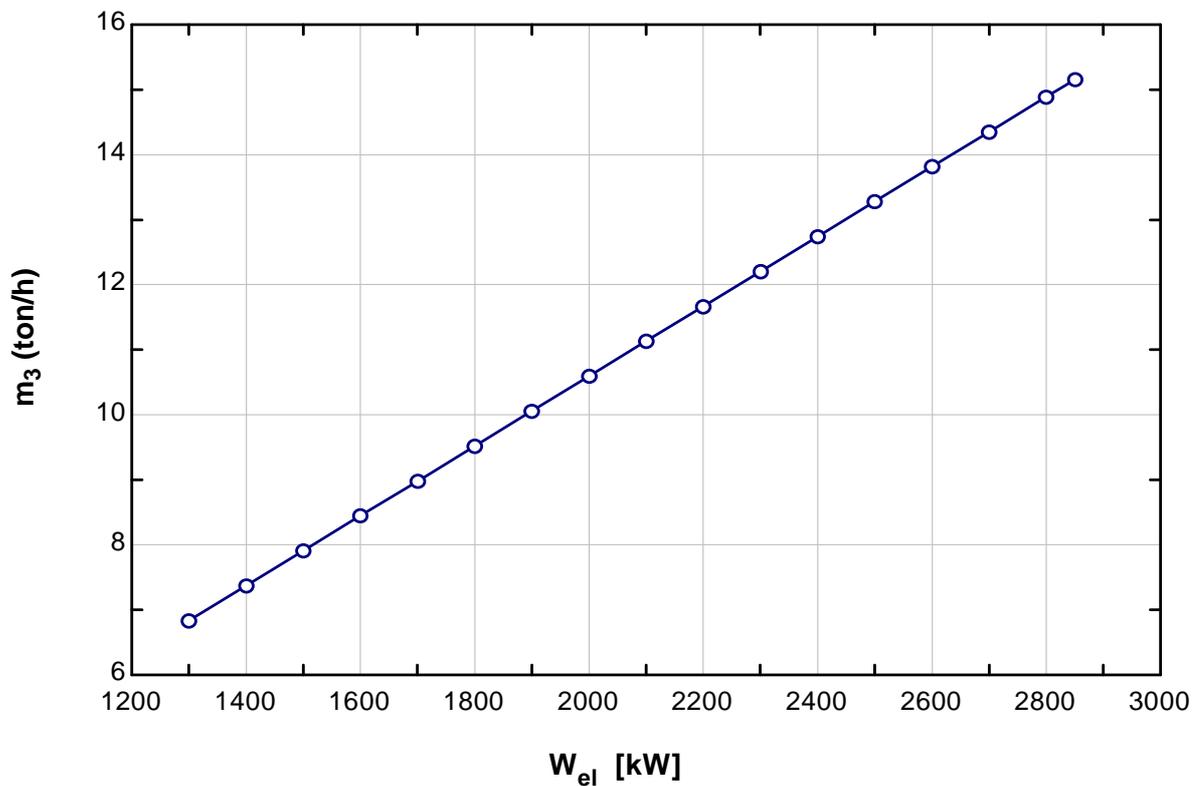


Figura 11 – Variação da vazão de vapor saturado que deixa a turbina. Não há extração para parboilização.

Caso seja calculada a vazão de vapor que deixa a turbina e segue para o condensador em uma situação onde não ocorra extração de vapor para o processo de parboilização, verifica-se que para a geração de 2.850 kW de potência elétrica o condensador necessitaria de uma capacidade de 4,21 kg/s (15,16 ton/h), cerca de 51,56% superior à capacidade instalada, que é de 10 ton/h. Para operação do sistema sem extração para o processo de parboilização ($m_2 = 0$ kg/s), a máxima capacidade de geração de potência elétrica (W_{EL}) cuja vazão de vapor saturado que deixa a turbina pode ser atendida pelo condensador é de cerca de 1891 kW. Assim, conforme ilustrado pela FIGURA 11, em caso da introdução de gás natural no processo de combustão da caldeira principal, o condensador deverá ser substituído por uma unidade de maior capacidade.

Para a determinação do volume diário de gás natural consumido o mesmo será calculado à temperatura e pressão de referências iguais a 20°C e 1 atmosfera, que são as condições nas quais o gás natural é comercializado pela SCGÁS. Desta forma, o volume diário consumido de gás natural é dado pela EQUAÇÃO 144, onde (Op_{dia}) representa o número de horas de operação diária da planta de cogeração, que no caso do sistema em estudo é de 18 horas por dia.

$$V_{GN} = \frac{m_{GN}}{\rho_{GN}} \cdot Op_{dia} \cdot 3.600 \cdot \frac{293,15}{273,15} \quad (144)$$

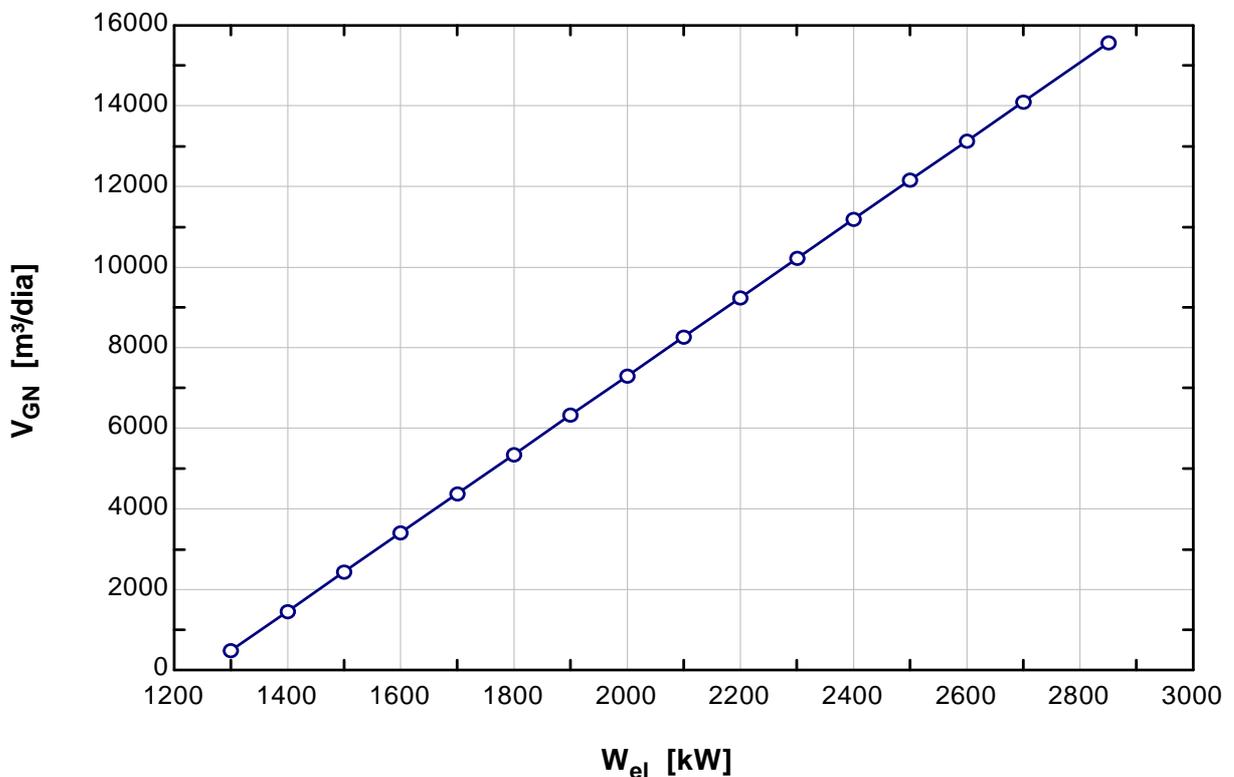


Figura 12 – Variação do consumo diário de gás natural em função da potência elétrica gerada.

Para a geração de 2.300 kW, suficientes ao atendimento da demanda de energia elétrica da empresa, é necessário um consumo de 10.216 m³/dia de gás natural. Para a geração de 2.850 kW de potência elétrica, e conseqüente operação do sistema de acordo com sua capacidade plena, o consumo é de 15.566 m³/dia de gás natural. A FIGURA 12 ilustra a variação de consumo de gás natural a partir do aumento da potência elétrica gerada.

CAPÍTULO 4 – CONSIDERAÇÕES ECONÔMICAS

4.1 Preço do Gás Natural

A SCGÁS apresenta uma estrutura tarifária diferenciada por segmentos de mercado. Há tarifas para clientes dos segmentos industrial, residencial, comercial e para o segmento de gás natural veicular. Não há, contudo, tarifas publicadas para aplicações de geração termoeétrica ou para cogeração.

Uma outra característica das tabelas tarifárias aplicadas por praticamente todas as companhias distribuidoras de gás natural do Brasil, é a formação do preço “em cascata”. Por esta metodologia, diferentes faixas de consumo apresentam diferentes preços de venda, sendo o preço do gás natural para faixas de consumo mais tmidas substancialmente maior do que o preço do gás natural para as maiores faixas de consumo. Desta forma, quanto maior o consumo de gás natural menor será o preço unitário por metro cúbico.

Consultando a tabela de preços¹⁷ da SCGÁS para clientes do segmento industrial com tarifa tipo TG1¹⁸, obtém-se um preço de 0,6805 R\$/m³¹⁹ de gás natural para um consumo diário de 10.216 m³, que é o consumo correspondente à geração de 2300 kW de potência elétrica pelo sistema. Para um consumo diário de 15.566 m³ de gás natural, correspondente à geração de 2.850 kW de potência elétrica, o preço unitário do gás natural é de 0,6736 R\$/m³.

Apesar de a SCGÁS não possuir política tarifária para o segmento de geração termoeétrica, a Portaria 176 do Ministério da Fazenda e do Ministério das Minas e Energia, de 1º de julho de 2001, determina o Preço Base Máximo para o fornecimento de gás natural destinado à produção de energia elétrica para usinas integrantes do Plano Prioritário de Termoeletricidade, PPT. Assim, de acordo com a Portaria 176, o preço base máximo para o fornecimento de gás natural para a companhia distribuidora é de 2,581 US\$/MMBTU, o qual, para uma cotação cambial de 3,20 R\$/US\$, representa 0,3177 R\$/m³ de gás natural. Conforme contato com a Gerência de Planejamento da SCGÁS, a expectativa é que o preço de fornecimento de gás natural para o consumidor final em processos de geração termoeétrica que tenham sido aprovados pelo Programa Prioritário de Termoeletricidade deva corresponder ao preço de compra acrescido de

¹⁷ Os preços de venda de gás natural indicados neste trabalho já estão considerando as contribuições de PIS e COFINS. Os preços indicados, contudo, não consideram valores de ICMS.

¹⁸ A SCGÁS possui 3 tipos de tarifa para a venda de gás natural a clientes industriais, sendo as quais TG1, TG2 e TG3. A diferença entre as mesmas está no percentual de mínimo de pagamento, *take or pay*, que é de 90% para a tarifa TG1, 70% para a tarifa TG2 e livre para a tarifa TG3. A tarifa TG1, devido à baixa possibilidade de variação de consumo de gás natural que é ofertada ao cliente, apresenta, naturalmente, os menores níveis de preço.

¹⁹ O preço do gás natural em R\$/m³ corresponde a uma condição de referência de 20°C de temperatura e 1 atmosfera de pressão.

cerca de 40%. Desta forma, considera-se que o preço para fornecimento de gás natural deva corresponder a cerca de 0,45 R\$/m³²⁰.

Tendo em vista o fato do preço de fornecimento de gás natural nas condições previstas no PPT ser apenas estimado, não faz sentido empreender quaisquer considerações sobre níveis de efeito cascata. Desta forma, nas análises econômica e termoeconômica da operação da planta de cogeração com gás natural e casca de arroz será considerado o preço de 0,45 R\$/m³ para todas as faixas de consumo de gás natural.

Comparando o preço de venda do gás natural para clientes industriais bem como a expectativa de preço para o gás natural em aplicações de geração de termoeletricidade praticados pela SCGÁS com os preços praticados por outras companhias distribuidoras estaduais do Brasil, verifica-se que há uma grande disparidade entre os preços, conforme pode ser observado através da FIGURA 13.

O preço de venda do gás natural para clientes industriais no Estado de Sergipe chega a ser menor do que o preço de compra pela SCGÁS para aplicações de geração termoeletrica aprovadas pelo PPT. Quando se comparam os preços de venda do gás natural para utilização em processos industriais a diferença torna-se ainda mais acentuada. Os preços praticados pela Companhia Paranaense de Gás, COMPAGÁS, chegam a ser 115% maiores do que os praticados pela Companhia Cearense de Gás, CEGÁS.

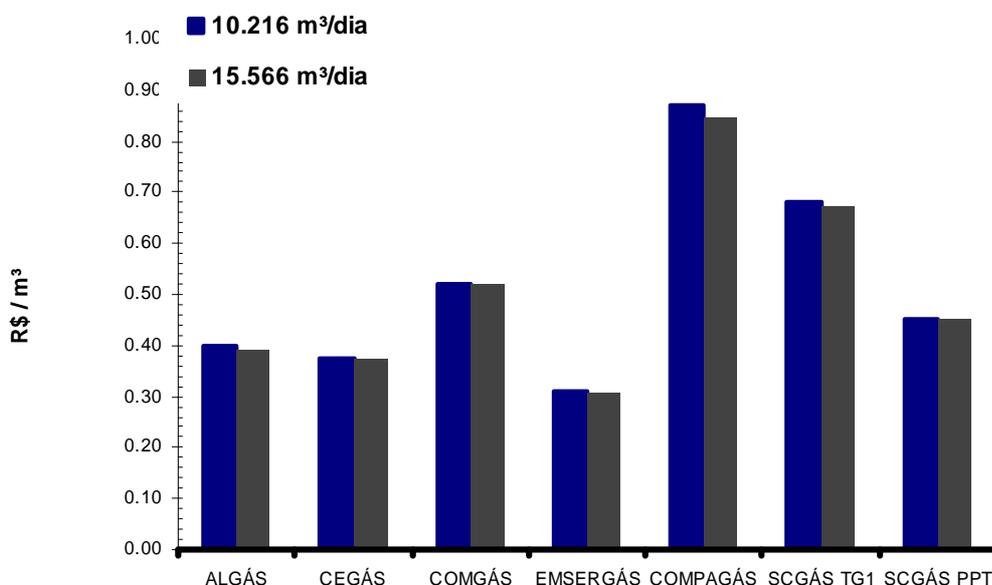


Figura 13 – Variação do preço de gás natural para diferentes companhias distribuidoras.

²⁰ TOTTENE (*op cit*).

4.2 Preço da Energia Elétrica

A energia elétrica adquirida pela empresa beneficiadora de arroz da CELESC tem seu preço definido pelo subgrupo A4 da tarifa Horó Sazonal Verde. Desta forma, o custo de demanda é de 9,56 R\$/kW e o custo de consumo é de 0,08345 R\$/kWh²¹ para períodos fora da ponta.

4.3 Viabilidade Econômica da Utilização de Gás Natural

Conforme o item 3.3, o consumo médio diário de energia elétrica da empresa beneficiadora de arroz é de 41,4 MWh (potência elétrica de 2.300 kW), dos quais 22,5 MWh (potência elétrica de 1.250 kW) são gerados pela planta de cogeração e 18,9 MWh (potência elétrica de 1.050 kW) são adquiridos da CELESC.

Durante os períodos de ponta, contudo, a operação da planta de cogeração procura atender a toda a demanda elétrica da empresa, de modo a reduzir-se os custos de aquisição de energia elétrica. Desta forma, o custo diário médio da energia elétrica adquirida pela empresa beneficiadora de arroz corresponde 732,9 R\$/dia devido à contratação de 2.300 kW de demanda elétrica mais 1.577,2 R\$/dia devido ao consumo de energia elétrica fora do período de ponta, o que corresponde a 2.310,1 R\$/dia.

Caso a empresa beneficiadora de arroz opte por não mais adquirir os 18,9 MWh/dia de energia elétrica da CELESC e passe a priorizar a geração pela própria planta de cogeração de toda energia elétrica necessária, deverão ser adquiridos 10.216 m³/dia de gás natural da SCGÁS. Para tal, conforme item 4.1 deste trabalho, para um custo unitário de 0,45 R\$/m³ de gás natural, o custo diário para a aquisição deste combustível será de 4.597,2 R\$, o que corresponde a um proibitivo aumento de custos da ordem de 98,9 %, quando comparado com a aquisição da energia elétrica. A FIGURA 14, indicada a seguir, ilustra a variação do custo diário para aquisição de gás natural em função do aumento da potência elétrica gerada bem como apresenta o custo para aquisição da mesma quantidade de energia elétrica.

Uma possibilidade para que seja viabilizada a utilização de gás natural na planta de cogeração seria a operação do sistema utilizando apenas gás natural exclusivamente durante o horário de ponta. Nesta situação, dos 41,4 MWh/dia de energia elétrica necessários ao funcionamento da empresa beneficiadora de arroz, 4,6 MWh/dia seriam gerados durante o horário de ponta a partir da queima de gás natural. A queima de casca de arroz continuaria

²¹ O preço de consumo de energia elétrica é definido a partir de uma média ponderada entre o preço para o período seco, correspondente aos meses de maio a novembro, e equivalente a 0,08963 R\$/kWh e o preço para o período úmido, correspondente aos meses de dezembro a abril, e equivalente a 0,07919 R\$/kWh.

permitindo a geração de 22,5 MWh/dia de energia elétrica ao passo que a necessidade de compra da CELESC seria de apenas 14,3 MWh/dia durante as 16 horas de operação fora da ponta.

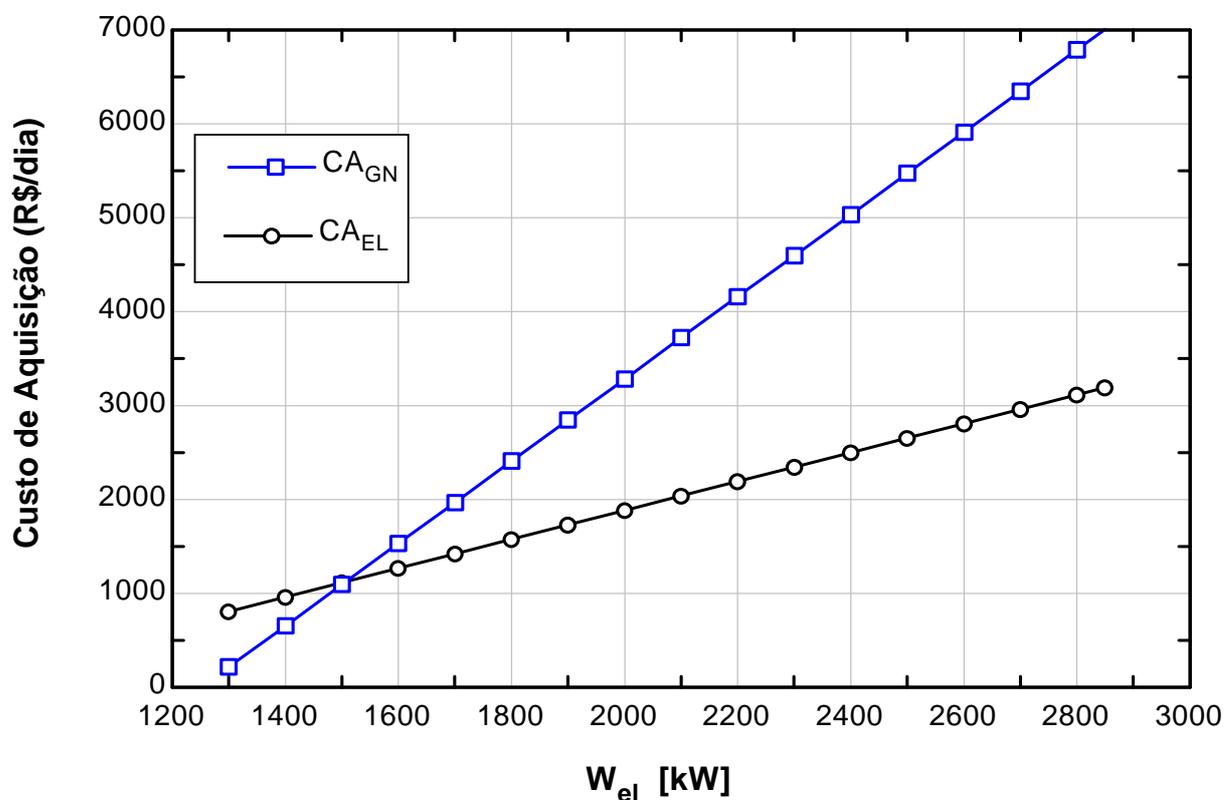


Figura 14 – Variação do preço do custo diário para aquisição de gás natural e energia elétrica.

Para a geração dos 4,6 MWh de energia elétrica mais o atendimento às demandas térmicas da empresa durante o período de ponta seriam necessários 3.169 m³ de gás natural, que ao preço de aquisição de 0,45 R\$/m³ teriam um custo diário de 1.426,1 R\$. Para a aquisição dos 14,3 MWh/dia de energia elétrica haveria uma diminuição de custo tendo em vista a possibilidade de redução da demanda contratada. Na situação de operação atual a demanda contratada é de 2.300 kW correspondente à demanda média de potência elétrica da empresa. No caso de introdução de gás natural, a demanda contratada poderia passar a 1.000 kW, posto que a potência média correspondente à energia elétrica adquirida seria de 893,75 kW (14,3 MWh para um período de aquisição de energia elétrica de 16 horas por dia). Desta forma, o custo diário da energia elétrica adquirida seria de 318,7 R\$/dia correspondentes à contratação de 1.000 kW de demanda mais 1.194,6 R\$/dia correspondentes ao consumo de 14,3 MWh. Assim, para esta situação, o custo diário total de aquisição de gás natural e energia elétrica seria de 2.939,4 R\$, cerca de 27% superior ao custo de operação da configuração atual.

Para a simulação da planta de cogeração considerando a utilização de gás natural apenas durante o período de ponta da energia elétrica há que se considerar ainda as dificuldades para a compra deste produto, tendo em vista o regime de utilização com consumo concentrado em pequeno período.

Conforme FIGURA 15, para a operação da planta de cogeração com geração de 2.300 kW de potência elétrica, em se mantendo os atuais níveis de preço praticados para a energia elétrica, a introdução de gás natural apenas reverterá em benefício econômico se o preço de compra do gás natural atingir valores inferiores a 0,23 R\$/m³.

Embora tenha sido registrado ao longo dos últimos anos um esforço das autoridades brasileiras em reduzir o custo de compra do gás natural da Bolívia e, por conseguinte, oferecer este insumo ao mercado brasileiro em níveis de preços mais atrativos, é altamente improvável que eventuais reduções de preço possam atingir os níveis desejados para que a introdução do gás natural na planta de cogeração em estudo seja economicamente atrativa.

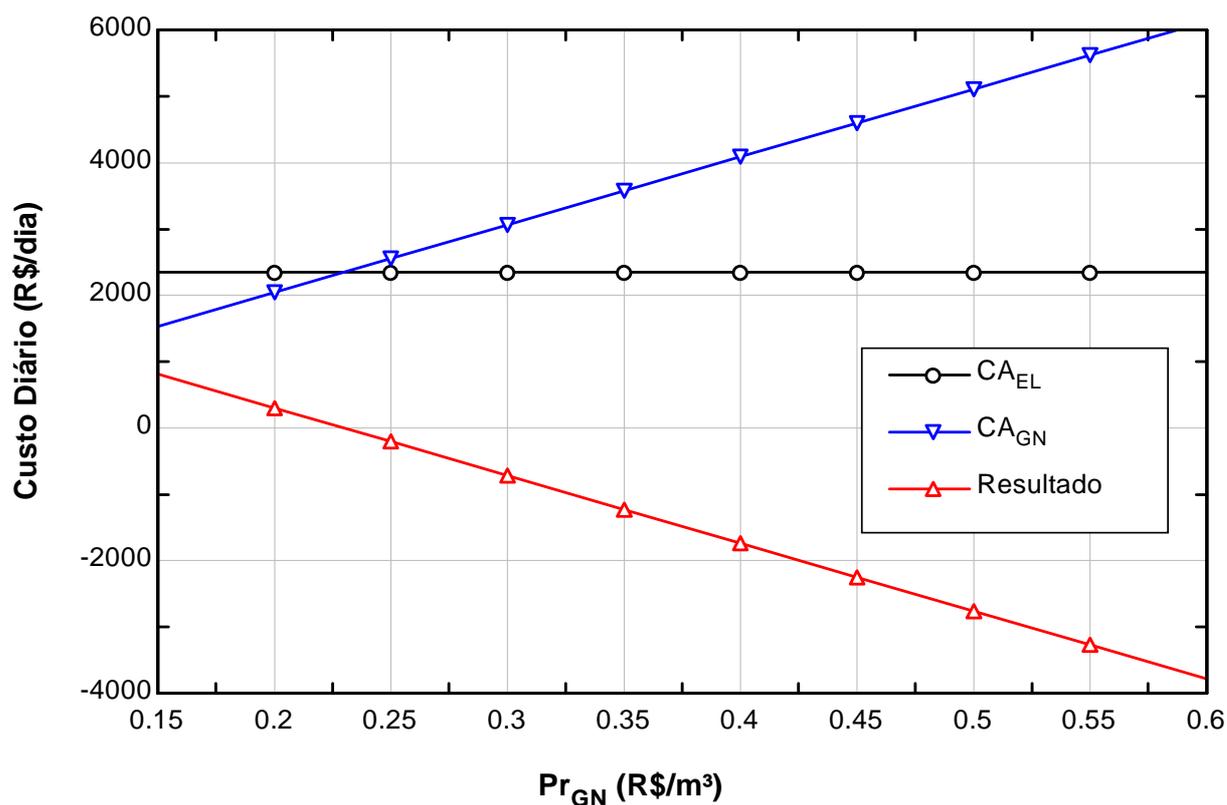


Figura 15 – Variação do benefício econômico obtido com a introdução de gás natural na planta de cogeração a partir da variação do preço deste insumo.

Empreendendo uma análise inversa, ou seja, mantendo o preço unitário do gás natural em 0,45 R\$/m³, para a operação da planta de cogeração com atendimento às demandas térmicas da

empresa e o fornecimento de 2.300 kW de potência elétrica, a introdução de gás natural apenas reverte em benefício econômico se o custo de aquisição de energia elétrica superar a casa de 204 R\$/MWh, conforme FIGURA 16.

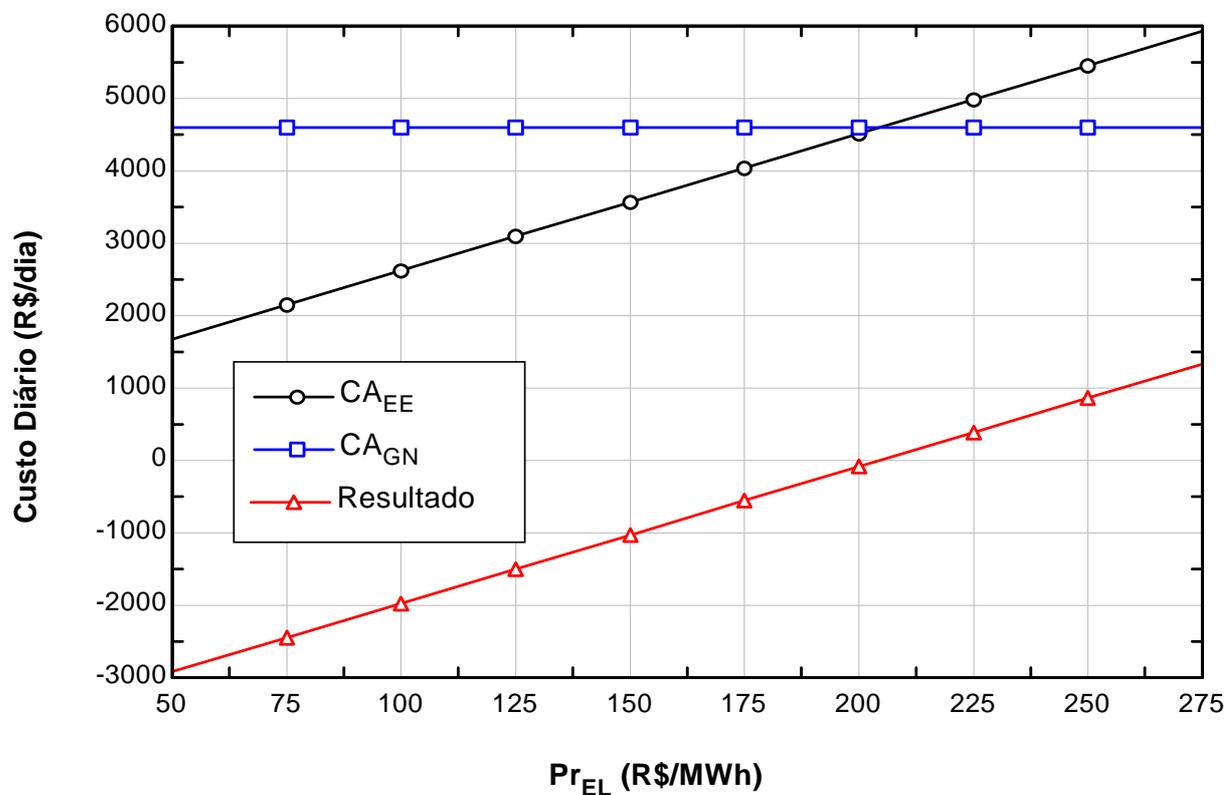


Figura 16 – Variação do benefício econômico obtido com a introdução de gás natural na planta de cogeração a partir da variação do preço de compra da energia elétrica.

CAPÍTULO 5 – ANÁLISE TERMoeCONÔMICA

5.1 Considerações Gerais

A gestão de plantas de geração de utilidades térmicas e elétricas, em função de razões como a dimensão dos valores de investimento e custo operacional envolvidos, a complexidade operacional e a crescente busca por otimização operacional e comercial, torna cada vez mais necessário o conhecimento detalhado dos custos de cada um dos produtos gerados.

Conforme COELHO (*op cit*), na análise econômica de termoeletricas convencionais, onde o único produto é a eletricidade gerada, a amortização dos investimentos bem como os custos de combustível, operação e manutenção do sistema podem ser alocados totalmente no custo da eletricidade gerada. Para plantas de cogeração, contudo, onde mais de um produto é gerado pelo sistema, ferramentas convencionais de análise econômica encontram dificuldade para calcular os custos exatos de cada uma das utilidades geradas. Desta forma, para análise de custo de utilidades de plantas de cogeração, ferramentas de análise termoeconômica se mostram mais efetivas, posto que consideram a partição dos custos econômicos do sistema pelas utilidades geradas de acordo com bases exergéticas, conforme a Segunda Lei da Termodinâmica.

Para que seja empreendida a análise termoeconômica da planta de cogeração em estudo será necessário o conhecimento do investimento realizado para sua implantação, tendo em vista o cálculo dos custos de amortização. Para tal, de modo a se trabalhar com um sistema de equações de mais fácil resolução, a análise termoeconômica considerará uma versão simplificada da planta de cogeração a qual será subdividida em quatro subsistemas, conforme FIGURA 17.

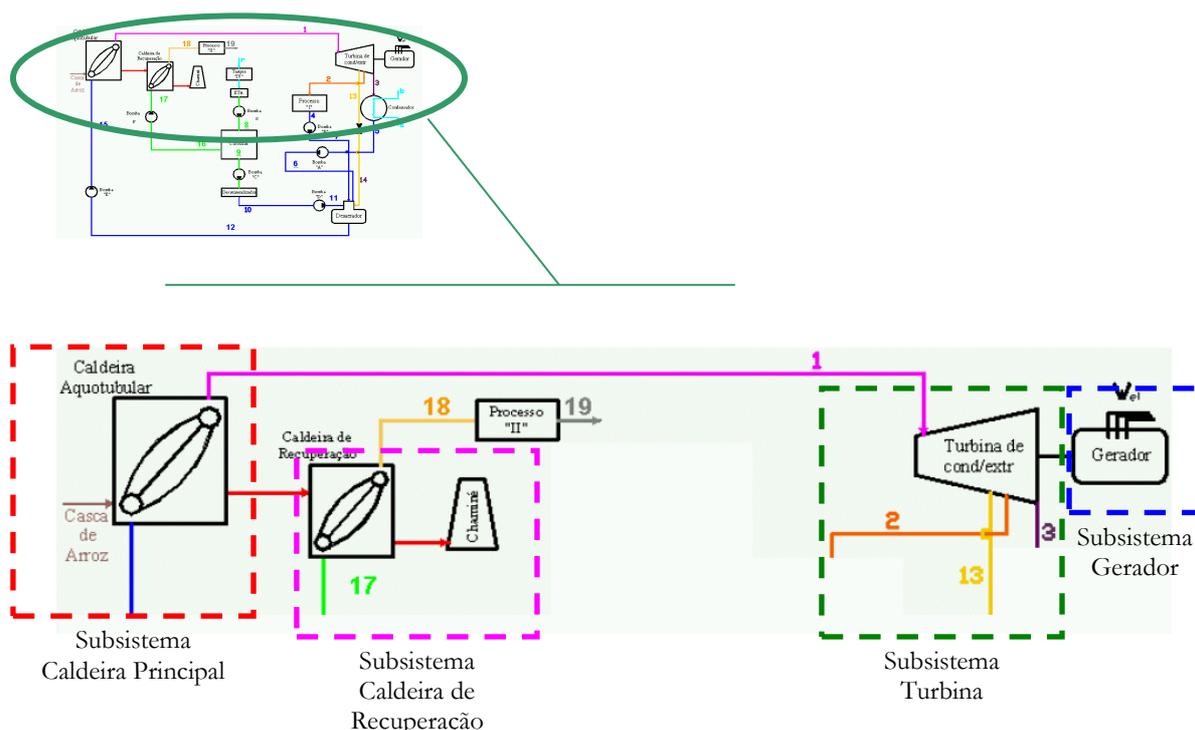


Figura 17 – Versão simplificada da planta de cogeração.

O subsistema caldeira principal será composto da própria caldeira principal, do desmineralizador, das bombas hidráulicas A, B, C, D, E e de uma parcela da bomba hidráulica G, equivalente ao quociente entre o fluxo mássico de vapor perdido no processo principal e o fluxo mássico de água de reposição.

O subsistema caldeira de recuperação será composto da própria caldeira de recuperação, da bomba hidráulica F e de uma parte da bomba hidráulica G, equivalente ao quociente entre o fluxo mássico de vapor para o processo secundário e o fluxo mássico de água de reposição.

O subsistema turbina será composto da própria turbina, do desaerador e do condensador ao passo que o subsistema gerador será composto apenas do próprio gerador.

5.2 Estimativa de Custo de Implantação do Sistema

Durante o período de levantamento de dados sobre a planta de cogeração, a empresa beneficiadora de arroz optou por não oferecer maiores informações a respeito do custo de implantação do sistema. Para tal, foi alegado que se tratava de informação estratégica e cuja divulgação não interessava à empresa (BAHR, *op cit*).

Para a implantação da análise termoeconômica do sistema, contudo, é necessário que se possua uma estimativa de custo de investimento. Desta forma empregou-se a metodologia de estimativa de custos de investimento sugerida por BAZZO (2001), onde (z_{TOT}) representa o investimento total para a implantação de um sistema de cogeração e (z_{DIR}) e (z_{Indir}) correspondem aos investimentos diretos e indiretos, respectivamente.

$$z_{TOT} = z_{INDIR} + z_{DIR} \quad (145)$$

A parcela referente aos custos diretos considera o custo de aquisição e instalação dos equipamentos do sistema (CA_{eqptos}), o custo para implantação de central de utilidades, tubulações, sistemas eletromecânicos e interligação dos equipamentos ($z_{útil}$) bem como o custo para implantação das obras civis (z_{civil}). Para efeito de simplificação, o custo para implantação de central de utilidades, tubulações, sistemas eletromecânicos e interligação dos equipamentos ($z_{útil}$), será de ora em diante denominado de custo de implantação do sistema de utilidades.

$$z_{DIR} = CA_{eqptos} + z_{UTIL} + z_{CIVIL} \quad (146)$$

Para a obtenção do custo de aquisição e instalação dos equipamentos (CA_{eqptos}), empreendeu-se uma consulta a fornecedores do mercado brasileiro²², a partir da qual obtiveram-se os seguintes preços:

- Caldeira de recuperação 2 ton/h vapor 5 bar:

$$z_{CREC} = 300.000 \text{ R\$} \quad (147)$$

- Condensador para 10 ton/h vapor:

$$z_{COND} = 50.000 \text{ R\$} \quad (148)$$

- Turbina a vapor com capacidade para 3 MW:

$$z_{TURB} = 600.000 \text{ R\$} \quad (149)$$

- Desmineralizador com capacidade para 3 m³/hora de água:

$$z_{DMIN} = 50.000 \text{ R\$} \quad (150)$$

- Bomba hidráulica baixa potência:

$$z_{B,LP} = 150 \text{ R\$} \quad (151)$$

- Bomba hidráulica média potência

$$z_{B,MP} = 950 \text{ R\$} \quad (152)$$

- Bomba hidráulica alta potência

$$z_{B,HP} = 9.000 \text{ R\$} \quad (153)$$

Para os demais equipamentos do sistema, contudo, não foi possível a obtenção de orçamentos confiáveis. Desta forma empregaram-se equações de referência, (BAZZO, *op cit*),

²² O orçamento para fornecimento e instalação da caldeira de recuperação, do desmineralizador, da turbina e do condensador foi apresentado por VIPHAN (2003), ao passo que os orçamentos para fornecimento e instalação de bombas hidráulicas foram fornecidos por DUMEL CALDEIRAS (2003).

através das quais é possível a avaliação do custo de aquisição e instalação de um equipamento. A forma geral da equação está representada a seguir pela EQUAÇÃO 154.

$$P = P_0 \cdot \left(\frac{C}{C_0} \right)^a \cdot \text{Câmbio} \quad (154)$$

Onde:

P_0 = Preço de referência;

C_0 = Capacidade de referência;

a = Fator de sensibilidade para variação de capacidade;

C = Capacidade do equipamento utilizado na planta;

Câmbio = Taxa de câmbio²³ R\$/US\$;

P = Preço do equipamento.

A TABELA 10, abaixo indicada, apresenta os parâmetros P_0 , C_0 e a , bem como o custo de aquisição calculado para a caldeira principal, gerador e para o desaerador do sistema.

Tabela 10 - Custo estimado da caldeira principal, gerador e desaerador.

Equipamento	P0	C0	a	C	P (R\$)
Caldeira Principal (z_{cp})	470.000	20	0,57	20	1.504.000,00
Gerador (z_{ger})	1.253.000	18.000	0,95	2.750	693.137,00
Desaerador (z_{dsacr})	67.000	100	0,78	18,8	58.219,00

A partir dos dados indicados pela TABELA 10 e dos orçamentos obtidos junto a fornecedores, EQUAÇÕES 147 a 153, pode-se calcular o custo total de investimento em aquisição e instalação de equipamentos (CA_{eqptos}). Desta forma:

$$CA_{eqptos} = 3.269.206 \text{ R\$} \quad (155)$$

²³ Embora ao longo do ano de 2002 e início do ano de 2003 o Brasil tenha experimentado taxas de câmbio com fortes oscilações, este trabalho considera uma taxa de câmbio média de 3,20 R\$/US\$.

O custo para implantação do sistema de utilidades ($z_{\text{útil}}$) bem como o custo para execução de obras civis (z_{civil}) podem ser calculados como uma parcela do custo para aquisição e instalação dos equipamentos (REQUENA, 2003). Desta forma:

$$z_{\text{UTIL}} = 0,20 \cdot CA_{\text{eqptos}} \quad (156)$$

$$z_{\text{CIVIL}} = 0,10 \cdot CA_{\text{eqptos}} \quad (157)$$

$$z_{\text{UTIL}} = 653.851,00 \text{ R\$} \quad (158)$$

$$z_{\text{CIVIL}} = 326.921,00 \text{ R\$} \quad (159)$$

A partir da EQUAÇÃO 146 pode-se então calcular o custo referente ao investimento direto para a implantação do sistema de cogeração.

$$z_{\text{DIR}} = 4.249.968,00 \text{ R\$} \quad (160)$$

Para a obtenção dos custos indiretos são considerados o custo de projeto e engenharia (z_{eng}), o lucro da empresa construtora e montadora (z_{luc}), uma parcela referente a custos eventuais (z_{event}), o custo de *start up* do sistema (z_{stup}) e o capital de giro do empreendimento (z_{cpgir}), conforme se segue:

$$z_{\text{INDIR}} = z_{\text{ENG}} + z_{\text{LUC}} + z_{\text{EVENT}} + z_{\text{STUP}} + z_{\text{CPGIR}} \quad (161)$$

De modo análogo ao considerado para a obtenção de alguns custos diretos, também os custos indiretos podem ser obtidos como uma parcela de outros investimentos realizados. Para os custos indiretos, contudo, considera-se que os mesmos estejam relacionados ao somatório do custo para implantação do sistema de utilidades ($z_{\text{útil}}$) com o custo para execução de obras civis (z_{civil}). Tal consideração, segundo REQUENA (*op cit*), justifica-se pelo regime de contratação das obras que normalmente se aplica a este tipo de sistema. Nestas situações é usual que os equipamentos sejam adquiridos de fornecedores especializados e que as obras civis, a implantação de central de utilidades, tubulações, sistemas eletromecânicos e interligação dos equipamentos, *start up* e pré-operação sejam executadas por uma empresa construtora, montadora e responsável pelo gerenciamento do empreendimento. Assim, o custo de projeto e engenharia (z_{eng}), o lucro da

empresa construtora e montadora (z_{luc}), uma parcela referente a custos eventuais (z_{event}), o custo de *start up* do sistema (z_{stup}) podem ser obtidos a partir das seguintes equações:

$$z_{ENG} = 0,12 \cdot (z_{UTIL} + z_{CIVIL}) \quad (162)$$

$$z_{LUC} = 0,10 \cdot (z_{UTIL} + z_{CIVIL}) \quad (163)$$

$$z_{EVENT} = 0,05 \cdot (z_{UTIL} + z_{CIVIL}) \quad (164)$$

$$z_{STUP} = 0,01 \cdot (z_{UTIL} + z_{CIVIL}) \quad (165)$$

Resolvendo as EQUAÇÕES 162 a 165, obtém-se:

$$z_{ENG} = 117.691,00 \text{ R\$} \quad (166)$$

$$z_{LUC} = 98.076,00 \text{ R\$} \quad (167)$$

$$z_{EVENT} = 49.038,00 \text{ R\$} \quad (168)$$

$$z_{STUP} = 980,00 \text{ R\$} \quad (169)$$

Para a obtenção do montante de capital de giro necessário ao empreendimento empregase a metodologia sugerida por BEJAN *et al* (*op cit*), segundo a qual deve ser considerado como capital de giro o custo de dois meses de suprimento de gás natural para a planta de cogeração somada ao custo operacional referente a este período. Desta forma, empregando-se o consumo diário de gás natural de 10.216 m³, conforme simulação para operação da planta de cogeração fornecendo potência elétrica de 2.300 kW, e o custo unitário indicado no Capítulo 4, de 0,45 R\$/m³, obtém-se um custo de R\$ 275.832,00. Do mesmo modo como procedera no tocante aos investimentos da planta de cogeração, a empresa optou por não fornecer dados a respeito de seus custos operacionais. Assim este custo será estimado em R\$ 24.168,00. Desta forma:

$$z_{CPGIR} = 300.000 \text{ R\$} \quad (170)$$

A partir das EQUAÇÕES 145 e 146 calcula-se o custo indireto (z_{INDIR}) e o custo total (z_{TOT}) para a implantação do sistema de cogeração.

$$z_{INDIR} = 565.786 \text{ R\$} \quad (171)$$

$$z_{TOT} = 4.815.754 \text{ R\$} \quad (172)$$

A TABELA 11 resume todos os custos para implantação da planta de cogeração.

Tabela 11 - Resumo de custos para implantação da planta de cogeração..

ITENS	CUSTO (R\$)
Caldeira Aquotubular 20 ton/h vapor 42 bar	1.504.000,00
Caldeira de Recuperação 2 ton/h vapor 5 bar	300.000,00
Turbina a vapor 3000 kW	600.000,00
Gerador 3750 kVA	693.137,00
Condensador 10 ton/h	50.000,00
Desmineralizador	50.000,00
Desaerador	58.219,00
6 Bombas Hidráulicas baixa potência	900,00
Bomba Hidráulica Média Potência	950,00
Bomba Hidráulica Alta potência	9.000,00
Utilidades, Tubulação, Eletromecânica, Interligação	653.851,00
Obras Civis	326.921,00
INVESTIMENTOS DIRETOS	4.249.968,00
Projeto e Engenharia	117.691,00
Lucro da Construtora e Montadora	98.076,00
Custos Eventuais	49.038,00
Custo de <i>Start up</i>	980,00
Capital de Giro	300.000,00
INVESTIMENTOS INDIRETOS	565.786,00
INVESTIMENTO TOTAL	4.815.754,00

5.3 Rateio de Investimentos

Conforme indicado no item 5.1, a análise termoeconômica da planta de cogeração será empreendida a partir de uma versão simplificada do sistema, conforme indicado pela FIGURA 17. Da mesma forma, o custo de aquisição de cada um dos componentes do sistema incidirá sobre seu subsistema, conforme descrito no item 5.1.

Para rateio dos custos indiretos e dos custos de obras civis e de implantação do sistema de utilidade será utilizado o quociente entre o custo de aquisição dos equipamentos do subsistema e o custo total de aquisição de equipamentos multiplicado pelo custo total de implantação da planta de cogeração.

As Equações 173 a 176 definem os custos para os subsistemas caldeira principal (Zr_{CP}), caldeira de recuperação (Zr_{CREC}), turbina (Zr_{TURB}) e gerador (Zr_{GER}).

$$Zr_{CP} = \frac{z_{CP}}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} + \frac{\left(z_{B,HP} + 5 \cdot z_{B,LP} + \frac{m_9}{m_r} \cdot z_{B,LP} \right)}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} + \frac{z_{DMIN}}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} \quad (173)$$

$$Zr_{CREC} = \frac{z_{CREC}}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} + \frac{\left(z_{B,MP} + \frac{m_{16}}{m_r} \cdot z_{B,LP} \right)}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} \quad (174)$$

$$Zr_{TURB} = \frac{z_{TURB}}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} + \frac{z_{COND}}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} + \frac{z_{DSAER}}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} \quad (175)$$

$$Zr_{GER} = \frac{z_{GER}}{CA_{EQPTOS}} \cdot z_{TOT} \quad (176)$$

Resolvendo as equações a partir dos dados da TABELA 11, obtém-se os seguintes custos rateados por subsistema:

$$Zr_{CP} = 2.303.672,00 \text{ R\$} \quad (177)$$

$$Zr_{CREC} = 443.374,00 \text{ R\$} \quad (178)$$

$$Zr_{TURB} = 1.043.253,00 \text{ R\$} \quad (179)$$

$$Zr_{GER} = 1.025.455,00 \text{ R\$} \quad (180)$$

Para a implantação da análise termoeconômica os custos de investimento rateados por subsistema são considerados por unidade de tempo. Para este trabalho a unidade de tempo utilizada é a hora. Assim, o custo horário de investimento é obtido através do produto entre o custo total do subsistema pelo seu fator de fator de manutenção (FMO) e pelo fator de recuperação de capital (FRC), dividido pelo número de horas anuais de operação (N_{AN}).

O fator de manutenção (FMO), índice que estima os custos derivados da manutenção da planta, é considerado como sendo de 6% (VALERO *et al*, *op cit*), ao passo que o fator de recuperação capital (FRC) será calculado para uma taxa de juros anual (i) de 15% para um período (n) de 10 anos. Logo:

$$FMO = 1,06 \quad (181)$$

$$FRC = \frac{(i \cdot (1+i)^n)}{(1+i)^{n-1}} \quad (182)$$

$$FRC = 17,25 \% \quad (183)$$

O número de horas (N_{AN}) anuais de operação do sistema, conforme indicado no item 3.1, é de 6.570 horas. Desta forma, os custos horários para os subsistemas caldeira principal, caldeira de recuperação, turbina e gerador ficam assim definidos:

$$Zrh_{CP} = \frac{Zr_{CP} \cdot FRC \cdot FMO}{N_{AN}} \quad (184)$$

$$Zrh_{CREC} = \frac{Zr_{CREC} \cdot FRC \cdot FMO}{N_{AN}} \quad (185)$$

$$Zrh_{TURB} = \frac{Zr_{TURB} \cdot FRC \cdot FMO}{N_{AN}} \quad (186)$$

$$Zrh_{GER} = \frac{Zr_{GER} \cdot FRC \cdot FMO}{N_{AN}} \quad (187)$$

Resolvendo as equações a partir dos dados da TABELA 11, obtém-se os seguintes custos horários rateados por subsistema:

$$Zrh_{CP} = 64,11 \text{ R\$/h} \quad (188)$$

$$Zrh_{CREC} = 12,34 \text{ R\$/h} \quad (189)$$

$$Zrh_{TURB} = 29,03 \text{ R\$/h} \quad (190)$$

$$Zrh_{GER} = 28,54 \text{ R\$/h} \quad (191)$$

5.4 Custos Operacionais

Além dos custos operacionais considerados pelo fator de manutenção e operação (FMO), é considerado também o custo para desmineralização da água de reposição (Ch_{DMIN}).

Conforme VIPHAN (*op cit*), para uma vazão de 0,835 kg/s, o custo de desmineralização é da ordem de 6 R\$/ton de água desmineralizada. Deste modo:

$$Ch_{DMIN} = 18,04 \text{ R\$/h} \quad (192)$$

5.5 Custo dos Insumos

Serão considerados na análise termoeconômica os custos referentes ao fornecimento de casca de arroz e gás natural para a caldeira e o fornecimento de energia elétrica para as bombas hidráulicas.

Para a definição do preço a ser considerado para a casca de arroz, há uma dificuldade adicional dada a inexistência de cotações deste produto no mercado local. Desta forma, para estimar o preço a ser considerado será empreendida uma analogia com a serragem. Assim, será considerado que a serragem e a casca de arroz possuem o mesmo preço por unidade energética. Conforme MILAN (2003), o preço da serragem no mercado catarinense é da ordem de 1,5 R\$/MMBTU. Adotando este preço como equivalente para a casca de arroz, a partir do PCI da casca de arroz, de 14.320 kJ/kg, obtém-se um preço (Pr_{CA}) de 20 R\$/ton de casca de arroz.

Tendo em vista que o consumo de casca de arroz pela planta de cogeração é considerado constante e igual a 0,69 kg/s, o custo horário do consumo deste insumo pode ser calculado, conforme EQUAÇÕES 193 e 194, a seguir indicadas:

$$Ch_{CA} = 3.600 \cdot m_{CA} \cdot Pr_{CA} \quad (193)$$

$$Ch_{CA} = 49,57 \text{ R\$/h} \quad (194)$$

O custo horário (Ch_{GN}) referente à utilização de gás natural ao longo das 18 horas diárias de operação é dado pela EQUAÇÃO 195, onde (V_{GN}) representa o volume diário de gás natural consumido e (Pr_{GN}) representa o preço de aquisição do gás natural.

$$Ch_{GN} = \frac{V_{GN}}{18} \cdot Pr_{GN} \quad (195)$$

Para o custo de operação das bombas hidráulicas é considerado o produto do trabalho de bombeamento de cada uma das bombas pelo custo da energia elétrica obtido através da análise termoeconômica. Os custos de operação das bombas hidráulicas são alocados nos subsistemas caldeira principal e caldeira de recuperação de acordo com os mesmos critérios estabelecidos para o rateio dos investimentos. Desta forma:

$$Ch_{EL,CP} = \left(W_{B,A} + W_{B,B} + W_{B,C} + W_{B,D} + W_{B,E} + W_{B,G} \cdot \frac{m_9}{m_r} \right) \cdot ch_{EL} \quad (196)$$

$$Ch_{EL,CREC} = \left(W_{B,F} + W_{B,G} \cdot \frac{m_{16}}{m_r} \right) \cdot ch_{EL} \quad (197)$$

5.6 Análise Termoeconômica: Método proposto por TSATSARONIS

5.6.1 Custos Exergéticos

Segundo metodologia proposta por TSATSARONIS, o custo horário dos fluxos de massa (CS_i) num sistema térmico pode ser obtido pelo produto entre o fluxo de massa (m_i), sua exergia (e_i) e por um custo considerado em unidades de exergia, denominado custo exergético (ch_i). Desta forma:

$$CS_i = ch_i \cdot m_i \cdot e_i \quad (198)$$

Para fluxos de energia eletromecânica, o custo horário pode ser obtido pelo produto entre a energia e seu custo exergético. Desta forma, para a versão simplificada do sistema de cogeração apresentada no item 5.1, os custos horários dos fluxos de massa e energia ficam estabelecidos conforme as equações a seguir:

$$CS_1 = 3.600 \cdot ch_1 \cdot m_1 \cdot e_1 \quad (199)$$

$$CS_2 = 3600 \cdot ch_2 \cdot m_2 \cdot e_2 \quad (200)$$

$$CS_3 = 3.600 \cdot ch_3 \cdot m_3 \cdot e_3 \quad (201)$$

$$CS_{13} = 3.600 \cdot ch_{13} \cdot m_{13} \cdot e_{13} \quad (202)$$

$$CS_{15} = 3600 \cdot ch_{15} \cdot m_{15} \cdot e_{15} \quad (203)$$

$$CS_{17} = 3.600 \cdot ch_{17} \cdot m_{17} \cdot e_{17} \quad (204)$$

$$CS_{18} = 3.600 \cdot ch_{18} \cdot m_{18} \cdot e_{18} \quad (205)$$

$$CS_{TURB} = 3.600 \cdot ch_{TURB} \cdot W_{TURB} \quad (206)$$

$$CS_{EL} = 3.600 \cdot ch_{EL} \cdot W_{EL} \quad (207)$$

$$CS_{G1} = 3.600 \cdot ch_{G1} \cdot m_{G,TOT} \cdot e_{G1} \quad (208)$$

$$CS_{G2} = 3.600 \cdot ch_{G2} \cdot m_{G,TOT} \cdot e_{G2} \quad (209)$$

5.6.2 Cálculo das Exergias

O conceito de exergia está associado ao trabalho máximo que pode ser obtido de um determinado sistema, relativamente ao estado de referência, na temperatura T_0 ($T_0 = 25^\circ\text{C}$) e pressão P_0 ($P_0 = 101,3 \text{ kPa}$). No presente estudo são consideradas as exergias associadas ao combustível (casca de arroz e gás natural), fluxos de gases de combustão, água e vapor. Por simplificação, assume-se que a exergia química do combustível seja igual ao poder calorífico inferior. A exergia física associada ao fluxo de água, vapor e gases de combustão é obtida através da EQUAÇÃO 210:

$$e = h - h_0 - T_0 \cdot (s - s_0) \quad (210)$$

A exergia do ar que alimenta o processo de combustão do gás natural e da casca de arroz na caldeira principal é considerada igual a zero.

As exergias dos gases de combustão na saída da caldeira principal (e_{G1}) e na saída da caldeira de recuperação (e_{G2}) podem ser avaliadas através das EQUAÇÕES 211 e 212, conforme sugerido por BEJAN (*op cit*).

$$e_{G1} = \left(\left(\frac{(T_{G1} + 273,15)}{T_0} \right) - 1 - \ln \left(\frac{(T_G + 273,15)}{T_0} \right) \right) \cdot cp_{G1} \cdot T_0 \quad (211)$$

$$e_{G2} = \left(\left(\frac{(T_{G2} + 273,15)}{T_0} \right) - 1 - \ln \left(\frac{(T_{G2} + 273,15)}{T_0} \right) \right) \cdot cp_{G2} \cdot T_0 \quad (212)$$

A partir das equações anteriormente indicadas e dos dados apresentados nas TABELAS 6, 7, 8 e 9 pode-se calcular as exergias específicas e os fluxos exergéticos para a versão simplificada da planta de cogeração, tanto para o sistema operando com geração de 2.300 kW de potência elétrica como para a operação com geração de 2.850 kW de potência elétrica. Os dados seguem indicados na TABELA 12.

Tabela 12 - Fluxos exergéticos para os subsistemas da planta de cogeração.

2.300 kW				2.850 kW			
Ponto	e (kJ/kg)	m (kg/s)	E (kW)	Ponto	e (kJ/kg)	m (kg/s)	E (kW)
1	2.969	4,41	13.088	1	2.969	5,23	15.523
2	2.538	2,22	5.634	2	2.538	2,22	5.634
3	2.238	2,05	4.585	3	2.238	2,87	6.420
13	2.755	0,14	382,9	13	2.755	0,14	382,9
15	316,3	4,41	1.385	15	313,1	5,23	1.637
17	0,47	0,28	0,13	17	0,47	0,28	0,13
18	2.482	0,28	734,8	18	2.482	0,28	1.378
g1	173,8	6,58	1.143,4	g1	172,8	7,84	1.354,9
g2	88,9	6,58	584,6	g2	100,5	7,84	788,1
W_{TURB}	2.421 (kW)			W_{TURB}	3.000 (kW)		
W_{EL}	2300 (kW)			W_{EL}	2850 (kW)		

5.6.3 Balanço de Custos

Um balanço de custos é realizado para cada um dos subsistemas da planta de cogeração. Desta forma, o somatório do custo dos insumos, custo operacional e custo de amortização de um subsistema é igual ao custo de seus produtos.

Para o subsistema caldeira principal, o somatório do custo horário do ar, do gás natural, da casca de arroz e da água, aliado ao custo de amortização do investimento é igual à soma do custo do vapor de alta pressão com o custo dos gases de combustão, conforme indicado pela FIGURA 18 e pela EQUAÇÃO 213.

$$Ch_{CA} + Ch_{GN} + Ch_{15} + Ch_{DMIN} + Ch_{EL,CP} + Zrh_{CP} = CS_1 + CS_G \quad (213)$$

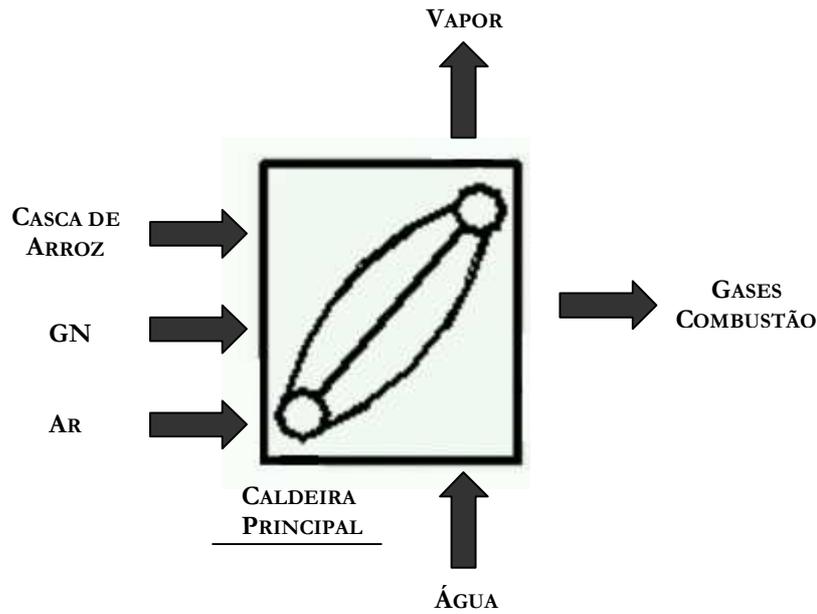


Figura 18 – Balanço de custos para o subsistema caldeira principal.

Para o subsistema caldeira de recuperação, o somatório do custo horário da água e dos gases de combustão oriundos da caldeira principal aliado ao custo de amortização do subsistema é igual ao somatório do custo do vapor de processo com o custo dos gases de combustão que seguem para a chaminé, conforme indicado pela FIGURA 19 e pela EQUAÇÃO 214.

$$Ch_{G1} + Ch_{EL.CREC} + Zrh_{CREC} + Ch_{17} = CS_{18} + CS_{G2} \quad (214)$$

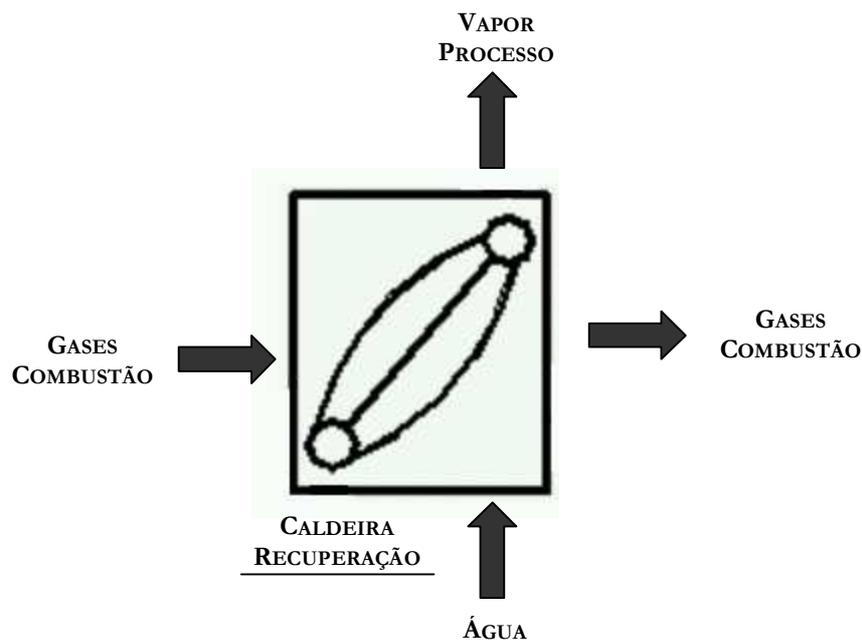


Figura 19 – Balanço de custos para o subsistema caldeira de recuperação.

Para o subsistema turbina, o somatório do custo do vapor de alta pressão com o custo de amortização do investimento é igual ao somatório do custo horário do vapor para o desaerador, do vapor para o processo de parboilização e do vapor que segue para o condensador, aliado ao custo da potência mecânica produzida pela turbina, conforme EQUAÇÃO 215 e FIGURA 20.

$$Zrh_{TURB} + CS_1 = CS_2 + CS_3 + CS_{13} + CS_{TURB} \quad (215)$$

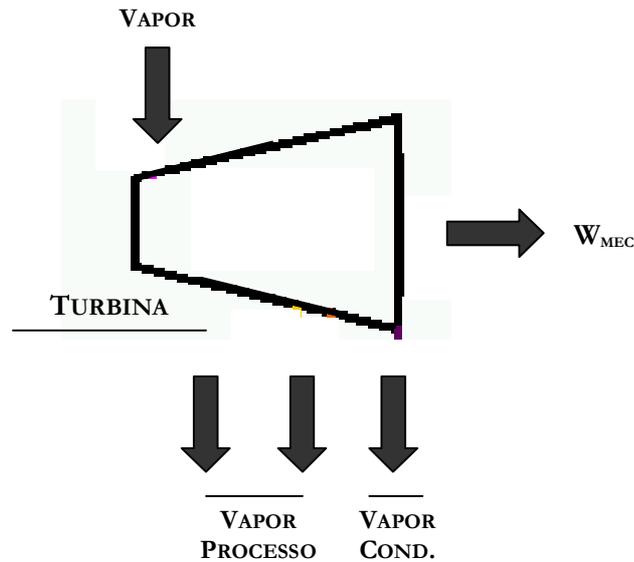


Figura 20 – Balanço de custos para o subsistema turbina.

Para o subsistema gerador, o custo da potência mecânica oriunda da turbina aliada ao custo de amortização do investimento para implantação do subsistema é igual ao custo horário da potência elétrica produzida, conforme EQUAÇÃO 216.

$$Zrh_{GER} + CS_{TURB} = CS_{WEL} \quad (216)$$

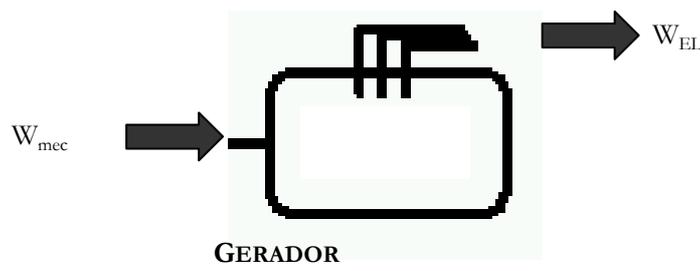


Figura 21 – Balanço de custos para o subsistema gerador.

5.6.4 Equações Auxiliares

Para completar-se o sistema de equações é necessário que sejam buscadas equações auxiliares. Segundo procedimento adotado por TSATSARONIS (*op cit*), assume-se que o custo exergético do vapor de alta pressão que entra na turbina (ch_1) possui o mesmo custo exergético do vapor, com pressão menor, que é extraído para processo (ch_2 e ch_{13}). Assim, para o subsistema turbina, tem-se:

$$ch_2 = ch_{13} \quad (217)$$

$$ch_2 = ch_1 \quad (218)$$

Ainda conforme TSATSARONIS (*op cit*), o custo exergético de produtos que venham a ser descartados pode ser considerado igual a zero, consideração que será empreendida para a vazão de vapor que segue para o condensador e para a vazão de gases de combustão que deixa a caldeira de recuperação, conforme EQUAÇÕES 219 e 220. Mesma consideração será empreendida para o custo exergético dos fluxos de água que alimentam a caldeira principal e a caldeira de recuperação, conforme se segue:

$$ch_{G2} = 0 \quad (219)$$

$$ch_3 = 0 \quad (220)$$

$$ch_{15} = 0 \quad (221)$$

$$ch_{17} = 0 \quad (222)$$

Finalmente, para completar o sistema de equações, considera-se que o custo exergético dos gases de combustão e o custo exergético do vapor de alta pressão que deixa a caldeira principal sejam relacionados de acordo com o quociente entre suas exergias específicas e a soma das mesmas, conforme EQUAÇÃO 223.

$$ch_{G1} = \left(1 - \left(\frac{e_1}{e_1 + e_{G1}} \right) \right) \cdot ch_1 \quad (223)$$

5.6.5 Resultados: Geração de 2.300 kW_{EL}

Resolvendo o sistema de equações nas condições operacionais estabelecidas para a planta de cogeração com fornecimento de utilidades térmicas para os processos de secagem e parboilização de arroz bem como de 2.300 kW de potência elétrica, obtém-se os custos exergeticos e os custos horários dos fluxos de massa e energia, os quais seguem indicados na TABELA 13.

Tabela 13 - Custos exergeticos e custos horários dos fluxos da planta de cogeração.

Custos Exergeticos (R\$/MWh)		Custos horários (R\$/h)	
ch ₁	29,6	CS ₁	387,8
ch ₂	29,6	CS ₂	167,0
ch ₁₈	20,6	CS ₁₈	14,2
ch ₁₃	29,6	CS ₁₃	11,4
ch _{G1}	1,6	CS _{G1}	1,9
ch _{TURB}	98,5	CS _{TURB}	238,5
ch _{EL}	116,1	CS _{EL}	267,0

Resolvendo o sistema de equações sem que se considere o custo de amortização dos investimentos, são obtidos os seguintes resultados²⁴:

Tabela 14 - Custos exergeticos e custos horários dos fluxos da planta de cogeração, sem o impacto do custo de amortização dos investimentos.

Custos Exergeticos (R\$/MWh)		Custos horários (R\$/h)	
ch ₁	24,6	CS ₁	326,8
ch ₂	24,6	CS ₂	140,7
ch ₁₈	3,3	CS ₁₈	2,3
ch ₁₃	25,0	CS ₁₃	9,6
ch _{G1}	1,4	CS _{G1}	1,6
ch _{TURB}	73,6	CS _{TURB}	178,1
ch _{EL}	78,1	CS _{EL}	179,9

²⁴ Conquanto esta simulação não considere custos de amortização dos investimentos realizados para a implantação do sistema, os custos de operação e manutenção são considerados com os mesmos valores absolutos da simulação anterior, isto é, de 6% dos custos de amortização dos investimentos para cada subsistema anteriormente considerados.

Conforme pode ser observado pelas TABELAS 13 e 14, o custo exergético do vapor de alta pressão apresenta uma redução de valor em de cerca de 16% quando comparados os resultados obtidos com e sem a consideração do custo de amortização dos investimentos. Para a potência elétrica gerada, esta queda é da ordem de 33%. Para o vapor gerado na caldeira de recuperação, contudo, a queda do valor de custo exergético atinge cerca de 84%. Esta diferença encontra justificativa no fato dos produtos da caldeira principal estarem mais fortemente dependentes do custo dos insumos, notadamente o gás natural. Para a caldeira de recuperação, contudo, devido ao baixo custo exergético dos gases de combustão da caldeira principal, dada a hipótese assumida no item anterior, o custo de seus produtos está mais fortemente relacionado ao custo de amortização do investimento relativo ao subsistema. Uma vez que este não seja mais considerado, o custo do vapor para o processo de secagem de arroz cai significativamente.

5.6.6 Resultados: Geração de 2.850 kW_{EL}

O sistema de equações é resolvido para a planta de cogeração com diferentes níveis de potência elétrica gerada, desde 1250 kW, correspondente à geração apenas com casca de arroz, até 2850 kW, correspondente à geração em capacidade plena. Os resultados relativos ao custo exergético da energia elétrica (ch_{EL}), do vapor de alta pressão (ch_1), do vapor para o processo de secagem de arroz (ch_{18}) e dos gases de combustão (ch_{g1}), são indicados pela FIGURA 22.

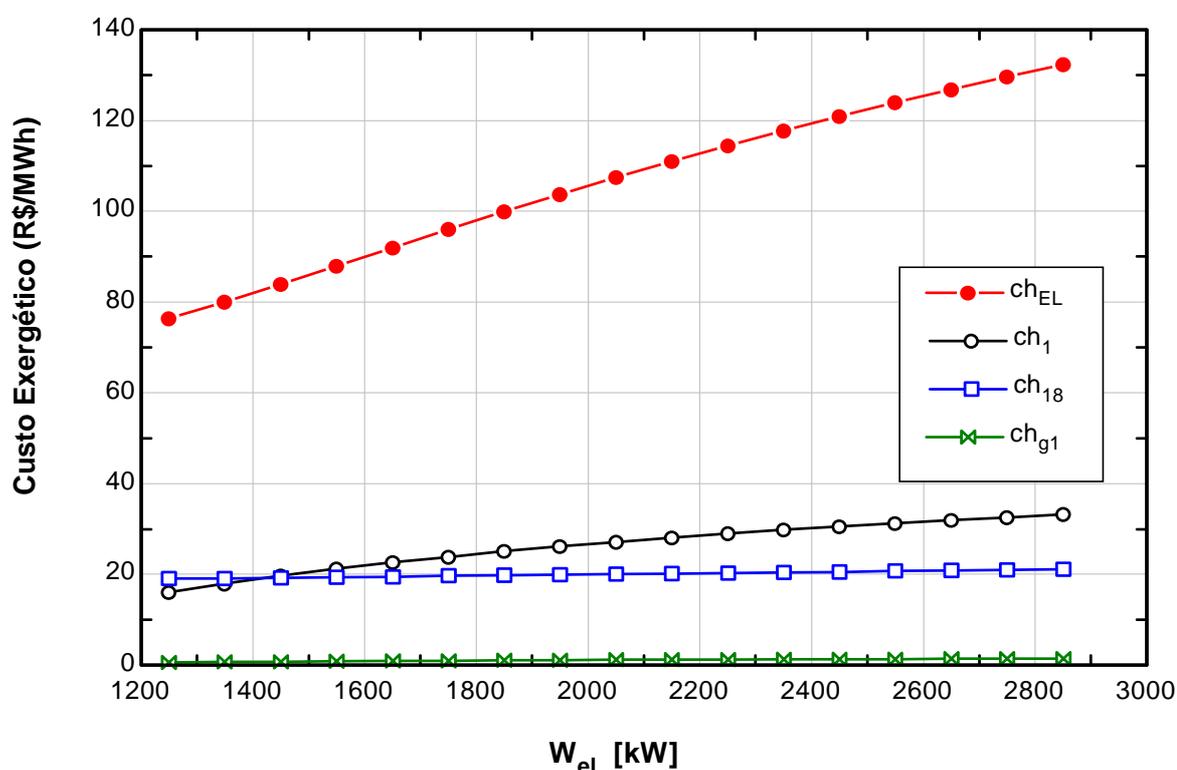


Figura 22 – Variação do custo exergético das utilidades da planta.

A FIGURA 22 mostra que o custo exergético da energia elétrica gerada e do vapor de alta pressão (que é igual ao custo exergético do vapor para o processo principal) apresentam comportamento ascendente com a variação da potência elétrica. Dado o fato dos custos de amortização dos investimentos para implantação do sistema de cogeração se manterem constantes com o aumento da potência elétrica gerada, seria normal esperar que nesta situação o custo exergético das utilidades decaísse, o que, entretanto, não acontece. A justificativa para tal está no fato do aumento da geração elétrica ser sustentada a partir da inclusão de gás natural na caldeira, cujo custo por unidade energética é muito maior do que o da casca de arroz.

Ainda conforme a FIGURA 22, observa-se que o custo do vapor gerado pela caldeira de recuperação, além de possuir menor custo do que o vapor gerado pela caldeira principal, apresenta comportamento quase constante ante a variação de potência elétrica gerada pelo sistema. Este comportamento é justificado pelo balanço de custos do subsistema caldeira de recuperação, onde o custo horário dos gases de combustão oriundos da caldeira principal é bastante baixo quando comparado com o custo horário de amortização do investimento de implantação do subsistema²⁵.

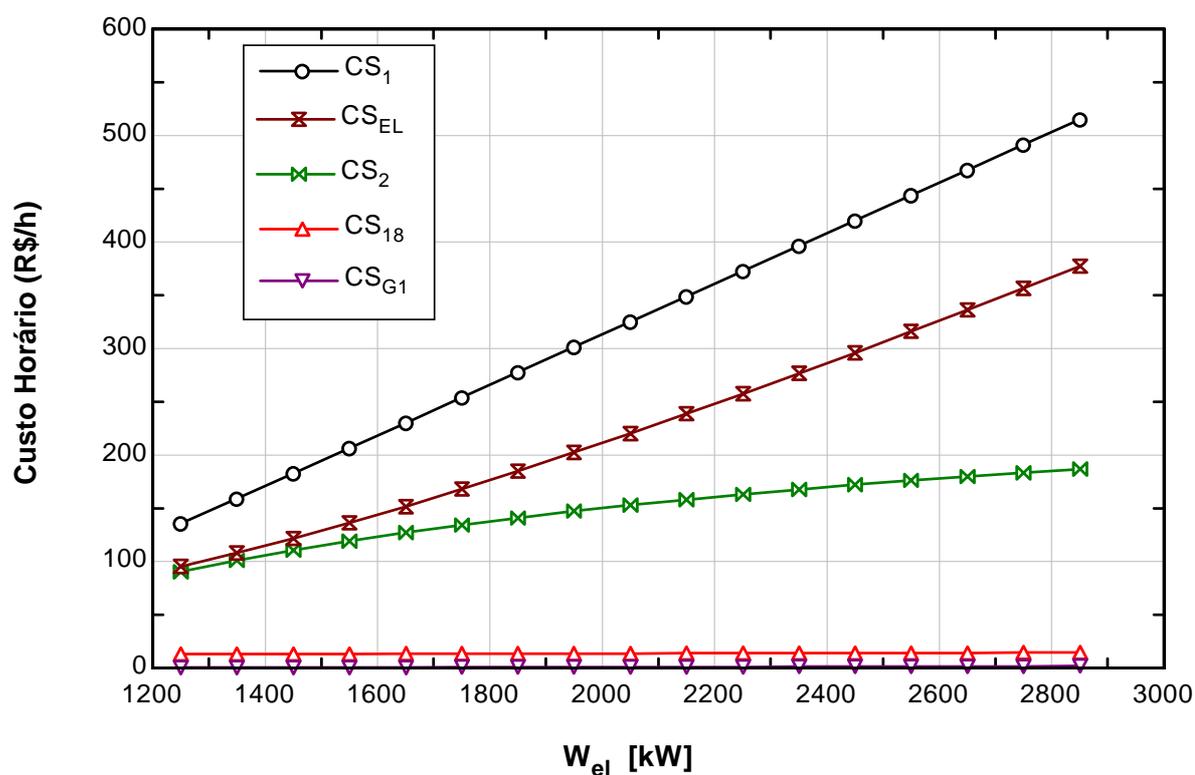


Figura 23 – Variação do custo horário das utilidades da planta de cogeração.

²⁵ Enquanto o custo horário referente à amortização do investimento para implantação do subsistema caldeira de recuperação é de 12,3 R\$/h, o custo horário dos gases de combustão oriundos da caldeira de recuperação atinge seu valor máximo com a planta gerando 2.850 kW, correspondente a 2,2 R\$/h.

Na FIGURA 23, CS_1 , CS_2 , CS_{EL} , CS_{18} e CS_{G1} representam os custos horários, respectivamente, do fluxo de vapor de alta pressão, do fluxo de vapor para o processo de parboilização, da potência elétrica gerada, do fluxo de vapor para o processo de secagem de arroz e do fluxo de gases de combustão na saída da caldeira principal. Pode-se observar que o maior fluxo horário de recursos financeiros da planta de cogeração é representado pelo fluxo de vapor de alta pressão que deixa a caldeira principal. Este resultado é esperado, uma vez que será a partir do vapor de alta pressão que serão feitas as extrações para o desaerador e para o processo principal, bem como será a partir do vapor de alta pressão que será obtida energia elétrica na turbina. Embora não possua um custo exergético tão alto como o da potência elétrica e o custo exergético da potência mecânica, o vapor gerado na turbina principal apresenta elevado fluxo de massa por unidade de tempo.

Repetindo o processo adotado anteriormente para o cálculo do custo exergético das utilidades da planta sem que seja levado em consideração o custo de amortização do investimento em implantação do sistema de cogeração, pode-se obter, a partir da FIGURA 24, o gráfico de variação do custo exergético das utilidades da planta.

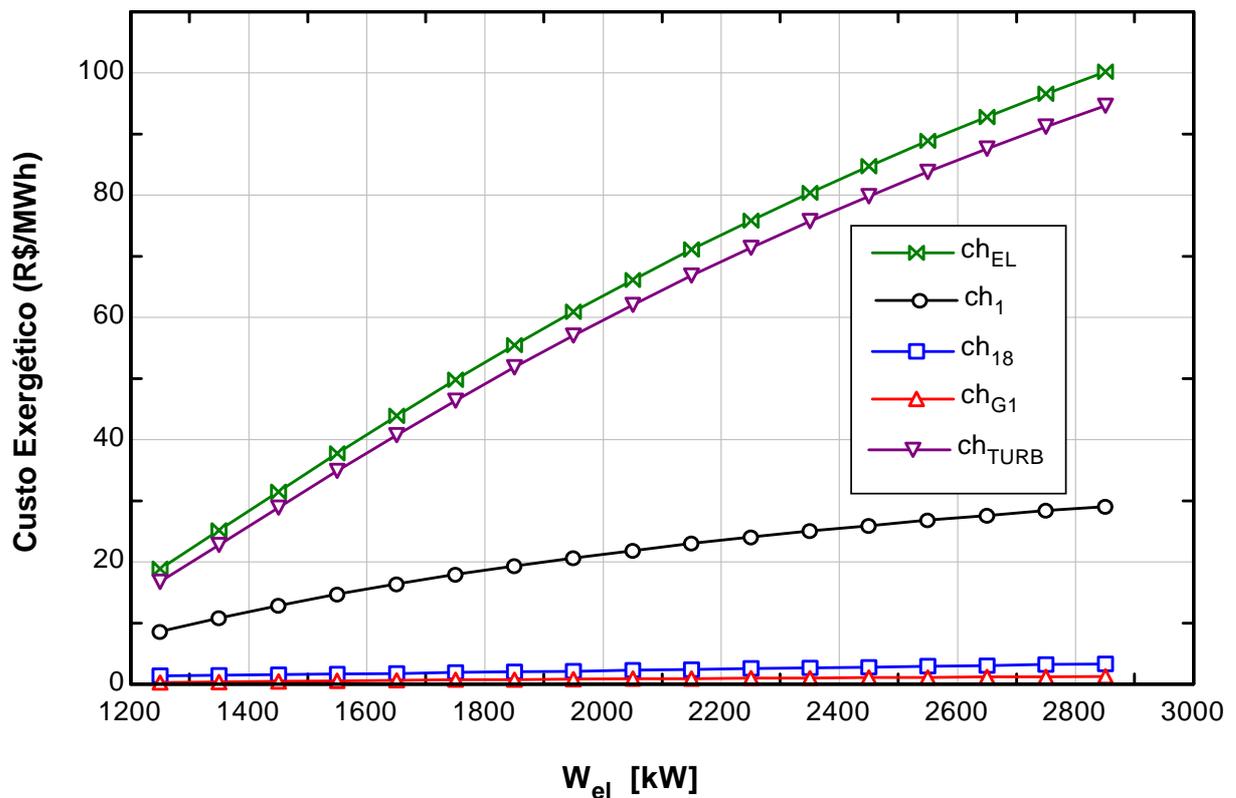


Figura 24 – Variação do custo exergético das utilidades da planta sem considerar-se o custo de amortização dos investimentos em implantação do sistema.

Calculando-se o custo exergético da energia elétrica gerada pela planta sem levar em consideração o custo de amortização dos investimentos (ch_{EL}), o máximo valor atingido é de 100,1 R\$/MWh, justamente no ponto de operação onde a geração elétrica é máxima, ou seja a 2.850 kW. O custo da energia mecânica (ch_{TURB}) gerada pela turbina apresenta um custo exergético que acompanha o custo da energia elétrica gerada, porém com uma defasagem que se inicia em cerca de 12% para uma geração de 1250 kW de potência elétrica e chega até cerca de 5% para uma geração de 2.850 kW. A defasagem entre o custo da energia mecânica e o custo da energia elétrica diminui com o aumento da potência mecânica gerada pelo fato de no balanço de custos do subsistema gerador o custo da energia mecânica apresentar comportamento ascendente, dada sua dependência com a maior introdução de gás natural no sistema, o que eleva o custo exergético das utilidades, enquanto o custo operacional do gerador, assumido como 6% do custo anual de amortização dos investimentos, se manter constante. Considerando o custo de amortização dos investimentos, a defasagem entre o custo exergético da energia mecânica e o custo exergético da energia elétrica apresenta valores maiores, de 33% para 1.250 KW e de 12% para 2.300 kW, conquanto a convergência seja mais rápida.

Calculando a variação dos custos horários sem levar em consideração o custo de amortização dos investimentos obtém-se o gráfico indicado pela FIGURA 25.

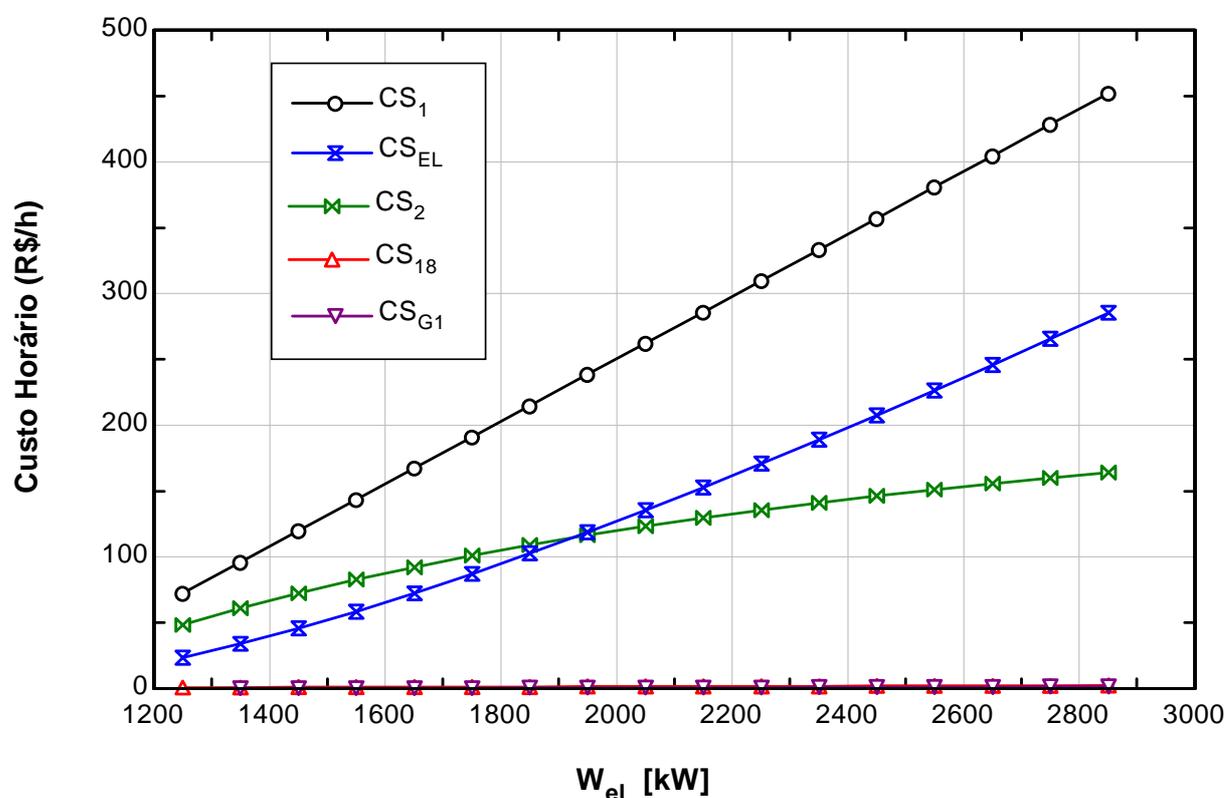


Figura 25 – Variação do custo horário das utilidades da planta de cogeração sem a consideração dos custos de amortização dos investimentos para implantação do sistema.

Da mesma forma como ocorrera para a simulação anterior, considerando os custos de amortização de investimentos, o custo horário de maior intensidade corresponde ao vapor gerado pelo subsistema caldeira principal. Na simulação anterior, o custo horário do vapor do subsistema caldeira principal atingia um valor de 132,2 R\$/h para um nível de potência elétrica gerada de 1.250 kW. Para este mesmo nível de potência elétrica, na simulação sem levar em conta os custos de amortização dos investimentos, o custo horário do vapor do sistema caldeira principal atinge valores de 71,2 R\$/h, representando uma diferença de cerca de 46%. Para níveis de potência elétrica superiores (2850 kW_{EL}), contudo, a diferença entre os valores de custo horário para o vapor de alta pressão diminui sensivelmente, caindo para valores de 460,8 R\$/h e 521,9 R\$/h, o que representa uma defasagem de cerca de 12%. A queda na defasagem dos valores de custo horário para o vapor de alta pressão com o crescimento da potência elétrica gerada se justifica pela queda da importância do custo de amortização do subsistema caldeira principal, cujo valor se mantém constante, em detrimento ao custo horário de gás natural agregado ao sistema, cujo valor aumenta para o acréscimo da potência elétrica gerada.

Para o aumento da potência elétrica gerada, conforme FIGURA 26, o custo horário de desmineralização (Ch_{DMIN}) e o custo horário do insumo casca de arroz (Ch_{CA}) permanecem naturalmente constantes. O custo horário do gás natural (Ch_{GN}), contudo, aumenta de modo linear.

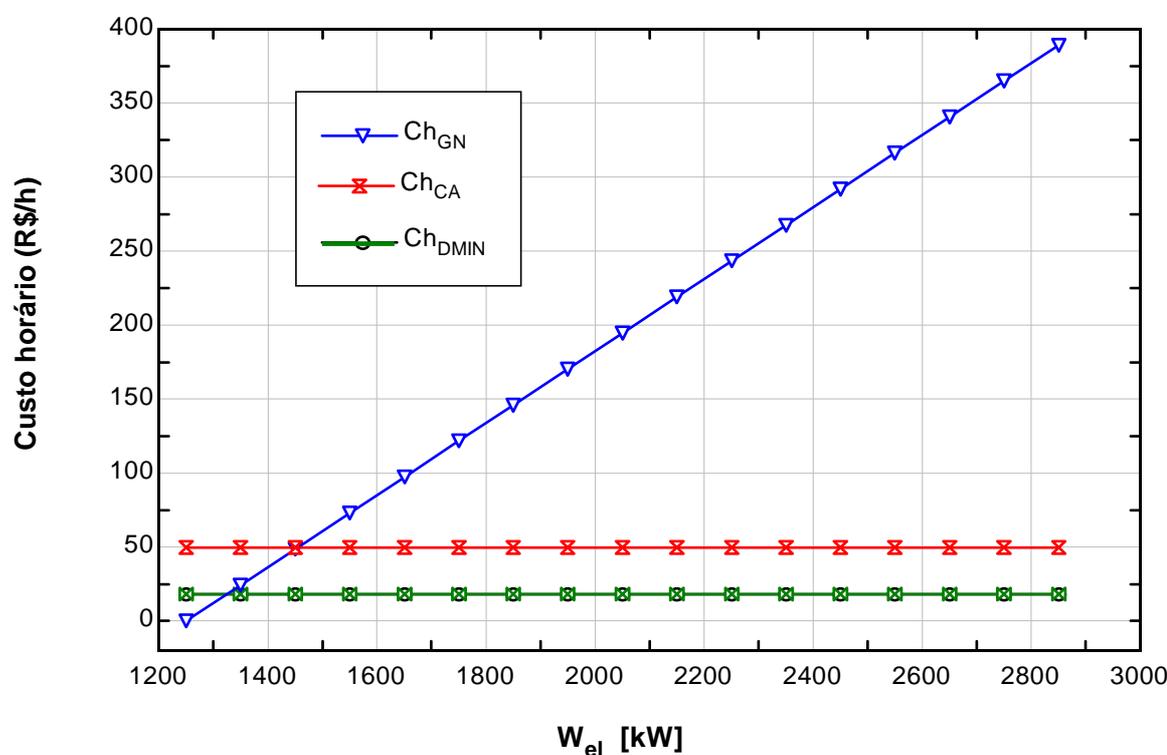


Figura 26 – Variação do custo horário do gás natural, casca de arroz e de desmineralização com o aumento da potência elétrica gerada pela planta de cogeração.

Para as simulações até então realizadas, o preço de aquisição do gás natural correspondia a 0,45 R\$/m³. Conforme Capítulo 4, contudo, este preço não é oficial, mas estimado com base no preço do gás natural para o PPT e em considerações sobre a margem a ser acrescida pela companhia distribuidora de gás natural (TOTTENE, *op cit*). Desta forma, a FIGURA 27, apresenta as curvas de variação do custo exergético do vapor gerado no subsistema caldeira principal, do vapor gerado na caldeira de recuperação e da potência elétrica gerada para diferentes preços de aquisição do gás natural. Para esta simulação é considerada uma potência elétrica gerada de 2.300 kW e os custos exergéticos consideram o custo de amortização dos investimentos realizados.

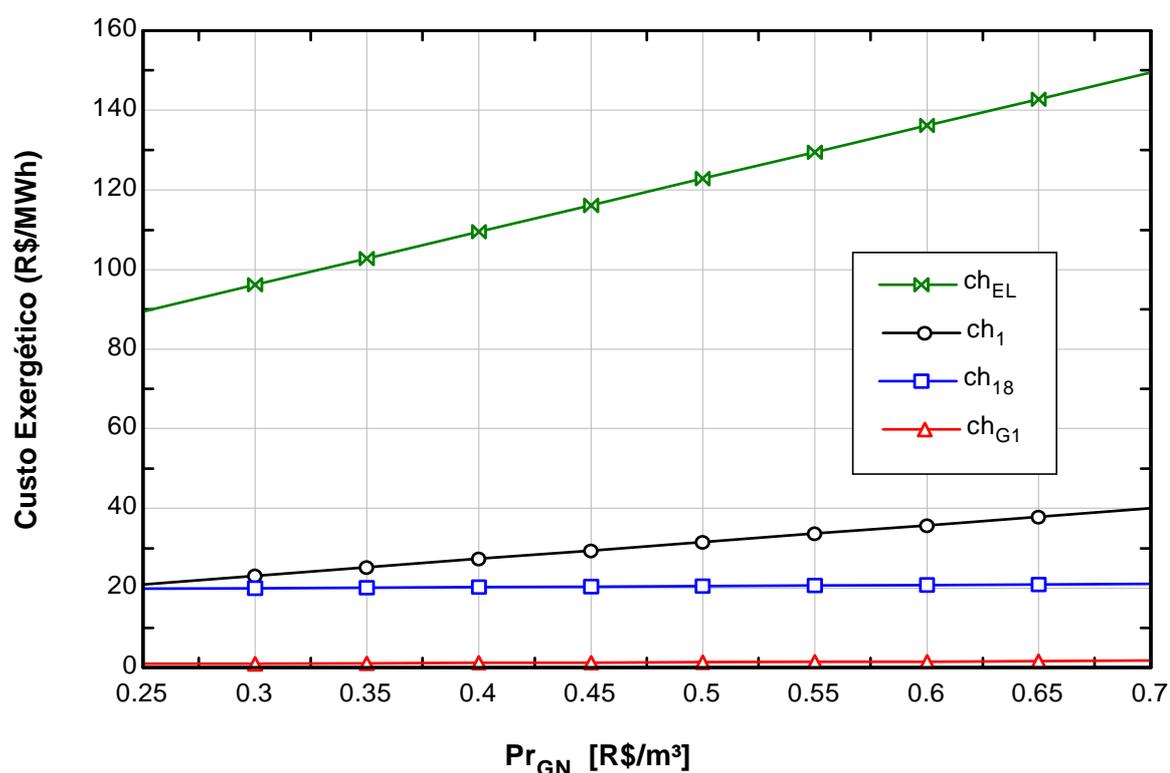


Figura 27 – Variação do custo exergético das utilidades térmicas e elétrica da planta de cogeração para diferentes preços de aquisição do gás natural.

5.6.7 Método do Subproduto

Quando uma planta de geração de utilidades térmicas e elétricas passa a operar proporcionando geração de excedentes, é natural que o custo exergético de uma ou de mais de uma das utilidades seja alterado. É o que acontece, por exemplo, para a planta em análise. Quando da operação com geração de 2.300 kW de potência elétrica, o custo exergético do vapor gerado na caldeira principal é de 29,6 R\$/MWh. Quando o sistema passa a operar com geração de 2.850 kW de potência elétrica, dos quais 550 kW correspondem a geração de excedentes, o custo exergético do vapor gerado na caldeira principal passa a atingir 33,6 R\$/MWh.

Para plantas de cogeração onde ocorre a comercialização das utilidades com terceiros, este procedimento de contabilização dos custos exergéticos pode causar alguns inconvenientes. Caso o volume de utilidades comercializadas como excedentes variar, o custo das utilidades empregadas na própria planta poderá variar, dificultando o processo de contabilização de custos e contribuindo no sentido contrário à otimização operacional do sistema.

Conforme COELHO (*op cit*), o custo das utilidades geradas como excedente poderá ser contabilizado de acordo com três metodologias.

O método da igualdade considera que o custo exergético das utilidades geradas como excedentes é equivalente ao custo exergético das utilidades geradas para utilização na própria planta de cogeração. Esta é a metodologia empregada, por exemplo, no item 5.6.6 deste trabalho, onde calculou-se o custo das utilidades da planta de cogeração considerando os mesmos valores tanto para as utilidades consumidas pela empresa quanto para as geradas como excedente.

O método de extração é empregado quando toda a eletricidade gerada pelo sistema é comercializada com terceiros. Nesta situação, o custo da turbina é atribuído ao custo da eletricidade.

O método do subproduto considera que um dos produtos da planta seja o produto principal. Desta forma, quando da geração de excedentes, a quantidade do produto principal cujo consumo se dá pela planta é mantida com o preço constante. O que varia é apenas o preço do subproduto e o preço do excedente gerado do produto principal.

Para a planta de cogeração em análise será empregado o método do subproduto. Logo, será considerado que os 2.300 kW de potência elétrica gerada consumidos pela empresa bem como os 4,41 kg/s de vapor a 42 bar e 420 °C, que alimentam a geração dos 2300 kW de potência elétrica bem como o desaerador e o processo de parboilização, são os produtos principais do sistema, ao passo que a energia elétrica gerada como excedente será considerada o subproduto.

Conforme simulação do sistema para uma potência elétrica gerada de 2.300 kW, o custo exergético da energia elétrica é de 116,1 R\$/MWh, ao passo que o custo exergético do vapor de alta pressão que deixa a caldeira principal é de 29,6 R\$/MWh. Assim, ao calcular-se o custo exergético da energia elétrica gerada de forma excedente, o custo dos 2.300 kW de potência elétrica gerada para utilização na própria planta e o custo dos 4.41 kg/s de vapor de alta pressão se manterão constantes e iguais aos valores anteriormente indicados.

Para simulação do sistema pelo método do subproduto criou-se dois novos indexadores para as variáveis relacionadas às utilidades consumidas na planta e para as variáveis relacionadas aos excedentes. O indexador “A” representa a energia elétrica e o vapor gerados para consumo da própria da planta de cogeração. O indexador “B”, por sua vez, relaciona-se à geração de excedentes. Assim, conforme as EQUAÇÕES 224 a 231, os quantitativos de potência mecânica e

elétrica do conjunto turbina/gerador, de vazão mássica de vapor de alta pressão e de volume de gás natural consumido exclusivamente para a geração do excedente de energia elétrica deverão considerar os valores referentes à totalidade destes fluxos subtraídos dos valores para a geração de 2300 kW de potência elétrica e atendimento às demandas térmicas da planta.

$$W_{TURB,A} = 2.421 \text{ kW} \quad (224)$$

$$W_{TURB,B} = W_{TURB} - W_{TURB,A} \quad (225)$$

$$W_{EL,A} = 2.300 \text{ kW} \quad (226)$$

$$W_{EL,B} = W_{EL} - W_{EL,A} \quad (227)$$

$$m_{1A} = 4.41 \text{ kg/s} \quad (228)$$

$$m_{1B} = m_{1B} - m_{1A} \quad (229)$$

$$V_{GN,A} = 10.216 \text{ m}^3/\text{dia} \quad (230)$$

$$V_{GN,B} = V_{GN} - V_{GN,A} \quad (231)$$

Redefinindo os custos horários conforme a nova metodologia, obtém-se:

$$CS_{1A} = 3600 \cdot ch_{1,A} \cdot m_{1,A} \cdot e_1 \quad (232)$$

$$CS_{1B} = 3600 \cdot ch_{1,B} \cdot m_{1,B} \cdot e_1 \quad (233)$$

$$CS_{TURB,A} = 3600 \cdot ch_{TURB,A} \cdot W_{TURB,A} \quad (234)$$

$$CS_{TURB,B} = 3600 \cdot ch_{TURB,B} \cdot W_{TURB,B} \quad (235)$$

$$CS_{EL,A} = 3600 \cdot ch_{EL,A} \cdot W_{EL,A} \quad (236)$$

$$CS_{EL,B} = 3600 \cdot ch_{EL,B} \cdot W_{EL,B} \quad (237)$$

A partir da nova metodologia são também redefinidos os balanços de custo para os quatro subsistemas da planta de cogeração. Para a caldeira principal, conforme indicado pela EQUAÇÃO 238, são inseridos no sistema dois custos para aquisição de gás natural. O primeiro deles é indicado com o indexador “A”, e destina-se à geração, em conjunto com a casca de arroz, de 2300 kW de potência elétrica ($Ch_{GN,A}$). O segundo custo referente ao consumo de gás natural

é indicado com o indexador “B”, e destina-se à geração de uma potência elétrica excedente que pode variar de 0 a 550 kW ($Ch_{GN,B}$).

$$Ch_{CA} + Ch_{GN,A} + Ch_{GN,B} + Ch_{EL,CP} + Ch_{DMIN} + Zrh_{CP} + Ch_{15} = CS_{1A} + CS_{1B} + CS_{G1} \quad (237)$$

Para a turbina, da mesma forma como ocorrera para a caldeira principal, consideram-se dois custos horários de utilidades geradas, sendo os quais o $CS_{TURB,A}$, que representa a geração dos 2.421 kW de potência mecânica para consumo próprio e $CS_{TURB,B}$, que representa a potência mecânica adicional gerada pelo sistema.

$$Zrh_{TURB} + CS_{1A} + CS_{1B} = CS_2 + CS_{13} + CS_3 + CS_{TURB,A} + CS_{TURB,B} \quad (238)$$

Para o subsistema gerador, $CS_{EL,A}$ representa o custo horário dos 2300 kW de eletricidade consumidos pela empresa e $CS_{EL,B}$ representa o custo horário da energia elétrica excedente.

$$CS_{TURB,A} + CS_{TURB,B} + Zrh_{GER} = CS_{EL,A} + CS_{EL,B} \quad (239)$$

Dos balanços de custo dos quatro subsistemas da planta de cogeração, o único que não apresenta alterações é o balanço de custos para o sistema gerador.

Para o sistema de equações auxiliares o custo exergético da potência mecânica ($ch_{TURB,A}$), da potência elétrica ($ch_{EL,A}$) e do vapor de alta pressão ($ch_{1,A}$) consumidos pela própria empresa serão os mesmos que seriam obtidos com a operação da planta sem a geração de excedentes.

$$ch_{TURB,A} = 98,5 \text{ R\$/MWh} \quad (240)$$

$$ch_{EL,A} = 116,1 \text{ R\$/MWh} \quad (241)$$

$$ch_{1,A} = 29,6 \text{ R\$/MWh} \quad (242)$$

Resolvendo o sistema de equações obtém-se a curva de variação do custo exergético da energia elétrica gerada como excedente ($ch_{EL,B}$) bem como do vapor de alta pressão (ch_{1B}) que proporciona este excedente, conforme FIGURA 28.

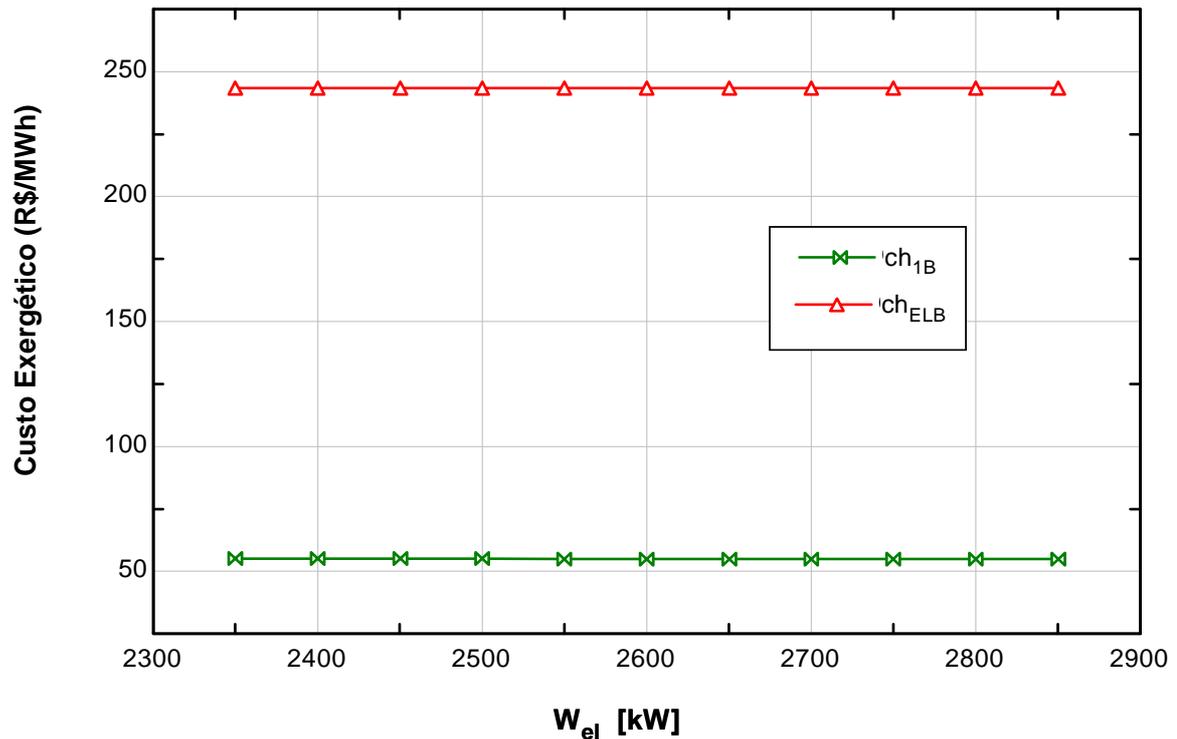


Figura 28 – Variação do custo exergético da energia elétrica e do vapor excedentes.

5.7 Análise Termoeconômica: Método do Custo Exergético de VALERO & LOZANO

5.7.1 Considerações sobre o Método

De acordo com a metodologia para o cálculo do custo de utilidades térmicas e elétricas de plantas de cogeração proposta por VALERO & LOZANO (*op cit*), o custo de todos os fluxos de massa e energia estão relacionados aos componentes do sistema em análise a partir de uma matriz de incidência modificada (\mathbf{A}). Para a obtenção da matriz de incidência modificada são empregados balanços de custo exergético nos diferentes componentes da planta de cogeração em análise bem como um conjunto de proposições que permite complementar as equações em número correspondente ao das incógnitas do sistema. Deste modo, a matriz de incidência modificada (\mathbf{A}) é obtida pela disposição dos multiplicadores dos termos de custo exergético (\mathbf{B}^*) em uma tabela. Do sistema de equações que subsidia a obtenção da matriz de incidência modificada obtém-se, a partir dos termos à direita no sistema, o vetor de valores externos \mathbf{Y}^* .

Calculando-se a matriz inversa da matriz de incidência modificada (\mathbf{A}^{-1}), a partir de sua multiplicação pelo vetor de valores externos (\mathbf{Y}^*), obtém-se os custos exergéticos (\mathbf{B}^*)²⁶ dos fluxos da planta de cogeração em análise, conforme EQUAÇÃO 243.

²⁶ De acordo com a metodologia sugerida por VALERO & LOZANO (*op cit*), o significado da expressão *custo exergético* é diferente daquele empregado até então. Na metodologia proposta por TSATSARONIS (*op cit*), o *custo exergético* é uma

$$A^{-1} \cdot Y^* = B^* \quad (243)$$

Calculando-se então o quociente entre os custos exergéticos (B^*) e as exergias (B)²⁷ obtém-se o custo exergético unitário (k^*) dos fluxos de massa e energia da planta de cogeração, conforme indicado pela EQUAÇÃO 244.

$$k^* = \frac{B^*}{B} \quad (244)$$

Os custos externos que incidem nos diversos subsistemas da planta de cogeração determinam o vetor de custos externos (Z), cujo produto pela matriz inversa da matriz de incidência modificada (A^{-1}) permite a obtenção dos custos exergoeconômicos (Π) dos fluxos de massa e energia da planta de cogeração, conforme EQUAÇÃO 245.

$$A^{-1} \cdot Z = \Pi \quad (245)$$

Os custos exergoeconômicos (Π) são obtidos em unidades monetárias por unidades de tempo. O custo exergoeconômico específico (ch^*), por sua vez, é dado em unidades monetárias por unidades de energia, conforme EQUAÇÃO 246.

$$ch^* = \frac{\Pi}{B} \quad (246)$$

5.7.2 Formulação

Para a associação dos custos exergéticos, VALERO & LOZANO (*op cit*) estabelecem cinco diferentes proposições.

De acordo com a proposição de número um, o somatório entre insumos, produtos e perdas de um subsistema é considerado nulo. Assim, para cada um dos quatro subsistemas da planta de cogeração poderá ser obtida uma equação.

medida de unidade econômica por unidade de energia. Para VALERO & LOZANO (*op cit*), o custo exergético é uma medida de unidade energética por unidade energética. O correspondente ao custo exergético de TSATSARONIS (*op cit*), na metodologia de VALERO & LOZANO (*op cit*) é o custo exergoeconômico unitário.

²⁷ A metodologia proposta por VALERO & LOZANO (*op cit*) utiliza por símbolo da exergia a letra “B”, ao contrário da representação usual, onde a exergia é representada pela letra “E”.

Para o subsistema caldeira principal, o custo exergético dos insumos, correspondente ao somatório dos custos exergéticos da casca de arroz (B_{CA}^*), do ar (B_{AR}^*), do gás natural (B_{GN}^*), da energia elétrica (B_{WBCP}^*) para as bombas hidráulicas do subsistema e da água (B_{15}^*), é igual ao custo exergético dos produtos, correspondente ao somatório dos custos exergéticos do vapor de alta pressão (B_1^*) e dos gases de combustão (B_{G1}^*) que seguem para a caldeira de recuperação, conforme indicado pela EQUAÇÃO 247.

$$B_{CA}^* + B_{AR}^* + B_{GN}^* + B_{15}^* + B_{WBCP}^* - B_1^* - B_{G1}^* = 0 \quad (247)$$

Para o subsistema caldeira de recuperação, os insumos correspondem à água de reposição (B_{17}^*), aos gases de combustão oriundos da caldeira principal (B_{G1}^*) e à energia elétrica consumida pelas bombas hidráulicas do subsistema (B_{WBCREC}^*). Os produtos são o vapor gerado para o processo de secagem do arroz (B_{18}^*) e os gases de combustão (B_{G2}^*) que seguem para a chaminé, conforme EQUAÇÃO 248.

$$B_{G1}^* + B_{17}^* + B_{WBCREC}^* - B_{18}^* - B_{G2}^* = 0 \quad (248)$$

Para o subsistema turbina, o custo associado aos insumos corresponde ao custo exergético do vapor de alta pressão oriundo da caldeira principal (B_1^*), subtraído do custo do vapor saturado que segue para o condensador (B_3^*). Para os produtos, o custo exergético está relacionado ao vapor para o processo de parboilização do arroz (B_2^*), ao vapor para o desaerador (B_{13}^*) e à potência mecânica gerada pela turbina (B_{TURB}^*), conforme EQUAÇÃO 249.

$$B_1^* - B_2^* - B_3^* - B_{13}^* - B_{TURB}^* = 0 \quad (249)$$

Para o subsistema gerador, o balanço de custos exergéticos é representado pela EQUAÇÃO 250, onde (B_{PE}^*) corresponde ao custo exergético referente às perdas do gerador.

$$B_{TURB}^* - B_{PE}^* - B_{EL}^* = 0 \quad (250)$$

Pela segunda proposição de VALERO & LOZANO (*op cit*), os custos exergéticos dos fluxos de entrada do sistema são iguais à sua própria exergia. Assim, para a casca de arroz (B_{CA}^*), gás natural (B_{GN}^*) e a energia elétrica para as bombas hidráulicas dos subsistemas caldeira de recuperação (B_{WBCREC}^*) e caldeira principal (B_{WBCP}^*), os custos exergéticos são dados pelas EQUAÇÕES 251 a 254, a seguir.

$$B_{GN}^* = B_{GN} \quad (251)$$

$$B_{CA}^* = B_{CA} \quad (252)$$

$$B_{WBCP}^* = B_{WBCP} = \left(W_{B,A} + W_{B,B} + W_{B,C} + W_{B,D} + W_{B,E} + W_{B,G} \cdot \left(\frac{0.785}{1.34} \right) \right) \quad (253)$$

$$B_{WBCREC}^* = B_{WBCREC} = \left(W_{B,F} + W_{B,G} \cdot \left(\frac{0.555}{1.34} \right) \right) \quad (254)$$

Conforme a proposição de número cinco, o custo exergético das perdas é nulo. Tal consideração, além de impactar o custo exergético do vapor saturado que deixa a turbina (B_3^*), dos gases de combustão na saída da caldeira de recuperação (B_{G2}^*) e das perdas do gerador (B_{PE}^*), será também estendida aos fluxos de água (B_{15}^* e B_{17}^*) e ar (B_{AR}^*) que alimentam a caldeira principal e a caldeira de recuperação.

$$B_{G2}^* = 0 \quad (255)$$

$$B_3^* = 0 \quad (256)$$

$$B_{PE}^* = 0 \quad (257)$$

$$B_{15}^* = 0 \quad (258)$$

$$B_{17}^* = 0 \quad (259)$$

$$B_{AR}^* = 0 \quad (260)$$

De acordo com proposição três, se dois ou mais fluxos de saída de um componente fazem parte do insumo, então o custo exergético unitário dos produtos é igual ao custo exergético unitário do insumo. Aplicando-se esta proposição ao subsistema turbina, onde o custo

exergético unitário do vapor de alta pressão pode ser considerado igual ao custo exergético unitário do vapor extraído para o desaerador e do vapor extraído para o processo de parboilização.

$$\frac{B_1^*}{B_1} = \frac{(B_2^* + B_{13}^*)}{(B_2 + B_{13})} \quad (261)$$

Na metodologia proposta por TSATSARONIS (*op cit*), um dos princípios aplicados para a obtenção das equações auxiliares considerava que, na hipótese de não haver ganho de exergia durante um determinado processo, o custo exergético do fluxo de saída seria igual ao custo exergético do fluxo de entrada. Assim o custo exergético do vapor extraído para o desaerador e o custo exergético do vapor extraído para o processo de parboilização seriam o mesmo. De acordo com a metodologia proposta por VALERO & LOZANO (*op cit*), contudo, tal consideração não obrigatoriamente se justifica. Desta forma, para que o sistema de equações possa ser resolvido, é preciso que seja estabelecida uma relação entre os custos exergéticos do vapor que vai para o desaerador e do vapor que é extraído para o processo de parboilização. Para tal, duas possibilidades podem ser consideradas. A primeira delas estabelece que o custo exergético de ambos os fluxos de vapor é igual. A segunda considera que o custo exergético entre os fluxos seja relacionado pela razão entre suas exergias específicas, da mesma forma como procedido na metodologia anterior na avaliação do custo exergético dos gases de combustão que deixam a caldeira principal.

Dado o fato de ambos os fluxos de vapor serem empregados em processos onde não ocorre geração de potência, considera-se a primeira possibilidade, ou seja, o custo exergético do vapor para o desaerador é igual ao custo exergético do vapor para o processo de parboilização.

$$\frac{B_2^*}{B_2} = \frac{B_{13}^*}{B_{13}} \quad (262)$$

Para que o sistema de equações possa ser resolvido é necessária ainda a obtenção de mais uma equação, a qual considerará uma relação entre o custo exergético do vapor de alta pressão que deixa a turbina principal e o custo exergético dos gases de combustão que seguem em direção à caldeira de recuperação. Para tal será empregada a mesma consideração empreendida quando da análise termoeconômica pela metodologia anteriormente considerada, isto é, os custos exergéticos unitários do vapor de alta pressão e dos gases de combustão que seguem para a

caldeira de recuperação se relacionam de acordo com o quociente entre suas exergias específicas, conforme indicado pela EQUAÇÃO 263.

$$\frac{B_1^*}{B_1} \cdot \frac{(B_{G1})}{(B_{G1} + B_1)} = \frac{B_{G1}^*}{B_{G1}} \quad (263)$$

TABELA 15, sistema de equações para o método de VALERO & LOZANO (*op cit*).

Tabela 15 - Custos exergéticos e custos horários dos fluxos da planta de cogeração.

Item	Proposição	Equações
1	1	$B_{CA}^* + B_{AR}^* + B_{GN}^* + B_{15}^* + B_{WBCP}^* - B_1^* - B_{G1}^* = 0$
2	1	$B_{G1}^* + B_{17}^* + B_{WBCREC}^* - B_{18}^* - B_{G2}^* = 0$
3	1	$B_1^* - B_2^* - B_3^* - B_{13}^* - B_{TURB}^* = 0$
4	1	$B_{TURB}^* - B_{PE}^* - B_{EL}^* = 0$
5	2	$B_{CA}^* = B_{CA}$
6	2	$B_{15}^* = B_{15}$
7	2	$B_{17}^* = B_{17}$
8	5	$B_{AR}^* = 0$
9	5	$B_{G2}^* = 0$
10	5	$B_3^* = 0$
11	5	$B_{PE}^* = 0$
12	3	$\frac{B_1^*}{B_1} = \frac{(B_2^* + B_{13}^*)}{(B_2 + B_{13})}$
13	-	$\frac{B_2^*}{B_2} = \frac{B_{13}^*}{B_{13}}$
14	-	$\frac{B_1^*}{B_1} \cdot \frac{(B_{G1})}{(B_{G1} + B_1)} = \frac{B_{G1}^*}{B_{G1}}$
15	2	$B_{GN}^* = B_{GN}$
16	2	$B_{WBCREC}^* = B_{WBCREC}$
17	2	$B_{WBCP}^* = B_{WBCP}$

O vetor de valores externos (\mathbf{Y}^*) é obtido a partir dos termos que se posicionam à direita nas equações de custo exergético, conforme TABELA 18.

Tabela 18 – Vetor de valores externos \mathbf{Y}^* .

\mathbf{Y}^* (kW)
0.0
0.0
0.0
0.0
9859.6
0.0
0.0
0.0
0.0
0.0
0.0
0.0
0.0
0.0
0.0
5503.5
0.1
22.4

A partir da EQUAÇÃO 243, anteriormente indicada, obtém-se os custos exergéticos da planta de cogeração (\mathbf{B}^*), conforme TABELA 19.

Tabela 19 – Custos exergéticos do sistema.

\mathbf{B}^* (kW)	
B^*_{1}	15335.8
B^*_{2}	6601.2
B^*_{3}	0.0
B^*_{13}	448.6
B^*_{15}	0.0
B^*_{17}	0.0
B^*_{18}	49.8
B^*_{AR}	0.0
B^*_{g1}	49.7
B^*_{g2}	0.0
B^*_{TURB}	8285.9
B^*_{EL}	8285.9
B^*_{CA}	9859.6
B^*_{PE}	0.0
B^*_{GN}	5503.5
B^*_{WBCREC}	0.1
B^*_{WBCP}	22.4

A TABELA 20 indica o custo exergetico unitário (k^*) dos fluxos de massa e energia da planta de cogeração, obtidos através da EQUAÇÃO 244.

Tabela 20 – Custos exergeticos unitários do sistema.

k^* (GJ/GJ)	
K^*_1	1.17
K^*_2	1.17
K^*_3	-
K^*_{13}	1.17
K^*_{15}	-
K^*_{17}	-
K^*_{18}	0.07
K^*_{AR}	-
K^*_{g1}	0.04
K^*_{g2}	-
k^*_{TURB}	3.42
k^*_{EL}	3.60
k^*_{CA}	1.00
k^*_{PE}	-
k^*_{GN}	1.00
k^*_{WBCREC}	1.00
k^*_{WBCP}	1.00

Para a definição do vetor de custos externos (Z), são empregados os valores de investimento e custos operacionais calculados nos itens 5.3, 5.4 e 5.5 do presente trabalho. Desta forma, para os subsistemas caldeira de recuperação (Zrh^*_{CREC}), turbina a vapor (Zrh^*_{TURB}) e gerador (Zrh^*_{GER}) os custos externos ficam assim definidos:

$$Zrh^*_{CREC} = Zrh_{CREC} = 12,34 \text{ R\$/h} \quad (264)$$

$$Zrh^*_{TURB} = Zrh_{TURB} = 29,04 \text{ R\$/h} \quad (265)$$

$$Zrh^*_{GER} = Zrh_{GER} = 28,54 \text{ R\$/h} \quad (266)$$

Para o subsistema caldeira principal, contudo, o custo de desmineralização (Ch_{DMIN}) será adicionado ao custo operação e amortização do investimento de implantação do subsistema. Deste modo:

$$Zrh^*_{CP} = Zrh_{CP} + Ch_{DMIN} = 82,15 \text{ R\$/h} \quad (267)$$

Para os valores externos referentes aos custos de aquisição da casca de arroz (Ch_{CA}^*) e do gás natural (Ch_{GN}^*), bem como para definição do custo da energia elétrica para operação das bombas hidráulicas dos subsistemas caldeira de recuperação ($Ch_{BWBCREC}^*$) e caldeira principal (Ch_{BWBCP}^*) empregam-se os valores anteriormente definidos no item 5.6.

$$Ch_{CA}^* = Ch_{CA} = 49,57 \text{ R\$/h} \tag{268}$$

$$Ch_{GN}^* = Ch_{GN} = 255,39 \text{ R\$/h} \tag{269}$$

$$Ch_{BWBCREC}^* = Bh_{BWBCREC} \cdot ch_{EL}^* \tag{270}$$

$$Ch_{BWBCP}^* = B_{BWBCP} \cdot ch_{EL}^* \tag{271}$$

Calculando-se o vetor de custos externos (Z^*), conforme TABELA 21, obtém-se:

Tabela 21 – Vetor de custos externos.

Z* (R\$/h)
-82.15
-12.34
-29.04
-28.54
49.57
0.00
0.00
0.00
0.00
0.00
0.00
0.00
0.00
0.00
0.00
0.00
255.39
$C_{WEL} \cdot B_{WBBCREC}$
$C_{WEL} \cdot B_{WBBCP}$

Conforme a EQUAÇÃO 245 obtém-se o vetor de custos exergoeconômicos (Π), cujos componentes são medidos em R\$/h, para os fluxos de massa e energia da planta de cogeração, conforme indicado pela TABELA 22.

Tabela 22 – Custos exergoeconômicos.

Π (R\$/h)	
Π_1^*	388.5
Π_2^*	167.2
Π_3^*	0.0
Π_{13}^*	11.4
Π_{15}^*	0.0
Π_{17}^*	0.0
Π_{18}^*	13.6
Π_{AR}^*	0.0
Π_{g1}	1.3
Π_{g2}^*	0.0
Π_{TURB}^*	238.9
Π_{EL}^*	267.5
Π_{CA}^*	49.6
Π_{PE}^*	0.0
Π_{GN}^*	255.4
Π_{WBCREC}^*	0.0
Π_{WBCP}	2.6

Calculando-se os custos exergoeconômicos unitários (ch^*), conforme a EQUAÇÃO 246, obtém-se os resultados indicados pela TABELA 23.

Tabela 23 – Custos exergoeconômicos unitários.

ch^* (R\$/MWh)	
ch_1	29.7
ch_2	29.7
ch_3	-
ch_{13}	29.7
ch_{15}	-
ch_{17}	-
ch_{18}	19.7
ch_{AR}	-
ch_{g1}	1.1
ch_{g2}	-
ch_{TURB}	98.7
ch_{EL}	116.3
ch_{CA}	5.0
ch_{PE}	-
ch_{GN}	46.4
ch_{WBCREC}	116.3
ch_{WBCP}	116.3

5.7.4 Análise Exergética e Exergoeconômica: Geração de 2850 kW_{EL}

Substituindo-se os termos de fluxo exergético no sistema de equações pelos termos de fluxo exergético correspondentes à operação da planta de cogeração com geração de potência elétrica equivalente a 2850 kW, podem-se obter os custos exergéticos (B^*) e os custos exergéticos unitários (k^*) para a condição de operação da planta com capacidade plena, conforme indicado pela TABELA 24.

Tabela 24 – Parâmetros exergéticos para os fluxos da planta. Geração de 2850 kW_{EL}.

Y^* (kW)	k^* (GJ/GJ)		B^* (kW)	
0.0	K^*_1	1.17	B^*_1	18186.4
0.0	K^*_2	1.17	B^*_2	6600.7
0.0	K^*_3	-	B^*_3	0.0
0.0	K^*_{13}	1.17	B^*_{13}	448.6
9859.6	K^*_{15}	-	B^*_{15}	0.0
0.0	K^*_{17}	-	B^*_{17}	0.0
0.0	K^*_{18}	0.12	B^*_{18}	84.7
0.0	K^*_{AR}	-	B^*_{AR}	0.0
0.0	K^*_{g1}	0.04	B^*_{g1}	58.3
0.0	K^*_{g2}	-	B^*_{g2}	0.0
0.0	k^*_{TURB}	3.71	B^*_{TURB}	11137.2
0.0	k^*_{EL}	3.91	B^*_{EL}	11137.2
0.0	k^*_{CA}	1.00	B^*_{CA}	9859.6
0.0	k^*_{PE}	-	B^*_{PE}	0.0
8384.9	k^*_{GN}	1.00	B^*_{GN}	8384.9
26.5	k^*_{WBCREC}	1.00	B^*_{WBCREC}	26.5
0.1	k^*_{WBCP}	1.00	B^*_{WBCP}	0.1

Para o cálculo dos custos exergoeconômicos (Π) e dos custos exergoeconômicos unitários (ch^*), o vetor de custos externos deve ser atualizado com os novos dados de custo para a operação da planta de cogeração com 2850 kW de potência elétrica. Os custos de amortização dos investimentos para a implantação dos subsistemas caldeira principal (Zrh^*_{CP}), caldeira de recuperação (Zrh^*_{CREC}), turbina (Zrh^*_{TURB}) e gerador (Zrh^*_{GER}) mantém-se os mesmos, assim como o custo de aquisição de casca de arroz (Ch^*_{CA}). Por outro lado, o custo de aquisição de gás natural (Ch^*_{GN}) e o custo da energia elétrica para operação das bombas hidráulicas dos

subsistemas caldeira principal (Ch_{BWCP}^*) e caldeira de recuperação ($Ch_{WBWCREC}^*$) devem ser atualizados tendo em vista o aumento dos quantitativos consumidos.

A TABELA 25 ilustra os novos valores do vetor de custos externos bem como os novos valores para os custos exergoeconômicos e para os custos exergoeconômicos unitários.

Tabela 25 – Parâmetros exergoeconômicos para os fluxos da planta. Geração de 2850 kW_{EL}.

Z* (R\$/h)	Π (R\$/h)		ch (R\$/MWh)	
-82.15	Π ₁ *	519.2	ch ₁	33.5
-12.34	Π ₂ *	188.5	ch ₂	33.5
-29.04	Π ₃ *	0.0	ch ₃	-
-28.54	Π ₁₃ *	12.8	ch ₁₃	33.5
49.57	Π ₁₅ *	0.0	ch ₁₅	-
0.00	Π ₁₇ *	0.0	ch ₁₇	-
0.00	Π ₁₈ *	17.5	ch ₁₈	25.3
0.00	Π _{AR} *	0.0	ch _{AR}	-
0.00	Π _{g1} *	1.7	ch _{g1}	1.2
0.00	Π _{g2} *	0.0	ch _{g2}	-
0.00	Π _{TURB} *	347.0	ch _{TURB}	115.7
0.00	Π _{EL} *	375.6	ch _{EL}	131.8
0.00	Π _{CA} *	49.6	ch _{CA}	5.0
0.00	Π _{PE} *	0.0	ch _{PE}	-
389.16	Π _{GN} *	389.2	ch _{GN}	46.4
3.48	Π _{WBWCREC} *	3.5	ch _{WBWCREC}	131.7
0.02	Π _{WBWCP} *	0.0	ch _{WBWCP}	131.7

Na Teoria do Custo Exergético de VALERO & LOZANO (*op cit*), o custo exergético (**B***) quantifica a exergia gasta para a geração de cada um dos fluxos de massa ou de energia do sistema. O custo exergético unitário (**k***), por sua vez, compara o custo exergético com a exergia disponível para cada fluxo, mostrando quais fluxos de massa ou energia que são os responsáveis pela destruição de maior quantidade de exergia. Deste modo, conforme era esperado, para ambas as simulações o maior custo exergético unitário está relacionado ao fluxo de potência elétrica gerada pela planta de cogeração, sendo de $k_{EL}^* = 3,60$ GJ/GJ para a primeira simulação (2.300 kW_{EL}) e de $k_{EL}^* = 3,91$ GJ/GJ na segunda simulação (2850 kW_{EL}).

Conforme análise exergoeconômica realizada, os resultados para os custos exergoeconômicos unitários (**ch***) dos fluxos de massa e energia da planta de cogeração apresentam valores idênticos àqueles obtidos com o emprego da metodologia sugerida por TSATSARONIS (*op cit*).

5.8 Análise Comparativa

As metodologias de análise termoeconômica propostas por TSATSARONIS (*op cit*) e por VALERO & LOZANO (*op cit*), embora apresentem diferente formalismo, são bastante similares. A principal similaridade entre ambas está relacionada ao modo como é feita a abordagem do problema. Tanto o método de VALERO & LOZANO (*op cit*) quanto o método proposto por TSATSARONIS (*op cit*) trabalham com os conceitos de sistema, insumo e produto, aos quais são associados custos de diferentes naturezas, sejam operacionais, de manutenção ou de amortização de investimentos. Há então necessidade de se formar um sistema de equações que permita calcular-se os custos previamente definidos. A partir destes custos, e com base na exergia associada aos fluxos de massa e energia entre os componentes do sistema, pode-se calcular um custo em unidades monetárias por unidades de exergia para cada um dos fluxos do sistema.

As diferenças que podem advir da aplicação destas metodologias estão relacionadas à obtenção do sistema de equações, haja vista diferentes hipóteses consideradas para cada um dos métodos. Para a planta de cogeração analisada pelo presente trabalho, contudo, as equações auxiliares obtidas foram similares.

Ambas as metodologias sugerem que o custo associado a fluxos que possam ser considerados como perdas deve ser nulo, o que permitiu que o custo associado ao vapor saturado na saída da turbina fosse igual a zero. Esta consideração teve por conseqüência a elevação do custo da potência elétrica gerada, pois todo o custo carregado para a turbina pelo vapor de alta pressão acabou sendo transferido para a energia elétrica. Na hipótese de uma das metodologias sugerir a divisão deste custo entre diferentes subsistemas da planta de cogeração, certamente os resultados apresentariam diferenças substanciais.

Para o tratamento dos gases de combustão oriundos da caldeira principal, ambas as metodologias não apresentavam proposições de todo claras. Deste modo, este fluxo poderia ser tratado como uma perda e ter seu custo considerado nulo. Nesta situação, o custo associado ao vapor gerado na caldeira de recuperação ficaria dependente apenas do custo relacionado à amortização dos investimentos daquele subsistema. Esta hipótese, contudo, não pareceu adequada, de modo que se estabeleceu uma relação entre os fluxos de exergia dos gases de combustão e de vapor de alta pressão, ambos oriundos da caldeira principal. Nesta situação, não haveria razão para propor-se hipóteses diferentes para as duas metodologias.

CAPÍTULO 6 – CONCLUSÕES

6.1. Conclusões

Uma planta de cogeração existente, da empresa AGROINDUSTRIAL URBANO, foi simulada considerando a adição de gás natural ao processo de combustão de casca de arroz na caldeira principal. Na primeira simulação considerou-se que o volume de gás natural consumido, complementar à casca de arroz, deveria ser suficiente para atender de modo integral à demanda elétrica da empresa, de cerca de 2300 kW. Na segunda simulação considerou-se que o volume de gás natural consumido, também complementar à casca de arroz, deveria ser suficiente para permitir a operação da planta de cogeração de acordo com a capacidade nominal da turbina a vapor. Desta forma, além do atendimento pleno às necessidades de vapor e de energia elétrica da empresa seriam gerados 550 kW de potência elétrica excedente que poderiam ser comercializados com a CELESC ou com outros consumidores.

A partir dos parâmetros calculados foram empreendidas considerações de natureza econômica sobre a pertinência da introdução de gás natural ao processo de combustão da planta de cogeração. Os dados calculados permitiram também a avaliação termoeconômica da planta de cogeração em conformidade com a metodologia proposta por TSATSARONIS (*op cit*) e com a Teoria do Custo Exergético, proposta por VALERO & LOZANO (*op cit*). As duas metodologias foram comparadas em termos de abordagem do problema e em termos de resultados obtidos.

Com relação aos aspectos referentes à simulação térmica da operação da planta de cogeração em estudo, o trabalho permitiu a obtenção das seguintes conclusões:

1. Verificou-se que a introdução de gás natural no processo de combustão da planta de cogeração é tecnicamente viável, sendo possível o atendimento a toda a demanda de utilidades térmicas e elétricas da empresa bem como a geração de excedentes;
2. Para a adição de gás natural à planta de cogeração, além das adequações naturais que deverão ser empreendidas na caldeira, tendo em vista possibilitar a injeção e queima de gás natural, será necessária a substituição ou ampliação da capacidade do condensador. O condensador atual não possui capacidade suficiente para atender à demanda de condensação quando da operação do sistema em carga plena e sem extração de vapor para o processo de parboilização;
3. O aumento da potência elétrica gerada pela planta de cogeração, motivado pela adição de gás natural ao processo de combustão, possibilita o aumento do rendimento elétrico do sistema. O rendimento global, contudo, diminui.

Com relação aos aspectos de natureza econômica da adição de gás natural à planta de cogeração, as considerações econômicas empreendidas permitiram concluir que:

1. Mantidas as atuais condições de preço para aquisição do gás natural e de preço de venda da energia elétrica, é economicamente desinteressante para a empresa substituir a energia elétrica adquirida da CELESC por energia cogerada a partir de gás natural;
2. Para a planta de cogeração estudada, a adição de gás natural passa a representar benefício econômico apenas para preços de aquisição de gás inferiores a 0,23 R\$/m³;
3. Os custos de energia elétrica obtidos são significativamente maiores do que os apresentados pelos estudos citados no Capítulo 2 tendo em vista a abordagem empreendida para obtenção do custo de gás natural bem como a baixa eficiência elétrica e o baixo fator de escala da planta de cogeração em estudo.

A análise termoeconômica da planta de cogeração a partir de duas diferentes metodologias permitiu concluir que:

1. Ferramentas de análise termoeconômica são instrumentos formidáveis para auxiliar a otimização operacional de sistemas térmicos que trabalham com o fornecimento de mais de um produto final. Ao proporcionarem o custo em base exergética dos fluxos de massa e energia de uma planta térmica, está se disponibilizando uma valiosa informação para o apoio aos processos de tomada de decisão por parte dos operadores da planta;
2. A partir de uma definição equivalente dos subsistemas da planta de cogeração e de seus produtos, bem como considerando como equivalente o tratamento dispensado às irreversibilidades e ao custo exergético do fluxo de gases de combustão na saída da caldeira principal, o Método do Custo Exergético, de VALERO & LOZANO (*op cit*), e a metodologia proposta por TSATSARONIS (*op cit*) apresentaram resultados igualmente equivalentes;
3. O custo exergético do vapor de alta pressão e do vapor para o processo de parboilização, bem como o custo exergético da energia elétrica gerada apresentam comportamento ascendente para um aumento da potência elétrica gerada;
4. O custo exergético do vapor gerado na caldeira de recuperação se mantém praticamente constante quando do aumento da potência elétrica gerada pela planta de cogeração;

5. A proposição assumida para o custo exergético dos gases de combustão oriundos da caldeira principal, como função do quociente entre sua exergia e a exergia do vapor de alta pressão que segue para a turbina, permitiu que este custo atingisse valores bastante reduzidos. Deste modo, o custo exergético do vapor gerado no subsistema caldeira de recuperação se mantém praticamente constante quando do aumento da potência elétrica gerada pela planta de cogeração, uma vez que para este subsistema o custo principal está relacionado à amortização dos investimentos para sua implantação;
6. A diferença entre o custo exergético da energia elétrica gerada pela planta de cogeração para as situações onde há a consideração do custo de amortização dos investimentos e onde esta consideração não é feita, é decrescente para o aumento da potência elétrica gerada;
7. A partir da consideração do custo exergético do vapor que segue para o condensador como sendo nulo, a potência eletromecânica passa a ser impactada pelo custo da energia que é descartada, o que contribui para que a energia elétrica seja o produto de maior custo exergético da planta. Caso o custo da energia descartada fosse dividido entre os diversos subsistemas da planta de cogeração em análise, a energia elétrica apresentaria um custo menor e os demais produtos apresentariam custos superiores aos atuais;
8. O método de partição de custos denominado “método do subproduto” permite um tratamento adequado ao custo das utilidades, sejam elas térmicas ou elétricas, geradas de forma excedente em um planta térmica. Deste modo, para empresas que trabalham com a comercialização de excedentes, o gerenciamento operacional e de custos do sistema torna-se bastante facilitado.

6.2. Sugestões Para Outras Pesquisas.

Com a conclusão do presente trabalho apresentam-se as seguintes sugestões para novas pesquisas na área de análises termoeconômicas de plantas de cogeração:

1. Estudar a aplicação de novas ferramentas de análise termoeconômica para o problema apresentado comparando as diferenças obtidas em relação aos resultados apresentados;
2. Estudar a aplicação de custos para a emissão de gases poluentes e gases causadores do efeito estufa e verificar seu impacto no preço das utilidades térmicas geradas;
3. Analisar termoeconomicamente a planta de cogeração estudada considerando a implantação de uma turbina a gás natural trabalhando em ciclo combinado;

4. Analisar a planta de cogeração a partir de novos cenários operacionais, eventualmente decorrentes de alterações nos processos produtivos da empresa.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANEEL – **Agência Nacional de Energia Elétrica**. Consultado na INTERNET. 2002. www.aneel.gov.br/

BAHR, R. **Comunicação Pessoal**. Jaraguá do Sul, 2001.

BALESTIERI, J. A. P., **Modelo Linear para Expansão de Centrais de Cogeração**, Campos do Jordão – SP, 1997, III Congresso Latino-Americano de Geração e Transmissão de Energia Elétrica, pp. 177-182.

BAZZO, E. **Geração de vapor**. 2.ed. Florianópolis: Ed. da UFSC, 1995.

BAZZO, E. **Otimização de sistemas de cogeração**, 1-16, 2001. Notas de Aula.

BEJAN, A. **Convection heat transfer**. 2.ed. North Carolina: Wiley-Interscience, 1995.

BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAM, M. **Thermal Design and optimization**. New York: John Wiley and sons. Inc. Duke University/Technische Universität Berlin/The Ohio State University. 1996.

CAMPOS, R. O. **A lanterna na popa**. 1ª ed. Rio de Janeiro: Topbooks, 1994.

ÇENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. **Thermodynamics. An engineering approach**. 3rd edition, United States of America. McGraw-Hill, 1998.

CERQUEIRA, S. A. A. G.; NEBRA, S. A. **Cost attribution methodologies in cogeneration systems**. 1999. Disponível em: <[http:// www.elsevier.com/locate/enconman](http://www.elsevier.com/locate/enconman)>.

COELHO, S. T. **Mecanismos para implementação da cogeração de eletricidade a partir de biomassa. Um modelo para o Estado de São Paulo**. 1999. Tese (Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia da Universidade de São Paulo) – USP, São Paulo.

CORRÊA NETO, V. **Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar e gás natural**. 2001. Tese

(Mestrado em Ciências de Planejamento Energético) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

COSTA PINHEL, A. C. **Simulação de uma usina térmica a gás no novo contexto do setor elétrico brasileiro: uma análise risco x retorno**. 2000. Tese (Mestrado em Ciências de Planejamento Energético) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

DUMEL CALDEIRAS LTDA. **Orçamentos**. Não publicado. Florianópolis, 2003.

ELETROBRÁS – **Centrais Elétricas Brasileiras**. Consultado na INTERNET. 2000. www.eletronbras.gov.br/

ELETROBRAS – Centrais Elétricas Brasileiras S.A. Rio de Janeiro –RJ, 1999. *Plano Decenal de Expansão 1999/2008*. pp 143-150.

FRANGOPOLUOS, C. A. / SPAKOVSKY, M. R. **A Global Environomic approach for energy systems analysis and optimization (part 2)**. Proceedings of ENSEC 93, National Technical University of Athens and EPFL. 1993.

GUARINELLO, F.; CERQUEIRA, S. A. A. G.; NEBRA, S. A. **Thermoeconomic evaluation of a gas turbine cogeneration system**. Energy conversion and management, vol. 41. Issue 11, pp 1191-1200, 2000.

LAMOUNIER, B.; FIGUEIREDO, R. (organizadores). **A Era FHC: um balanço**. São Paulo: Cultura Editores Associados, 2002.

PIMENTEL, C. M. Operador de Planta. AGROINDUSTRIAL URBANO. **Comunicação Pessoal**. Jaraguá do Sul 2001.

MILAN, M. Gerência Comercial da SCGÁS. **Comunicação pessoal**. Florianópolis, 2003.

MORAES, C. A. R. SCGÁS. **Comunicação pessoal**. Florianópolis, 2002.

NABUCO, J.. **Um estadista do Império**.5.ed. Rio de Janeiro: Topbooks, 1897.

PORT. Nº 43 de 25 de Fevereiro de 2000 (MME)

Suprimento de gás pela PETROBRÁS, acesso ao programa de financiamento do BNDES;

PORT. Nº 212 de 25 de Julho de 2000 (MME)

Suprimento de gás, valor normativo, limitação de volumes;

REIS, M. M. **Custos ambientais associados à geração elétrica: hidrelétricas x termelétricas a gás.** 2001. Tese (Pós-Graduação de Engenharia) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

REQUENA, E. V. GRUPO GASPART. **Comunicação pessoal.** Florianópolis, 2002.

RES. Nº 281 de 01 de Outubro de 1999 (ANEEL):

Estabelece livre acesso à rede por consumidores e fornecedores.

RES. Nº 282, de 1 de Outubro de 1999 (ANEEL):

Define tarifas de uso da transmissão e distribuição no Sistema Elétrico Interligado. Entretanto, ela não se aplica à eletricidade gerada em PCH's, uma vez que a Lei 9648, de 27 de Maio de 1998, estabelece incentivos especiais (mínimo 50% de desconto para as PCH's, atualmente 100%) para esta fonte. Atualmente está em discussão o substitutivo proposto ao Projeto de Lei nº 2905/2000 propondo a extensão destes incentivos para todas as renováveis, entre outras medidas.

RES. Nº 286, de 01 de outubro de 1999 (ANEEL):

Estabelece as tarifas de uso dos sistemas de distribuição de energia elétrica.

REVISTA PRIMEIRA LEITURA. Ed. Maio de 1999.

SZKLO, A. S.; SOARES, J. B.; TOMALSQUIM, M. T. **Economic potential of natural gas fired cogeneration – analysis of Brazil's chemical industry.** 2000, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

TELLES, P. C. S. **História da Engenharia no Brasil. Séculos XVI a XIX.** 2ª ed. Rio de Janeiro: Clube de Engenharia, 1994.

TOTTENE, M. A. **Comunicação pessoal** Florianópolis, 2003.

TSATSARONIS, G.; PISA, X. **Exergoeconomic evaluation and optimization of energy systems – applications to the CGAM problem**. Energy, Great Britain, v. 19,n.3, p.279-286, mai. 1994.

TUNA, C. E., SILVEIRA, J. L., **Um método de análise termoeconômica para otimização de sistemas de produção combinada de calor e potência**, Campos do Jordão – SP, 1997, III Congresso Latino-Americano de Geração e Transmissão de Energia Elétrica, pp. 162-167.

USP SÃO CARLOS – **Escola de Engenharia Elétrica**. Consultado na INTERNET. 2000. www.sel.eesc.sc.usp.br/

VALERO, A., et al. CGAM problem: definition and conventional solution. **Energy**, Great Britain, v. 19,n.3, p.279-286, mai. 1994.

VALERO, A; LOZANO, M.A.; **Theory of the exergetic cost**. Energy, Great Britain, v. 18,n.9, p.939-960, jan. 1993.

VALERO, A; SERRANO, M.; **Curso de Termoeconomia – Volume II**. Universidad de Zaragoza e Universidade Estadual de Campinas.

VELÁZQUEZ, S. M. S. G. **A cogeração de energia no segmento de papel e celulose: Contribuição à matriz energética do Brasil**. 2000. Tese (Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia da Universidade de São Paulo) – USP, São Paulo.

VIPHAN ENGENHARIA LTDA. **Orçamentos**. Não publicado. Florianópolis, 2003.